

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Amanda Conrad  
Ellen da Silva Vandam  
Esther de Lima Rodrigues  
Mariane Cordeiro Tavares

**PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO A PARTIR DO SORO DE LEITE:  
UMA ALTERNATIVA SUSTENTÁVEL PARA O  
REAPROVEITAMENTO DE RESÍDUOS**

Santa Maria, RS  
2023

Amanda Conrad  
Ellen da Silva Vandam  
Esther de Lima Rodrigues  
Mariane Cordeiro Tavares

**PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO A PARTIR DO SORO DE LEITE: UMA  
ALTERNATIVA SUSTENTÁVEL PARA O REAPROVEITAMENTO DE RESÍDUOS**

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

Orientador: Prof. Dr. Djalma Dias da Silveira

Santa Maria, RS  
2023

Amanda Conrad  
Ellen da Silva Vandam  
Esther de Lima Rodrigues  
Mariane Cordeiro Tavares

**PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO A PARTIR DO SORO DE LEITE: UMA  
ALTERNATIVA SUSTENTÁVEL PARA O REAPROVEITAMENTO DE RESÍDUOS**

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

**Aprovado em 27 de janeiro de 2023:**

---

Djalma Dias da Silveira, Dr. (UFSM)  
(Orientador)

---

Fernanda de Castilhos, Dr<sup>a</sup>. (UFSM)

---

Adriano Cancelier, Dr. (UFSM)

Santa Maria, RS  
2023

## **AGRADECIMENTOS**

*Aos amigos e familiares que nos acompanharam durante essa trajetória: nosso agradecimento pelo apoio, compreensão e suporte! Aos professores e à UFSM, nosso agradecimento pela enorme contribuição para a nossa formação quanto profissionais ao longo da graduação.*

*Em especial, agradecemos ao professor orientador Djalma, por todo o apoio e instruções recebidas no desenvolvimento do trabalho, auxiliando e agregando conhecimentos na nossa jornada!*

## RESUMO

### PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO A PARTIR DO SORO DE LEITE: UMA ALTERNATIVA SUSTENTÁVEL PARA O REAPROVEITAMENTO DE RESÍDUOS

AUTORES: Amanda Conrad, Ellen da Silva Vandam, Esther de Lima Rodrigues,  
Mariane Cordeiro Tavares

ORIENTADOR: Djalma Dias da Silveira

O ácido láctico é um líquido viscoso que possui dois isômeros ópticos, sendo que apenas um deles é biocompatível com o corpo humano (l-ácido láctico). Este isômero apresenta aplicações em diversas áreas de atuação, sendo que as que possuem maior aplicabilidade são as indústrias farmacêutica, de alimentos e polímeros. Para a produção deste isômero óptico utiliza-se, normalmente, a rota fermentativa, uma vez que é possível atingir maior seletividade de qual isômero a ser produzido, entretanto, uma das desvantagens desta rota é o alto custo em matéria prima, como a glicose, além da produção de resíduos como o gesso. Desta forma, a empresa STARLACT traz como proposta a produção a partir de um resíduo da agroindústria de baixo valor agregado, o soro de leite. Ademais, para evitar a produção de gesso na etapa de purificação, optou-se por utilizar o hidróxido de magnésio, substituindo o tradicional hidróxido de cálcio, uma vez que não gera resíduos. Através da análise de mercado, decidiu-se instalar a empresa na cidade de Estrela (RS), devido à proximidade com os fornecedores. Por fim, a viabilidade do projeto foi validada, uma vez que apresentou um valor presente líquido (VPL) positivo com um tempo de *payback* de 4 anos e 4 meses. O projeto mostrou-se viável para uma produção anual de 378 toneladas de ácido láctico e mais 465 toneladas de subprodutos, operando durante 360 dias no ano.

**Palavras-chave:** ácido láctico, soro, resíduo.

## **ABSTRACT**

### **PRODUCTION OF LACTIC ACID FROM MILK WHEY: A SUSTAINABLE ALTERNATIVE FOR WASTE REUSE**

Authors: Amanda Conrad, Ellen da Silva Vandam, Esther de Lima Rodrigues,

Mariane Cordeiro Tavares

ADVISOR: Djalma Dias da Silveira

Lactic acid is a viscous liquid that has two optical isomers, only one of them is biocompatible with the human body (l-lactic acid). This isomer has several areas of activity, those with greater applicability are the pharmaceutical, food and polymer industries. For the production of this optical isomer, it is normally used the fermentation route since it is possible to achieve greater selectivity of which isomer to be produced. However, one of the disadvantages of this route is the high cost of raw materials, such as glucose, in addition to production of waste such as calcium sulfate. In this way, the company STARLACT brings as a proposal the production from an agribusiness residue with low added value, cheese whey. Furthermore, to avoid the production of calcium sulfate in the purification stage, it was decided to use magnesium hydroxide replacing the traditional calcium hydroxide, since it does not generate waste. Through market analysis, it was decided to install the company in the city of Estrela (RS), due to the proximity to suppliers. Finally, the viability of the project was validated, since it presented a positive net present value (NPV) with a payback time of 4 years and 4 months. The project has shown to be viable for an annual production of 378 tons of lactic acid and another 465 tons of by-products, operating 360 days a year.

**Palavras-chave:** lactic acid, whey, residue.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Formas espaciais dos isômeros do ácido láctico .....	26
Figura 2 - Aplicações do ácido láctico na indústria química .....	28
Figura 3 - Visão geral da síntese química e da fermentação na produção de ácido láctico .....	28
Figura 4 - Reações de obtenção do ácido láctico por rota química.....	29
Figura 5 - Fermentação Láctica (A) Via homofermentativa e (B) heterofermentativa .	31
Figura 6 - Superfícies de resposta para a produção de ácido láctico em função das variáveis: (a) temperatura e concentração de extrato de levedura; (b) pH e concentração de lactose; (c) pH e temperatura; (d) pH e concentração de extrato de levedura.....	36
Figura 7 - Importação e exportação do ácido láctico nos últimos 5 anos (US\$ FOB x ANO) .....	43
Figura 8 - Importação e exportação do ácido láctico nos últimos 5 anos (Quilograma líquido x Ano) .....	44
Figura 9 - Principais estados brasileiros que importam ácido láctico .....	45
Figura 10 - Principais estados brasileiros que exportam ácido láctico .....	45
Figura 11 - Distribuição das indústrias químicas brasileiras.....	47
Figura 12 - Distribuição geográfica das indústrias alimentícias em 2019.....	47
Figura 13 - Dados de regiões produtoras de queijo e requeijão no Brasil.....	53
Figura 14 - Dados de quantidades de queijo ou requeijão produzidos no Brasil.....	53
Figura 15 - Model Business Canvas STARLACT .....	57
Figura 16 - Quantidade produzida de leite no RS, média 2018-2020.....	60
Figura 17 - IDESE Vale do Taquari .....	61
Figura 18 - Mapa das temperaturas médias anuais no Rio Grande do Sul.....	62
Figura 19 - Terreno livre para a localização da indústria.....	63
Figura 20 - Diagrama de blocos da produção de ácido láctico.....	69
Figura 21 - Fluxograma do processo produtivo .....	70
Figura 22 - Concentrações de produto, substrato e biomassa em função do tempo nas condições ótimas (lactose 82 g/L; extrato de levedura 23,36 g/L; temperatura 40 °C; pH 6.8).....	72
Figura 23 - Reação de produção do lactato de magnésio .....	73
Figura 24 - Mecanismo de reação da precipitação de Mg(OH) <sub>2</sub> .....	75
Figura 25 - Formação de ácido láctico a partir do complexo (CH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> N-LA .....	75

Figura 26 - Representação dos tanques de armazenamento TA-101.....	79
Figura 27 - Representação do evaporador E-101 .....	80
Figura 28 - Representação da bomba B-101 .....	81
Figura 29 - Representação do trocador de calor TC-101 .....	81
Figura 30 - Representação da bomba B-102 .....	82
Figura 31 - Representação do filtro F-101.....	83
Figura 32 - Representação da bomba B-103 .....	83
Figura 33 - Representação do trocador de calor TC-102 .....	84
Figura 34 - Representação da bomba B-104 .....	85
Figura 35 - Representação do reator de inoculação R-101.....	86
Figura 36 - Representação do biorreator R-102.....	87
Figura 37 - Representação da centrífuga C-101 .....	88
Figura 38 - Representação da bomba B-201 .....	89
Figura 39 - Representação do reator de precipitação R-201.....	90
Figura 40 - Representação do tanque de separação T-201 .....	91
Figura 41 - Representação do tanque de trimetilamina TA-201 .....	92
Figura 42 - Representação da bomba B-202 .....	92
Figura 43 - Representação do filtro F-201.....	93
Figura 44 - Representação do tanque TA-107 .....	94
Figura 45 - Representação da bomba B-203 .....	95
Figura 46 - Representação do evaporador E-201 .....	97
Figura 47 - Representação da bomba B-204 .....	97
Figura 48 - Representação do trocador de calor TC-201 .....	98
Figura 49 - Representação da bomba B-205 .....	99
Figura 50 - Representação da coluna de troca iônica C-201 .....	100
Figura 51 - Representação do tanque pré-evaporador T-205 .....	101
Figura 52 - Representação da bomba B-206 .....	101
Figura 53 - Representação do evaporador E-202 .....	102
Figura 54 - Representação da bomba B-207 .....	103
Figura 55 - Representação do trocador de calor TC-202 .....	103
Figura 56 - Representação do tanque de armazenamento TA-203 .....	104
Figura 57 - Representação da bomba B-208 .....	104
Figura 58 - Representação da envasadora EN-201 .....	105
Figura 59 - Malha de Controle R-103 .....	117



Figura 60 - <i>Payback</i> .....	165
Figura 61 - Relação do Número de Potência com o Número de Reynolds .....	202

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição estimada do soro de leite .....	40
Tabela 2 - Preço mínimo por kg de ácido láctico de acordo com a tecnologia utilizada no processo a partir de recursos renováveis.....	49
Tabela 3 - Custo do leite ao produtor rural no ano de 2022 .....	55
Tabela 4 - Resultados obtidos E-101 .....	106
Tabela 5 - Resultados obtidos E-201 .....	107
Tabela 6 - Resultados obtidos E-202 .....	107
Tabela 7 - Dimensões dos tanques de armazenamento da Área 100.....	110
Tabela 8 - Dimensões dos tanques de armazenamento da Área 200.....	111
Tabela 9 - Dimensões dos filtros das Áreas 100 e 200 .....	111
Tabela 10 - Dimensões dos reatores da Área 200 .....	112
Tabela 11 - Dimensionamento dos evaporadores.....	113
Tabela 12 - Dimensionamento trocadores de calor.....	113
Tabela 13 - Dimensionamento de bombas.....	114
Tabela 14 - Demanda de vapor do pavilhão industrial .....	119
Tabela 15 - Demanda de vapor para os tanques de água quente .....	120
Tabela 16 - Demanda de vapor na lavanderia .....	120
Tabela 17 - Demanda de vapor na cozinha.....	120
Tabela 18 - Dimensionamento da linha de vapor 1 .....	121
Tabela 19 - Dimensionamento da linha de vapor 2 .....	122
Tabela 20 - Dimensionamento da linha de vapor 3 .....	122
Tabela 21 - Condensado produzido na linha 1 .....	124
Tabela 22 - Condensado produzido na linha 2.....	124
Tabela 23 - Condensado produzido na linha 3.....	125
Tabela 24 - Dimensionamento da linha de condensado 1 .....	126
Tabela 25 - Dimensionamento da linha de condensado 2 .....	127
Tabela 26 - Dimensionamento da linha de condensado 3 .....	127
Tabela 27 - Demanda de água fria na indústria .....	129
Tabela 28 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 1.....	130
Tabela 29 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 2.....	131
Tabela 30 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 3.....	132
Tabela 31 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 4.....	134

Tabela 32 - Demanda de água quente no pavilhão industrial .....	135
Tabela 33 - Demanda de água quente nos prédios auxiliares .....	136
Tabela 34 - Dimensionamento da tubulação de água quente a 70°C .....	136
Tabela 35 - Dimensionamento da tubulação de água quente a 45°C .....	137
Tabela 36 - Demanda de água gelada no pavilhão industrial.....	138
Tabela 37 - Dimensionamento da tubulação de água gelada .....	140
Tabela 38 - Consumo de ar comprimido nos prédios auxiliares.....	142
Tabela 39 - Dimensionamento da tubulação de ar comprimido .....	143
Tabela 40 - Acessórios totais nas tubulações das instalações industriais .....	145
Tabela 41 - Custos com equipamentos.....	147
Tabela 42 - Custos com equipamentos e materiais de laboratório.....	148
Tabela 43 - Custo dos equipamentos de proteção individual .....	149
Tabela 44 - Custos com tubulação, isolamento térmico e acessórios.....	150
Tabela 45 - Custos com as instalações.....	150
Tabela 46 - Custos relacionados a ETE .....	151
Tabela 47 - Custos com obras e terreno .....	151
Tabela 48 - Custos com mobília e demais necessidades dos prédios auxiliares ....	152
Tabela 49 - Custo com matéria-prima e insumos.....	154
Tabela 50 - Energia requerida por equipamentos .....	155
Tabela 51 - Custos de energia elétrica total .....	155
Tabela 52 - Encargos sociais .....	156
Tabela 53 - Encargos trabalhistas.....	156
Tabela 54 - Volume anual de produção e comercialização.....	157
Tabela 55 - Índice de comercialização .....	158
Tabela 56 - Taxa de marcação.....	158
Tabela 57 - Faturamento anual .....	159
Tabela 58 - Resultados operacionais .....	159
Tabela 59 - Investimento inicial .....	160
Tabela 60 - Financiamento.....	161
Tabela 61 - Fluxo de caixa .....	163
Tabela 62 - <i>Payback</i> .....	164
Tabela 63 - Balanço de massa das correntes F1 a F8.....	183
Tabela 64 - Balanço de massa das correntes F9 a F15.....	183
Tabela 65 - Balanço de massa das correntes F16 a L2 .....	184

Tabela 66 - Balanço de massa das correntes F22 a V3.....	185
Tabela 67 - Balanço de massa das correntes F28 a W2.....	186
Tabela 68 - Frações mássicas das correntes F1 a F8 .....	187
Tabela 69 - Frações mássicas das correntes F9 a F15 .....	187
Tabela 70 - Frações mássicas das correntes F16 a L2.....	188
Tabela 71 - Frações mássicas das correntes F22 a V3 .....	189
Tabela 72 - Frações mássicas das correntes F28 a W2 .....	190
Tabela 73 - Condições iniciais dos evaporadores .....	191
Tabela 74 - Vazões de vapor e líquido concentrado nos efeitos .....	192
Tabela 75 - Temperaturas dos evaporadores .....	192
Tabela 76 - Entalpias e capacidades caloríficas de cada corrente no E-101 e E-201 .....	193
Tabela 77 - Balanço de energia dos evaporadores E-101 e E-201 .....	194
Tabela 78 - Condições iniciais E-202 .....	195
Tabela 79 - Entalpias e capacidades caloríficas de cada corrente no E-202 .....	195
Tabela 80 - Balanço de energia do evaporador E-202.....	196
Tabela 81 - Temperaturas dos fluidos dos resfriadores TC-101, TC-201 e TC-202	196
Tabela 82 - Cálculo para quantidade de fluido refrigerante nos trocadores de calor TC-101, TC-201 e TC-202 .....	197
Tabela 83 - Variáveis para área de troca térmica dos trocadores de calor TC-101, TC-201 e TC-202 .....	198
Tabela 84 - Temperaturas dos fluidos do aquecedor TC-102 .....	198
Tabela 85 - Cálculo para quantidade de fluido quente no trocador de calor TC-102 .....	199
Tabela 86 - Variáveis para área de troca térmica do trocador de calor TC-102.....	199
Tabela 87 - Informações para o encamisamento .....	200
Tabela 88 - Informações para dimensionar os encamisamentos e vazões de fluidos .....	201
Tabela 89 - Dimensionamento dos agitadores para os reatores e tanque .....	202
Tabela 90 - Dados iniciais do soro de leite.....	204
Tabela 91 - Dimensionamento dos tanques de armazenamento de soro de leite...204	
Tabela 92 - Dados iniciais para o efluente líquido (água) dos evaporadores.....	205
Tabela 93 - Dimensionamento do tanque de armazenamento para o efluente líquido dos evaporadores.....	205

Tabela 94 - Dados iniciais para os efluentes sólidos dos filtros .....	206
Tabela 95 - Dimensionamento dos tanques de armazenamento para o efluente sólido dos filtros.....	206
Tabela 96 - Dados iniciais para as matérias primas armazenadas .....	207
Tabela 97 - Dimensionamento dos tanques de armazenamento para as matérias primas.....	207
Tabela 98 - Dados iniciais do resíduo sólido proveniente da centrifugação e da corrente de saída do reator de precipitação.....	208
Tabela 99 - Dimensionamento do tanque de armazenamento dos resíduos sólidos da centrífuga e do tanque de separação.....	208
Tabela 100 - Dados iniciais para o tanque de armazenamento pré-evaporador.....	208
Tabela 101 - Dimensionamento do tanque de armazenamento pré-evaporador ....	208
Tabela 102 - Dados iniciais para o tanque de armazenamento do produto final.....	209
Tabela 103 - Dimensionamento do tanque de armazenamento do produto final ....	209
Tabela 104 - Dados iniciais para o dimensionamento dos filtros.....	210
Tabela 105 - Dimensões das placas dos filtros prensa .....	210
Tabela 106 - Dados iniciais para os reatores .....	211
Tabela 107 - Dimensionamento dos reatores.....	211
Tabela 108 - Dados iniciais para o reator de precipitação .....	211
Tabela 109 - Dimensionamento do reator de precipitação .....	212
Tabela 110 - Dados iniciais do soro de leite para a centrifugação .....	212
Tabela 111 - Dados iniciais para o dimensionamento da troca iônica.....	213
Tabela 112 - Área de troca térmica dos evaporadores considerando 90% de eficiência dos tubos.....	215
Tabela 113 - Dimensionamento dos evaporadores.....	216
Tabela 114 - Dimensionamento das bombas.....	217
Tabela 115 - Vapor requerido para o pavilhão industrial.....	222
Tabela 116 - Dimensionamento para a linha de vapor 1 .....	224
Tabela 117 - Dimensionamento para a linha de vapor 2.....	225
Tabela 118 - Dimensionamento para a linha de vapor 3.....	226
Tabela 119 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água quente a 70°C.....	229
Tabela 120 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água quente a 45°C.....	231
Tabela 121 - Dimensões dos tanques de armazenamento de água quente .....	237
Tabela 122 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água gelada.....	238

Tabela 123 - Dimensões dos tanques de água gelada .....	243
Tabela 124 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 1 .....	244
Tabela 125 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 2 .....	244
Tabela 126 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 3 .....	246
Tabela 127 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 4 .....	247
Tabela 128 - Dimensões dos tanques de armazenamento de água fria .....	257
Tabela 129 - Parâmetros utilizados para dimensionamento de sistema air-lift.....	258
Tabela 130 - Dimensionamento tubulação de ar comprimido .....	259
Tabela 131 - Valor da dilatação linear e junta de absorção para cada trecho.....	267
Tabela 132 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de vapor .....	270
Tabela 133 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de condensado .....	271
Tabela 134 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água fria .....	273
Tabela 135 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água quente .....	278
Tabela 136 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água gelada .....	279
Tabela 137 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de ar comprimido .....	280
Tabela 138 - Diâmetro encontrado para a tubulação do processo .....	293
Tabela 139 - Diâmetro encontrado para a tubulação de hidróxido de magnésio, trimetilamina e efluentes gerados.....	295
Tabela 140 - Acessórios do processo .....	302

## LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Lactobacillus usados para produção de ácido láctico .....	34
Quadro 2 - Missão, visão e valores da STARLACT .....	58
Quadro 3 - Fatores que influenciam na escolha da localização da unidade industrial .....	59
Quadro 4 - Frações mássicas de cada componente do soro de leite.....	78
Quadro 5 - Balanço de massa dos tanques de armazenamento TA-101 ao 106.....	79
Quadro 6 - Balanço de massa do evaporador E-101 .....	80
Quadro 7 - Balanço de massa da bomba B-101 .....	81
Quadro 8 - Balanço de massa do trocador de calor TC-101 .....	81
Quadro 9 - Balanço de massa da bomba B-102 .....	82
Quadro 10 - Balanço de massa do filtro F-101.....	83
Quadro 11 - Balanço de massa da bomba B-103 .....	84
Quadro 12 - Balanço de massa do trocador de calor TC-102 .....	84
Quadro 13 - Balanço de massa da bomba B-104 .....	85
Quadro 14 - Balanço de massa do reator de inoculação R-101.....	86
Quadro 15 - Balanço de massa do reator R-102.....	87
Quadro 16 - Balanço de massa da centrífuga C-101 .....	88
Quadro 17 - Balanço de massa da bomba B-201 .....	89
Quadro 18 - Balanço de massa do reator de precipitação R-201.....	90
Quadro 19 - Balanço de massa para o tanque de separação T-201 .....	91
Quadro 20 - Balanço de massa para o tanque de trimetilamina.....	92
Quadro 21 - Balanço de massa da bomba B-202 .....	93
Quadro 22 - Balanço de massa para o filtro F-201.....	94
Quadro 23 - Balanço de massa para o tanque de hidróxido de magnésio T-204.....	95
Quadro 24 - Balanço de massa da bomba B-203 .....	95
Quadro 25 - Balanço de massa para o evaporador E-201 .....	97
Quadro 26 - Balanço de massa da bomba B-204 .....	98
Quadro 27 - Balanço de massa para o trocador de calor TC-201 .....	98
Quadro 28 - Balanço de massa da bomba B-205 .....	99
Quadro 29 - Balanço de massa para a coluna de troca iônica C-201 .....	100
Quadro 30 - Balanço de massa para o tanque pré-evaporador T-205.....	101
Quadro 31 - Balanço de massa da bomba B-206 .....	101

Quadro 32 - Balanço de massa para o evaporador E-202 .....	102
Quadro 33 - Balanço de massa da bomba B-207 .....	103
Quadro 34 - Balanço de massa para o trocador de calor TC-202 .....	103
Quadro 35 - Balanço de massa para o tanque de armazenamento TA-203 .....	104
Quadro 36 - Balanço de massa da bomba B-208 .....	105
Quadro 37 - Balanço de massa da envasadora EN-201 .....	105
Quadro 38 - Bitoladas comerciais selecionadas para a tubulação de água quente	232
Quadro 39 - Bitolas comerciais selecionadas para a tubulação de água gelada ....	240
Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4 .....	249
Quadro 41 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de água quente ...	260
Quadro 42 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de vapor .....	261
Quadro 43 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de condensado ....	264
Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha .....	281
Quadro 45 - Bitolas selecionadas para as tubulações do processo .....	296



## LISTA DE ABREVIATURAS

ABIHPEC	Associação Brasileira da Indústria de Higiene Pessoal, Perfumaria e Cosméticos
ABIQ	Associação Brasileira da Indústria de Alimentos
ABQUIM	Associação Brasileira da Indústria Química
ac. lático	ácido lático
ANVISA	Agência Nacional de Vigilância Sanitária
ATSM	<i>American Society for Testing and Materials</i>
B2B	<i>business to business</i>
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
cel	células
COEMA	Conselho Estadual de Meio Ambiente
COFINS	Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social
CONSEMA	Resolução do Conselho Estadual do Meio Ambiente
COREDE	Conselho Regional de Desenvolvimento
CSTR	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>
CUB	Custo Unitário Básico
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
EPAGRI/SC	Empresa de Pesquisa Agropecuária e Extensão Rural de Santa Catarina
EPI	equipamento de proteção individual
ESALQ	Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”
ETE	Estação de Tratamento de Efluentes
FEPAM	Fundação Estadual de Proteção Ambiental
FISPQ	Ficha de Informações de Segurança de Produtos Químicos
FOB	<i>Free On Board</i>
GRAS	<i>Generally Recognized As Safe</i>
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
ICMS	Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços
IDESE	Índice de Desenvolvimento Socioeconômico
IUPAC	União Internacional de Química Pura e Aplicada
KCl	cloreto de potássio
Mg(OH) <sub>2</sub>	hidróxido de magnésio
NA	<i>not available</i>
NaCl	cloreto de sódio
NaOH	hidróxido de sódio
NBR	Norma brasileira
NCM	Nomenclatura Comum do Mercosul
PB	tempo de retorno do investimento
PIB	Produto Interno Bruto
PIS	Programa de Integração Social
PLA	poliácido lático
PET	polietileno tereftalato

qntd	Quantidade
RS	Rio Grande do Sul
SCH	<i>Schedule</i>
SHF	Sacarificação com Fermentação Separada
SSCF	Sacarificação com Co-Fermentação Simultânea
SSF	Sacarificação e Fermentação Simultâneas
TIR	taxa interna de retorno
TM	taxa de marcação
VAB	Valor Adicionado Bruto
VPL	valor presente líquido

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>24</b>
1.1 OBJETIVOS.....	24
1.2 JUSTIFICATIVA .....	24
<b>2 DEFINIÇÃO DO PRODUTO</b> .....	<b>26</b>
2.1 ÁCIDO LÁTICO .....	26
2.1.2 Aplicações .....	27
2.2 ROTAS DE PRODUÇÃO .....	28
2.2.1 Rota química .....	29
2.2.2 Rota fermentativa .....	29
<b>3 DEFINIÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA E INSUMOS</b> .....	<b>33</b>
3.1 MICRORGANISMOS.....	33
3.1.1 <i>Lactobacillus</i> .....	35
3.1.2 Influência das variáveis do processo na fermentação .....	36
3.2 OUTROS INSUMOS .....	38
3.3 SORO DE LEITE .....	39
3.3.1 Composição do soro de leite .....	39
3.3.2 Gordura no soro .....	40
3.3.3 Proteínas .....	40
3.3.4 Minerais.....	41
3.3.5 Lactose.....	41
3.3.6 Impacto Ambiental.....	41
<b>4 ANÁLISE DE MERCADO</b> .....	<b>43</b>
4.1 PRODUTO .....	43
4.1.1 Mercado Consumidor .....	43

4.1.2 Expectativa da taxa de crescimento do mercado .....	48
4.1.3 Tendência do preço de comercialização .....	49
4.1.4 Concorrentes.....	49
4.2 MATÉRIA-PRIMA.....	51
4.2.1 Mercado consumidor .....	51
4.2.2 Fornecedores .....	52
4.2.3 Localização da matéria-prima .....	54
4.2.4 Preço de comercialização .....	55
<b>5 DEFINIÇÕES DA EMPRESA.....</b>	<b>57</b>
5.1 MODELO DE NEGÓCIOS.....	57
5.2 MISSÃO, VISÃO E VALORES .....	58
5.3 LOCALIZAÇÃO .....	58
5.3.3 Proximidade da matéria-prima, proximidade do mercado consumidor e disponibilidade de utilidades.....	59
5.3.4 Considerações da comunidade local, mão de obra e clima .....	60
5.3.5 Disponibilidade de área para instalação e Incentivos Fiscais.....	62
5.4 ESCALA DE PRODUÇÃO.....	63
5.5 COMERCIALIZAÇÃO.....	64
5.6 EXIGÊNCIAS LEGAIS.....	64
<b>6 DEFINIÇÕES DO PROCESSO.....</b>	<b>65</b>
6.1 MODOS DE OPERAÇÃO.....	65
6.1.1 Modo contínuo.....	65
6.1.2 Modo batelada.....	66
6.1.3 Modo batelada alimentada .....	66
6.1.4 Sacarificação com Fermentação Separada ou Simultânea.....	67
6.1.5 Co-fermentação ou culturas mistas .....	67
6.1.6 Reciclo de biomassa e imobilização celular .....	68

6.2 DIAGRAMA DE BLOCOS .....	68
6.3 ETAPAS E OPERAÇÕES ENVOLVIDAS NO PROCESSO.....	69
6.3.1 Recebimento e armazenamento da matéria-prima .....	71
6.3.2 Pré-tratamento .....	71
6.3.3 Fermentação .....	72
6.3.4 Processos downstream .....	73
6.3.5 Armazenamento do produto final .....	77
<b>7 PROJETO DO PROCESSO.....</b>	<b>78</b>
7.1 BALANÇO DE MASSA.....	78
7.1.1 Tanques de armazenamento (TA-101 ao 106).....	79
7.1.2 Evaporador (E-101).....	79
7.1.3 Bomba (B-101) .....	80
7.1.4 Trocador de calor (TC-101) .....	81
7.1.5 Bomba (B-102) .....	82
7.1.6 Filtro (F-101 e F-102) .....	82
7.1.7 Bomba (B-103) .....	83
7.1.8 Trocador de calor (TC-102) .....	84
7.1.9 Bomba (B-104) .....	84
7.1.10 Reator de inoculação (R-101 e R-102).....	85
7.1.11 Biorreator (R-103 a 107).....	86
7.1.12 Centrífuga (C-101 e C-102).....	88
7.1.13 Bomba (B-201) .....	89
7.1.14 Reator de precipitação (R-201) .....	89
7.1.15 Tanque de separação (T-201).....	90
7.1.16 Tanque de trimetilamina (TA-201) .....	92
7.1.17 Bomba (B-202) .....	92
7.1.18 Filtro (F-201 e F-202) .....	93

7.1.19 Tanque de hidróxido de magnésio (TA-107) .....	94
7.1.20 Bomba (B-203) .....	95
7.1.21 Evaporador (E-201) .....	95
7.1.22 Bomba (B-204) .....	97
7.1.23 Trocador de calor (TC-201) .....	98
7.1.24 Bomba (B-205) .....	98
7.1.25 Coluna de troca iônica (TI-201 e TI-202).....	99
7.1.26 Tanque pré-evaporador (TA-202).....	100
7.1.27 Bomba (B-206) .....	101
7.1.28 Evaporador (E-202) .....	102
7.1.29 Bomba (B-207) .....	102
7.1.30 Trocador de calor (TC-202) .....	103
7.1.31 Tanque de armazenamento (TA-203) .....	104
7.1.32 Bomba (B-208) .....	104
7.1.33 Envasadora (EN-201).....	105
7.2 BALANÇO DE ENERGIA .....	105
7.2.1 Evaporadores .....	106
7.2.2 Trocadores de calor.....	107
7.2.3 Encamisamento dos equipamentos.....	109
7.2.4 Agitadores .....	110
7.3 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS .....	110
7.3.1 Dimensionamento dos tanques .....	110
7.3.2 Dimensionamento dos filtros .....	111
7.3.3 Dimensionamento dos biorreatores.....	112
7.3.4 Dimensionamento da centrífuga.....	112
7.3.5 Dimensionamento da coluna de troca iônica .....	113
7.3.6 Dimensionamento dos evaporadores .....	113

7.3.7 Dimensionamento dos trocadores de calor .....	113
7.3.8 Dimensionamento das bombas .....	114
<b>8 TRATAMENTO DE EFLUENTES .....</b>	<b>116</b>
<b>9 INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE .....</b>	<b>117</b>
<b>10 PROJETO DAS INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS .....</b>	<b>119</b>
10.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR.....	119
10.1.1 Demanda de vapor total .....	119
10.1.2 Dimensionamento das tubulações de vapor.....	121
10.2 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO.....	123
10.2.1 Condensado produzido .....	123
10.2.2 Dimensionamento das tubulações de condensado .....	126
10.3 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA.....	128
10.3.1 Demanda de água fria total .....	128
10.3.2 Dimensionamento das tubulações de água fria.....	130
10.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE .....	135
10.4.1 Demanda de água quente total .....	135
10.4.2 Dimensionamento das tubulações de água quente.....	136
10.5 INSTALAÇÕES DE ÁGUA GELADA.....	138
10.5.1 Demanda de água gelada total .....	138
10.5.2 Dimensionamento da tubulação de água gelada .....	139
10.6 RESERVATÓRIOS DE ÁGUA POTÁVEL .....	141
10.7 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO.....	142
10.7.1 Demanda de ar comprimido .....	142
10.7.2 Compressores .....	143
10.7.3 Dimensionamento da tubulação de ar comprimido .....	143
10.8 ISOLAMENTO TÉRMICO, JUNTAS DE DILATAÇÃO, PINTURA, SUPORTE DAS TUBULAÇÕES E TESTE HIDROSTÁTICO.....	144

10.9 ACESSÓRIOS.....	145
10.10 TUBULAÇÕES DO PROCESSO .....	146
<b>11 ANÁLISE ECONÔMICA .....</b>	<b>147</b>
11.1 INVESTIMENTOS .....	147
11.1.1 Equipamentos .....	147
11.1.2 Obras e instalações.....	149
11.2 CUSTOS .....	153
11.2.1 Matéria-prima e insumos .....	153
11.2.2 Utilidades.....	154
11.2.3 Encargos trabalhistas .....	155
11.2.4 Depreciação, manutenção e seguro.....	157
11.3 RELATÓRIO FINANCEIRO.....	157
11.3.1 Volume de produção .....	157
11.3.2 Faturamento .....	158
11.3.3 Resultados operacionais .....	159
11.3.4 Investimento inicial .....	160
11.3.5 Financiamento .....	161
11.3.6 Fluxo de caixa .....	162
11.3.7 Indicadores de retorno.....	164
<b>12 CONCLUSÃO .....</b>	<b>166</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>168</b>
<b>APÊNDICE A - BALANÇO DE MASSA DOS EQUIPAMENTOS.....</b>	<b>180</b>
A.1 BALANÇO DE MASSA DOS EVAPORADORES.....	180
A.2 BALANÇO DE MASSA DOS FILTROS.....	180
A.3 BALANÇO DE MASSA DO REATOR DE INOCULAÇÃO E BIORREATORES	181
A.4 BALANÇO DE MASSA DO REATOR DE PRECIPITAÇÃO.....	182
<b>APÊNDICE B - BALANÇO DE ENERGIA DOS EQUIPAMENTOS .....</b>	<b>191</b>



B.1 BALANÇO DE ENERGIA EVAPORADORES DE DUPLO EFEITO [E-101 e E-201]	191
B.2 BALANÇO DE ENERGIA EVAPORADOR DE SIMPLES EFEITO [E-202]	194
B.3 BALANÇO DE ENERGIA TROCADORES DE CALOR	196
B.3.1 Resfriadores	196
B.3.2 Aquecedor	198
B.4 BALANÇO DE ENERGIA ENCAMISAMENTO	199
B.5 BALANÇO DE ENERGIA AGITADORES	201
<b>APÊNDICE C - DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS</b>	<b>204</b>
C.1 DIMENSIONAMENTO DOS TANQUES	204
C.2 DIMENSIONAMENTO DOS FILTROS	209
C.3 DIMENSIONAMENTO DOS REATORES	210
C.4 DIMENSIONAMENTO DA CENTRÍFUGA	212
C.5 DIMENSIONAMENTO DA COLUNA DE TROCA IÔNICA	212
C.6 DIMENSIONAMENTO DOS EVAPORADORES	215
C.7 DIMENSIONAMENTO DAS BOMBAS	216
<b>APÊNDICE D - DIMENSIONAMENTO ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES</b>	<b>218</b>
<b>APÊNDICE E - MEMORIAL DE CÁLCULOS</b>	<b>221</b>
E.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR	221
E.1.1 Cálculo da demanda de vapor	221
E.1.2 Dimensionamento das linhas de vapor	222
E.2 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO	228
E.3 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE	229
E.3.1 Dimensionamento da tubulação de água quente	229
E.3.2 Dimensionamento dos tanques armazenamento de água quente	237
E.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA GELADA	237
E.4.1 Dimensionamento da tubulação de água gelada	237

E.4.2 Dimensionamento dos tanques de armazenamento de água gelada .....	243
E.5 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA.....	243
E.5.1 Dimensionamento da tubulação de água fria.....	243
E.5.2 Dimensionamento dos tanques de armazenamento de água fria .....	257
E.6 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO .....	257
E.6.2 Dimensionamento do sistema <i>air-lift</i> .....	257
E.6.2 Dimensionamento das tubulações .....	258
E.7 ISOLAMENTO TÉRMICO, JUNTAS DE DILATAÇÃO, SUPORTE DAS TUBULAÇÕES E TESTE HIDROSTÁTICO .....	259
E.8 ACESSÓRIOS DAS UTILIDADES.....	281
E.9 TUBULAÇÕES DO PROCESSO .....	292
<b>ANEXO A - LAYOUT DA INDÚSTRIA.....</b>	<b>303</b>
<b>ANEXO B - TROCADORES DE CALOR.....</b>	<b>304</b>
<b>ANEXO C - FILTRO PRENSA .....</b>	<b>307</b>
<b>ANEXO D - CENTRÍFUGA .....</b>	<b>308</b>
<b>ANEXO E - COLUNA DE TROCA IÔNICA.....</b>	<b>309</b>
<b>ANEXO F - MÁQUINA DE LAVAR ROUPAS.....</b>	<b>310</b>
<b>ANEXO G - SECADORA DE ROUPAS.....</b>	<b>311</b>
<b>ANEXO H - CALANDRA.....</b>	<b>312</b>
<b>ANEXO I - LAVADORA DE LOUÇAS .....</b>	<b>313</b>
<b>ANEXO J - PAINEL INDUSTRIAL A VAPOR.....</b>	<b>314</b>
<b>ANEXO K - CALDEIRA INDUSTRIAL.....</b>	<b>315</b>
<b>ANEXO L - CHILLER.....</b>	<b>316</b>
<b>ANEXO M - COMPRESSOR.....</b>	<b>317</b>
<b>ANEXO N - ESPESSURAS RECOMENDADAS DO ISOLANTE TÉRMICO.....</b>	<b>318</b>
<b>ANEXO O - PINTURA DAS TUBULAÇÕES .....</b>	<b>319</b>
<b>ANEXO P - BOMBAS .....</b>	<b>320</b>

<b>ANEXO Q - TABELA 1 DE PROPRIEDADES DA ÁGUA - VAPOR SATURADO.</b>	<b>322</b>
<b>ANEXO R - TABELA 2 DE PROPRIEDADES DA ÁGUA - VAPOR SATURADO.</b>	<b>323</b>
<b>ANEXO S - TABELA PROPRIEDADES DO ÁCIDO LÁTICO .....</b>	<b>324</b>

## 1 INTRODUÇÃO

O ácido láctico é um líquido viscoso amplamente utilizado na indústria farmacêutica, de alimentos e de polímeros que pode ser obtido pela rota química ou fermentativa. A rota química baseia-se na hidrólise da lactonitrila e atualmente não é tão utilizada por conta da viabilidade econômica e também por seu produto gerar uma mistura dos isômeros D e L, portanto, a rota fermentativa tende a ser a melhor escolha.

Tendo em vista isso, por meio da rota fermentativa, é possível produzi-lo a partir de resíduos da agroindústria. O soro de leite, de acordo com Panesar *et al.* (2007), é um bom substrato para a fermentação pois é um ótimo meio de reprodução de microrganismos. Sabe-se que, para cada 1 kg de queijo produzido, 9 kg de soro são gerados (DE SOUZA, 2019). Além disso, o descarte dele requer um alto investimento e por isso, não é realizado da forma correta pela maioria das indústrias de pequenos e médios produtores de leite.

Ademais, de acordo com *Grand View Research* (2022), o mercado do ácido láctico está em crescimento principalmente por conta da sua utilização em polímeros biodegradáveis, e por isso, é previsto um crescimento de 8% ao ano até 2030, logo, torna-se vantajosa a produção do mesmo.

### 1.1 OBJETIVOS

O presente trabalho de conclusão de curso visa identificar as rotas tecnológicas da produção de ácido láctico com 85% de pureza a partir do soro de leite, um resíduo agroindustrial proveniente de laticínios. Dessa maneira, será analisada a viabilidade técnica e econômica da implantação da unidade industrial da empresa denominada STARLACT, utilizando-se uma tecnologia sustentável. Ademais, objetiva-se realizar a análise de mercado, definindo-se fornecedores e concorrentes, realizar os cálculos envolvidos no processo industrial proposto e dimensionar a planta industrial, assim como, os equipamentos necessários. Posteriormente, será feita a análise econômica a fim de garantir a viabilidade do projeto.

### 1.2 JUSTIFICATIVA

A STARLACT tem como objetivo fornecer um produto que supra as necessidades do mercado ao mesmo tempo em que transforma um resíduo em um

produto de alto valor agregado, dessa forma, isso está alinhado com os princípios de sustentabilidade que a empresa apresenta. Portanto, destacam-se como justificativas:

- Emprego de resíduo industrial como matéria prima: o Brasil possui uma grande quantidade de laticínios e, apesar de muitos utilizarem o soro na produção de leite em pó ou *whey protein*, muito ainda é descartado de forma indevida. Somente no estado do Rio Grande do Sul, de acordo com a revista Leites e Queijos (2017), são descartados mais de 1,5 milhão de litros de soro todos os dias.
- Inovação na rota tecnológica: no modo convencional de produção de ácido láctico, é utilizado hidróxido de cálcio durante a precipitação para controlar o pH do meio, entretando, forma-se sulfato de cálcio, também conhecido como gesso, na mesma proporção que é produzido ácido láctico. A fim de evitar a produção deste resíduo, a STARLACT emprega uma tecnologia sustentável, utilizando o hidróxido de magnésio que resulta em lactato de magnésio e então, ao reagir com a trimetilamina gera um complexo de ácido láctico e trimetilamina. Dessa forma, consegue-se separar o ácido láctico em estado líquido e a trimetilamina em estado gasoso por um simples aquecimento, apenas com a formação de água.
- Comercialização dos resíduos gerados pela indústria: durante o processo produtivo alguns resíduos são gerados, entre eles o resíduo do filtro que é composto por 12,5% de gordura e 37,5% de compostos nitrogenados e será vendido para produção de ração animal. Já o resíduo da centrífuga possui 47% de extrato de levedura e 14% de células, que por serem insumos de alto valor agregado podem ser vendidos para reutilização em outros processos.

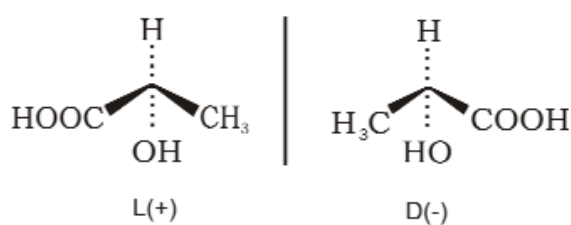
## 2 DEFINIÇÃO DO PRODUTO

### 2.1 ÁCIDO LÁTICO

O ácido lático puro é um líquido viscoso, de cor cristalina e com um leve odor acre. Trata-se de um composto orgânico cuja fórmula molecular é  $C_3H_6O_3$ , conhecido como ácido 2-hidroxiopropanóico pela nomenclatura da União Internacional de Química Pura e Aplicada (IUPAC). Foi descoberto em 1780 pelo químico sueco C. W. Scheele, que o isolou como um composto impuro a partir do leite ácido e, em 1881, o cientista francês Edmond Frémy sintetizou pela primeira vez o ácido lático via fermentação, processo que é o mais amplamente utilizado.

O ácido lático apresenta um átomo de carbono assimétrico, ou seja, possui dois enantiômeros, que são isômeros espaciais, não sobreponíveis e com atividade óptica. Isto significa que são capazes de desviar a luz polarizada para direita (dextrógiro) ou para esquerda (levógiro). Ambas as formas podem ser sintetizadas, resultando em compostos com propriedades físicas como ponto de ebulição, fusão e polaridade idênticas, todavia com utilidades diferentes. Nos seres vivos, o ácido lático é normalmente encontrado na forma levógira, visto que este isômero é mais facilmente metabolizado nos mamíferos do que a forma dextrógira (CHAHAL *et. al*, 2006). Na Figura 1, é possível visualizar os pares de enantiômeros dextrógiro e levógiro.

Figura 1 - Formas espaciais dos isômeros do ácido lático



Fonte: Rodrigues, 2016.

O ponto de fusão do ácido lático é entre 52,7 e 52,8 °C. Já seu ponto de ebulição é de 122 °C em uma pressão igual a 2 kPa. No entanto, não é estável quando aquecido à pressão atmosférica, decompondo-se rapidamente em dióxido e monóxido de carbono. Este ácido orgânico é completamente solúvel em água, etanol, éter dietílico e outros solventes orgânicos que são miscíveis com água, entretanto, é praticamente insolúvel em benzeno e clorofórmio (CHAHAL *et. al*, 2006).

### 2.1.2 Aplicações

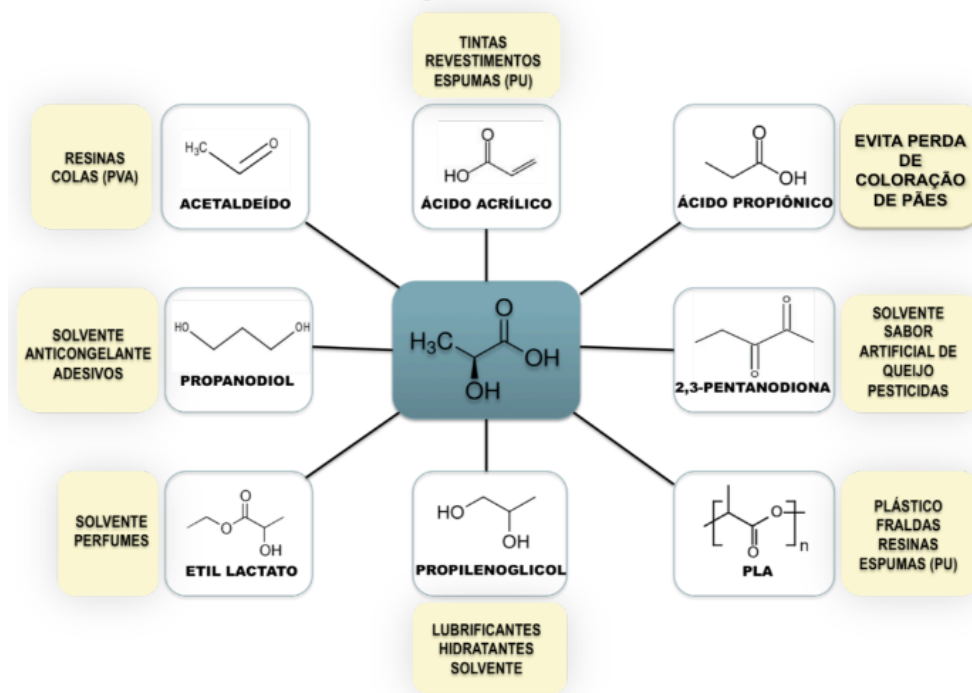
O ácido láctico tem diversas aplicações, sendo as principais áreas de atuação as indústrias farmacêutica, de alimentos e polímeros. Na área de polímeros, uma das principais aplicabilidades, hoje em dia, é a utilização do ácido láctico para a fabricação do poliácido láctico (PLA). Este é considerado um polímero mais ecológico que o polietileno tereftalato (PET), pois possui matérias-primas sustentáveis, como fibras de PLA produzidas a partir de milho.

Além disso, a produção de PLA necessita de uma quantidade significativamente menor de energia proveniente de combustíveis fósseis do que a produção de polímeros à base de petróleo, sendo estimado em torno de 20 a 50% a menos (OLIVEIRA, 2022). Ademais, o PLA é um polímero bioabsorvível amplamente utilizado em suturas e implantes ortopédicos, por isso requer pureza muito alta, acima de 95% (RODRIGUES, 2016).

O ácido láctico com pureza superior a 87,5% é utilizado na indústria de alimentos como conservante, agente controlador de pH, inibidor de bactérias, acidulante e flavorizante (DE SOUZA *et al.*, 2019). Nas indústrias farmacêutica, química e têxtil é utilizado com pureza a partir de 88%, conforme o site CETESB (2022).

Na área de cosméticos, é aplicado na formulação de pomadas, loções, tônicos, umectantes, preparação de soluções antiacne, matéria-prima para a produção de ésteres (lactatos), ácido propiônico e ácido acrílico (ARCANJO, 2017). Nesse setor, pode ser empregado com grau de pureza de 85%, segundo o informativo técnico da Pharma Special. Ademais, o isômero empregado nesse uso é o L-ácido láctico, uma vez que o isômero D-ácido láctico não é biocompatível com o corpo humano (PEREIRA, 2019). Na Figura 2, estão descritas mais *commodities* da indústria química que são produzidas a partir do ácido láctico.

Figura 2 - Aplicações do ácido láctico na indústria química

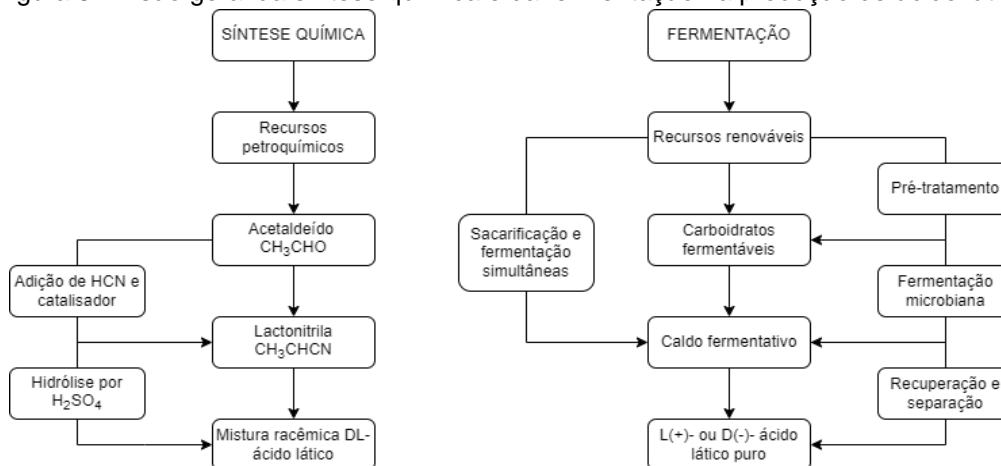
**BLOCO DE CONTRUÇÃO NA INDÚSTRIA QUÍMICA**

Fonte: Benevenuti, 2016.

**2.2 ROTAS DE PRODUÇÃO**

O ácido láctico é produzido em escala industrial por rota fermentativa ou pela rota química. Desde 1995, toda a nova capacidade de produção de ácido láctico foi realizada pela síntese fermentativa, pois a mesma produz ácido láctico com alta pureza quiral, ou seja, produção de apenas um isômero com alta pureza, que é necessária para os mercados de alimentos e polímeros (CHAHAL *et. al*, 2006). Na Figura 3 pode-se observar a visão geral de cada um dos métodos de fabricação do ácido láctico.

Figura 3 - Visão geral da síntese química e da fermentação na produção de ácido láctico

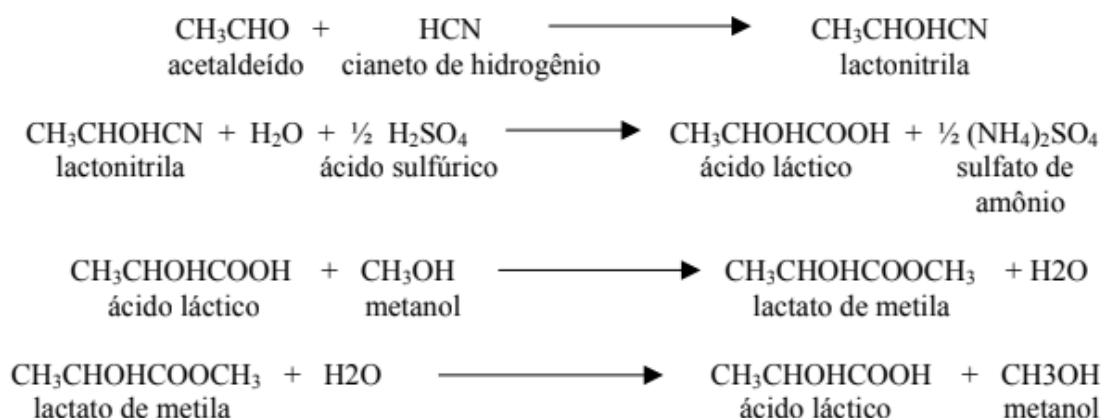
Fonte: Adaptado de Wee *et al.*, 2006.



### 2.2.1 Rota química

De acordo com Narayanan *et al.* (2004), a síntese química baseia-se na hidrólise da lactonitrila. A lactonitrila é produzida através da reação em fase líquida do cianeto de hidrogênio e acetaldeído na presença de uma base. Após isso, ela é recuperada por destilação e então hidrolisada por ácido sulfúrico, resultando em ácido láctico e sulfato de amônio. O ácido láctico é esterificado com metanol para produzir lactato de metila, que é removido e purificado por destilação e então hidrolisado sob catalisador ácido para produzir ácido láctico e o metanol, o qual é reciclado. Esse processo é representado pelas seguintes reações expressas na Figura 4.

Figura 4 - Reações de obtenção do ácido láctico por rota química



Fonte: Leite, 2006.

Além desse processo, ainda conforme Narayanan *et al.* (2004), o ácido láctico também pode ser obtido por processos como a oxidação do propilenoglicol, reação entre acetaldeído, monóxido de carbono e água, hidrólise do ácido cloropropiônico, degradação catalisada de açúcares e fermentação de carboidratos.

### 2.2.2 Rota fermentativa

De acordo com Nexant Chemsystems (2002) *apud* Leite (2006), através da rota fermentativa, algumas cepas podem produzir a forma L(+)- ácido láctico ou D(-)- ácido láctico puro, o que é uma vantagem em relação à rota sintética, visto que esta leva sempre à formação de uma mistura racêmica. Devido à vantagem econômica, aproximadamente 90% de todo ácido láctico produzido no mundo é proveniente de fermentação. Desta maneira, a síntese fermentativa é a ideal para a produção de ácido láctico utilizado em alimentos e para a produção do polímero PLA, uma vez que a forma

levógira é a única utilizada nesses produtos, já que a conversão metabólica do L-lático é mais rápida nos seres humanos.

Atualmente, o processo fermentativo equivale de 40 a 70% dos custos da fabricação do ácido lático, sendo este um dos principais desafios enfrentados pela rota fermentativa. Além disso, os substratos mais comuns são amidos e açúcares refinados, o que pode gerar uma competição no mercado, já que estes são utilizados como alimentos. Em decorrência disto, os substratos não alimentares de baixo custo, como a biomassa lignocelulósica, resíduos alimentares e microalgas estão sendo propostos e amplamente estudados (OLIVEIRA, 2022).

No processo fermentativo são empregadas bactérias lácticas para fermentar a glicose. Estas desempenham essa função por vias diferentes e são divididas em dois grupos: homofermentativas e heterofermentativas. Logo, conforme De Souza *et al.* (2019), a tecnologia do processo fermentativo pode ser heterolática e homolática de acordo com as condições de crescimento, tais como concentração de glicose, pH e limitação de nutrientes.

#### 2.2.2.1 Fermentação homolática e heterolática

A fermentação homolática, também chamada de glicólise, é caracterizada pelo ácido lático sendo o único produto final formado do metabolismo da glicose pela via Embden-Meyerhof-Parnas ou via glicolítica. Nela ocorre a degradação anaeróbica da glicose para a produção de ácido lático em duas etapas principais que serão descritas a seguir.

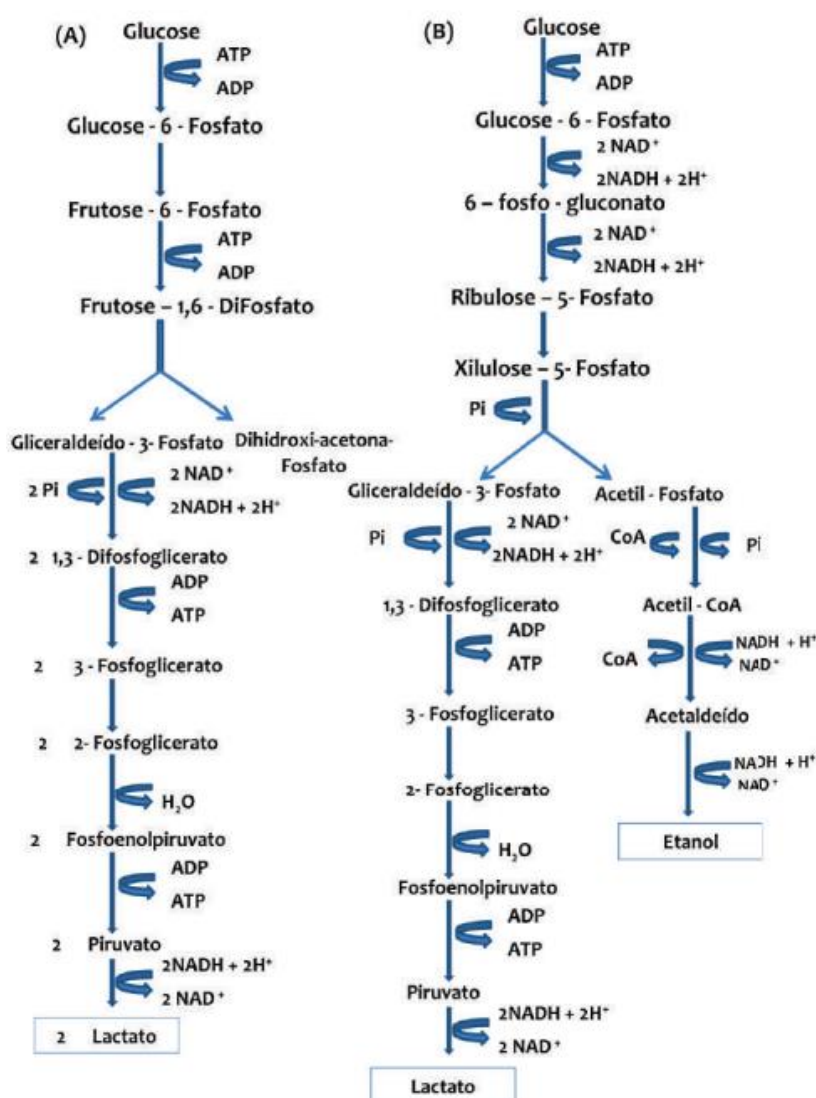
No primeiro estágio ocorrem várias reações, desde a fosforilação da D-glicose pelo ATP, conversão de glucose-6-fosfato a frutose-6-fosfato, fosforilação da D-frutose-6-fosfato a D-frutose-1,6-difosfato, clivagem da frutose-1,6-difosfato a dihidroxiacetona-fosfato e gliceraldeído-3-fosfato e a interconversão das trioses-fosfato. Essas etapas de fosforilação e clivagem preparam a glicose para o segundo estágio que envolve a oxidação do gliceraldeído-3-fosfato a 1,3-fosfogliceroilfosfato, transferência de fosfato do 3-fosfogliceroilfosfato para o ADP, conversão do 3-fosfoglicerato a 2-fosfoglicerato, desidratação do 2-fosfoglicerato a fosfoenolpiruvato e por fim a redução do piruvato a lactato. O lactato difunde-se através da membrana celular para o meio circundante, como excreção (LEITE, 2006).

Já na fermentação heterolática existe a formação de outros produtos além do ácido lático como o dióxido de carbono, etanol e/ou ácido acético, a partir da glicose

pela via oxidativa das pentoses. Nesse caso, de acordo com De Souza *et al.* (2019), a sequência de reações é mais longa, pois a glicose é degradada pela via das pentoses fosfato, sendo formado gliceraldeído-3-fosfato, acetil-fosfato e dióxido de carbono. Este primeiro retorna à glicólise, o qual é convertido em ácido láctico, enquanto o acetil-fosfato é convertido em ácido acético e/ou etanol.

O rendimento líquido, de acordo com Lehninger *et al.* (2002) apud Leite (2006), em ácido láctico é igual a 2 mols/mol de glicose pela via homofermentativa e apenas 1 mol/mol de glicose pela via heterofermentativa. A Figura 5 demonstra as reações e principais diferenças entre as duas fermentações.

Figura 5 - Fermentação Láctica (A) Via homofermentativa e (B) heterofermentativa



Fonte: Salminen & Wrigth, 1998 *apud* Silva, 2012.

Por muito tempo, acreditou-se que a síntese de ácidos orgânicos via rota fermentativa fosse a mais complicada de ser desenvolvida, uma vez que existiam mais produtos dessa espécie oriundos de processos sintetizados quimicamente. De acordo com Rodrigues (2016), os métodos sintéticos são mais caros que os fermentativos, ainda que produção via síntese química tenha menor custo com a etapa de purificação e a ausência de substrato residual, problema bastante comum na rota fermentativa. Contudo, a produção de ácido láctico via rota química utiliza produtos derivados do petróleo, e com o passar do tempo, foi observado por Narayanan *et al.* (2004), a inviabilidade de seguir nesse modelo de produção quando se levava em conta o meio de transporte e o valor que essa matéria-prima poderia adquirir devido a variação do preço do petróleo.

O processo químico de produção do ácido láctico também se mostra menos eficiente quando são analisados os produtos finais obtidos. Nesse caso, há a produção de uma mistura racêmica de dois estereoisômeros, os quais desempenham diferentes aplicabilidades para o ácido láctico. Essa característica não é muito interessante, uma vez que os produtos desenvolvidos a partir do ácido láctico (como nas indústrias alimentícia e polimérica) precisam de um certo teor de pureza. Esse empecilho, por outro lado, não é observado quando se utiliza a fermentação como rota produtiva (OLIVEIRA, 2022). Dessa maneira, adotou-se a rota fermentativa para o processo de produção de ácido láctico, tendo em vista ser possível obter o produto com alta pureza quiral, isto é, apenas um isômero e empregar matérias-primas sustentáveis a fim de diminuir os impactos ambientais.

### 3 DEFINIÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA E INSUMOS

#### 3.1 MICRORGANISMOS

O processo fermentativo requer a presença de carboidratos, nutrientes e um microrganismo para a produção do ácido láctico. Em termos de pureza, a melhor fonte de carbono utilizada para produzir ácido láctico é a partir da fermentação de açúcares puros, mas isso é economicamente inviável (HOFVENDAHL E HAHN-HÄGERDAL, 2000).

No geral, existem diversas fontes que podem ser utilizadas e que apresentam suas vantagens e desvantagens. Por exemplo, substratos como amidos e a lignocelulose ainda exibem dificuldades quando produzidos em larga escala devido a necessidade de pré-tratamentos que demandam bastante energia e investimento. Tendo em vista isso, de acordo com Dornelles (2021), torna-se viável a fermentação de resíduos e efluentes urbanos e agroindustriais que possuem diversos carboidratos e açúcares, tanto pentoses quanto hexoses.

Dentre os substratos mais utilizados provenientes de resíduos agroindustriais, de acordo com Dornelles (2021), destaca-se o bagaço de cana-de-açúcar, restos da plantação de milho, vinhaça, soro de leite, melaço de cana, cascas de laranja, polpa de beterraba, permeado do soro de leite/queijo e sabugos de milho. Como os microrganismos precisam de proteínas, aminoácidos e vitaminas, em alguns casos pode ser necessária uma suplementação que pode ser feita com outros rejeitos industriais como o extrato de levedura, licor de milho ou farinha de soja que são fontes de nitrogênio alternativas.

A produção microbiológica do ácido láctico pode ser sintetizada por bactérias, leveduras e por alguns fungos filamentosos. Dentre dos fungos os mais utilizados são do gênero *Rhizopus* e eles são obtidos facilmente e com um baixo custo. Apesar disso, por possuírem uma fermentação aeróbica, são necessárias grandes quantidades de oxigênio aumentando o gasto energético, além disso, podem formar produtos indesejados (YANG, 2002 *apud* DE SOUZA *et al.*, 2019).

Tendo em vista isso, grande parte da produção microbiológica do ácido láctico é feita por bactérias. As principais utilizadas pertencem aos gêneros *Carnobacterium*, *Enterococcus*, *Lactobacillus*, *Lactococcus*, *Leuconostoc*, *Oenococcus*, *Pediococcus*, *Streptococcus*, *Tetragenococcus*, *Vagococcus* e *Weissella*. Essas bactérias recebem a classificação Generally Recognized As Safe (GRAS), sendo normalmente

reconhecidas como seguras à saúde humana, porém algumas cepas de *Streptococcus* são patogênicas (LEITE, 2006). Em termos de escala industrial, em virtude das bactérias do gênero *Lactobacillus* apresentarem maior rendimento de conversão e taxas de metabolismo, a produção de ácido láctico é feita majoritariamente pelas mesmas (DE SOUZA *et al.*, 2019).

Dentro deste gênero existem diversas espécies que podem ser aplicadas na produção do ácido láctico, porém, cada espécie possui uma particularidade, afinidade com o substrato e produtividade diferente conforme o Quadro 1.

Quadro 1 - *Lactobacillus* usados para produção de ácido láctico

Substrato	Microrganismo	Principal fonte de carbono do substrato	Principal fonte de nitrogênio	Yp/s (gp/gs)	Produtividade (g/Lh)
Soro de Leite	<i>Lactobacillus Acidophilus R</i>	Lactose	Extrato de levedura	0,34	20
Soro de Leite	<i>Lactobacillus Acidophilus R</i>	Lactose	NA	0,22	13
Soro de Leite	<i>Lactobacillus Helveticus ATCC 15009</i>	Lactose	NA	0,2	8,9
Permeado de Soro de Leite	<i>Lactobacillus Helveticus Milano</i>	Lactose	Extrato de levedura	0,75	36
Permeado de Soro de Leite	<i>Lactobacillus Helveticus Milano</i>	Lactose	Extrato de levedura - alta concentração	0,75	36
Permeado de Soro de Leite	<i>Lactobacillus Helveticus Milano</i>	Lactose	Extrato de levedura + peptona	0,83	40
Soro de Leite Hidratado	<i>Lactobacillus Helveticus sp. milano</i>	Lactose	Extrato de Levedura	NA	44
Soro de Leite Hidratado e Clarificado	<i>Lactobacillus helveticus sp. milano</i>	Lactose	Água de Maceração de Milho	NA	41
Soro de Leite Ultrafiltrado	<i>Lb. helveticus sp. milano</i>	Lactose	Água de Maceração de Milho	NA	37
Soro de Leite	<i>Lactobacillus Kefir</i>	Lactose	NA	0,2	9,8
Soro de Leite	<i>Lactobacillus Kefir</i>	Lactose	Extrato de Levedura	0,28	14

Fonte: Adaptado de Hofvendahl e Hahn-Hagerdal, 2000.

Analisando-se o Quadro 1, é possível notar que o permeado de soro de leite bem como a adição de uma fonte de nitrogênio geraram melhores resultados de produtividade e conversão de produto. O *Lactobacillus Helveticus Milano* foi o que apresentou uma maior conversão do substrato em produto quando acrescido de peptona e extrato de levedura.

### 3.1.1 *Lactobacillus*

De acordo com o site Pós-Estácio, os lactobacilos são um gênero de bactérias gram positivas que possuem um vasto número de aplicações. As bactérias deste gênero são geralmente benignas, além de apresentarem ações benéficas ao ser humano, como na utilização de preparações probióticas, projetadas para promover a saúde.

Este grupo de bactérias é incapaz de formar esporos, desprovido de flagelos, apresentam forma bacilar ou cocobacilar e são aerotolerantes ou anaeróbios. Ademais, os lactobacilos estão entre uma classificação maior de bactérias conhecidas como bactérias lácticas, pois quando se alimentam produzem ácido láctico como subproduto. No caso do gênero *Lactobacillus*, as bactérias vivem de açúcares, convertendo-os em ácido láctico, bem como em uma variedade de outros compostos (Pós-Estácio).

#### 3.1.1.1 *Lactobacillus Helveticus*

O *Lactobacillus Helveticus* é um lactobacilo do tipo estritamente homofermentativo em que fermentam quase exclusivamente as hexoses, sendo a produção do ácido láctico pela rota de Embden-Meyerhof-Parnas (glicólise). Como visto anteriormente, na produção de ácido láctico geralmente há a produção de uma mistura racêmica dos isômeros levógiro e dextrógiro. À vista disso, foi realizado um estudo utilizando a engenharia metabólica para aumentar a proporção do L(+)-ácido láctico, em cepas do gênero *Lactobacillus* que produzem ambos enantiômeros (NARAYANAN *et al.*, 2004). Em outro estudo realizado por Kylä-Nikkilä *et al.* (2000), foi possível obter cepas modificadas que produzissem apenas L(+)-ácido láctico, em quantidade equivalente ao ácido láctico (D- e L-) total que era produzido pela cepa selvagem.

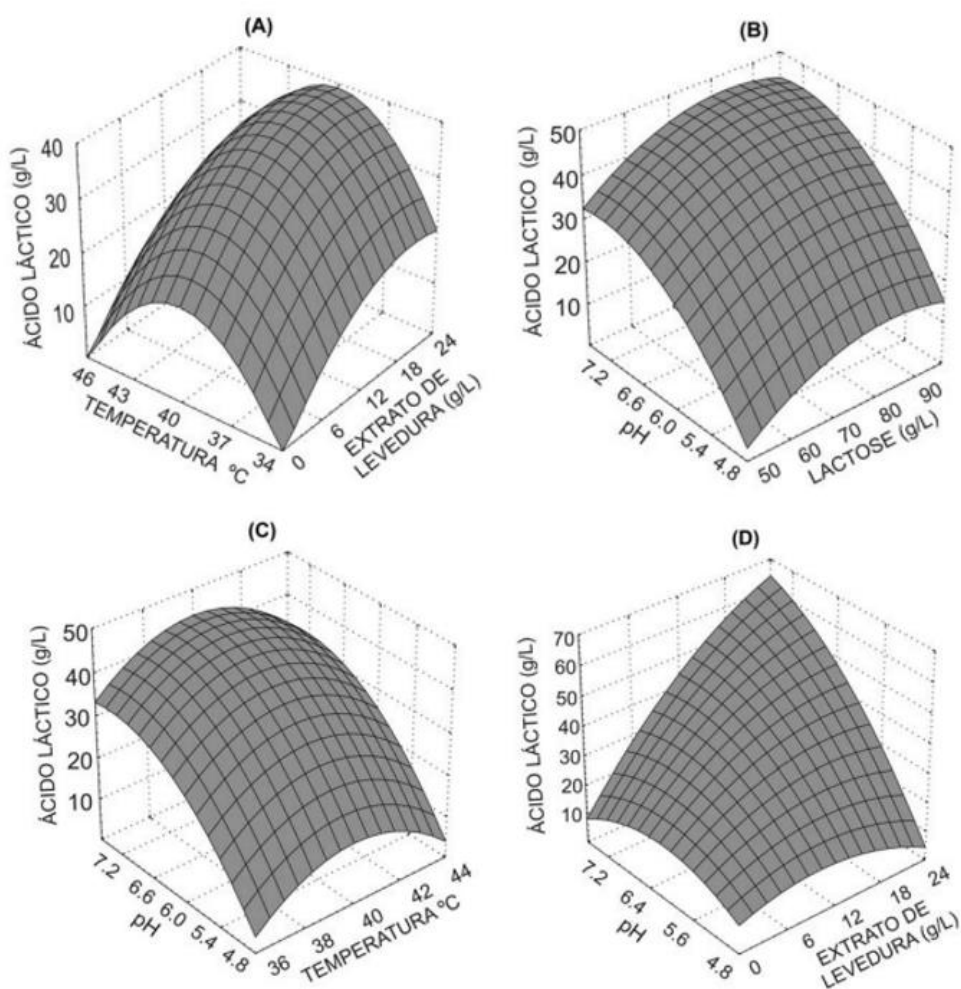
Ademais, para os *Lactobacillus helveticus* alguns fatores essenciais para um bom crescimento celular são, além da fonte de nitrogênio, alguns sais minerais e

vitaminas, dentre eles se destacam: cálcio, pirodoxal ou piridoxamina. Já o ácido fólico, a tiamina e a vitamina B12 não são requeridos (KANDLER; WEISS, 1986 *apud* MARIOT *et. al*, 2017).

### 3.1.2 Influência das variáveis do processo na fermentação

De acordo com Leite (2006), através de um experimento sobre a influência da temperatura, do pH, da concentração do extrato de levedura e concentração do substrato de lactose na produção de ácido láctico, foi estabelecido que as variáveis que tinham maior influência eram a concentração do extrato de levedura e o pH. Através da Figura 6 é possível visualizar os efeitos das interações das variáveis.

Figura 6 - Superfícies de resposta para a produção de ácido láctico em função das variáveis: (a) temperatura e concentração de extrato de levedura; (b) pH e concentração de lactose; (c) pH e temperatura; (d) pH e concentração de extrato de levedura



Fonte: Leite, 2006.



No que diz respeito ao pH, é relatado por Leite (2006) que o mesmo é definido e ajustado no início da fermentação. Durante o processo, o pH pode ser mantido sem controle, neste caso ele irá decair à medida que a reação ocorre ou pode ser mantido sob controle pela adição de uma base atuando como uma solução tampão. Outra alternativa seria a retirada do produto ao longo do processo para que não baixe o valor de pH. Entretanto, quando há o controle do pH durante o processo há um maior rendimento na formação do produto. Como é possível observar na Figura 6, o pH é uma das variáveis que possui maior influência e seu valor ótimo foi determinado em 6,8 por Leite (2006).

Já para a concentração de lactose, é possível visualizar que a formação do produto foi máxima quando a concentração de lactose manteve-se na faixa de 80-90 g/L. E como é relatado por Leite (2006), em concentrações maiores, acarretou em uma diminuição na produção de ácido láctico, possivelmente devido à inibição de substrato, visto que o crescimento celular e a produção de ácido láctico pela bactéria *Lactobacillus Helvectius* são inibidos pelo substrato. Desta maneira, foi estabelecido o valor ótimo de concentração de lactose em 82 g/L.

A relação entre pH e concentração de extrato de levedura é observada na Figura 6 (d). Através desta interação, observa-se que mesmo em boas condições de pH quando há baixas concentrações de extrato de levedura há conseqüentemente uma baixa formação de produto. Em vista disso, pode-se dizer que a concentração do produto é fortemente dependente da fonte de nitrogênio. Isto ocorre pelo fato de as bactérias do gênero *Lactobacillus* terem complexas exigências nutricionais. A produção do ácido láctico, assim como qualquer outro processo fermentativo, está associada ao crescimento celular, desta maneira é necessária uma fonte de nitrogênio para que os microrganismos consigam promover este crescimento e conseqüentemente a formação de produto. Todavia, concentrações de nitrogênio demasiadamente altas podem ocasionar morte celular (LEITE, 2006).

De acordo com a Figura 6 (a), a concentração ótima de extrato de levedura está na faixa de 18 a 24 g/L. Assim, foi determinado por Leite (2006) em seus estudos que a concentração ideal para esta variável seria de 23,36 g/L. Pela Figura 6 (a) e (c) pode-se observar que na temperatura de 40 °C é quando ocorre a maior concentração de ácido láctico, o que confirma os estudos de Leite (2006) e sendo este o valor estipulado como valor ótimo de temperatura. Nestas circunstâncias foi atingida a contração de

59 g/L de ácido láctico. Além de uma conversão em biomassa ( $y_x/s$ ) e produto ( $y_p/s$ ) iguais a 0,067 g cel/g lactose e 0,78 g ác. láctico/g lactose, respectivamente.

### 3.2 OUTROS INSUMOS

Os lactobacilos, além de uma fonte de carbono, necessitam também de uma fonte de nitrogênio para poderem realizar a renovação da matéria viva. Desta maneira, os meios de cultivo são normalmente suplementados com peptona, extrato de levedura e extrato de carne. De acordo com Leite (2006), ao se adicionar nutrientes ao soro de leite, como fontes de nitrogênio, ocorre uma melhora significativa nos processos fermentativos. No Quadro 1 é possível visualizar uma comparação realizada por Hofvendahl e Hahn-Hangerdal (2000) a respeito da fonte de nitrogênio adicionada ao substrato e o efeito causado no rendimento da produção de ácido láctico.

De acordo com Sousa (2014), foi definido que o extrato de levedura é o nutriente essencial para que os microrganismos alcancem uma produção eficiente de ácido láctico. Alguns fatores são importantes para determinar a quantidade ideal de extrato de levedura a ser adicionada ao substrato, dentre eles destacam-se: a composição química do substrato, o tipo de microrganismo e as condições empregadas durante o processo de fermentação. O extrato de levedura consiste num produto residual contendo altas concentrações de levedura. Ele é assiduamente empregado na indústria de alimentos como aditivo, visto que é mais rentável economicamente como aditivo nitrogenado.

Para que ocorra o processo fermentativo, as bactérias necessitam de uma série de outros elementos, além do carbono e nitrogênio. Dentre esses elementos, se destacam o potássio, que tem função ativadora de enzimas e reguladora da pressão osmótica; o fósforo, que é importante no metabolismo energético e na síntese de ácidos nucleicos; o magnésio, que desenvolve um importante na esporulação; o enxofre, necessário por ser um dos componentes dos aminoácidos e o ferro, necessário para a produção de citocromos. Há também alguns minérios que são adicionados em pequenas quantidades como o cobre, sódio, zinco, cobalto, entre outros (BORZANI, 2001). Como descrito no Tópico 3.1.1, os *Lactobacillus helveticus* necessitam apenas de cálcio, piridoxal ou piridoxamina, além das fontes de nitrogênio e carbono.

### 3.3 SORO DE LEITE

O ácido láctico pode ser produzido a partir de resíduos sustentáveis provenientes da agroindústria, uma vez que para realizar a fermentação é necessária uma fonte de carbono ou nitrogênio e minerais. Dentre as opções de substrato que poderiam ser utilizadas, optou-se pelo soro de leite.

O soro de leite é um líquido residual de coloração amarelo-esverdeado, com sabor um tanto ácido ou doce e origina-se da coagulação do leite destinado à produção de queijo. Cerca de 1 a 6 litros de efluentes são gerados para cada litro de leite processado e para cada 1kg de queijo produzido, 10kg de soro são gerados (DE SOUZA, 2019). Ademais, cada soro irá apresentar uma composição diferente. Os principais fatores que influenciam nisso são o tipo de queijo produzido e a qualidade do leite utilizado para tal produção (REGHELIM *et al.*, 2018). Cada litro de soro, em média, é composto por 10,00 g de proteínas com elevado grau nutricional, 50,00g de lactose, 0,12 g de gorduras e 0,11 g de sais minerais (DOMINGUES *et al.*, 1999 *apud* BERNARDO, 2014).

Do ponto de vista econômico, o descarte do soro de leite requer um alto investimento de capital e por volta de 85% do leite processado industrialmente acaba sendo descartado, visto que boa parte das empresas de laticínios, principalmente de pequeno e médio porte, não possuem a estrutura adequada para reduzir ou eliminar o impacto ambiental causado pelo processo de produção dos produtos que oferecem, cenário comum em agroindústrias (REGHELIM *et al.*, 2018; PANESAR *et al.*, 2007).

De acordo com Panesar *et al.* (2007), o soro de leite é considerado um bom substrato para a fermentação, tendo em vista que é um ótimo meio para a reprodução dos microrganismos. Entretanto, esse efluente traz uma desvantagem em relação à dificuldade de armazenamento, pois contém muita água. Dessa maneira, geralmente utiliza-se o permeado de soro de leite, ou seja, separa-se a parte líquida das proteínas antes do processo de fermentação, isso ocorre por meio de uma filtração ou ultrafiltração.

#### 3.3.1 Composição do soro de leite

Como citado anteriormente, esse resíduo agroindustrial acumula grande quantidade de componentes que possuem elevado grau nutricional. Sabe-se que o soro compõe de 80 a 90% de todo volume do leite utilizado em processos de

fabricação de laticínios, e além disso, é detentor de cerca de 50% dos nutrientes que fazem parte do leite original, que são as proteínas solúveis, a lactose e vitaminas e minerais (BYLUND, 2015 *apud* MARIOT *et al.*, 2017).

O soro de leite, resíduo da produção de queijos, é chamado de soro doce, pois possui valores de pH entre 5,9 e 6,6. Já o soro advindo a produção de caseína precipitada por ácidos terá valores de pH entre 4,3 e 4,6 e será considerado soro ácido (BYLUND, 2015 *apud* MARIOT *et al.*, 2017). A seguir, na Tabela 1, é exposto como é a composição dos soros doce e ácido.

Tabela 1 - Composição estimada do soro de leite

Componentes	Soro ácido (%)	Soro doce (%)
Ácido láctico	0,1 - 0,8	0,1
Água	94 - 95	93 - 94
Gordura	0,3 - 0,6	0,3 - 0,5
Lactose	3,8 - 4,2	4,5 - 5,0
Compostos nitrogenados	0,6 - 0,8	0,8 - 1,0
Minerais	0,7 - 0,8	0,5 - 0,7

Fonte: Adaptado de Madrid *et al.*, 1995 *apud* Leite, 2006.

### 3.3.2 Gordura no soro

A parcela de gordura presente nos soros de leite provenientes de processos da indústria de laticínios é de 0,2 a 0,5% (WIT, 2001 *apud* MARIOT *et al.*, 2017). Essa quantidade de gordura é geralmente separada do soro a partir da centrifugação, e além disso, é conhecida como creme do soro (LEITE, 2006).

### 3.3.3 Proteínas

De acordo com Mariot *et al.* (2017), as principais proteínas que estão no soro de leite são a  $\alpha$ -lactoalbumina, a  $\beta$ -lactoglobulina, a albumina do soro bovino, a imunoglobulina G e as proteose peptonas. A  $\beta$ -lactoglobulina é a principal das proteínas presentes no soro, sua estrutura faz com que seja estável na presença de ácidos e enzimas presentes no estômago. Nos animais, é responsável por transportar retinol insolúvel em água do leite da vaca para o filhote.

A  $\alpha$ -lactoalbumina tem como função suportar a biossíntese de lactose no leite humano e também bovino. Essa é a proteína mais importante do leite materno e auxilia

diretamente na nutrição de recém nascidos. Além dessa proteína, a imunoglobulina G também desempenha um papel importante para os recém-nascidos, atuando no transporte de imunidade passiva.

A albumina faz sua ligação aos ácidos graxos insolúveis que são gerados durante a digestão de produtos alimentares para o transporte no sangue e as proteose peptonas, que são fragmentos de caseína composto principalmente de fosfatos, que proporcionam melhor absorção do cálcio pelo sistema digestório (WIT, 2001 *apud* MARIOT *et al.*, 2017).

### **3.3.4 Minerais**

Os minerais do soro de queijo são responsáveis por desempenhar a regulação do fluxo de água via osmose entre as regiões do corpo. A presença de sais no soro de queijo, como sódio e potássio, por menores que sejam, atuam na prevenção de aumento da pressão sanguínea. Também vale destacar a presença dos fosfatos, os quais dificultam a excreção de cálcio. Além dos minerais citados, pode-se destacar ainda o cloro, magnésio, zinco, cobre, ferro e iodo (WIT, 2001 *apud* MARIOT *et al.*, 2017).

### **3.3.5 Lactose**

Composta por glicose e galactose, a lactose representa a maior parcela de açúcares na composição do soro de leite. É um dissacarídeo e pode existir nas formas isoméricas  $\alpha$  e  $\beta$ -lactose. É uma fonte muito rica em energia e desempenha o papel de melhorar a absorção de cálcio dos alimentos. No corpo humano, possuir intolerância a lactose significa que não há suficiente enzimas degradadoras de lactose (a lactase) em glicose e galactose, permanecendo no sistema digestório a substância “inteira”, sem ser digerida. Para o interesse industrial, a recuperação de lactose pode ser desenvolvida a partir da cristalização do soro de queijo concentrado ou cristalização no concentrado de soro de queijo desproteinado (WIT, 2001 *apud* MARIOT *et al.*, 2017).

### **3.3.6 Impacto Ambiental**

O soro do leite é um efluente que demanda muito cuidado por ser extremamente poluente (até 100 vezes mais que um esgoto doméstico), uma vez que, possui uma alta taxa de matéria orgânica devido a lactose e proteínas presentes nele,

fator que pode causar um impacto ambiental significativo se for depositado no meio ambiente sem o tratamento adequado. Esse impacto é muito expressivo, já que este resíduo possui grande quantidade de matéria orgânica que consome o oxigênio diluído presente nos rios e lagos onde são descartados, prejudicando a disponibilidade necessária do mesmo para os animais marinhos (REGHELIM *et al.*, 2018 *apud* MAGANHA, 2006; BRASIL, 2005).

Além disso, pode causar um aumento significativo no sistema de tratamento de resíduos de uma indústria quando descartado juntamente de outros efluentes líquidos da mesma. Isso ocorre devido à dificuldade de estabilização desse material por métodos comuns de tratamentos biológicos e pelo elevado índice de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) que está em uma faixa de 25.000 a 80.000 mg/L (REGHELIM *et al.*, 2018).

## 4 ANÁLISE DE MERCADO

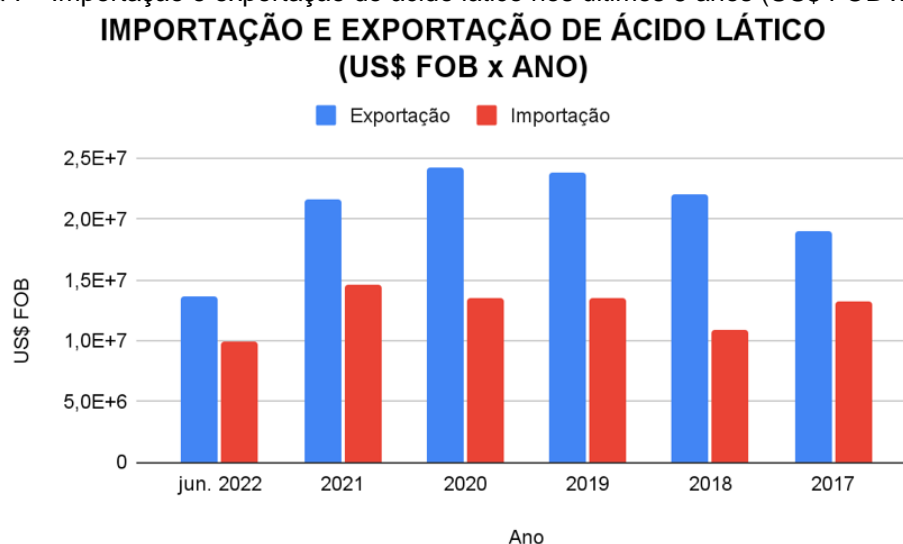
### 4.1 PRODUTO

#### 4.1.1 Mercado Consumidor

O mercado do ácido láctico, de acordo com a *Grand View Research (2022)*, está em crescimento e isso ocorre devido à crescente demanda dele em várias indústrias, como de alimentos, bebidas e produtos farmacêuticos. Além disso, a demanda deste produto como matéria-prima na produção de ácido polilático (PLA) tem impulsionado o mercado globalmente.

Tendo em vista isso, por meio do portal Comex Stat foi possível analisar as exportações e importações brasileiras do ácido láctico, utilizando a Nomenclatura Comum do Mercosul referente a ele (NCM 29181100), dos anos de 2017, 2018, 2019, 2020, 2021 até junho de 2022. Dessa forma, analisou-se o US\$ FOB, que vem da sigla “Free on Board” e refere-se ao valor bruto, em dólares, da mercadoria desconsiderando impostos e demais custos, nos últimos 5 anos. A Figura 7 apresenta os dados obtidos para importação e exportação do ácido láctico em função do FOB.

Figura 7 - Importação e exportação do ácido láctico nos últimos 5 anos (US\$ FOB x ANO)



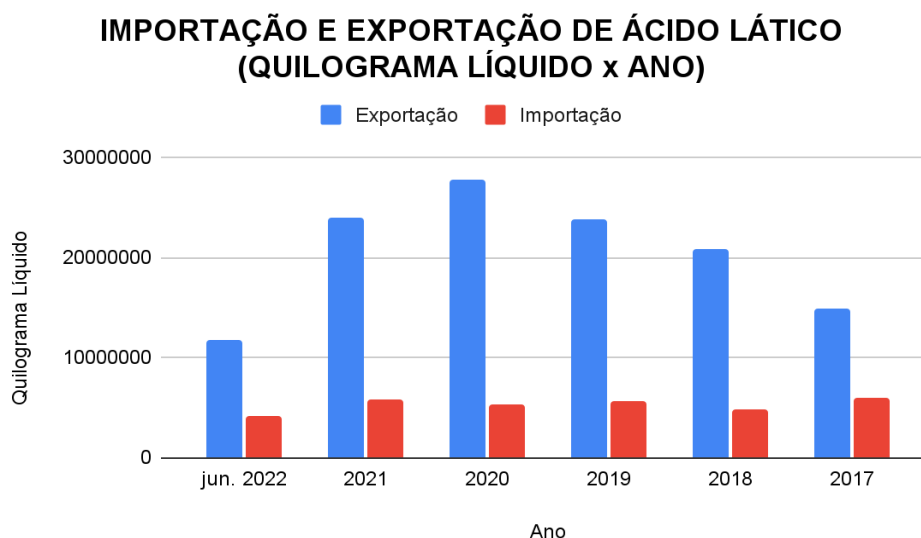
Fonte: Adaptado de Comex Stat, 2022.

Analisando a Figura 7 é possível observar que a balança comercial do ácido láctico foi superavitária todos os anos. O valor exportado demonstra certo crescimento entre 2017 e 2020, mas uma queda no ano de 2021, sendo a média dos 5 anos o valor

de US\$ 20.754.265,5. Apesar de mais baixa, ainda assim a importação ocorre em uma média de US\$ 10.806.277,29 e representa cerca de 34% do valor total considerado.

Da mesma forma, analisou-se as exportações e importações brasileiras de acordo com quilograma líquido do produto. A Figura 8 apresenta os dados obtidos em função dos anos analisados.

Figura 8 - Importação e exportação do ácido láctico nos últimos 5 anos (Quilograma líquido x Ano)

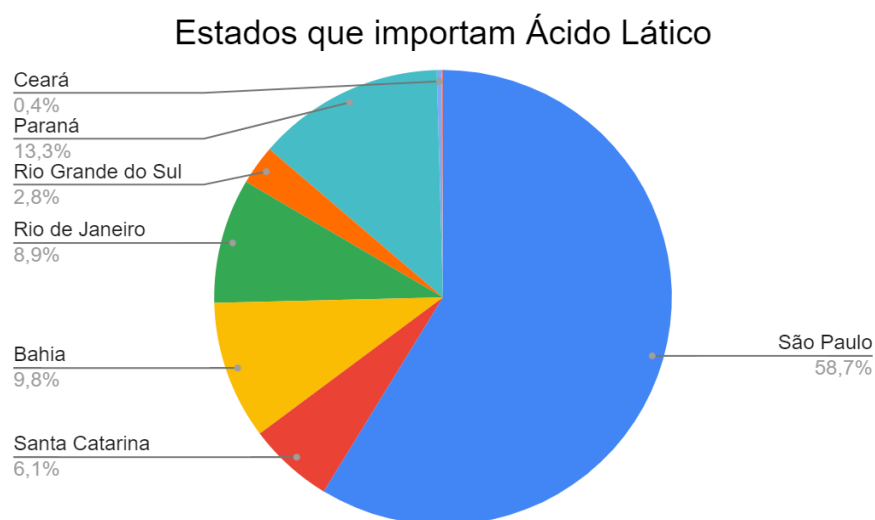


Fonte: Adaptado de Comex Stat, 2022.

Analisando a Figura 8 nota-se que a média de quilograma líquido de exportação é de 20.525.428,167 kg e da importação de 5.304.216,667 kg, sendo que a última, apesar de baixa, representa 20,54% da quantidade total de ácido láctico. Dessa forma, o objetivo será de atender a demanda interna de ácido láctico do país podendo também ser exportado para outros países. Além disso, é possível observar os principais estados do Brasil que importam e exportam o produto na Figura 9 e Figura 10.

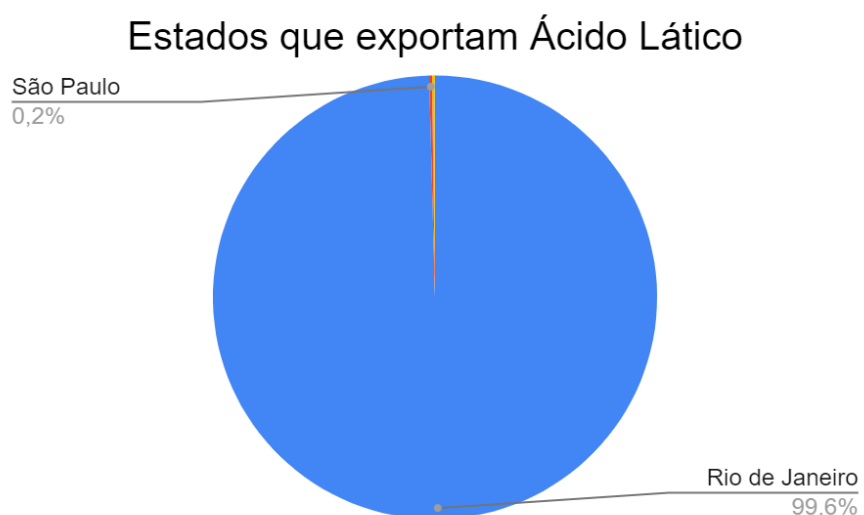


Figura 9 - Principais estados brasileiros que importam ácido láctico



Fonte: Adaptado de Comex Stat, 2022.

Figura 10 - Principais estados brasileiros que exportam ácido láctico



Fonte: Adaptado de Comex Stat, 2022.

Tendo em vista a Figura 9, observa-se que São Paulo lidera os estados que importam ácido láctico com aproximadamente 58,7%, seguido pelo Paraná, Bahia e Rio de Janeiro. Já na Figura 10 destaca-se a presença do Rio de Janeiro como estado que mais exporta ácido láctico, com valor que corresponde a 99,6% do total do país.

#### 4.1.1.1 Localização do mercado consumidor

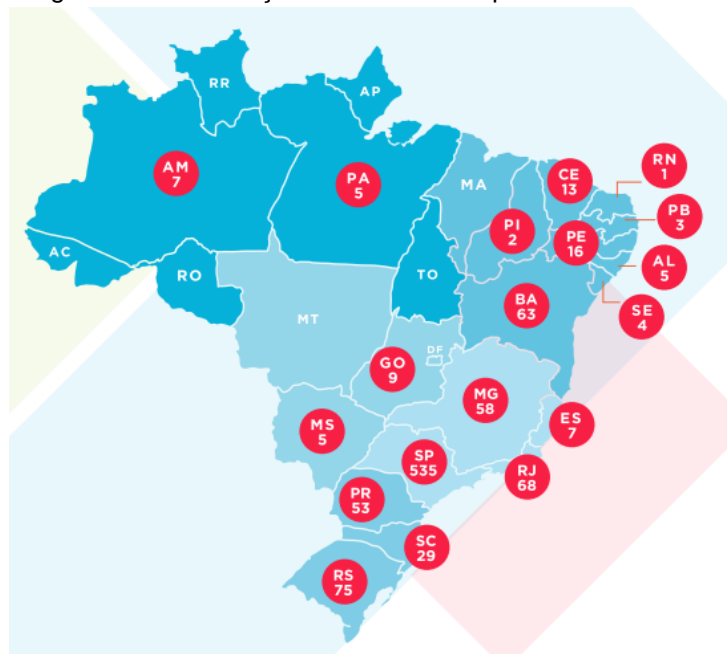
O mercado consumidor para o ácido láctico é diverso, uma vez que ele possui muitas aplicações, sendo as principais delas, de acordo com Datta *et al* (1995), a indústria de alimentos, cosméticos e farmacêutica que utiliza um ácido com uma pureza de em média 85%. Já na indústria de polímeros ele também possui uma grande aplicabilidade, em que é necessário um ácido com pureza de 99%. Entretanto, neste trabalho, o objetivo é analisar o ácido láctico considerando uma pureza de 85%.

De acordo com a Associação Brasileira da Indústria de Higiene Pessoal, Perfumaria e Cosméticos (ABIHPEC) o Brasil é o 4º maior mercado de beleza e cuidados pessoais do mundo e existem cinco empresas que concentram 48,7 % do mercado brasileiro a Natura & Co, seguida por grupo Boticário, grupo Unilever, grupo L'Oréal e Colgate-Palmolive Co. Essas grandes empresas estão localizadas principalmente no centro oeste, nordeste e sudeste brasileiro. Com destaque para o estado de São Paulo que concentra a maior parte das fábricas citadas.

Em relação à indústria farmacêutica, de acordo com pesquisa realizada pela IQVIA (2021) *apud* Sindusfarma (2022) o mercado brasileiro de medicamentos movimentou R\$ 88,28 bilhões em 2021 e existiam 349 empresas farmacêuticas. Entre as empresas que mais faturaram em 2019, de acordo com a ANVISA, destacam-se os cinco primeiros colocados, os grupos Sandoz/Novartis, E.M.S, Aché/Biosintética, Eurofarma/Momenta e o Sanofi/Medley/Genzyme. A localização delas está situada principalmente nas regiões sul, sudeste e centro-oeste, com destaque novamente para o estado de São Paulo, que é onde encontra-se a maior parte delas.

A indústria química é um dos mais importantes setores da economia brasileira e de acordo com a ABQUIM (Associação Brasileira da Indústria Química), em 2021 o Brasil estava na sexta posição do ranking de maiores produtores do mundo. Atualmente, existem 961 fábricas de produtos químicos operando, sendo a maior concentração delas na região sudeste e sul, principalmente no estado de São Paulo (ABQUIM, 2022). Na Figura 11 é possível visualizar a distribuição das indústrias nos estados brasileiros.

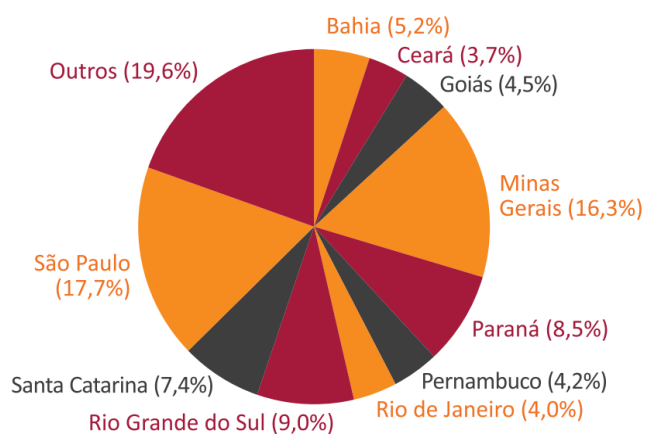
Figura 11 - Distribuição das indústrias químicas brasileiras



Fonte: ABQUIM, 2022.

Já para indústria de alimentos, segundo a Associação Brasileira da Indústria de Alimentos (ABIQ), conforme um levantamento de 2021, este setor representou cerca de 10,6% do total do PIB brasileiro, movimentou US\$ 45,2 bilhões em exportações (190 países importam alimentos do Brasil) e contribuiu em 63,7% para o saldo da balança comercial do país. Além disso, este é um setor com grande participação em todo o território nacional, ou seja, está bem distribuído em toda a extensão do país, gerando empregos e oportunidades. Conforme a Figura 12, pode-se observar a distribuição das indústrias alimentícias no Brasil, com destaque para Minas Gerais e São Paulo.

Figura 12 - Distribuição geográfica das indústrias alimentícias em 2019



Fonte: VIANA, 2021.

Tendo em vista os dados apresentados, conclui-se que o mercado consumidor do ácido láctico se concentra principalmente na região sudeste do Brasil com destaque para o estado de São Paulo.

#### 4.1.2 Expectativa da taxa de crescimento do mercado

De acordo com o site *Markets and Markets* (2020), no passar dos últimos anos a utilização de ácido láctico, principalmente em polímeros biodegradáveis, vem crescendo significativamente. Grande parte disso se deve ao aumento da conscientização dos consumidores e ao aumento do consumo de embalagens plásticas biodegradáveis no meio alimentício, além de ser utilizado também em produtos farmacêuticos, cosméticos e de cuidado pessoal.

Ademais, nota-se a crescente preocupação com a segurança e higiene dos alimentos após o período pandêmico vivido entre 2020 e 2021. Cada vez mais é requisitada a utilização de embalagens plásticas nos produtos, uma vez que elas geram maior proteção aos alimentos e riscos menores de contaminação dos mesmos até sua chegada ao consumidor.

Para esse mercado é previsto que haja um crescimento à taxa anual composta de 8% até 2030, quando valerá US\$5,8 bilhões, segundo informações do site *Grand View Research* (2022). Além disso, a região com maior participação de mercado de ácido láctico em 2021 foi a América do Norte, ocupando 45% do mesmo e o principal foco de utilização desse componente foi no desenvolvimento de ácido polilático, o qual foi responsável por mais de 28% da receita também em 2021.

### 4.1.3 Tendência do preço de comercialização

O preço do ácido láctico varia de acordo com a comercialização, segundo Wee *et al.* (2006), o preço de qualidade alimentar com 50% e 88% de pureza, fica em torno de US\$ 1,38/kg e US\$ 1,54/kg, respectivamente. Entretanto, o preço do ácido láctico com 88% de pureza, comumente mais vendido, pode variar de 1,58 a 4 dólares o kg (BALU E NUÑEZ, 2020; DE OLIVEIRA *et al.* 2018).

Os processos *Downstream* utilizados, de separação e purificação do ácido láctico, também influenciam na precificação do produto, tendo em vista que a maior parte dos custos de produção advém dessa etapa da operação. Na Tabela 2, observa-se alguns métodos empregados, a pureza obtida e o preço mínimo de venda por kg de ácido láctico.

Tabela 2 - Preço mínimo por kg de ácido láctico de acordo com a tecnologia utilizada no processo a partir de recursos renováveis

Substrato	Processo Downstream	Preço mínimo de venda
Resíduos lignocelulósicos, bagaço de cana-de-açúcar	Destilação reativa	1,30 - 5,00 US\$/kg
Caldo de cana, pH não controlado	Nanofiltração	3,15 US\$/kg 80% (w/w) e 95% de pureza
Ultrafiltração de soro de queijo doce permeado de NaOH	Ultrafiltração, troca iônica, osmose reversa e evaporação à vácuo	1.25 US\$/kg, 50 % (w/w), 99% de pureza, mistura racêmica

Fonte: Adaptado de De Oliveira *et al.*, 2018.

Entretanto, esses valores obtidos não são condizentes com o real preço de comercialização do ácido láctico. Tendo em vista isso, realizou-se uma pesquisa com 10 empresas que comercializam produtos químicos e obteve-se o valor de venda médio do quilograma do ácido láctico de R\$60,365. Sabe-se que essas lojas obtêm um lucro de em média 40% em cima do preço de compra dos fornecedores, logo, retirando esse valor obtêm-se um preço médio de comercialização de R\$36,219 o quilograma de ácido láctico.

### 4.1.4 Concorrentes

A Corbion NV, anteriormente conhecida como NV Centrale Suiker Maatschappij e responsável pela PURAC®, é uma multinacional holandesa fundada no ano de 1919

com sede em Amsterdã e possui plantas no Brasil, Estados Unidos, Tailândia, Espanha e México. O segmento de atuação da Corbion consiste em ingredientes alimentícios e bioquímicos, sendo considerada a maior produtora de ácido láctico no mundo, com capacidade de produzir cerca de 350.000 toneladas no ano de 2013. A rota tecnológica aplicada no processo é dada pela fermentação e a matéria-prima varia de acordo com a região em que a planta está localizada, por exemplo, o açúcar de beterraba, a cana-de-açúcar, o milho ou a mandioca (BENEVENUTI, 2016).

Outra empresa que ganha destaque no mercado é a Henan Jindan Lactic Acid Technology, de origem chinesa, fundada em 1984, localizada em Zhoukou. O modo de produção também ocorre por meio da fermentação e o amido de milho é usado como matéria-prima. A Henan Jindan é vista como a segunda maior produtora de ácido láctico e pioneira na produção de L-ácido láctico com alto grau de pureza. Além disso, corresponde a maior produtora da Ásia com capacidade produtiva de 120.000 toneladas por ano (BENEVENUTI, 2016).

A Cargill trata-se de uma empresa americana, fundada no ano de 1930, localizada no estado de Minnesota e atua em ramos diversificados da indústria, com ênfase no setor agrícola e no setor químico. Ademais, possui capacidade de produzir 35.000 toneladas de ácido láctico anualmente e toda a produção é direcionada exclusivamente para a produção de poliácido láctico. O processo, assim como as empresas anteriores, acontece pela fermentação (BENEVENUTI, 2016).

A partir de um projeto de pesquisa da Cargill, a Natureworks foi fundada em 1989, a empresa conta com a produção de plástico renovável utilizando carboidratos como fonte de matéria-prima. Apesar disso, a empresa é independente e refere-se a uma das maiores indústrias conceituadas em química verde e biorrefinaria no mundo, a capacidade de produção anual chega a 140.000 toneladas por ano. O ácido láctico aparece como produto intermediário no processo produtivo do biopolímero *Ingeo*, mas não é produzido separadamente. Assim como a Cargill, a produção do ácido láctico ocorre por meio da fermentação e o amido de milho é a matéria-prima utilizada no processo (BENEVENUTI, 2016).

Em termos de inovação, vale destacar que a Corbion investe a curto prazo na elaboração de processos de separação alternativos à precipitação, uma vez que esse método gera grandes quantidades de gesso como subproduto. A longo prazo, a empresa dedica-se em desenvolver processos fermentativos que utilizem biomassa de segunda geração, com o intuito de diminuir o carbono envolvido na produção de

ácido láctico. Por outro lado, a Henan Jindan busca desenvolver o processo de Sacarificação e Fermentação Simultâneas (SSF) para a produção de L-ácido láctico e a aplicação de destilação com peneiras moleculares para a etapa de separação. Do mesmo modo que as empresas citadas anteriormente, a Cargill investe na otimização do processo produtivo do ácido láctico ao buscar alternativas para evitar a produção de gesso, desenvolvendo pesquisas com estirpes de leveduras que apresentem tolerância a pH baixos (BENEVENUTI, 2016).

No Brasil, a produção de ácido láctico está concentrada na região sudeste. A empresa PURAC®, agora Corbion, iniciou suas atividades por volta de 64 anos atrás em Campos dos Goytacazes no Rio de Janeiro e utiliza a cana-de-açúcar como matéria-prima para a fermentação. A produção anual é de 35.000 toneladas e tem o objetivo de atender a demanda de mercado da América Latina, principalmente, nos setores da indústria farmacêutica, alimentícia e de cosméticos. Além da Corbion, compõem a produção brasileira de ácido láctico a empresa Real Química - Mercosul Agroquímica Ltda, situada em Ribeirão Preto, TCR Indústria e Comércio Ltda, em Araraquara, ambas no estado de São Paulo, e a Sulfal Química Ltda localizada em Belo Horizonte, Minas Gerais, entre outras (PEREIRA, 2019).

## 4.2 MATÉRIA-PRIMA

### 4.2.1 Mercado consumidor

De acordo com Smithers (2015) o volume de soro de leite produzido no mundo era, em 2015, de aproximadamente 180 a 190 milhões de toneladas ao ano. Desta quantidade, é relatado que 50% (aproximadamente 90 milhões de toneladas por ano) são descartadas sem qualquer tipo de reuso. Segundo Dragone et al. (2009), quando o soro de leite é descartado de forma inadequada pode causar sérios problemas ambientais. Isto ocorre por diversos fatores, entre eles se destacam a alta carga orgânica, os sais minerais (0,46 a 10%), como NaCl, KCl, sais de cálcio e fosfatos presentes, como também devido aos seus valores de demanda bioquímica e química de oxigênio que variam de 27 a 60 kg.m<sup>-3</sup> e 50 a 102 kg.m<sup>-3</sup>, respectivamente.

Já dos outros 50% destacados por Smithers (2015), aproximadamente 45 milhões de toneladas/ano, é utilizado para a produção de ricota e de bebidas lácteas fermentadas à base de soro. De acordo com Mollea *et. al* (2013) *apud* Souza (2019) aproximadamente 30% do soro de leite comercializado (ou 13,5 milhões de

toneladas/ano) são transformados em soro de leite em pó, este pode ser vendido nesta forma ou utilizado para produção de fórmulas infantis. Aproximadamente 15% (ou por volta de 6,75 milhões de toneladas/ano) são purificados e vendidos como lactose e açúcares derivados. Por fim, os últimos 5% (aproximadamente 4,5 milhões de toneladas/ano) são utilizados para a concentração ou isolamento das proteínas do soro, o chamado “*whey protein*”.

No Brasil, os dados sobre a disponibilidade do soro de leite são altamente imprecisos, visto que uma parcela significativa do queijo é produzida por pequenas empresas, que acabam destinando este subproduto para alimentação animal ou ainda descartando o excedente em rios, pois não possuem estruturas para processar o soro de leite (SILVA *et al.*, 2013). Além disso, de acordo com a revista Leites e Queijos (2017) no Rio Grande do Sul são descartados mais de 1,5 milhão de litros de soro todos os dias. Visto que para a produção de 1 L de queijo é gerado 9 L de soro de queijo, esse volume representa 90% da matéria-prima da produção de queijo no Estado. Os grandes produtores representam apenas 25% da produção de soro de queijo no país, enquanto os pequenos produtores representam uma parcela de 75% de todo o subproduto.

#### **4.2.2 Fornecedores**

O soro de leite é obtido a partir da produção de queijo, logo, a disponibilidade dele no Brasil está atrelada ao consumo de queijo pela população. Tendo em vista isso, é possível fazer uma estimativa da quantidade de soro disponível no mercado a partir do consumo desse produto *per capita* pela população.

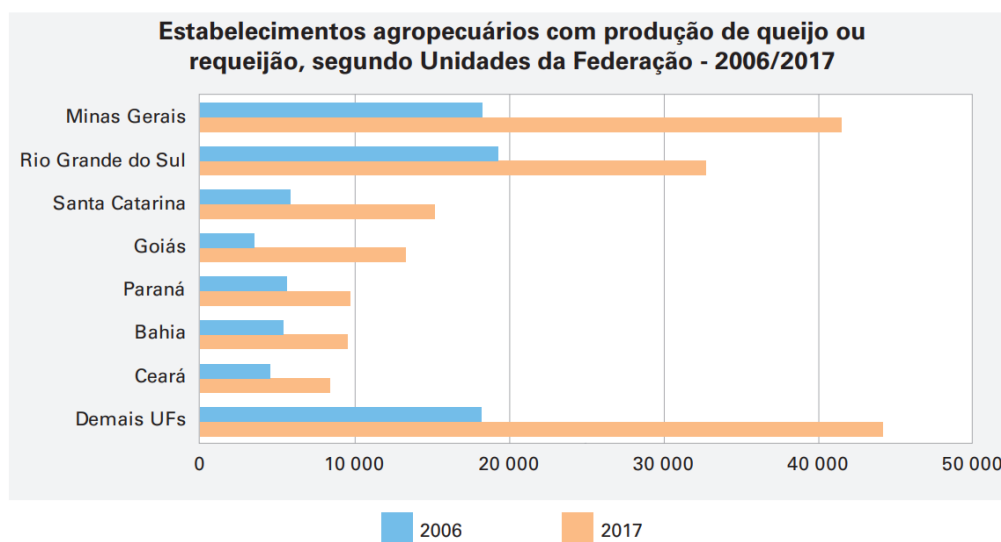
Segundo levantamentos da Associação Brasileira das Indústrias de Queijo (ABIQ), em 2022 o consumo médio *per capita* de queijo no Brasil foi de aproximadamente 5,6 kg por ano. Para ter-se comparação do valor obtido, na Argentina, por exemplo, o consumo gira em torno de 12 kg anuais *per capita*.

Com base no valor de consumo pesquisado, pode-se analisar a disponibilidade de soro mínima que é necessário ter a partir de quanto queijo é preciso produzir. Portanto, como no Brasil há 214,8 milhões de habitantes (IBGE, 2022) e cada habitante consome em média 5,6 kg de queijo, então há a consumo de 1.202.880 toneladas de queijo. Considerando que, em média, para cada quilograma de queijo produzido são gerados 9 quilogramas de soro de leite, foram gerados em torno de 10.825.920 toneladas de soro de leite no país. Além disso, conforme apresentado nas



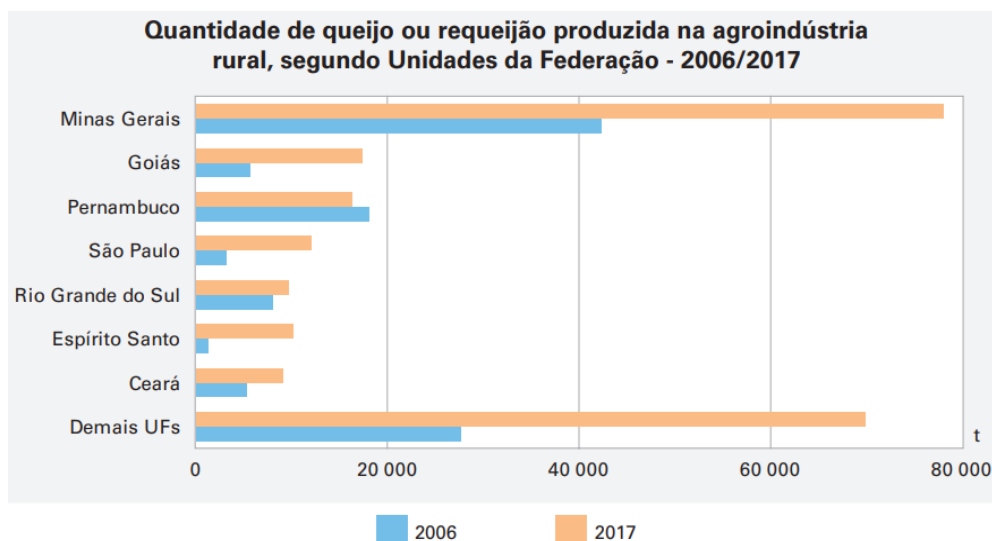
Figuras 13 e 14, é possível analisar os estados brasileiros com maior produtividade e estabelecimentos produtores de queijo e requeijão de acordo com dados do Censo Agropecuário do IBGE de 2006 e 2017.

Figura 13 - Dados de regiões produtoras de queijo e requeijão no Brasil



Fonte: IBGE, 2017.

Figura 14 - Dados de quantidades de queijo ou requeijão produzidos no Brasil



Dessa forma, analisando a Figura 13, conclui-se que os estados brasileiros com mais estabelecimentos produtores de queijo e também requeijão foram Minas Gerais e Rio Grande do Sul. Já na Figura 14 é observado que os estados com maiores produtividades de queijos são Minas Gerais e Goiás.

#### 4.2.3 Localização da matéria-prima

Para a localização da matéria-prima considerou-se os dados analisados no Tópico 4.2.1 e 4.2.2 uma vez que, os dados de exportações do COMEX STAT não abrangem todo o soro de leite produzido no Brasil. Desta maneira, faz-se necessário uma análise da produção de queijo no Brasil para descobrir quais os principais estados produtores de soro de leite, uma vez que para cada litro de queijo produzido, são gerados 9 litros de soro de queijo.

Como relatado no Tópico 4.2.2, os principais estados detentores de indústrias de queijo são Minas Gerais e Rio Grande do Sul, entretanto enquanto o estado mineiro produzia quase 80.000 toneladas ao ano em 2017 (IBGE), o Rio Grande do Sul produzia pouco mais de 10.000 toneladas ao ano em 2017 (IBGE). Ademais, como visto no tópico 4.2.1, o Rio Grande do Sul descarta 1,5 milhão de litros ao dia de soro de leite. Além de que as pequenas indústrias são as que mais descartam o leite de maneira incorreta e representam também a produção de 75% do soro de leite do Brasil (LEITES E QUEIJOS, 2017).

Analisando todos os dados, é possível concluir que o Rio Grande do Sul possui mais indústrias de laticínios de pequeno porte, uma vez que não produz tanto quanto

Minas Gerais, mas possui uma quantidade equivalente em número de empresas. Como o foco do presente trabalho é utilizar o soro de leite descartado de maneira incorreta pelas indústrias de pequeno porte, foi estabelecido que a localização da matéria-prima estaria no RS.

#### 4.2.4 Preço de comercialização

O soro de leite, por ser um resíduo do processo produtivo do queijo, não possui um preço definido, como citado anteriormente, usualmente ele é descartado pelas indústrias menores que não possuem uma forma de reaproveitá-lo. Entretanto, ele pode ser vendido e normalmente isso ocorre a preços baixos, sendo aproximadamente, de acordo com a EPAGRI/SC, 10% do que é pago ao produtor rural pelo litro de leite integral produzido (BRZOZOVSKI FILHO, 2021).

Tendo em vista isso, obteve-se os dados do Centro de Estudos Avançados (CEPEA) do Departamento de Economia, Administração e Sociologia da Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz” (ESALQ), unidade da Universidade de São Paulo (USP) referentes ao preço do leite pago ao produtor de janeiro a julho do ano de 2022. Com isso, calculou-se a média dos valores dos estados citados, chegando ao preço de aproximadamente R\$ 2,33, de acordo com a Tabela 3.

Tabela 3 – Preço de venda do leite ao produtor rural no ano de 2022

(continua)

LEITE AO PRODUTOR CEPEA/ESALQ (R\$/LITRO) – LÍQUIDO								
	JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
RS	1,915	1,999	2,080	2,261	2,406	2,599	2,944	2,261
SC	2,025	2,063	2,148	2,345	2,554	2,670	3,115	2,345
PR	2,068	2,117	2,187	2,420	2,605	2,709	3,160	2,420
SP	2,167	2,177	2,239	2,330	2,477	2,612	3,166	2,330
MG	2,158	2,178	2,240	2,467	2,577	2,706	3,222	2,467
GO	2,103	2,121	2,238	2,504	2,589	2,731	3,358	2,504
BA	1,832	1,837	1,916	2,059	2,126	2,262	2,688	2,059
ES	1,830	1,830	1,801	2,069	2,358	2,496	2,624	2,069
RJ	2,384	2,238	2,282	2,375	2,533	2,552	2,919	2,384

Tabela 4 – Preço de venda do leite ao produtor rural no ano de 2022

(conclusão)

LEITE AO PRODUTOR CEPEA/ESALQ (R\$/LITRO) – LÍQUIDO								
	JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
BRASIL	2,109	2,140	2,210	2,427	2,544	2,680	3,193	2,427
	MÉDIA GERAL							2,327

Fonte: Adaptado de CEPEA/ESALQ, 2022.

Isso resulta em um valor para o soro de leite de aproximadamente R\$ 0,233 por litro. Valor que está de acordo com o previsto uma vez que, de acordo com um produtor, o Laticínio Latpassos, localizado no interior do Rio Grande do Sul, o soro de leite residual produzido por eles é vendido por R\$ 0,29 o litro para outras indústrias.

## 5 DEFINIÇÕES DA EMPRESA

### 5.1 MODELO DE NEGÓCIOS

Para a definição do modelo de negócios da STARLACT será utilizada a ferramenta *Business Model Canvas*, sendo assim possível obter uma visão estratégica de todas as áreas da empresa baseada em nove segmentos, sendo eles: proposta de valor, relacionamento com clientes, canais, segmento de clientes, parcerias principais, atividades principais, recursos, estrutura de custos e fontes de receita. Na Figura 15, consegue-se verificar a construção do modelo de negócios aplicado de modo simples e visual.

Figura 15 - Model Business Canvas STARLACT



Fonte: Autores, 2023.

Para a comercialização do produto, adotou-se a forma B2B (*Business to business*) com o foco em indústrias que utilizam o ácido láctico com pureza de 85%. Além disso, o modelo de negócios leva em consideração a sustentabilidade, uma vez que o produto é gerado a partir de um resíduo que costuma ser descartado incorretamente. Dessa forma, isso também é levado para os clientes com o intuito de mostrar o impacto que a transformação de um resíduo pode alcançar quando possui o direcionamento correto.

Em relação a comercialização dos resíduos gerados no processo, também foi adotada a forma B2B, uma vez que o primeiro resíduo é constituído majoritariamente de proteínas desnaturadas e gorduras, o qual é utilizado para a produção de ração animal. E o segundo resíduo, o qual possui alto valor agregado, é constituído de células mortas e extrato de levedura, que pode ser vendido a outras empresas como possível fonte de nitrogênio.

## 5.2 MISSÃO, VISÃO E VALORES

A missão, visão e valores são pontos importantes a serem definidos pois vão auxiliar no embasamento estratégico da empresa, no planejamento e nos objetivos almejados. A fim de obter uma cultura organizacional estruturada e sólida, esses aspectos foram estabelecidos. No Quadro 2, estão descritos esses direcionamentos e como são vistos pela STARLACT.

Quadro 2 - Missão, visão e valores da STARLACT

Norteadores estratégicos	Atribuições
Missão	Incentivar o uso de resíduos agroindustriais e inovar o mercado brasileiro de ácido láctico
Visão	Até 2030, ser pioneiro na produção de ácido láctico a partir do soro de leite no Brasil
Valores	Sustentabilidade
	Inovação
	Comprometimento
	Respeito

Fonte: Autores, 2023.

## 5.3 LOCALIZAÇÃO

Para melhor definir a localização do empreendimento, alguns parâmetros importantes foram levantados já visando a localização do empreendimento no estado do Rio Grande do Sul. Pela análise do mercado fornecedor de matéria-prima, este é o estado com maior quantidade de unidades produtoras de queijo e requeijão, segundo a Figura 13 do Tópico 4.2.2, ou seja, é onde será obtida, também, a maior quantidade de soro de queijo.

Com este foco, o Quadro 3 representa os parâmetros mais importantes para a definição quanto à qual região dentro do Rio Grande do Sul que esta unidade industrial estará localizada. Nele, os parâmetros, que na sequência serão melhor descritos e justificados, receberam a atribuição de um valor de 1 a 5, onde 1 é “pouco relevante” e 5 é “muito relevante”, de maneira a representar a influência de cada um para a tomada de decisão.

Quadro 3 - Fatores que influenciam na escolha da localização da unidade industrial

Item	Fator analisado	Peso				
		1	2	3	4	5
1	Proximidade da matéria-prima					x
2	Proximidade do mercado consumidor			x		
3	Disponibilidade da área adequada para a instalação			x		
4	Considerações da comunidade local (saúde, educação, etc.)		x			
5	Considerações climáticas			x		
6	Incentivos fiscais (municipal, regional e estadual)			x		
7	Disponibilidade de mão de obra				x	
8	Disponibilidade de utilidades (água, energia, combustível)					x

Fonte: Autores, 2023.

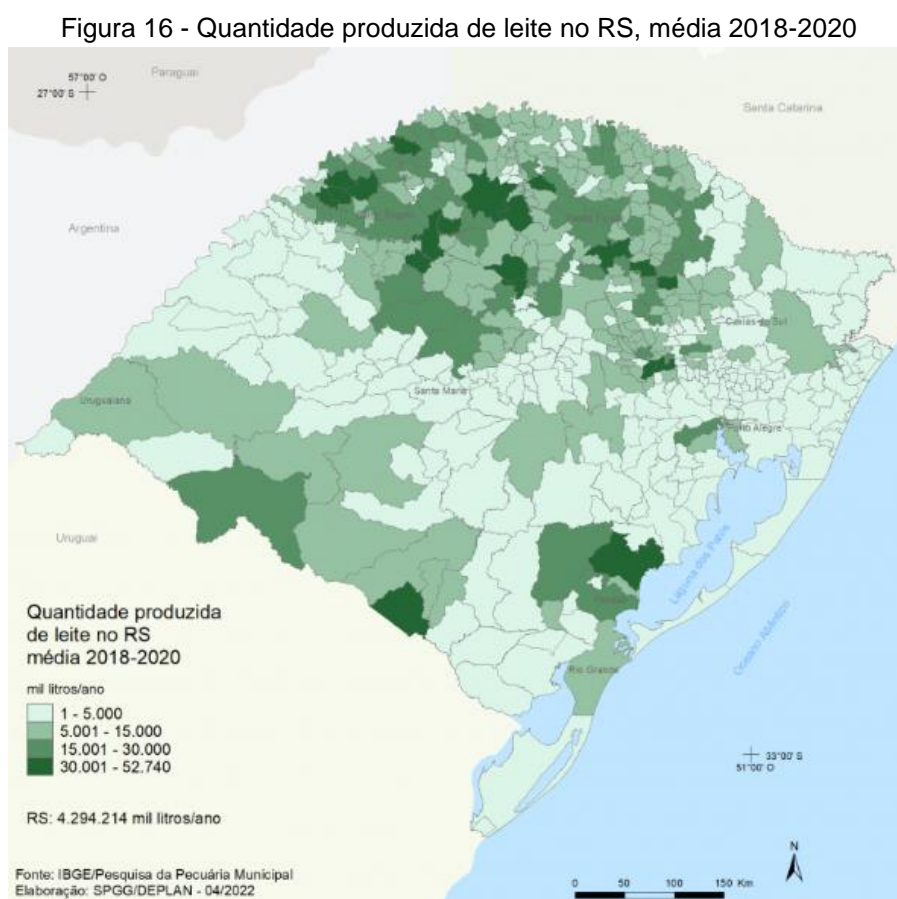
### 5.3.3 Proximidade da matéria-prima, proximidade do mercado consumidor e disponibilidade de utilidades

Como pode-se observar, a proximidade da matéria-prima, juntamente com a disponibilidade de utilidades que são indispensáveis para viabilidade de uma unidade industrial, são os fatores que mais influenciam a tomada de decisão. Uma vez que no Rio Grande do Sul existem muitos estabelecimentos de pequeno porte que produzem queijo, conforme análises prévias, e que as mesmas não descartam o soro do leite de maneira correta, esta seria a melhor opção para a localização. Além disso, como a matéria-prima é bastante perecível, isto também reforça a atribuição 5 para este parâmetro.

Visando a proximidade do mercado consumidor, esse recebe uma atribuição de valor 3, já que é uma consideração importante, porém não decisiva para definição da localização. Observando pelo lado de que o produto final da indústria, o ácido láctico, pode ser transportado em condições mais brandas e menores volumes do que a

matéria-prima, o soro do leite, que requer temperaturas adequadas e em grandes volumes.

De acordo com o Atlas Socioeconômico do Rio Grande do Sul, no triênio de 2018 a 2020, o Rio Grande do Sul se apresentou como o terceiro maior produtor de leite do Brasil, contribuindo com cerca de 12,4% da produção brasileira. Visto que para a produção de queijo e soro de queijo é necessário a produção de leite, este dado foi de suma importância. Na Figura 16 é possível visualizar as principais regiões leiteiras do estado.



Fonte: IBGE, 2021.

De acordo com a Figura 16, as principais regiões produtoras de leite estão concentradas no centro-norte do estado e, desta forma, decidiu-se que esta seria a região escolhida como sede da empresa, mais precisamente no Vale do Taquari.

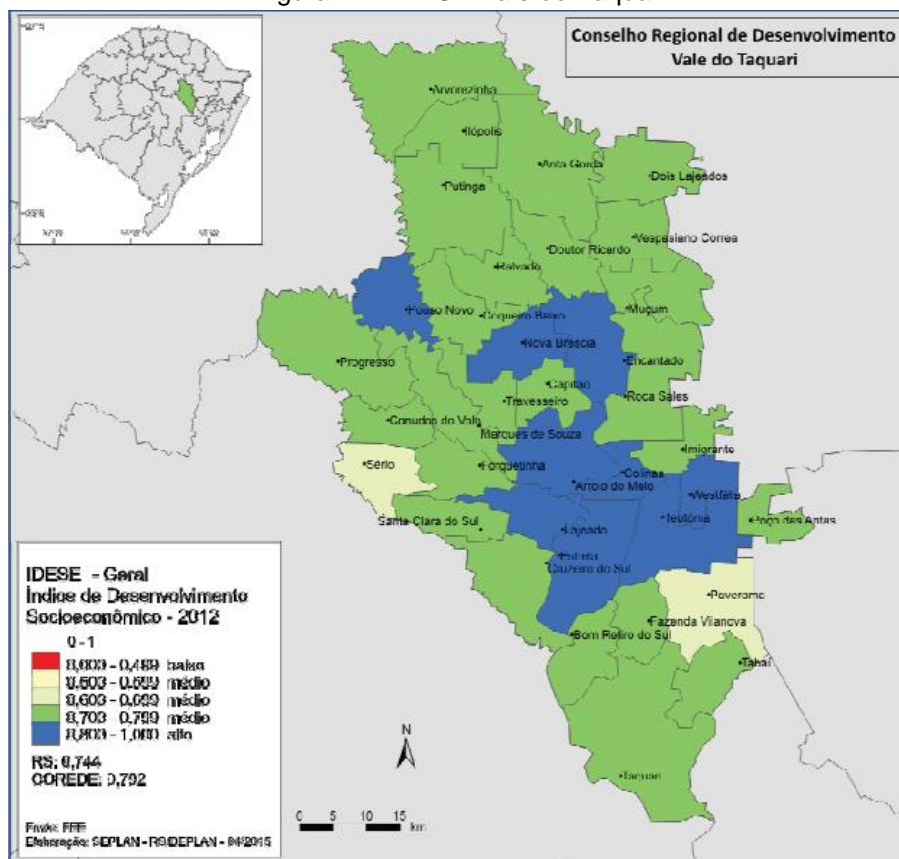
#### 5.3.4 Considerações da comunidade local, mão de obra e clima

De acordo com uma pesquisa realizada sobre o perfil socioeconômico do Vale do Taquari pelo COREDE (2015), essa região apresenta um Índice de



Desenvolvimento Socioeconômico (IDESE) de todas as cidades entre médio e alto. Na Figura 17, é possível observar o IDESE destas cidades bem como quais apresentam um IDESE médio ou alto.

Figura 17 - IDESE Vale do Taquari



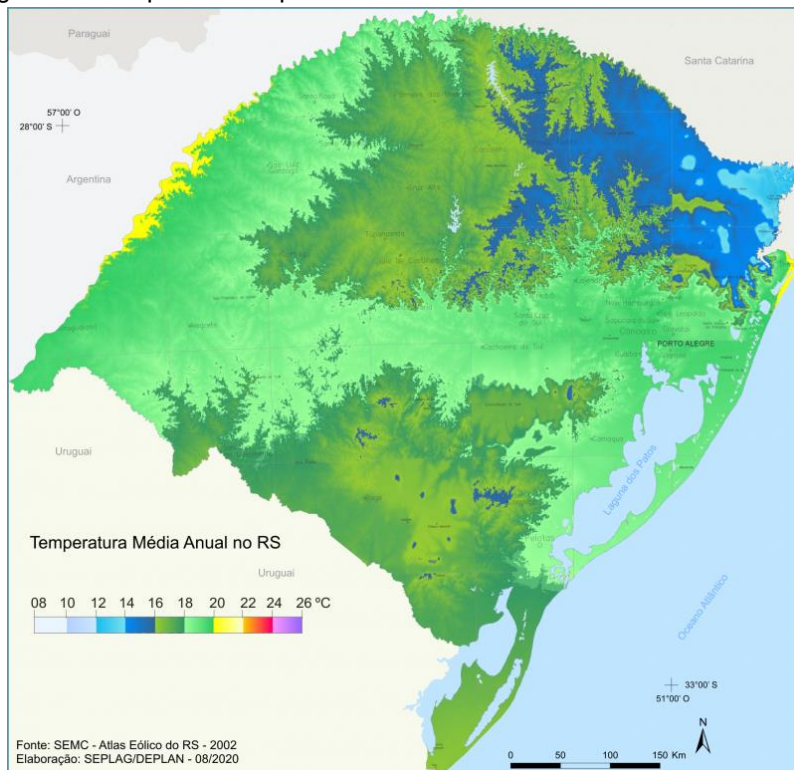
Fonte: COREDE, 2015.

Como representado pela Figura 17, as cidades que apresentaram um IDESE alto foram: Lajeado, Teutônia, Pouso Novo, Nova Bréscia, Encantado, Arroio do Meio, Colinas, Westfália e Estrela. Considerando que pelo Quadro 3 as considerações da comunidade local possuem um peso 2, qualquer uma das cidades poderia ser escolhida, entretanto, dá-se prioridade para cidades com um IDESE de nível alto.

Em relação a economia da região, as cidades apresentam um setor econômico diversificado, conforme o COREDE Vale do Taquari (2015), o Valor Adicionado Bruto (VAB) para essa região, retorna que a agropecuária é responsável por 17,9%; a indústria, por 30,7%; e os serviços, por 51,4%. Esses dados indicam uma participação consideravelmente maior da agropecuária e da indústria em relação à média estadual. Destacando o VAB da agropecuária do COREDE, a criação de bovinos de leite e de corte detém 17,2%, ocorrendo principalmente em Estrela e Teutônia.

Além disso, considerando o clima, essa região também se mostra adequada para a conservação em condições de transporte e armazenamento da matéria-prima perecível, uma vez que, conforme a Figura 18, as temperaturas médias anuais estão estabelecidas, em sua maioria, entre 16 e 18°C.

Figura 18 - Mapa das temperaturas médias anuais no Rio Grande do Sul



Fonte: Atlas Socioeconômico Rio Grande do Sul, 2020.

### 5.3.5 Disponibilidade de área para instalação e Incentivos Fiscais

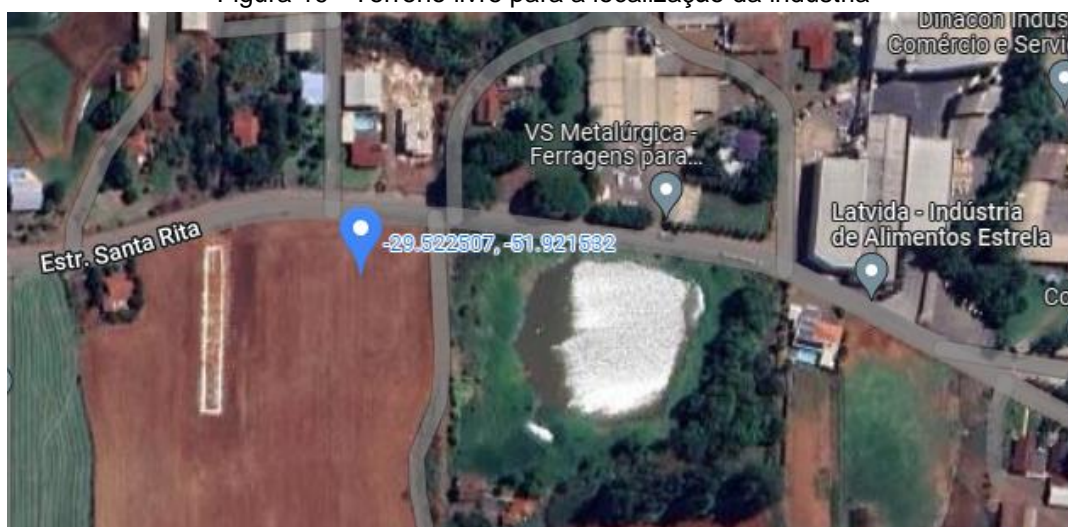
Segundo o site Jornal Contábil, os incentivos fiscais são políticas públicas de benefícios para que as empresas possam investir e obter vantagens sobre os impostos, ou seja, eles propiciam o desenvolvimento das empresas e consequentemente do país. Ao avaliar a região do Vale do Taquari, as agroindústrias podem contar com o suporte de programas governamentais como o programa de Apoio e Desenvolvimento do Cooperativismo Gaúcho, o de Apoio e Desenvolvimento da Infraestrutura Rural, as que envolve ações de apoio e ampliação da infraestrutura rural, acesso à internet e à telefonia no meio rural (COREDE, 2015).

Além disso, há o Incentivo ao uso e à geração de energia por meio de fontes alternativas, de assistência técnica e extensão rural e social, de fomento ao desenvolvimento rural sustentável, com ações como a de apoio e desenvolvimento da

produção leiteira e da pecuária familiar e de desenvolvimento das cadeias produtivas agropecuárias (COREDE, 2015).

Ao analisar todos os pontos citados acima, referentes ao Quadro 3, definiu-se a localização da indústria na cidade de Estrela no estado do Rio Grande do Sul, pois apresenta como diferencial o Porto de Estrela, no rio Taquari. Sendo assim, torna-se viável a implantação do transporte marítimo para o fornecimento do ácido láctico produzido e também para o recebimento de outros insumos, caso necessário. Na Figura 19, pode-se observar o local escolhido para a localização da indústria na Estrada Santa Rita, número 1326, a área ocupada é de 7866 m<sup>2</sup>, sendo assim, possível expandir pelo tamanho do terreno.

Figura 19 - Terreno livre para a localização da indústria



Fonte: Google Maps, 2022.

#### 5.4 ESCALA DE PRODUÇÃO

A partir da análise de mercado realizada, com as informações da quantidade de matéria-prima disponível e da demanda do mercado consumidor, definiu-se que a planta produtiva tem como objetivo atender pelo menos 5% do mercado brasileiro importador de ácido láctico. A partir do projeto da indústria chegou-se ao valor de aproximadamente 7% do mercado brasileiro atendido pela produção anual da STARLACT, correspondendo a 378 toneladas por ano de ácido láctico com 85% de pureza. Para atingir esta produção serão necessárias 8116 toneladas de soro de leite por ano, esse valor representa cerca de 7% da quantidade total produzida por ano de soro de leite no Brasil. Considerando uma margem de 5 dias totalizando o tempo de

parada que pode ocorrer na planta, utilizou-se uma base de cálculo para 360 dias de operação ao ano.

## 5.5 COMERCIALIZAÇÃO

A comercialização do ácido láctico com 85% de pureza será feita por meio de bombonas de 20 litros. O transporte e entrega aos clientes será realizado através de uma transportadora terceirizada ou por compras diretas da fábrica.

## 5.6 EXIGÊNCIAS LEGAIS

De acordo com a Fundação Estadual de Proteção Ambiental, o licenciamento ambiental é o procedimento administrativo realizado por um órgão ambiental, sendo este federal, estadual ou municipal que tem poder para licenciar a instalação, ampliação, modificação e operação de atividades e empreendimentos que utilizam recursos naturais, ou que sejam potencialmente poluidores ou ainda que possam causar degradação ambiental. Esse licenciamento é estabelecido pela lei Federal n.º 6938, de 31/08/81, também conhecida como Lei da Política Nacional do Meio Ambiente (FEPAM, 2022).

Seguindo o proposto da resolução Nº 4 da COEMA, as indústrias de fabricação de produtos químicos de grande porte, classificada pelo tamanho da área de ocupação, devem possuir o Licenciamento Ambiental e Autorização Ambiental, com as seguintes licenças: Autorização Ambiental (AA), Licença Prévia (LP), Licença de Instalação (LI), Licença de Operação (LO) e Licença de Instalação e Operação (LIO).

## 6 DEFINIÇÕES DO PROCESSO

### 6.1 MODOS DE OPERAÇÃO

A adequação do método mais eficiente para um processo fermentativo é dada pelas características cinéticas do microrganismo escolhido, propriedades do substrato e também por questões econômicas de operação (BENEVENUTI, 2016). Os principais modos de operação são os métodos batelada, contínuo e semi-contínuo. Sabe-se que a produção de ácido láctico via rota fermentativa pode apresentar alguns desafios que alteram o rendimento e a produtividade, entretanto, existem maneiras de minimizar esses obstáculos (PEREIRA, 2019).

Existem diferentes tecnologias utilizadas em cada modo de operação. Pela rota bioquímica, de acordo com Benevenuti (2016), o ácido láctico pode ser produzido por meio das tecnologias denominadas SHF (Sacarificação com Fermentação Separada), SSF (Sacarificação com Fermentação Simultânea) e SSCF (Sacarificação com Co-Fermentação Simultânea). A seguir, serão apresentadas as técnicas mais utilizadas para a síntese do ácido láctico e formas de melhorar o seu rendimento, como o reciclo de biomassa.

#### 6.1.1 Modo contínuo

Em um cenário ideal, a fermentação em modo contínuo ocorre de forma que a alimentação do meio de cultura acontece simultaneamente à retirada do caldo fermentado, ou seja, as concentrações do substrato e do produto são constantes ao longo do processo (LEVENSPIEL, 1976 *apud* BENEVENUTI, 2016). Esse modo de operação apresenta algumas vantagens quando comparado a fermentação em batelada. Já que não é necessário parar o processo, não há “tempo morto”, ou seja, a pausa destinada a limpar e recarregar o reator para uma nova batelada a cada ciclo de fermentação.

Por consequência, pode-se alcançar maiores valores de produtividade e, consegue-se manter a taxa de crescimento celular constante e, a produção do ácido láctico está relacionada a esse crescimento celular (LÓPEZ-GÓMEZ *et al.*, 2019; BENEVENUTI, 2016). Outra vantagem que pode ser destacada na fermentação contínua é o fato de não haver acúmulo de produto final durante o processo, o que reduz significativamente a inibição da atividade do microrganismo pelo produto e pela diminuição do pH (ABDEL-RAHMAN *et al.*, 2016; BENEVENUTI, 2016).

Contudo, os equipamentos empregados nesse tipo de operação precisam de um alto investimento inicial e o risco de contaminação é maior por se tratar de um sistema aberto (BENEVENUTI, 2016). Além disso, a modelagem para esses equipamentos em uma planta de escala industrial seria complexa pelo tamanho que cada um atingiria. Ainda que não seja o método mais utilizado, é considerado executável e poderia trazer vantagens para as indústrias.

### **6.1.2 Modo batelada**

A maior parte das indústrias produtoras de ácido láctico aplicam a batelada tradicional como método de produção (LÓPEZ-GÓMEZ *et al.*, 2019). Esse processo é caracterizado pelos reagentes e nutrientes serem adicionados ao início do processo e não há novas entradas ou retiradas de reagentes e produtos durante a fermentação. O reator em batelada também é muito utilizado em produções de pequena escala, para testes de novos produtos ou processos, geralmente da química fina (LEVENSPIEL, 1976 *apud* BENEVENUTI, 2016).

A fermentação em batelada é vantajosa pela simplicidade operacional que torna possível obter vários produtos com valores de conversão elevados, se adotado um grande tempo de operação, e com o controle adequado das condições do processo. Ademais, o custo inicial para investir nos equipamentos é baixo assim como o risco de contaminação (LEVENSPIEL, 1976 *apud* BENEVENUTI, 2016).

Porém, uma das principais deficiências da batelada comum é a inibição do substrato que ocorre devido à alta concentração de substrato e nutrientes que inicialmente está disponível no processo. Isso limita o desenvolvimento da biomassa no modo batelada. Por exemplo, a elevada disponibilidade de carbono, que em teoria deveria alavancar a produtividade, mas na prática mostrou que inibe o crescimento de microrganismos e a acidificação do meio reacional pelo aumento de ácido láctico produzido, ambas acarretam em uma diminuição da produtividade. Além de o processo possuir a desvantagem de demandar tempo e custo para carregar, descarregar e limpar o equipamento (SOUZA *et al.*, 2019; KRISHNA *et al.*, 2018; COELHO *et al.*, 2011; ABDEL-RAHMAN *et al.*, 2016).

### **6.1.3 Modo batelada alimentada**

Conforme Abdel-Rahman *et al.* (2013), com o intuito de reduzir a inibição pelo substrato, é viável utilizar a batelada alimentada, que difere da batelada comum por

ser um processo semi-contínuo. Neste modelo, os componentes são adicionados ao longo da operação em intervalos regulares de tempo, sem a retirada do caldo fermentativo, com esse método é capaz de atingir uma maior concentração do produto e ainda é possível diversificar o modo de alimentação em forma intermitente, constante, exponencial e por meio do controle contínuo do pH (SOUZA *et al.*, 2019; KRISHNA *et al.*, 2018). Entretanto, ainda existe a inibição da atividade do microrganismo a partir do acúmulo de concentração do produto final, o ácido láctico.

#### **6.1.4 Sacarificação com Fermentação Separada ou Simultânea**

As etapas de hidrólise e fermentação podem ser feitas de duas formas distintas. Nesse processo, considera-se a hidrólise enzimática, logo, não há necessidade de neutralização e nem a formação de sais no meio reacional como é vista na hidrólise ácida (JOHN *et al.*, 2009). O processo pode acontecer em duas etapas, ou seja, primeiro é realizada a hidrólise do material e posteriormente a fermentação, conhecido como Sacarificação com Fermentação Separada (SHF), do inglês *Separated Hydrolysis and Fermentation*. Deste jeito, são necessários dois biorreatores, um para cada etapa, sendo possível controlar as condições necessárias para o processo de maneira eficaz. Todavia, o limitante da SHF é a inibição pela ação das enzimas hidrolíticas que ocorre na hidrólise (BENEVENUTI, 2016).

O outro modo de operação seria a hidrólise e a fermentação ocorrerem concomitantemente, como na Sacarificação com Fermentação Simultânea (SSF), do inglês *Simultaneous Saccharification and Fermentation*, esse processo ocorre em um mesmo reator e é considerado mais econômico. Mas só é possível realizar ambas as etapas ao usar enzimas celulasas para a hidrólise, uma vez que a ação enzimática pode acontecer simultaneamente à ação fermentativa dos microrganismos (PEREIRA, 2019; BENEVENUTI, 2016).

#### **6.1.5 Co-fermentação ou culturas mistas**

Certos microrganismos são mais propensos a fermentar pentoses e outros a utilizar hexoses. Na fermentação láctica, quando o meio possui glicose, xilose e arabinose, o ideal é usufruir de mais de uma espécie para o aproveitamento de todas as fontes de carbono e, conseqüentemente, aumentar a produtividade do ácido láctico. Essa técnica é chamada de co-cultura, onde duas ou mais espécies são cultivadas para a obtenção de um produto (EŞ *et al.*, 2018 *apud* DORNELLES, 2021; Cui *et al.*,

2011). Por meio desse método é possível aproveitar melhor a biomassa lignocelulósica porém, de acordo com Schlittler (2012), os rendimentos de conversão destes microrganismos são baixos, o que inviabiliza o uso industrial desse método.

#### **6.1.6 Reciclo de biomassa e imobilização celular**

A fim de melhorar a produtividade, o reciclo de biomassa é bastante empregado tanto na fermentação contínua quanto na batelada, pois aumenta a densidade celular (ASO *et al.*, 2019). Há estudos de Reddy *et al.* (2016), utilizando a espécie *Enterococcus faecalis* RKY1 e resíduos agroindustriais como substrato, que comprovam a significativa melhoria com essa técnica ao atingir o dobro na produtividade do ácido láctico.

A imobilização celular possui os mesmos fins do reciclo de biomassa, isto é, busca melhorar a produtividade pelo aumento da densidade celular. Porém, também contribui para a melhoria do processo fermentativo e mantém a estabilidade das células. O método de imobilização é caracterizado por aprisionar as células em um material, como na adsorção ou encapsulação. Em geral, polímeros são usados como ágar e alginato, já a ligação em suporte sólido pode ser feita com vidro, porcelana e serragem. O custo dessa técnica é a principal desvantagem, mas ainda é possível utilizar materiais mais baratos (LI *et al.*, 2015; ELAKKIYA *et al.*, 2016; PARK E CHANG, 2000; KOURKOUTAS *et al.*, 2004).

Após analisar qual método seguir, optou-se pelo modo de operação misto, ou seja, alguns equipamentos operam de maneira contínua no início do processo e ao decorrer do tempo, devido a diminuição da vazão, os equipamentos operam em batelada. Por exemplo, o primeiro evaporador opera continuamente, pois há uma grande vazão de matéria-prima, já o último evaporador opera duas vezes ao dia, tendo em vista a redução da vazão quando o produto final é formado. A seguir, no Tópico 6.2 e 6.3, é possível visualizar o diagrama de blocos e o fluxograma do processo.

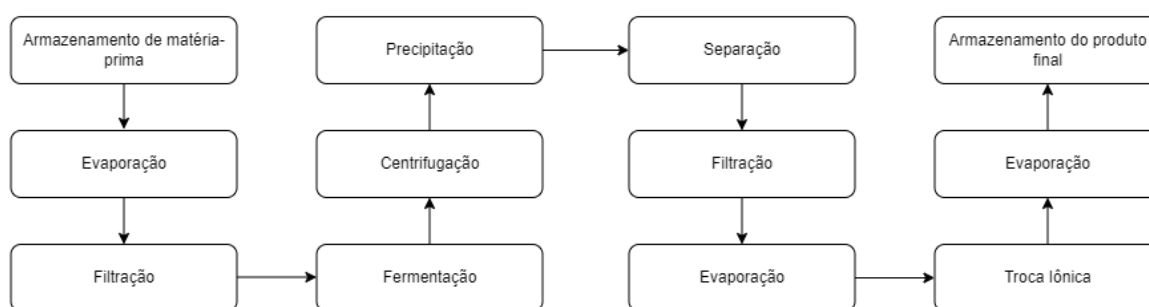
### **6.2 DIAGRAMA DE BLOCOS**

Sabe-se que o processo de produção do ácido láctico precisa de um controle rigoroso das condições de fermentação para gerar um produto tanto opticamente quanto quimicamente puro. Além disso, etapas de purificação também se fazem necessárias para garantir a qualidade do produto final.



Para dar início à síntese de ácido láctico, após o recebimento e armazenamento da matéria-prima, faz-se necessário a etapa de evaporação seguida de filtração do soro de leite. Então, o substrato é encaminhado para a etapa de fermentação, sendo seguida dos métodos de separação e purificação do produto, como a centrifugação, precipitação, filtração, evaporação, troca iônica e por último, evaporação novamente. Na Figura 20, pode-se observar as etapas gerais da produção de ácido láctico, bem como alguns equipamentos que contam com reciclo de substâncias, de maneira a tornar o processo mais economicamente viável.

Figura 20 - Diagrama de blocos da produção de ácido láctico



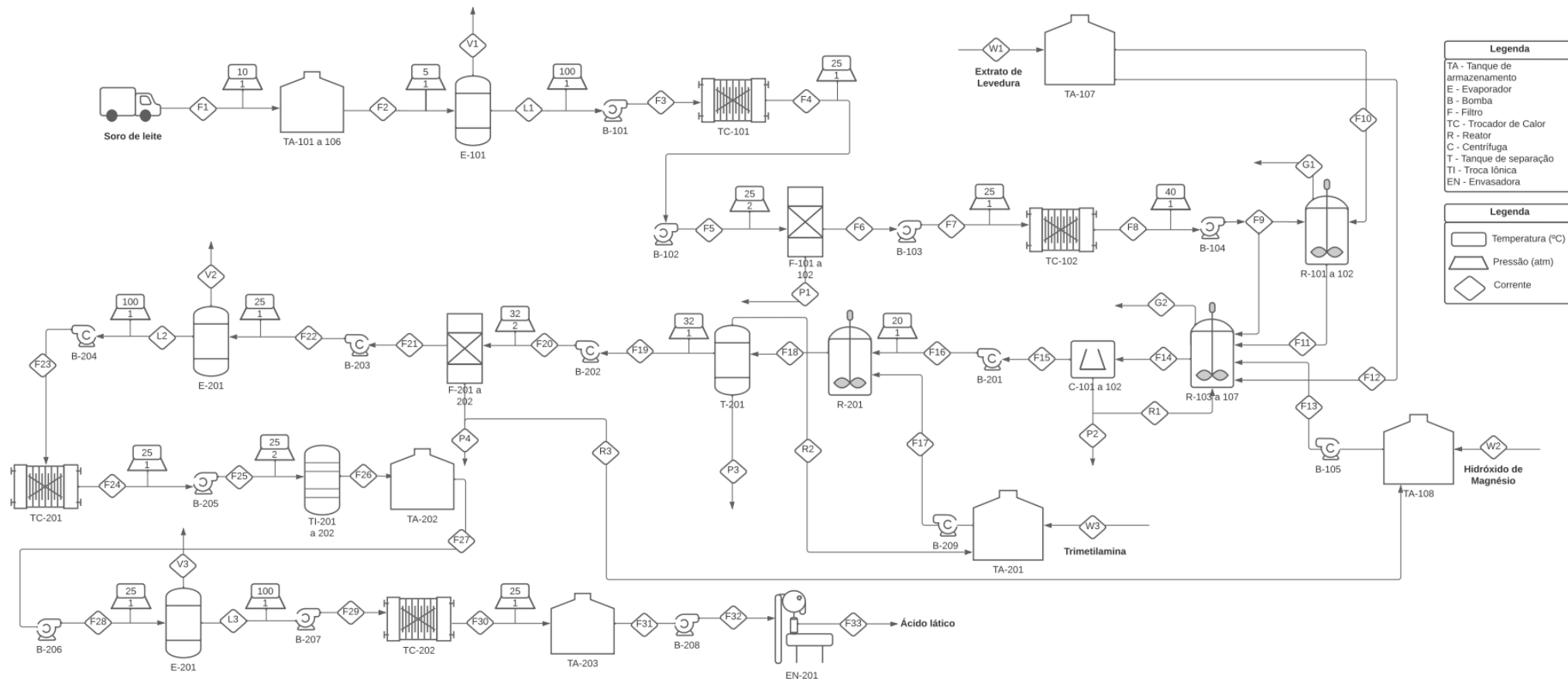
Fonte: Autores, 2023.

### 6.3 ETAPAS E OPERAÇÕES ENVOLVIDAS NO PROCESSO

Para atingir os objetivos do trabalho e concluir o desenvolvimento do produto final com êxito, a seguir serão descritas as etapas envolvidas no processo, a fim de esclarecer, também, como serão as condições do mesmo e os meios que serão trabalhados para atingir a pureza desejada de ácido láctico. A principal variação entre os diversos processos de obtenção desse produto se dá nas etapas de purificação e separação do ácido produzido.

Na Figura 21 está apresentado o fluxograma detalhado do processo produtivo que mostra as interações entre os principais equipamentos da área fabril. Destaca-se que os equipamentos estão divididos pelas áreas de operação, sendo o último dígito de cada nomenclatura referente a sequência do processo. Tendo em vista isso, o processo produtivo possui 2 áreas industriais, a Área 100 refere-se aos processos de pré-tratamento e fermentação e a Área 200 aos processos de *downstream*.

Figura 21 - Fluxograma do processo produtivo



Fonte: Autores, 2023.

### **6.3.1 Recebimento e armazenamento da matéria-prima**

Esta etapa tem início desde o transporte do soro de leite, o qual é a matéria-prima principal do processo em questão. Tendo em vista a natureza do soro, o mesmo é transportado por caminhões com isolamento térmico nas mesmas especificações que os utilizados para o transporte de leite, contemplando as regiões de Estrela, onde é localizada estrategicamente a unidade industrial, em vista da proximidade de regiões geradoras da matéria-prima requerida. Este transporte é terceirizado, sendo responsabilidade da empresa sustentar os custos em relação ao mesmo.

Para o armazenamento do soro de leite são utilizados tanques pulmão com cuidados de resfriamento e isolamento térmico, e além disso, o mesmo deve ser mantido a 5°C até sua entrada no processo, com o objetivo de reduzir a atividade de bactérias na solução. Estes equipamentos também possuem a responsabilidade de controlar e equalizar a vazão necessária para utilizar-se no processo (DE SOUZA, 2019).

Logo após o recebimento da matéria-prima, são realizadas algumas análises no soro de leite. Uma pequena amostra é retirada dos tanques pulmão e conduzida até o laboratório de análises químicas dentro do pavilhão industrial. Neste laboratório são feitos testes qualitativos como aferição de pH e viscosidade. Além disso, é realizado também um teste microbiológico para quantificação das colônias existentes.

### **6.3.2 Pré-tratamento**

Com o objetivo de atender as melhores condições para a realização da fermentação, o soro de leite passa por uma etapa de evaporação, uma vez que esse efluente é composto predominantemente de água, então se torna fundamental a retirada do excesso da mesma para amplificar a concentração de lactose da solução até uma quantidade ideal para o processo. Dessa forma, será obtido o produto com maior rendimento e, também, será favorecida a atuação do microrganismo fermentador no substrato (HORBAN *et al.*, 2017).

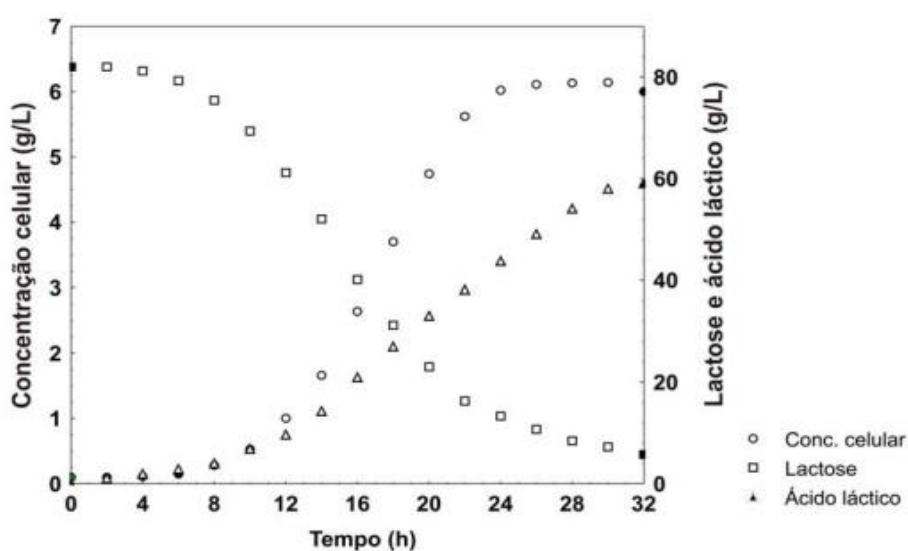
Após isso, segue-se uma etapa dentro do pré-tratamento que tem por objetivo retirar o excesso de gorduras e proteínas não úteis ao processo por meio de uma filtração. Nessa etapa, além de ser retirada uma parcela de componentes como os citados anteriormente, ainda há a formação de uma torta, a qual retém uma quantidade de líquidos presentes na solução.

### 6.3.3 Fermentação

Depois de ser retirado do soro de leite as proteínas, as gorduras e o excesso de água, agora sim é possível encaminhá-lo ao processo fermentativo. Primeiramente esta corrente é dividida em duas, 10% dela irá a um tanque onde é feito o inóculo para melhor adaptação do microrganismo ao meio de cultura e, logo após, encaminha-se esta corrente ao reator. A outra parte da corrente chega ao reator biológico, ou biorreator, onde haverá o início do processo quando entra em contato com a bactéria fermentativa *Lactobaccillus helveticus*, proveniente da corrente do inóculo, a qual tem o objetivo de converter a lactose presente no soro em ácido láctico.

O biorreator é encamisado e possui agitação mecânica, além disso, opera em batelada por 32 horas e mantém a temperatura constante em 40°C para garantir elevada conversão da lactose em ácido láctico, como descrito pelas condições ideais de Leite (2006). O controle dessa temperatura é realizado através da alimentação de água de processo na camisa. Além disso, é adicionada uma solução tampão de hidróxido de magnésio para garantir o pH 6.8 durante todo o processo (HORBAN *et al.*, 2017; LEITE, 2006). Na Figura 22 é possível observar as concentrações de produto, substrato e biomassa nestas condições de concentração de lactose e extrato de levedura, pH e temperatura.

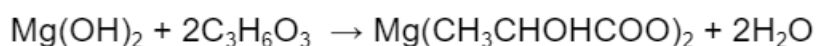
Figura 22 - Concentrações de produto, substrato e biomassa em função do tempo nas condições ótimas (lactose 82 g/L; extrato de levedura 23,36 g/L; temperatura 40 °C; pH 6.8)



Fonte: Leite, 2006.

A solução de hidróxido de magnésio reage com o ácido láctico produzido, o que leva a formação de lactato de magnésio e água. Esta reação está demonstrada na Figura 23.

Figura 23 - Reação de produção do lactato de magnésio



Fonte: Autores, 2023.

Passado o tempo necessário para a conversão, o caldo fermentado passa por processos de separação e purificação do caldo obtido pela ação do microrganismo, sendo o primeiro deles a centrifugação. Vale ressaltar que, nesta etapa de centrifugação, é realizado um reciclo de células que retorna ao biorreator.

#### 6.3.4 Processos downstream

O processamento downstream consiste em todas as etapas envolvidas na separação e purificação do caldo fermentado. Várias operações unitárias podem ser empregadas em sequência de acordo com a pureza de ácido láctico requerida, as mais comuns são: a precipitação, a centrifugação, a troca iônica, a filtração, entre outros. Vale ressaltar que cerca de 40% a 70% dos gastos operacionais são devido a necessidade destes processos (KOMESU *et al.*, 2017; DE OLIVEIRA *et al.*, 2019).

##### 6.3.4.1 Centrifugação

Após a fermentação, o caldo fermentado, que contém majoritariamente lactato de magnésio, subprodutos do metabolismo microbiano, biomassa, fragmentos celulares, minerais, água e lactose residual, passa por uma etapa de centrifugação. Com esta operação, são formadas duas correntes. Uma das correntes será reciclada e voltará para a fermentação, com o propósito de reaproveitar 30% das células já adaptadas no meio de cultura. A outra é uma corrente líquida clarificada, composta principalmente por lactato de magnésio solubilizado em água (DE OLIVEIRA *et al.*, 2020; KOMESU *et al.*, 2017).

#### 6.3.4.2 Precipitação e acidificação

A forma convencional de realizar a precipitação neste processo é pela adição de hidróxido de cálcio ou carbonato de cálcio com o intuito de ajustar o pH do meio, além de fornecer íons cálcio para a síntese do lactato que posteriormente é separado por filtração. Após a centrifugação, o caldo fermentado é acidificado com um ácido forte. Normalmente, é adicionado o ácido sulfúrico aquoso para a conversão do lactato de cálcio em ácido láctico diluído e a formação do subproduto, o sulfato de cálcio em estado sólido, também conhecido por gesso.

O gesso gerado, por ser pouco solúvel, pode ser facilmente removido da solução. Entretanto, a grande quantidade produzida desse resíduo é uma das grandes desvantagens desse método, já que a proporção de ácido láctico e gesso é de 1:1, ou seja, a cada tonelada de ácido láctico é gerado uma tonelada de sulfato de cálcio (DE OLIVEIRA *et al.*, 2020; KOMESU *et al.*, 2017).

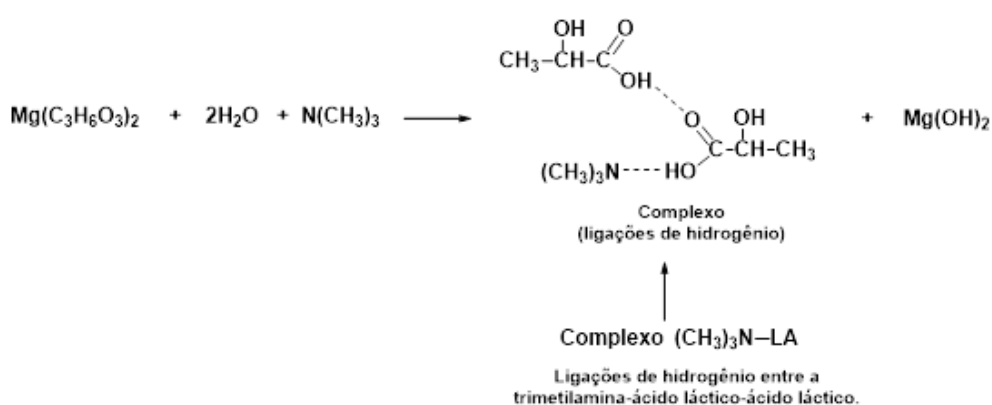
Segundo Daful (2016), é possível neutralizar o meio reacional com a adição do hidróxido de magnésio durante a fermentação e assim obter o lactato de magnésio. Posteriormente, o lactato de magnésio reage com trimetilamina para formar cristais de hidróxido de magnésio, além de um complexo de ácido láctico e trimetilamina. Com o aquecimento da reação, o complexo resulta em ácido láctico líquido e trimetilamina em estado gasoso, assim consegue-se separar o produto final do restante dos componentes.

De acordo com Van Krieken (2011), a reação da precipitação do hidróxido de magnésio com trimetilamina ocorre quase que instantaneamente, na temperatura ambiente, que foi definido pela STARLACT em 20 °C. A reação ocorre em um reator em meio aquoso, onde o lactato de magnésio entra em contato com a trimetilamina 40% em água formando um complexo amino-ácido láctico orgânico e hidróxido de magnésio, o qual é separado do complexo.

O lactato de magnésio é introduzido no reator e realiza uma reação de dupla troca com a trimetilamina presente. Em seguida, o hidróxido de magnésio precipitado deixa o reator para retornar ao fermentador onde atuará como agente neutralizante. Posteriormente, o complexo de amina orgânica que é formado na reação é decomposto em ácido láctico e trimetilamina com o aumento da temperatura. Por fim, a trimetilamina é reciclada ao reator (VAN KRIEKEN, 2011).

Com o uso desse novo método de precipitação ao invés do método tradicional, descarta-se a formação de um resíduo altamente prejudicial ao meio ambiente, o gesso, uma vez que o único resíduo produzido pela precipitação é a água. Ademais, pode-se reciclar uma porcentagem da trimetilamina utilizada no processo e do hidróxido de magnésio precipitado visando a economia de recursos. Na Figura 24, observa-se o mecanismo de reação entre o lactato de magnésio e a trimetilamina.

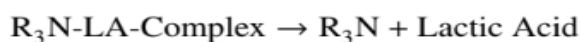
Figura 24 - Mecanismo de reação da precipitação de  $Mg(OH)_2$



Fonte: Autores, 2023.

Conforme a formação do  $(CH_3)_3N-LA$ , o tanque de precipitação é mantido na temperatura de  $30,8^\circ C$  para ocorrer a decomposição do complexo, na temperatura de ebulição da trimetilamina 40% v/v, conforme a Ficha de Informações de Segurança de Produtos Químicos (FISPQ). Na Figura 25, observa-se a reação que demonstra esse período.

Figura 25 - Formação de ácido láctico a partir do complexo  $(CH_3)_3N-LA$



Fonte: Adaptado de DAFUL, 2016.

#### 6.3.4.3 Filtração

Os cristais de hidróxido de magnésio presentes na solução advinda da precipitação e acidificação estarão presentes no caldo fermentado e, para a separação desses da solução, é necessário o uso da filtração utilizando um filtro prensa que irá gerar um produto composto principalmente de ácido láctico e água. Esse equipamento é indicado para o uso em processos onde há grande quantidade de sólidos a serem

retirados da solução (MARIOT *et al.*, 2017). Além disso, durante a filtração também será removida uma porcentagem de gordura, lactose residual, compostos nitrogenados, água, minerais (que estarão dissolvidos na água) e restos celulares, uma vez que durante a filtração é formada uma torta onde será retida uma porcentagem de todos os compostos advindos do processo anterior, a precipitação. Ademais, para a eficiência do filtro, foi determinado o valor de 50%.

#### 6.3.4.4 Evaporação

A evaporação consiste em um processo na qual determinada substância é elevada até seu ponto de ebulição com o objetivo de elevar a concentração de determinado produto. Ela é realizada em três momentos, primeiramente para atingir as condições ótimas de concentração de lactose descritas por Leite (2006) assim que chega na indústria. Após a etapa de precipitação do hidróxido de magnésio e filtração do mesmo, é realizada a segunda e terceira evaporação. Este processo tem como objetivo evaporar a água presente para aumentar a concentração de ácido láctico. Para isto são necessários dois equipamentos, visto que há a limitação de que é possível retirar até 60% da umidade total (Djalma Dias da Silveira, comunicação pessoal, 18 de agosto de 2022). Desta maneira, é retirado 4% de umidade no primeiro evaporador, 59,33% de umidade no segundo evaporador e 28,55% no terceiro evaporador. O equipamento utilizado, o evaporador, é um trocador de calor projetado para fornecer calor latente de vaporização ao fluido (FOUST, 1982).

#### 6.3.4.5 Troca iônica

As colunas de troca iônica têm por finalidade remover cátions e ânions provenientes do soro de leite e que não foram metabolizados durante o processo fermentativo. De acordo com o site Kurita (2022), as resinas de troca iônica são produtos sintéticos, geralmente constituídas de materiais poliméricos, como o divinilbenzeno que, quando colocados na água, poderão liberar determinados íons e captar desta mesma água, respectivamente, cátions e ânions, estes que são responsáveis pelo teor de sólidos dissolvidos no sistema, indesejáveis a muitos processos industriais.

As resinas de troca iônica são classificadas em quatro grupos: catiônica fraca, catiônica forte, aniônica fraca e aniônica forte. Com ressalva à resina aniônica fraca, todas as outras resinas são capazes de remover íons de cálcio e magnésio, que é o



foco deste processo. Desta maneira, após a evaporação, é realizada a troca iônica a fim de remover os íons solubilizados em água, bem como os íons de  $Mg^{2+}$  que remanesceram após o processo de precipitação.

#### **6.3.5 Armazenamento do produto final**

Para o armazenamento do produto final, em tambores, é necessário a condição de local fresco, seco e livre de sujeiras. Além disso, o ácido láctico não é classificado como produto perigoso, é estável em condição ambiente, não requerendo maiores cuidados de armazenagem e posterior transporte, apenas evita-se prejudicar a embalagem onde o produto estiver para poupar perdas do mesmo (DE SOUZA, 2019).

## 7 PROJETO DO PROCESSO

### 7.1 BALANÇO DE MASSA

Com o intuito de atingir a escala de produção descrita no item 5.4 será necessária a utilização de 8116 toneladas/ano de matéria-prima, ou seja, soro de leite. Considerando a operação de 360 dias ao ano, o valor diário de consumo de matéria-prima é de 22545,36 kg/dia. Visto que a empresa trabalha ininterruptamente, a vazão mássica por hora é de 939,39 kg/h, este valor foi adotado como base de cálculo para o balanço de massa. Uma vez que as frações mássicas de cada componente do soro de leite eram conhecidas e descritas no Tópico 3.3, foi construído o Quadro 4.

Quadro 4 - Frações mássicas de cada componente do soro de leite

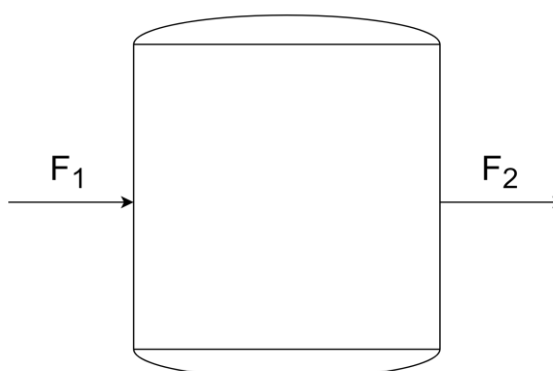
<b>Componentes do processo</b>	<b>Fração mássica</b>
Ácido láctico (Al)	0,002
Água (H <sub>2</sub> O)	0,930
Gordura (G)	0,003
Lactose (Lac)	0,050
Compostos nitrogenados (N)	0,009
Minerais	0,006

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.1 Tanques de armazenamento (TA-101 ao 106)

Após o transporte da matéria-prima através de caminhões, a corrente  $F_1$  é recebida em 6 tanques resfriados a  $5^\circ\text{C}$ . Uma vez que nenhum processo ocorre nesta etapa, é plausível considerar que toda corrente recebida sai pela corrente  $F_2$ . Além disso, são utilizados 6 tanques visando uma possível falha de operação da indústria, portanto, existem 4 tanques a mais do que o necessário para 1 dia de operação normal, uma vez que cada tanque possui capacidade para armazenamento de 12h, totalizando 3 dias de armazenamento. A Figura 26 demonstra o balanço de massa nos tanques de armazenamento.

Figura 26 - Representação dos tanques de armazenamento TA-101



Fonte: Autores, 2023.

O balanço de massa por componente para esta operação consta no Apêndice A. No Quadro 5 é possível visualizar as correntes de entrada e saída dos tanques em kg/dia.

Quadro 5 - Balanço de massa dos tanques de armazenamento TA-101 ao 106

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_1$	22545,36	-
$F_2$	-	22545,36

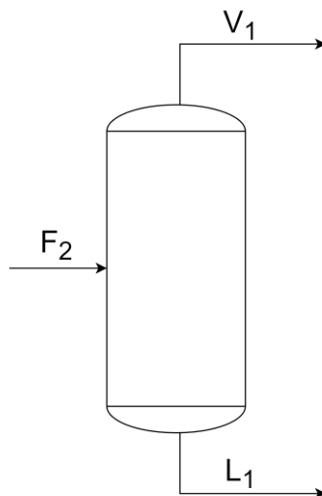
Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.2 Evaporador (E-101)

Com o objetivo de atingir as condições ótimas de lactose, temperatura, pH e extrato de levedura como descrito por Leite (2006) para o *Lactobacillus Helveticus*, foi realizado uma evaporação do substrato, com o intuito de atingir uma concentração de 82 g/L. Desta forma, a corrente proveniente do tanque de armazenamento ( $F_2$ ) é

aquecida até que aproximadamente 4% da umidade seja retirada. Na Figura 27 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 27 - Representação do evaporador E-101



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 6 é possível visualizar a vazão total da saída de vapor ( $V_1$ ) e saída do líquido concentrado ( $L_1$ ). Já no Apêndice A, é possível consultar as vazões das correntes de entrada ( $F_2$ ) e de saída ( $L_1$  e  $V_1$ ) com suas respectivas frações mássicas.

Quadro 6 - Balanço de massa do evaporador E-101

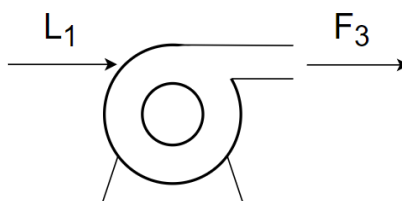
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_2$	22545,36	-
$V_1$	-	8187,69
$L_1$	-	14357,67

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.3 Bomba (B-101)

Para que o líquido concentrado que deixa o evaporador (E-101) passe pelo trocador de calor (TC-101), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada ( $L_1$ ) será igual a corrente de saída ( $F_3$ ). Na Figura 28 é possível visualizar a representação para este equipamento e no Quadro 7 são apresentadas as vazões do equipamento.

Figura 28 - Representação da bomba B-101



Fonte: Autores, 2023.

Quadro 7 - Balanço de massa da bomba B-101

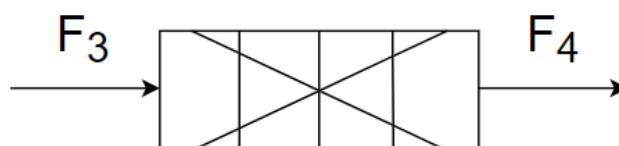
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
L <sub>1</sub>	14357,67	-
F <sub>3</sub>	-	14357,67

Fonte: Autores, 2023.

#### 7.1.4 Trocador de calor (TC-101)

Posteriormente ao processo de evaporação, adicionou-se um trocador de calor de placas para adequar a temperatura da corrente de saída de 100°C até 25°C antes de prosseguir para a etapa de filtração. Nessa etapa, como não houve nenhuma alteração no processo, considera-se que toda a corrente de entrada (F<sub>3</sub>) permanece a mesma na saída (F<sub>4</sub>). Logo, o balanço material é idêntico ao anterior, como observa-se na Figura 29.

Figura 29 - Representação do trocador de calor TC-101



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 8 é possível visualizar a vazão total das correntes de entrada e saída do trocador de calor. Já no Apêndice A é possível consultar as vazões das correntes de entrada (F<sub>3</sub>) e de saída (F<sub>4</sub>) com suas respectivas frações mássicas.

Quadro 8 - Balanço de massa do trocador de calor TC-101

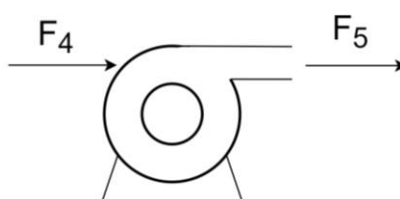
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>3</sub>	14357,67	-
F <sub>4</sub>	-	14357,67

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.5 Bomba (B-102)

Para que o líquido resfriado que deixa o trocador de calor (TC-101) passe pelo filtro (F-101), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga, com o objetivo de proporcionar maior pressão para passagem da corrente pelo filtro. Considera-se que não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, logo, a corrente de entrada ( $F_4$ ) será igual a corrente de saída ( $F_5$ ). Na Figura 30 é possível visualizar a representação para este equipamento e no Quadro 9 são apresentadas as vazões do equipamento.

Figura 30 - Representação da bomba B-102



Fonte: Autores, 2023.

Quadro 9 - Balanço de massa da bomba B-102

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_4$	14357,67	-
$F_5$	-	14357,67

Fonte: Autores, 2023.

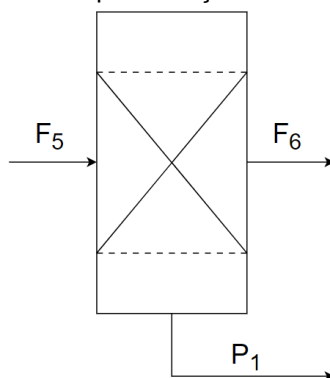
### 7.1.6 Filtro (F-101 e F-102)

Após o resfriamento da corrente que deixa o evaporador, a corrente  $F_5$  passa por um processo de filtração. Neste processo há a formação de uma torta ( $P_1$ ) que contém os resíduos sólidos, como as proteínas desnaturadas e gorduras insolúveis. São previstos 2 filtros em paralelo, uma vez que este equipamento precisa ser limpo para nova utilização. Neste processo foram feitas as seguintes considerações e hipóteses:

1. O filtro funciona com uma eficiência de 98%;
2. A porosidade da torta do filtro é de 50%.

O esquema das correntes provenientes do filtro consta na Figura 31.

Figura 31 - Representação do filtro F-101



Fonte: Autores, 2023.

A partir disso foi possível desenvolver os cálculos do balanço material, os valores das correntes de entrada e saída estão apresentados no Quadro 10. As frações mássicas bem como os valores das correntes de entrada e saída podem ser observadas no Apêndice A.

Quadro 10 - Balanço de massa do filtro F-101

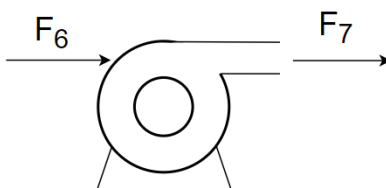
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>5</sub>	14357,67	-
F <sub>6</sub>	-	13827,40
P <sub>1</sub>	-	530,27

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.7 Bomba (B-103)

Para que a corrente F<sub>6</sub> que deixa o filtro (F-101) passe pelo trocador de calor (TC-102), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada (F<sub>6</sub>) será igual a corrente de saída (F<sub>7</sub>). Na Figura 32 é possível visualizar a representação para este equipamento e no Quadro 11 são apresentadas as vazões do equipamento.

Figura 32 - Representação da bomba B-103



Fonte: Autores, 2023.

Quadro 11 - Balanço de massa da bomba B-103

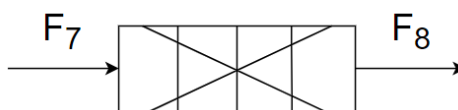
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>6</sub>	13827,40	-
F <sub>8</sub>	-	13827,40

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.8 Trocador de calor (TC-102)

Neste trocador de calor há o aquecimento prévio da corrente de saída (F<sub>7</sub>) do filtro (F-101) para entrada no reator de inoculação (R-101) e no biorreator (R-102), uma vez que nenhum processo ocorre nesta etapa é plausível considerar que a corrente de entrada (F<sub>7</sub>) é igual a corrente de saída (F<sub>8</sub>). Na Figura 33 é possível observar a representação do equipamento.

Figura 33 - Representação do trocador de calor TC-102



Fonte: Autores, 2023.

As correntes de entrada e saída do mesmo constam no Quadro 12. No Apêndice A, pode-se consultar as vazões de entrada, saída e as frações por componente obtidas.

Quadro 12 - Balanço de massa do trocador de calor TC-102

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>7</sub>	13827,40	-
F <sub>8</sub>	-	13827,40

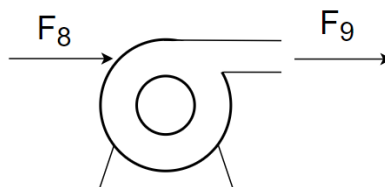
Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.9 Bomba (B-104)

Para que a corrente F<sub>8</sub> que deixa o trocador de calor (TC-102) entre no reator de inoculação (R-101) e no biorreator (R-102), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada (F<sub>8</sub>) será igual a corrente de saída (F<sub>9</sub>). Na Figura 34 é possível visualizar a representação para este equipamento e no Quadro 13 são apresentadas as vazões do equipamento.



Figura 34 - Representação da bomba B-104



Fonte: Autores, 2023.

Quadro 13 - Balanço de massa da bomba B-104

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>8</sub>	13827,40	-
F <sub>9</sub>	-	13827,40

Fonte: Autores, 2023.

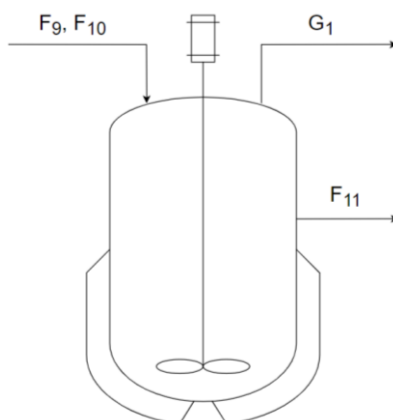
### 7.1.10 Reator de inoculação (R-101 e R-102)

No reator de inoculação ocorre uma fermentação prévia e adaptação das células ao meio de cultura, deste modo já há uma pequena formação de células. O conteúdo do reator de inoculação representa 10% da corrente total do biorreator. Portanto, neste equipamento há a entrada de 10% da corrente da bomba (F<sub>9</sub>) e a entrada de extrato de levedura (F<sub>10</sub>). São considerados 2 reatores de inoculação em paralelo, já que o mesmo precisa ser limpo a cada adaptação das células, então o uso de ambos os reatores é alternado. Para este balanço mássico, fez-se as seguintes hipóteses:

1. A quantidade de células iniciais era mínima, não influenciando no balanço de massa e, desta forma, foi desprezível;
2. A concentração do extrato de levedura seguiu as condições ótimas de Leite (2006), ou seja, de 23,36 g/L. Além disso, sua conversão foi totalitária para a formação de células, logo, o excesso foi o que não foi convertido em células;
3. O rendimento da lactose em ácido láctico era de 78 g/g, o restante de lactose foi dividido em 50% sendo subprodutos (gás carbônico) e 50% em lactose residual.

Na Figura 35 é possível visualizar o esquema do reator de inoculação.

Figura 35 - Representação do reator de inoculação R-101



Fonte: Autores, 2023.

As correntes de saída  $G_1$  e  $F_{11}$  são as correntes de subproduto (majoritariamente gás carbônico) e de inoculação, respectivamente. No Quadro 14 é possível visualizar os valores destas correntes. Já os valores das frações mássicas e das vazões de entrada e saída constam no Apêndice A.

Quadro 14 - Balanço de massa do reator de inoculação R-101

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_9$	1382,74	-
$F_{10}$	31,50	-
$G_1$	-	12,17
$F_{11}$	-	1402,08

Fonte: Autores, 2023.

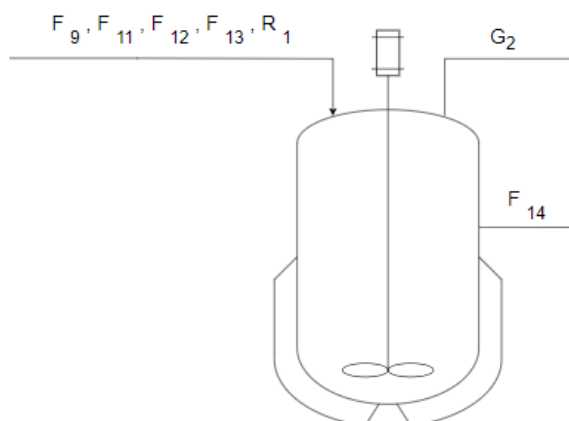
### 7.1.11 Biorreator (R-103 a 107)

Durante a etapa principal, a fermentação, tem-se que a alimentação é composta pela corrente  $F_{11}$ , a qual possui uma quantidade de células e extrato de levedura provenientes do inóculo;  $F_9$  menos os 10% que previamente foram encaminhados ao reator de inoculação;  $F_{12}$  que corresponde ao restante de extrato de levedura necessário para o volume da reação. Além disso, há também a corrente  $R_1$  do reciclo de células e extrato de levedura proveniente da centrifugação. Ademais, na fermentação é adicionada uma solução tampão de hidróxido de magnésio para ajustar o pH do meio pela corrente  $F_{13}$ , a qual já possui o reciclo advindo da segunda filtração do processo. No processo existem 5 biorreatores, 4 em uso e 1 para que enquanto em um deles seja feita a limpeza e carregamento a cada 8h, o processo siga contínuo. No biorreator, foram realizadas as seguintes hipóteses:

1. A concentração do extrato de levedura seguiu as condições ótimas de Leite (2006), ou seja, de 23,36 g/L. Além disso, sua conversão foi totalitária para a formação de células, logo, o excesso foi o que não foi convertido em células;
2. O rendimento da lactose em ácido lático era de 78 g/g, o restante de lactose foi dividido em 80% sendo subprodutos (gás carbônico) e 20% em lactose residual;
3. Conversão total do ácido lático em lactato de magnésio, uma vez que o lactato de magnésio está com 20% de excesso para garantir a conversão;
4. Além do lactato, forma-se água com proporção de 2:1.

Na Figura 36 é possível visualizar a representação dessa etapa, onde  $F_{14}$  é a corrente que segue para as etapas de *downstream* e  $G_2$  é a saída de  $CO_2$ .

Figura 36 - Representação do biorreator R-102



Fonte: Autores, 2023.

Desse modo, realizou-se o balanço de massa para biorreator, as correntes de entrada e saída do mesmo constam no Quadro 15. No Apêndice A, pode-se consultar as vazões de entrada, saída e as frações por componente obtidas.

Quadro 15 - Balanço de massa do reator R-102

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_9$	12444,67	-
$F_{11}$	1402,08	-
$F_{12}$	295,05	-
$F_{13}$	1178,58	-
$R_1$	223,05	-
$G_2$	-	427,51
$F_{14}$	-	15115,90

Fonte: Autores, 2023.

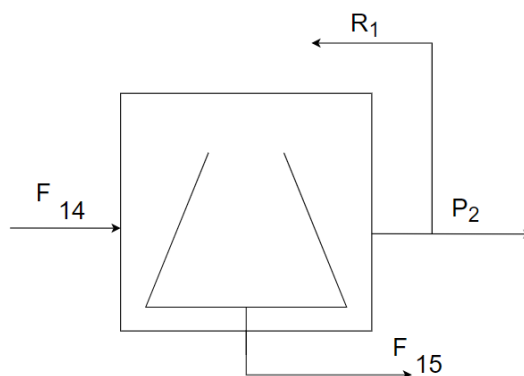
### 7.1.12 Centrífuga (C-101 e C-102)

Após a fermentação, o lactato de magnésio está em meio líquido com uma quantidade significativa de células. Sendo assim, a centrifugação foi realizada para a separação das células e do caldo fermentado. São previstas 2 centrífugas, uma vez que este equipamento precisa ser limpo para nova utilização. Para a centrífuga, considerou-se as seguintes hipóteses:

1. Operação com eficiência de 98%;
2. Reciclo de 30% das células e outros componentes sólidos ( $R_1$ ) para o biorreator (R-103).

Na Figura 37, observa-se a representação dessa etapa, onde  $F_{15}$  é a corrente que segue para o reator em que ocorre a precipitação e  $P_2$  a corrente de purga da centrifugação, contendo esta 70% dos sólidos.

Figura 37 - Representação da centrífuga C-101



Fonte: Autores, 2023.

No Apêndice A, pode-se consultar os resultados obtidos do balanço de massa por componente. No Quadro 16, tem-se os valores de cada corrente de entrada e saída da centrífuga.

Quadro 16 - Balanço de massa da centrífuga C-101

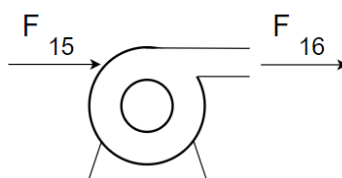
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_{14}$	15115,90	-
$R_1$	-	223,05
$P_2$	-	533,26
$F_{15}$	-	14354,10

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.13 Bomba (B-201)

Para que a corrente  $F_{15}$  que deixa a centrífuga (C-101) entre no reator de precipitação, é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada ( $F_{15}$ ) será igual a corrente de saída ( $F_{16}$ ). Na Figura 38 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 38 - Representação da bomba B-201



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 17 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 17 - Balanço de massa da bomba B-201

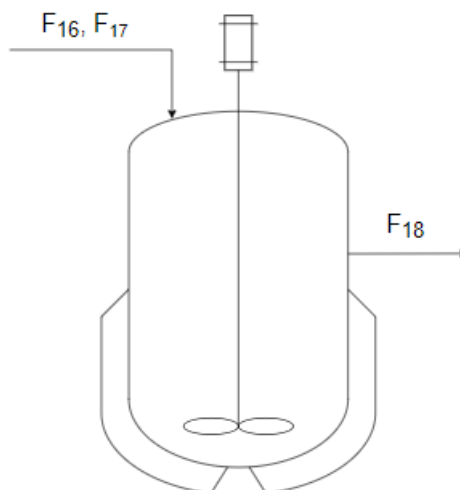
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_{15}$	14354,10	-
$F_{16}$	-	14354,10

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.14 Reator de precipitação (R-201)

Após a etapa de centrifugação, a corrente  $F_{16}$  segue até o reator de precipitação, onde há a conversão de lactato de magnésio em ácido láctico através da adição de trimetilamina ( $F_{17}$ ). Nesta reação há a entrada de trimetilamina proveniente do tanque de trimetilamina. Neste processo ocorre a precipitação do hidróxido de magnésio quase que instantaneamente (VAN KRIEKEN, 2011). A corrente  $F_{18}$  deixa o tanque de precipitação para a etapa de separação. Na Figura 39 é possível visualizar o esquema do reator de precipitação.

Figura 39 - Representação do reator de precipitação R-201



Fonte: Autores, 2023.

Neste cenário, foram levantadas as seguintes hipóteses:

1. O lactato de magnésio é o reagente limitante da reação;
2. A trimetilamina (40% em água) está com excesso de 20% para garantir que a reação ocorra;
3. A reação ocorre na proporção de 1:1;
4. O tempo da reação foi estipulado em 5 minutos, conforme Van Krieken, (2011) o qual informou que a reação é instantânea.

Os resultados dos balanços de massa, bem como as proporções para cada componente estão apresentados no Apêndice A. O Quadro 18 demonstra os valores obtidos para cada corrente de entrada e saída.

Quadro 18 - Balanço de massa do reator de precipitação R-201

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>16</sub>	14354,10	-
F <sub>17</sub>	324,28	-
F <sub>18</sub>	-	14678,39

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.15 Tanque de separação (T-201)

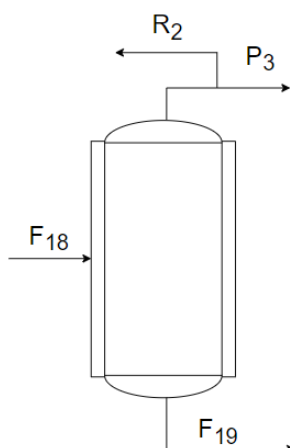
Com a etapa de precipitação concluída, a corrente F<sub>18</sub> passa para um tanque aquecido a 32°C, uma vez que a temperatura de ebulição da solução de trimetilamina é de 30,8°C, garantindo assim, que a solução de trimetilamina se transforme completamente em gás, conforme descrito por Van Krieken (2011). Este

gás ( $R_2$ ) é encaminhado a um tanque reservatório de trimetilamina para que possa ser utilizado novamente (reciclado) na precipitação do hidróxido de magnésio. Já a corrente  $F_{19}$  que contém o ácido láctico formado segue para as etapas subsequentes. Para o cálculo deste balanço material, foram estabelecidas algumas hipóteses:

1. O gás que evapora do tanque sob aquecimento tem as mesmas propriedades da trimetilamina inicial, ou seja, mesma solução de 40% em água;
2. É considerado uma pequena perda de trimetilamina no processo, de 10%, este valor compõe a corrente  $P_3$ .

Através da Figura 40 é possível visualizar o esquema do tanque de separação.

Figura 40 - Representação do tanque de separação T-201



Fonte: Autores, 2023.

A partir das hipóteses levantadas e do esquema de funcionamento do tanque de separação, construiu-se o Quadro 19 com as correntes de entrada e saída do equipamento. No Apêndice A é possível visualizar também as correntes por componente.

Quadro 19 - Balanço de massa para o tanque de separação T-201

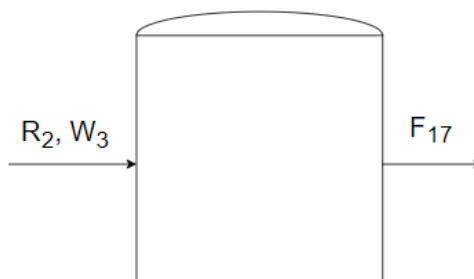
<b>Correntes</b>	<b>Entrada [kg/dia]</b>	<b>Saída [kg/dia]</b>
$F_{18}$	14678,39	-
$F_{19}$	-	14354,10
$R_2$	-	291,85
$P_3$	-	32,43

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.16 Tanque de trimetilamina (TA-201)

Neste tanque há a entrada de uma corrente externa, que repõe a trimetilamina utilizada no processo ( $W_3$ ), e a entrada do reciclo proveniente do tanque de separação ( $R_2$ ). A corrente  $F_{17}$  que deixa o tanque retorna ao processo de precipitação de hidróxido de magnésio. A Figura 41 mostra a representação deste equipamento.

Figura 41 - Representação do tanque de trimetilamina TA-201



Fonte: Autores, 2023.

Com todas as considerações feitas e com o diagrama apresentado, calculou-se o balanço material por componente que pode ser consultado no Apêndice A. Além disso, construiu-se o Quadro 20, nele é possível observar os balanços para cada corrente.

Quadro 20 - Balanço de massa para o tanque de trimetilamina

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$R_2$	291,85	-
$W_3$	32,43	-
$F_{17}$	-	324,28

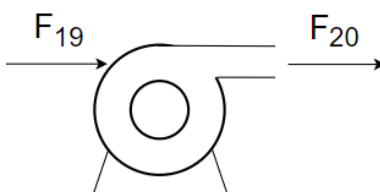
Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.17 Bomba (B-202)

Para que a corrente  $F_{19}$  que deixa o tanque de separação (T-202) entre no filtro (F-201), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga, com o objetivo de proporcionar maior pressão para passagem da corrente pelo filtro. Considera-se que não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, logo, a corrente de entrada ( $F_{19}$ ) será igual a corrente de saída ( $F_{20}$ ). Na Figura 42 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 42 - Representação da bomba B-202





Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 21 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 21 - Balanço de massa da bomba B-202

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>19</sub>	14354,10	-
F <sub>20</sub>	-	14354,10

Fonte: Autores, 2023.

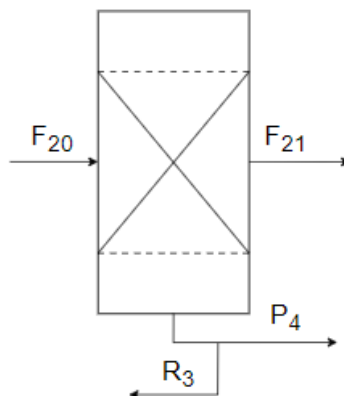
### 7.1.18 Filtro (F-201 e F-202)

Após a precipitação e separação, é necessário remover os sólidos insolúveis da corrente F<sub>20</sub>, que são em sua maioria compostos por hidróxido de magnésio. Assim como no filtro (F-101), uma torta é formada, contendo principalmente hidróxido de magnésio e água, esta torta é então retornada ao tanque de hidróxido de magnésio para que possa ser retornada ao processo de fermentação. São previstos 2 filtros, uma vez que este equipamento precisa ser limpo para nova utilização. Para o filtro (F-201 e F-202), assumiu-se as seguintes hipóteses:

1. Operação com eficiência de 98%;
2. Porosidade da torta do filtro de 50%;
3. Há o reciclo de 90% da torta de filtro;
4. Os outros 10% foram considerados perdas do processo e estão na corrente P<sub>4</sub>.

Na Figura 43, observa-se a representação dessa etapa, onde F<sub>21</sub> é o ácido láctico contendo algumas impurezas que segue para o evaporador, R<sub>3</sub> o reciclo de hidróxido de magnésio e P<sub>4</sub> são as perdas da torta.

Figura 43 - Representação do filtro F-201



Fonte: Autores, 2023.

Com todas as considerações feitas e com a representação apresentada, calculou-se o balanço material por componente que pode ser consultado no Apêndice A. Além disso, sintetizou-se os resultados no Quadro 22, nele é possível observar os balanços para cada corrente.

Quadro 22 - Balanço de massa para o filtro F-201

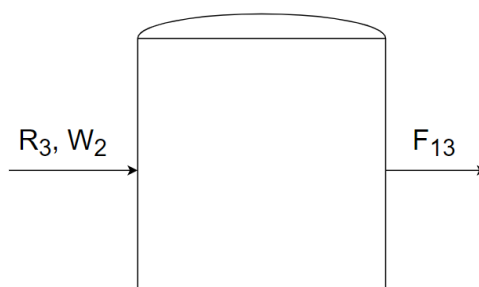
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>20</sub>	14354,10	-
F <sub>21</sub>	-	13453,04
R <sub>3</sub>	-	810,96
P <sub>4</sub>	-	90,11

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.19 Tanque de hidróxido de magnésio (TA-107)

Neste tanque há a entrada de uma corrente externa, que repõe o hidróxido de magnésio utilizado no processo ( $W_2$ ), e a entrada do reciclo proveniente da torta do filtro ( $R_3$ ). A corrente  $F_{13}$  que deixa o tanque retorna ao processo de fermentação no biorreator. A Figura 44 mostra a representação deste equipamento.

Figura 44 - Representação do tanque TA-107



Fonte: Autores, 2023.

Com todas as considerações feitas e com o esquema apresentado, calculou-se o balanço material por componente que pode ser consultado no Apêndice A. Além disso, construiu-se o Quadro 23, nele é possível observar os balanços para cada corrente.

Quadro 23 - Balanço de massa para o tanque de hidróxido de magnésio T-204

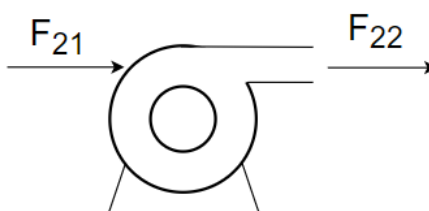
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
R <sub>3</sub>	810,96	-
W <sub>2</sub>	367,60	-
F <sub>13</sub>	-	1178,56

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.20 Bomba (B-203)

Para que a corrente F<sub>21</sub> que deixa o filtro (F-201) entre no evaporador (E-201), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada (F<sub>21</sub>) será igual a corrente de saída (F<sub>22</sub>). Na Figura 45 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 45 - Representação da bomba B-203



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 24 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 24 - Balanço de massa da bomba B-203

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>21</sub>	13453,04	-
F <sub>22</sub>	-	13453,04

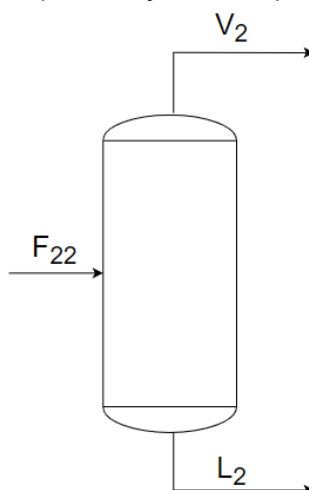
Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.21 Evaporador (E-201)

Com o intuito de concentrar o produto final, o ácido láctico, é realizada uma evaporação para a retirada de 59,17% de umidade. O produto encontra-se

praticamente livre de impurezas, mas ainda com minerais solúveis em água. Na Figura 46, está representado o evaporador, onde  $V_2$  é a corrente de saída de vapor d'água e  $L_2$  é o líquido que segue para a coluna de troca iônica.

Figura 46 - Representação do evaporador E-201



Fonte: Autores, 2023.

Os valores obtidos para cada uma das correntes constam no Quadro 25. Já os valores para cada componente do processo podem ser consultados no Apêndice A.

Quadro 25 - Balanço de massa para o evaporador E-201

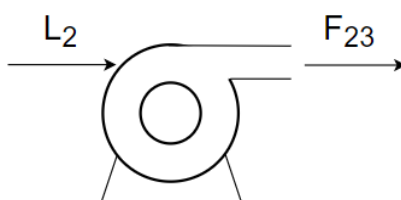
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>22</sub>	13453,04	-
L <sub>2</sub>	-	1618,56
V <sub>2</sub>	-	11834,48

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.22 Bomba (B-204)

Para que a corrente L<sub>2</sub> que deixa o evaporador (E-201) entre no trocador de calor (TC-201), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada (L<sub>2</sub>) será igual a corrente de saída (F<sub>23</sub>). Na Figura 47 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 47 - Representação da bomba B-204



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 26 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 26 - Balanço de massa da bomba B-204

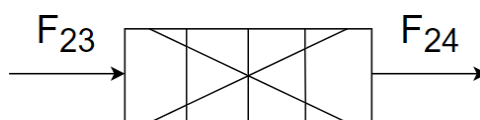
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
L <sub>2</sub>	1618,56	-
F <sub>23</sub>	-	1618,56

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.23 Trocador de calor (TC-201)

Antes que o ácido láctico formado possa ser desmineralizado, é necessário resfriá-lo até a temperatura ambiente, 25°C, desta forma, utiliza-se um trocador de calor do tipo placas que irá resfriá-lo. Uma vez que não há processos químicos ocorrendo neste equipamento, é plausível considerar que a corrente de entrada (F<sub>23</sub>) é igual a corrente de saída (F<sub>24</sub>). Na Figura 48 é possível observar o diagrama do equipamento.

Figura 48 - Representação do trocador de calor TC-201



Fonte: Autores, 2023.

As vazões das correntes de entrada e saída constam no Quadro 27. Já as correntes discriminadas por componentes constam no Apêndice A.

Quadro 27 - Balanço de massa para o trocador de calor TC-201

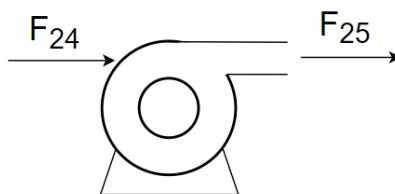
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>23</sub>	1618,56	-
F <sub>24</sub>	-	1618,56

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.24 Bomba (B-205)

Para que a corrente F<sub>24</sub> que deixa o trocador de calor (TC-201) entre na coluna de troca iônica (C-201), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada (F<sub>24</sub>) será igual a corrente de saída (F<sub>25</sub>). Na Figura 49 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 49 - Representação da bomba B-205



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 28 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 28 - Balanço de massa da bomba B-205

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>24</sub>	1618,56	-
F <sub>25</sub>	-	1618,56

Fonte: Autores, 2023.

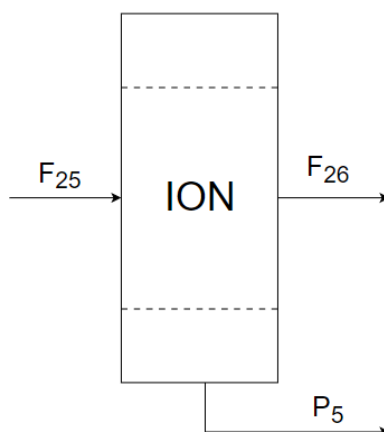
### 7.1.25 Coluna de troca iônica (TI-201 e TI-202)

Como citado anteriormente, encontram-se minerais solúveis em água juntamente com o produto final. Assim, torna-se necessário utilizar uma coluna de troca iônica com o objetivo de retirar essas impurezas, como cálcio e magnésio e, aumentar a pureza do ácido láctico. São previstas 2 colunas, uma vez que este equipamento requer a regeneração do recheio (resina) a determinados intervalos de tempo. Para o balanço material foram feitas duas considerações, sendo elas:

1. Operação com eficiência de 98%;
2. Apenas os minerais são retidos na resina.

Na Figura 50 tem-se a representação do balanço de massa para a coluna de troca iônica, onde F<sub>25</sub> é a corrente que sai da bomba centrífuga, F<sub>26</sub> é a corrente que segue para a última etapa e P<sub>5</sub> é a purga.

Figura 50 - Representação da coluna de troca iônica C-201



Fonte: Autores, 2023.

As frações mássicas podem ser encontradas no Apêndice A. No Quadro 29 é apresentado os valores das correntes de entrada e saída deste equipamento.

Quadro 29 - Balanço de massa para a coluna de troca iônica C-201

<b>Correntes</b>	<b>Entrada [kg/dia]</b>	<b>Saída [kg/dia]</b>
F <sub>25</sub>	1618,56	-
F <sub>26</sub>	-	1490,83
P <sub>5</sub>	-	127,73

Fonte: Autores, 2023.

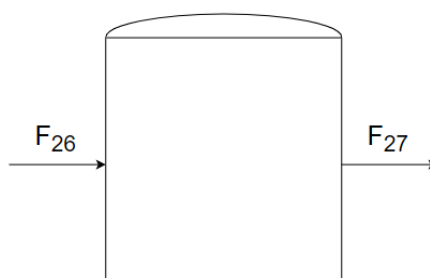
### 7.1.26 Tanque pré-evaporador (TA-202)

Uma vez que esta empresa tem como intuito a comercialização de ácido láctico na concentração de 85%, é necessária uma última evaporação. Entretanto, como o produto já está com uma concentração próxima do valor necessário, o último evaporador tem como objetivo retirar apenas uma pequena quantidade de água. Desta forma, ele irá operar apenas 2 vezes ao dia e, assim, faz-se necessário o acréscimo de mais um equipamento com o objetivo de armazenar o ácido láctico antes de ser evaporado.

Logo, a corrente que sai da coluna de troca iônica (F<sub>26</sub>) segue para o tanque T-205. Visto que nenhum processo ocorre neste equipamento, toda corrente de saída é igual a corrente de entrada. A Figura 51 esquematiza este equipamento.



Figura 51 - Representação do tanque pré-evaporador T-205



Fonte: Autores, 2023.

Os cálculos do balanço de massa por componente constam no Apêndice A. No Quadro 30 é possível observar as correntes de entrada e saída deste equipamento.

Quadro 30 - Balanço de massa para o tanque pré-evaporador T-205

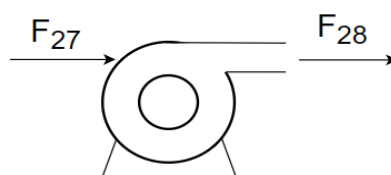
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>26</sub>	1490,83	-
F <sub>27</sub>	-	1490,83

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.27 Bomba (B-206)

Para que a corrente F<sub>27</sub> que deixa o tanque de armazenamento (TC-205) entre no evaporador (E-202), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada (F<sub>27</sub>) será igual a corrente de saída (F<sub>28</sub>). Na Figura 52 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 52 - Representação da bomba B-206



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 31 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 31 - Balanço de massa da bomba B-206

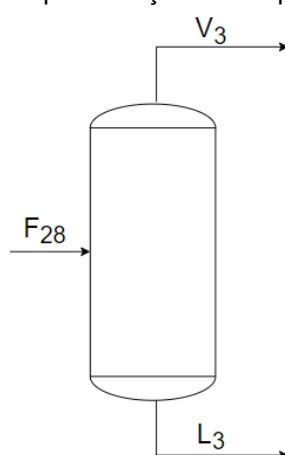
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>27</sub>	1490,83	-
F <sub>28</sub>	-	1490,83

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.28 Evaporador (E-202)

Esta etapa ocorre no modo batelada, uma vez que este equipamento opera a cada 12h. A corrente  $F_{28}$  segue em direção ao último evaporador, com intuito de atingir a concentração de ácido láctico em 85% e poder ser, por fim, comercializado. Neste processo, há apenas uma pequena quantidade de água a ser retirada, sendo ela 28,55%, que segue na corrente  $V_3$ , enquanto a corrente  $L_3$  representa o ácido láctico na concentração de comercialização. Na Figura 53 é possível observar o esquema do equipamento.

Figura 53 - Representação do evaporador E-202



Fonte: Autores, 2023.

Os cálculos do balanço de massa por componente constam no Apêndice A. No Quadro 32 é possível observar as correntes de entrada e saída deste equipamento.

Quadro 32 - Balanço de massa para o evaporador E-202

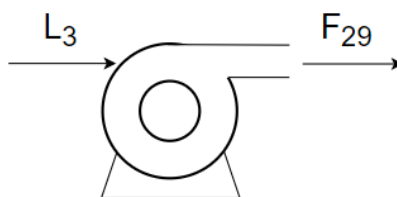
Correntes]	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_{28}$	1490,83	-
$L_3$	-	1048,97
$V_3$	-	441,85

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.29 Bomba (B-207)

Para que a corrente  $L_3$  que deixa o evaporador (E-202) entre no trocador de calor (TC-202), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada ( $L_3$ ) será igual a corrente de saída ( $F_{29}$ ). Na Figura 54 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 54 - Representação da bomba B-207



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 33 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 33 - Balanço de massa da bomba B-207

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
L <sub>3</sub>	1048,97	-
F <sub>29</sub>	-	1048,97

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.30 Trocador de calor (TC-202)

Antes de o produto ser armazenado, faz-se necessário o uso de um trocador de calor do tipo placas com intuito de resfriar a corrente que ganhou calor no evaporador (E-202). Desta forma, a corrente F<sub>29</sub>, que contém o ácido láctico concentrado e deixou a bomba (B-207), entra no trocador de calor a 100°C e sai a 25°C. Nesta etapa, nenhum processo ocorre além do resfriamento, logo, é viável a hipótese de que a corrente de entrada é igual a de saída. Na Figura 55 é possível observar o diagrama deste equipamento.

Figura 55 - Representação do trocador de calor TC-202



Fonte: Autores, 2023.

O balanço de massa para a corrente de entrada e de saída consta no Quadro 34, já o balanço material para cada componente está disponível no Apêndice A.

Quadro 34 - Balanço de massa para o trocador de calor TC-202

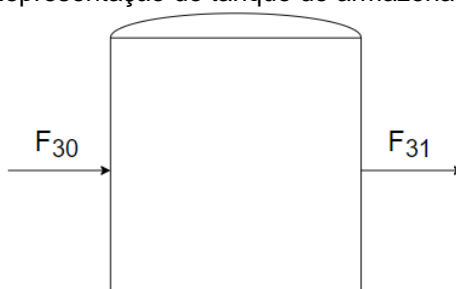
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>29</sub>	1048,97	-
F <sub>30</sub>	-	1048,97

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.31 Tanque de armazenamento (TA-203)

Após o processo ser concluído, o produto final é armazenado em um tanque até seguir para o envasamento e posteriormente para o transporte e comercialização. Nessa etapa, não há nenhuma alteração no processo, sendo assim, a corrente de entrada ( $F_{30}$ ) proveniente do trocador de calor (TC-202) continua a mesma na saída ( $F_{31}$ ), a representação pode ser visualizada na Figura 56.

Figura 56 - Representação do tanque de armazenamento TA-203



Fonte: Autores, 2023.

Os cálculos do balanço de massa por componente constam no Apêndice A. No Quadro 35 é possível observar as correntes de entrada e saída deste equipamento.

Quadro 35 - Balanço de massa para o tanque de armazenamento TA-203

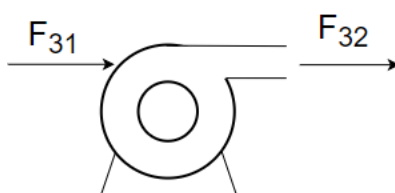
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
$F_{30}$	1048,97	-
$F_{31}$	-	1048,97

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.32 Bomba (B-208)

Para que a corrente  $F_{30}$  que deixa o tanque de armazenamento (T-206) entre na envasadora (TC-202), é necessária a utilização de uma bomba centrífuga. Como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pela bomba, considera-se que a corrente de entrada ( $F_{31}$ ) será igual a corrente de saída ( $F_{32}$ ). Na Figura 57 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 57 - Representação da bomba B-208



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 36 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 36 - Balanço de massa da bomba B-208

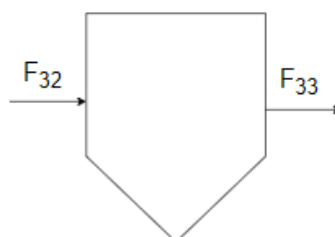
Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>31</sub>	1048,97	-
F <sub>32</sub>	-	1048,97

Fonte: Autores, 2023.

### 7.1.33 Envasadora (EN-201)

Para que o ácido láctico seja envasado em galões para transporte, é necessário o uso de uma envasadora. Nesse equipamento a corrente F<sub>32</sub> que deixa a bomba (B-208) entra na envasadora (EN-201), e como não ocorre nenhuma modificação nas propriedades da corrente que passa pelo envase, considera-se que a corrente de entrada (F<sub>32</sub>) será igual a corrente de saída (F<sub>33</sub>). Na Figura 58 é possível visualizar a representação para este equipamento.

Figura 58 - Representação da envasadora EN-201



Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 37 são apresentadas as vazões do equipamento.

Quadro 37 - Balanço de massa da envasadora EN-201

Correntes	Entrada [kg/dia]	Saída [kg/dia]
F <sub>32</sub>	1048,97	-
F <sub>33</sub>	-	1048,97

Fonte: Autores, 2023.

## 7.2 BALANÇO DE ENERGIA

Com o objetivo de mensurar as utilidades que serão necessárias para a operação dos equipamentos, fez-se o balanço de energia. Com ele foi possível determinar quantidades de vapor, água quente e gelada que serão empregados no

processo, bem como a demanda de calor. Os desenvolvimentos dos cálculos para esta parte do trabalho estão descritos no Apêndice B do memorial de cálculo.

### 7.2.1 Evaporadores

Os evaporadores têm como objetivo retirar a água presente, concentrando o produto de interesse. Visando a escolha do melhor modelo para o processo, optou-se por evaporadores de tubos longos verticais com circulação natural. Destaca-se que o E-101 e o E-201 são evaporadores de duplo efeito com correntes cruzadas em que o vapor produzido no primeiro efeito será usado para aquecimento da alimentação no segundo efeito. Já o E-202 por possuir uma vazão mássica mais baixa, será operado em batelada, duas vezes ao dia e será de simples efeito. Os cálculos realizados estão descritos no Apêndice B.

#### 7.2.1.1 Evaporador E-101

Este evaporador tem como objetivo concentrar a solução de modo a atingir a concentração ótima de lactose para que ocorra a fermentação. A vazão mássica de entrada é de 939,39 kg/h e a temperatura de entrada ( $T_F$ ) é de 5°C. Os resultados obtidos para a demanda de vapor necessária para o processo (S), a quantidade de calor transferida no evaporador (Q) e a área de troca térmica (A) estimada com o coeficiente de segurança, estão representados na Tabela 4.

Tabela 5 - Resultados obtidos E-101

	E-101
S [kg/h]	407,500
Q [W]	238636,560
A + 20% [m <sup>2</sup> ]	4,231

Fonte: Autores, 2023.

#### 7.2.1.2 Evaporador E-201

Este evaporador tem como objetivo concentrar a solução, retirando água, para atingir a pureza necessária do ácido láctico. A vazão mássica de entrada é de 560,543 kg/h e a temperatura de entrada ( $T_F$ ) é de 25°C. Os resultados obtidos para a demanda de vapor necessária para o processo (S), a quantidade de calor transferida no

evaporador (Q) e a área de troca térmica (A) estimada com o coeficiente de segurança, estão representados na Tabela 5.

Tabela 6 - Resultados obtidos E-201

	E-201
S [kg/h]	351,407
Q [W]	205787,938
A + 20% [m <sup>2</sup> ]	3,649

Fonte: Autores, 2023.

### 7.2.1.3 Evaporador E-202

Este evaporador tem como objetivo concentrar a solução de modo a atingir a concentração de aproximadamente 85,5% do ácido láctico, que é o produto final. Como descrito anteriormente, este operará em batelada, duas vezes ao dia. A vazão mássica de entrada é de 745,414 kg/batelada e a temperatura de entrada ( $T_F$ ) é de 25°C. Os resultados obtidos para a demanda de vapor necessária para o processo (S), a quantidade de calor transferida no evaporador (Q) e a área de troca térmica (A) estimada com o coeficiente de segurança, estão representados na Tabela 6.

Tabela 7 - Resultados obtidos E-202

	E-202
S [kg/h]	416,870
Q [W]	244123,505
A + 20% [m <sup>2</sup> ]	2,493

Fonte: Autores, 2023.

### 7.2.2 Trocadores de calor

Visando a escolha do melhor modelo para o processo, optou-se pelo uso de trocadores de calor do tipo placas, uma vez que, de acordo com Pereira (2018), são mais versáteis em termos de limpeza, espaço ocupado, manutenção e ideais para as condições do processo, uma vez que não haverá a passagem de líquidos com demasiada pressão e temperatura por eles. O modelo escolhido está representado no Anexo B, os cálculos desenvolvidos no Apêndice B.3 e as condições de operação de cada um serão apresentadas na sequência.

#### *7.2.2.1 Trocador de calor TC-101*

Este trocador de calor tem por objetivo resfriar a corrente que deixa o evaporador de 100°C a 25°C, para que a mesma entre no primeiro filtro com as condições ideais de operação. O resfriamento dessa corrente garante que não haja prejuízos ao equipamento e também fornece as condições de temperatura necessárias para que as partículas sólidas se aglomerem, separando-se assim, da parte líquida da corrente para serem filtradas com maior eficiência. Para o funcionamento deste trocador, será necessária uma vazão de 3414,89 kg/h de água gelada a 5°C com área de troca térmica do equipamento de 2,95 m<sup>2</sup>.

#### *7.2.2.2 Trocador de calor TC-102*

Sabe-se que para a boa preparação do inóculo e para o bom desempenho do microrganismo na fermentação, ambas etapas devem ocorrer a 40°C, por isso é necessário que o TC-102 aqueça a corrente de 25°C advinda da filtração até tal temperatura. Para isso, será necessária a vazão de 1028,75 kg/h de água quente a 70°C com área de troca térmica do equipamento de 29,64 m<sup>2</sup>.

#### *7.2.2.5 Trocador de calor TC-201*

Assim como a corrente que deixa o primeiro evaporador deve ser resfriada, a corrente que sai do segundo evaporador também precisa deste resfriamento, uma vez que entrará no equipamento da troca iônica e necessita de baixas temperaturas para não prejudicar o funcionamento das resinas que o compõem. Então, para resfriar a corrente de 100°C a 25°C, será necessária uma vazão de 369,66 kg/h de água gelada a 5°C com área de troca térmica do equipamento de 0,32 m<sup>2</sup>.

#### *7.2.2.6 Trocador de calor TC-202*

Por fim, para que o armazenamento do produto final seja feito a temperaturas ambientes, a corrente que deixa o último equipamento (E-202) também deve ser resfriada de 100°C a 25°C, utilizando para isso 2931,06 kg/h de água gelada a 5°C com área de troca térmica do equipamento de 2,53 m<sup>2</sup>.



### **7.2.3 Encamisamento dos equipamentos**

Para que as condições do processo sejam atendidas, alguns equipamentos precisam que seja mantida sua temperatura em determinado valor. Com isso, é necessário que os equipamentos sejam encamisados, tanto para manterem-se aquecidos quanto resfriados, utilizando o poliuretano como material isolante de encamisamento. O desenvolvimento do cálculo está descrito no Apêndice B.

#### *7.2.3.1 Encamisamento dos tanques de recebimento e armazenamento de soro de leite*

Como nestes equipamentos existe a rigidez do controle de temperatura devido a perecibilidade do soro de leite, todos os tanques que armazenam tal matéria-prima devem estar a uma temperatura de no máximo 5°C. Deste modo, a vazão de água gelada a 5°C necessária deve ser 88,11 kg/h para cada tanque.

#### *7.2.3.2 Encamisamento do reator de inoculação e fermentação*

Nestes equipamentos a condição de aquecimento é requerida para o bom desempenho do microrganismo empregado no processo. Para isso, serão necessários 16,26 kg/h de água quente a 70°C para cada reator de inoculação e 79,25 kg/h para cada reator de fermentação.

#### *7.2.3.3 Encamisamento do reator de precipitação*

Com o objetivo de garantir que ocorra a reação de precipitação na temperatura de até 20°C, o reator de precipitação deve ser encamisado, evitando perda de eficiência do processo. Para isso, serão necessários 63,08 kg/h de água gelada a 5°C.

#### *7.2.3.4 Encamisamento do tanque de separação*

Para que haja a separação da trimetilamina do produto de interesse, neste equipamento a temperatura de 32°C deve ser mantida. Então, serão necessários 21,01 kg/h de água quente a 70°C para o tanque de separação.

## 7.2.4 Agitadores

Com o objetivo de garantir a homogeneidade das reações do processo, foi determinada a ação de agitadores de pás inclinadas a 45°. Os cálculos para as quantidades de energia que cada um irá precisar estão descritos no Apêndice B.

### 7.2.4.1 Agitadores do reator de inoculação, fermentação e tanque de $Mg(OH)_2$

Para o funcionamento dos agitadores será necessário o total de 6,78 W de potência útil para o reator de inoculação, 3709,29 W para o reator de fermentação e 114,07 W para a agitação do tanque de  $Mg(OH)_2$ . Além disso, a potência de eixo requerida para ambos os equipamentos, respectivamente, foi calculada em 0,01 HP, 7,10 HP e 0,22 HP.

## 7.3 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

### 7.3.1 Dimensionamento dos tanques

Os tanques presentes no processo foram dimensionados da mesma forma, os cálculos e considerações feitas estão detalhadas no Apêndice C. Na Área 100, localizam-se seis tanques de armazenamento idênticos para o soro de leite (TA-101, TA-102, TA-103, TA-104, TA-105 e TA-106), um tanque de armazenamento para a matéria-prima hidróxido de magnésio (TA-107) e outro para o extrato de levedura (TA-108). As dimensões encontradas para cada um dos tanques podem ser vistas na Tabela 7.

Tabela 8 - Dimensões dos tanques de armazenamento da Área 100

Variável	TA-101 ao 106	TA-107	TA-108
D [m]	2,2954	1,2425	1,2172
H [m]	4,5909	2,4850	2,4343
Volume [m <sup>3</sup> ]	18,9882	3,0131	2,8312
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	4,1383	1,2125	1,1635
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	33,1065	9,7002	9,3083
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	41,3831	12,1253	11,6354

Fonte: Autores, 2023.

Na Área 200, têm-se sete tanques para armazenamento. Um deles para a matéria-prima trimetilamina (TA-201), quatro para resíduos (TA-204, TA-205, TA-206

e TA-207) e dois para o espera do processo. Os tanques para resíduos compreendem a água evaporada dos três evaporadores do processo (TA-204), o resíduo do primeiro filtro (TA-205), do segundo filtro (TA-206) e da centrífuga (TA-207). Já os tanques de espera do processo compreendem o tanque TA-202, que antecede o último evaporador, e o tanque TA-203 que antecede a envasadora Além destes descritos, existe também o tanque T-201, onde nele ocorre a separação da trimetilamina do restante da corrente. Na Tabela 8 estão dispostas as dimensões obtidas para os tanques citados. Além disso, existe o tanque de separação na Área 200.

Tabela 9 - Dimensões dos tanques de armazenamento da Área 200

Variável	TA-201	TA-202	TA-203	TA-204	TA-205	TA-206	TA-207	T-201
D [m]	0,740	1,110	0,987	2,824	0,857	0,840	0,872	2,510
H [m]	1,480	2,219	1,974	5,647	1,714	1,681	1,745	5,013
V [m <sup>3</sup> ]	0,6367	2,1462	1,5095	35,3618	0,9884	0,9323	1,0415	24,7922
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	0,430	0,967	0,765	6,262	0,577	0,555	0,598	4,935
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	3,442	7,738	6,121	50,095	4,614	4,438	4,783	39,477
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	4,302	8,705	6,886	56,356	5,767	5,547	5,979	44,412

Fonte: Autores, 2023.

### 7.3.2 Dimensionamento dos filtros

No processo, existem dois filtros em cada área, uma vez que um está em operação enquanto o outro é limpo. Dois na Área 100 (F-101 e F-102), que possuem o mesmo dimensionamento e outros dois na Área 200 (F-201 e F-202) que também possuem o mesmo dimensionamento. Inicialmente, definiram-se os equipamentos como filtros prensa e os cálculos referentes ao dimensionamento das placas e volume dos filtros estão apresentados no Apêndice C. O filtro escolhido para ambos os equipamentos é da marca ANDRITZ, modelo Sidebar SE 630 ou similar e, pode ser consultado no Anexo C. Na Tabela 9 estão as dimensões do equipamento retiradas do catálogo, assim como, o número de placas necessárias em cada filtro.

Tabela 10 - Dimensões dos filtros das Áreas 100 e 200

(continua)

Variável	F-101	F-201
H [m]	0,63	0,63
L [m]	0,63	0,63

$V_{\text{filtro}} [\text{m}^3]$	0,1551	0,2636
$V_{\text{placas}} [\text{m}^3]$	0,01	0,01

Tabela 9 - Dimensões dos filtros das Áreas 100 e 200

(conclusão)

Variável	F-101	F-201
Quantidade de placas	16	26

Fonte: Autores, 2023.

### 7.3.3 Dimensionamento dos biorreatores

Os cálculos envolvidos no dimensionamento dos dois reatores de inoculação (R-101 e R-102), dos quatro biorreatores (R-103, R-104, R-105, R-106 e R-107) e do reator de precipitação (R-201) estão detalhados no Apêndice C. O modelo dos reatores foi escolhido como batelada com agitação para o inóculo e para a fermentação e o modelo tipo CSTR para a precipitação. Na Tabela 10, encontram-se as dimensões calculadas para cada um dos reatores, ressalta-se que os reatores do R-103 ao R-107 são idênticos, assim como, o R-101 e o R-202, pois foram dimensionados considerando a mesma alimentação.

Tabela 10 - Dimensões dos reatores da Área 200

Variável	R-101 e R-102	R-103 ao R-107	R-201
D [m]	2,0077	2,812	2,51
H [m]	4,0154	5,6241	5,0132
$A_{\text{base}} [\text{m}^2]$	3,1658	6,2105	4,9347
$A_{\text{lateral}} [\text{m}^2]$	25,3266	49,6842	39,4773
$A_{\text{total}} [\text{m}^2]$	31,6583	62,1053	44,4119

Fonte: Autores, 2023.

### 7.3.4 Dimensionamento da centrífuga

Para dimensionar a centrífuga, foi calculado o volume necessário considerando a capacidade de operação de 24 horas. No Apêndice C, estão os detalhamentos dos cálculos, encontrou-se o valor de  $0,7371 \text{ m}^3$  ou 737,1 L. A partir disso, pesquisou-se catálogos que atendiam a essa especificação, pode-se verificar as dimensões do equipamento selecionado no Anexo D.

### 7.3.5 Dimensionamento da coluna de troca iônica

No dimensionamento da coluna de troca iônica, localizada na Área 200, utilizou-se o Modelo de Freundlich, e por meio das equações e método descrito no Apêndice C, obteve-se o volume de resina necessária. Este valor foi calculado de 37,44 L e com isso, encontrou-se em catálogos a coluna que atendia essa especificação, este equipamento pode ser verificado no Anexo E.

### 7.3.6 Dimensionamento dos evaporadores

Para o dimensionamento dos evaporadores utilizou-se dos resultados obtidos no Balanço de Energia. Destaca-se que no processo existem 3 evaporadores, E-101, E-201 e E-202 cujas áreas de troca térmica são, respectivamente, 4,23 m<sup>2</sup>, 3,65 m<sup>2</sup> e 2,49 m<sup>2</sup>. Com isso, adotou-se a altura de 1,5 m e estimou-se o número de tubos presente em cada evaporador, a área mínima necessária e o diâmetro dos evaporadores. Os cálculos podem ser encontrados no Apêndice C e os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 11.

Tabela 11 - Dimensionamento dos evaporadores

Variável	E-101	E-201	E-202
Nº de tubos	18	16	11
A <sub>mínima</sub> [m <sup>2</sup> ]	1,0000	0,4297	0,2730
D <sub>total</sub> [m]	1,1300	0,7400	0,5895

Fonte: Autores, 2023.

### 7.3.7 Dimensionamento dos trocadores de calor

No processo são utilizados quatro trocadores de calor, três deles com o objetivo de resfriar a corrente e o outro para aquecer. Destaca-se que se optou pelo uso de trocadores de calor do tipo placas. O dimensionamento deles foi realizado com base nos resultados obtidos do Balanço de Energia.

Com isso, escolheu-se em catálogos o trocador que tivesse a área de troca térmica suficientemente necessária para o processo. Na Tabela 12 está apresentada a área de troca térmica, bem como, o modelo do trocador de calor escolhido.

Tabela 12 - Dimensionamento trocadores de calor

(continua)

Equipamento	Área de troca térmica [m <sup>2</sup> ]	Modelo escolhido
Resfriador TC-101	3,50	BP6 Trocador de Calor a Placas Gaxetado

Tabela 12 - Dimensionamento trocadores de calor

(conclusão)

Equipamento	Área de troca térmica [m <sup>2</sup> ]	Modelo escolhido
Aquecedor TC-102	36,87	BP200S Trocador de Calor a Placas Gaxetado
Resfriador TC-201	0,38	BP30 Trocador de Calor a Placas Gaxetado
Resfriador TC-202	3,01	BP30 Trocador de Calor a Placas Gaxetado

Fonte: Autores, 2023.

### 7.3.8 Dimensionamento das bombas

No processo são necessárias 14 bombas, todas com o objetivo de conferir às correntes maior energia para escoamento dentro das tubulações e assim vencerem as elevações de altura próximas aos equipamentos. Além das bombas envolvidas diretamente nas correntes do processo, existem também aquelas que adicionam algumas matérias-primas em determinadas etapas. Essas bombas estão localizadas nos tanques de armazenamento de Mg(OH)<sub>2</sub> (B-105) e de trimetilamina (B-209). Por fim, existem duas bombas que são exceções às demais (B-102 e B-202), por proporcionarem pressão de 2 kgf e assim suprirem a necessidade de escoamento nas correntes que entram nos filtros F-101, F-102, F-201 e F-202.

O dimensionamento das bombas está descrito no Apêndice C. Na Tabela 13 estão representadas as potências calculadas e as potências comerciais escolhidas para cada bomba. Além disso, no Anexo P está disponível para consulta o catálogo da bomba escolhida.

Tabela 13 - Dimensionamento de bombas

(continua)

Bomba	Potência [HP]	Potência comercial [HP]
101	0,004	0,5
102	0,002	0,5
103	0,002	0,5

Tabela 13 - Dimensionamento de bombas

(conclusão)

Bomba	Potência [HP]	Potência comercial [HP]
104	0,055	0,5
105	0,048	0,5
203	0,004	0,5
204	0,004	0,5
205	0,004	0,5
206	0,004	0,5
207	0,004	0,5
208	0,003	0,5
209	0,019	0,5

Fonte: Autores, 2023.

## 8 TRATAMENTO DE EFLUENTES

Para o processo de tratamento dos efluentes, primeiramente, estimou-se todos os efluentes gerados por dia na indústria, para isso, considerou-se o efluente gerado nos banheiros, refeitório, lavanderia, processo industrial, limpeza e lavagem dos equipamentos, com isso, obteve-se o valor de 30,8 m<sup>3</sup>/dia e por segurança, considerou-se 10% a mais totalizando 33,86 m<sup>3</sup>/dia.

Com esse valor estimado, obteve-se a demanda bioquímica de oxigênio (DBO) média para o efluente. Para esse cálculo, considerou-se que a DBO gerada pelo processo industrial e limpeza dos equipamentos seria próxima a de laticínios, ou seja, 1000 mg/L. Já para os vestiários (banheiros), refeitório e lavanderia utilizou-se o percentual de 75% do parâmetro médio, resultando em 40 g/habdia. Também foi considerado o número de 47 pessoas na fábrica e a quantidade de efluente gerado, chegando ao valor de 285,71 mg/L para a DBO. Então, estimou-se que a DBO média para o efluente da indústria é de 802,24 mg/L.

Sabe-se que, de acordo com a Resolução do Conselho Estadual do Meio Ambiente (CONSEMA) nº 355/2017, para efluente ser lançado em corpo d'água receptor deve possuir DBO igual ou menor que 120 mg/L, portanto, projetou-se uma Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) e para projeto considerou-se que o efluente deve sair a 60 mg/L (considerando 50% do valor limite). Inicialmente foi escolhida a tecnologia de lagoas de estabilização, sendo adotado o modelo australiano, ou seja, uma lagoa anaeróbia seguida por uma lagoa facultativa. Para o pré-tratamento será utilizado um gradeamento.

Os cálculos realizados para o dimensionamento da lagoa anaeróbia e facultativa estão descritos no Apêndice D. Os resultados obtidos de área a meia profundidade e volume para a lagoa anaeróbia são, respectivamente, 41,4 m<sup>2</sup> e 186,25 m<sup>3</sup> e para a lagoa facultativa 630,67 m<sup>2</sup> e 946,01 m<sup>3</sup>.

Adicionando os valores relacionados aos taludes, ou seja, a inclinação da lagoa, tem-se o valor da área da lagoa anaeróbia e facultativa sendo, respectivamente, 131,10 m<sup>2</sup> e 722 m<sup>2</sup>. Com isso, determinou-se que a ETE desta indústria irá ocupar uma área de em média 853,10 m<sup>2</sup> e o efluente será lançado no corpo receptor com DBO média de 60 mg/L que atende com segurança o solicitado pela legislação.

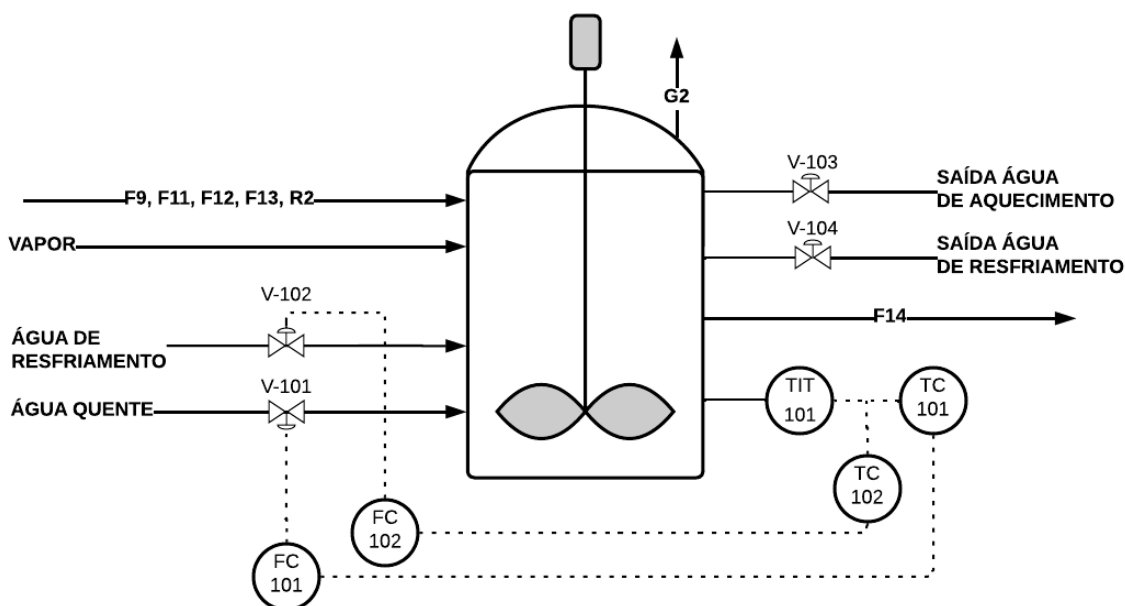


## 9 INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Para a realização do controle de processo, selecionou-se o biorreator por se tratar de um equipamento muito importante. A fermentação necessita ocorrer com todas as condições pré-definidas, a fim de conseguir maior eficiência na operação, controle de contaminações microbiológicas, padronização do processo e alta qualidade do produto final.

Tendo isto em vista, optou-se por controlar a temperatura do processo nos biorreatores (R-103 a R-107) de modo que a reação ocorra a temperatura aproximadamente constante de 40°C. Na Figura 59 observa-se a malha de controle de temperatura para o biorreator R-103 que será a mesma para o R-104, R-105, R-106 e R-107.

Figura 59 - Malha de Controle R-103



Fonte: Autores, 2023.

Para a manutenção da temperatura utiliza-se um encamisamento com água quente à 70°C, que é bombeada até atingir a temperatura ideal no fermentador de 40°C. Para isso, utiliza-se um transmissor de temperatura, do tipo termopar, TIT-101 que transmite um sinal eletrônico para o controlador TC-101 o qual será responsável por transmitir o sinal para o controlador FC-101 que irá fechar a válvula de entrada de água quente V-101 quando a temperatura for atingida. Todavia, se a temperatura diminuir (ou seja, tornar-se menor que 40°C), mais água quente é injetada por meio da abertura da válvula.

No entanto, se a temperatura aumentar (ou seja, fica maior que 40°C), através de uma serpentina, a corrente de água de resfriamento é aberta com intuito de diminuir a temperatura do biorreator. Nesse caso, o controlador TC-102 identifica esse aumento na temperatura e transmite o sinal para o controlador FC-102 que abre a válvula da corrente de água de resfriamento V-102. Ao atingir-se a temperatura estabelecida, a válvula da corrente de saída da água de resfriamento é fechada.

Destaca-se que a água quente entrará pelo nível mais baixo do reator, circulando pelo sistema de encamisamento, e sairá pelo nível superior de modo que a válvula V-103 permaneça constantemente aberta. Por fim, a água retorna aos tanques de armazenamento, para que volte posteriormente a circular pelo processo. Já o processo para a água de resfriamento é semelhante, mas o mesmo ocorre em uma serpentina dentro do reator.

## 10 PROJETO DAS INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS

### 10.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR

No processo é utilizado vapor saturado a 5 kgf/cm<sup>2</sup> na temperatura de 151,1 °C fornecido pela caldeira. Com a elaboração de um *layout*, presente no Apêndice A, para as linhas de distribuição de vapor, foi possível dimensionar a tubulação. Destacam-se alguns cuidados para as tubulações de vapor como a necessidade de pintura para a identificação e conservação da tubulação, além do isolamento térmico adequado a fim de evitar perdas térmicas para o ambiente e queimaduras por contato direto com o corpo de operadores.

#### 10.1.1 Demanda de vapor total

As instalações de vapor são aplicadas no pavilhão industrial, na lavanderia, na cozinha e no aquecimento dos tanques de água quente. No pavilhão industrial, o vapor é requerido nos evaporadores e para a esterilização dos reatores empregados na operação, como demonstra a Tabela 14.

Tabela 14 - Demanda de vapor do pavilhão industrial

Equipamento	Vapor [kg/h]	Operação [h]
E-101	407,500	24
E-201	351,407	24
E-202	416,870	2
R-101	4,232	0,083
R-102	4,232	0,083
R-103	11,628	0,083
R-104	11,628	0,083
R-105	11,628	0,083
R-106	11,628	0,083
R-107	11,628	0,083
<b>Total</b>	<b>1242,380</b>	<b>-</b>

Fonte: Autores, 2023.

Os cálculos envolvidos para encontrar a quantidade necessária de vapor para o aquecimento dos tanques de água quente e para a esterilização podem ser

consultados no Apêndice E.1. Na Tabela 15, encontra-se a demanda de vapor utilizada nos tanques de 45°C e 80°C.

Tabela 15 - Demanda de vapor para os tanques de água quente

Equipamento	Vapor [kg/h]	Vapor [kg/dia]	Operação [h]
Tanque 45°C	60,364	1448,735	24
Tanque 80 °C	316,050	7585,203	24
Total	376,414	9033,938	-

Fonte: Autores, 2023.

Na lavanderia, os equipamentos escolhidos são da marca Rufino ou similar, sendo eles: uma máquina de lavar de 50 kg, modelo RLI-50, uma secadora de 50 kg, modelo RSI-50 e uma calandra, modelo RCI-20, conforme Anexos F, G e H, respectivamente. Os equipamentos citados anteriormente foram projetados com um ponto de vapor a mais para possível expansão de acordo com a necessidade. Na Tabela 16, estão apresentados o consumo de vapor de cada equipamento, assim como o tempo de operação estimado.

Tabela 16 - Demanda de vapor na lavanderia

Equipamento	Vapor [kg/h]	Vapor [kg/dia]	Operação [h]
Lavadoras de roupas	70	140	2
Secadora de roupas	120	240	2
Calandra	20	80	4
Total	210	460	-

Fonte: Autores, 2023.

Na cozinha industrial, necessita-se de um ponto de vapor a 2 atm e de uma lavadora de louça da marca Hobart, modelo AMT2 ou similar e quatro painéis industriais. Os equipamentos escolhidos podem ser consultados no Anexo I e J, respectivamente. O consumo de vapor e tempo de operação estimado pode ser visto na Tabela 17.

Tabela 17 - Demanda de vapor na cozinha

(continua)

Equipamento	Vapor [kg/h]	Vapor [kg/dia]	Operação [h]
Lava-louças	80	13,360	0,167

Tabela 17 - Demanda de vapor na cozinha

(conclusão)

Equipamento	Vapor [kg/h]	Vapor [kg/dia]	Operação [h]
Panelão industrial	48	144	3
Ponto de vapor 2 atm	80	-	-
<b>Total</b>	<b>208</b>	<b>157,36</b>	

Fonte: Autores, 2023.

Sendo assim, a demanda total de vapor é de 2036,794 kg/h ou 28765,409 kg/dia, para suprir essa necessidade foi escolhida a caldeira da marca ARAUTERM ou similar, modelo CVS-IL 2500, presente no Anexo K.

### 10.1.2 Dimensionamento das tubulações de vapor

Conforme a norma ATSM A-53, para as instalações de vapor, normalmente, usa-se o aço carbono SCH 40, este possui espessura suficiente para uma vida útil de 15 anos. A fim de evitar a erosão e elevadas perdas de carga nas tubulações, recomenda-se a velocidade de 10 a 15 m/s para ramais secundários e linhas curtas e para linhas alimentadoras, de 15 a 30 m/s. Os resultados para o dimensionamento das linhas de vapor constam nas Tabelas 18, 19 e 20.

Tabela 18 - Dimensionamento da linha de vapor 1

Trecho	Ramal	Schedule	Bitola selecionada [in]
1-1'	Principal	Std 40	2"
1'-2	Abastecimento	Std 40	1"
1'-3	Secundário	Std 40	2.1/2"
3-3'	Abastecimento	Std 40	1"
3-4	Secundário	Std 40	2"
4-4'	Abastecimento	Std 40	1"
4-5	Secundário	Std 40	2"
5-5'	Abastecimento	Std 40	1"
5-6	Secundário	Std 40	1.1/2"
6-6'	Abastecimento	Std 40	1"
6-7	Abastecimento	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 19 - Dimensionamento da linha de vapor 2

Trecho	Ramal	Schedule	Bitola selecionada [in]
1 - 1'	Principal	Std 40	3.1/2"
1' - 2	Abastecimento	Std 40	2"
1' - 3	Secundária	Std 40	3.1/2"
3 - 3'	Abastecimento	Std 40	2"
3 - 4	Secundária	Std 40	2.1/2"
4 - 4'	Abastecimento	Std 40	1"
4 - 5	Secundária	Std 40	2.1/2"
5 - 5'	Abastecimento	Std 40	1"
5 - 6	Secundária	Std 40	2.1/2"
6 - 6'	Abastecimento	Std 40	1"
6 - 7	Secundária	Std 40	2.1/2"
7 - 7'	Abastecimento	Std 40	1"
7 - 8	Secundária	Std 40	2.1/2"
8 - 8'	Abastecimento	Std 40	1"
8 - 9	Secundária	Std 40	2.1/2"
9 - 9'	Abastecimento	Std 40	1"
9 - 10	Secundária	Std 40	2.1/2"
10 - 10'	Abastecimento	Std 40	1"
10 - 11	Abastecimento	Std 40	2"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 20 - Dimensionamento da linha de vapor 3

(continua)

Trecho	Ramal	Schedule	Bitola selecionada [in]
1 - 1'	Principal	Std 40	2"
1' - 2	Secundária	Std 40	2"
2 - 2'	Abastecimento	Std 40	1"
2 - 3	Secundária	Std 40	2"
3 - 3'	Abastecimento	Std 40	1"
3 - 4	Secundária	Std 40	2"

Tabela 20 - Dimensionamento da linha de vapor 3

(conclusão)

Trecho	Ramal	Schedule	Bitola selecionada [in]
4 - 5	Secundária	Std 40	1.1/2"
5 - 5'	Abastecimento	Std 40	1"
5 - 6	Abastecimento	Std 40	1"
4 - 7	Secundária	Std 40	1"
7 - 7'	Abastecimento	Std 40	1"
7 - 8	Secundária	Std 40	1"
8 - 8'	Abastecimento	Std 40	1"
8 - 9	Secundária	Std 40	1"
9 - 9'	Abastecimento	Std 40	1"
9 - 10	Abastecimento	Std 40	1"
1' - 11	Secundária	Std 40	1.1/2"
11 - 11'	Abastecimento	Std 40	1"
11 - 12	Secundária	Std 40	1.1/4"
12 - 12'	Abastecimento	Std 40	1"
12 - 13	Secundária	Std 40	1"
13 - 13'	Abastecimento	Std 40	1"
13 - 14	Abastecimento	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

Convém ressaltar que os cálculos envolvidos no dimensionamento das tubulações de vapor podem ser consultados no Apêndice E.1 e o *layout* da tubulação no Anexo A.

## 10.2 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO

### 10.2.1 Condensado produzido

O condensado produzido durante o processo é proporcional à quantidade de vapor e é gerado na operação normal e no aquecimento da tubulação. A quantidade de condensado gerado em cada linha está apresentada na Tabela 21, 22, 23, em que, “Q gerado” corresponde ao condensado gerado na operação normal e no aquecimento da tubulação, enquanto “Q vapor” refere-se ao condensado gerado que é proporcional ao vapor. Os cálculos realizados estão descritos no Apêndice E.2.

Tabela 21 - Condensado produzido na linha 1

Linha 1				
Trecho	Distância [m]	Q gerado [kg/h]	Q vapor [kg/h]	Q total [kg/h]
1 - 1'	4,097	7,217	331,141	338,358
1' - 2	8,690	3,559	15,091	18,650
1' - 3	21,377	13,428	316,050	329,479
3 - 3'	2,133	2,189	63,210	65,399
3 - 4	3,106	7,120	252,840	259,960
4 - 4'	2,138	3,240	63,210	66,450
4 - 5	3,106	7,120	189,630	196,750
5 - 5'	2,253	2,193	63,210	65,403
5 - 6	3,106	5,297	126,420	131,717
6 - 6'	2,332	3,249	63,210	66,459
6 - 7	5,590	3,408	63,210	66,618

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 22 - Condensado produzido na linha 2

(continua)

Linha 2				
Trecho	Distância [m]	Q gerado [kg/h]	Q do vapor [kg/h]	Q total [kg/h]
1 - 1'	34,298	22,857	1242,380	1265,237
1' - 2	9,871	7,780	407,500	415,280
1' - 3	1,759	17,304	834,880	852,184
3 - 3'	21,722	8,936	416,870	425,806
3 - 4	13,949	12,523	418,010	430,533
4 - 4'	11,413	1,268	11,628	12,896
4 - 5	1,743	20,197	406,382	426,579
5 - 5'	5,245	1,155	11,628	12,783
5 - 6	2,201	22,660	394,754	417,414
6 - 6'	11,285	1,266	11,628	12,894
6 - 7	1,530	19,051	383,126	402,178
7 - 7'	5,240	1,155	11,628	12,783
7 - 8	2,061	21,907	371,499	393,406
8 - 8'	14,352	1,322	11,628	12,950



Tabela 22 - Condensado produzido na linha 2

(conclusão)

Linha 2				
Trecho	Distância [m]	Q gerado [kg/h]	Q do vapor [kg/h]	Q total [kg/h]
8 - 9	1,737	20,165	359,871	380,036
9 - 10	1,943	21,273	355,639	376,912
10 - 10'	10,875	0,927	4,232	5,159
10 - 11	29,130	9,658	351,407	361,065

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 23 - Condensado produzido na linha 3

(continua)

Linha 3				
Trecho	Distância [m]	Q gerado [kg/h]	Q do vapor [kg/h]	Q total [kg/h]
1 - 1'	17,699	8,543	418,000	426,543
1' - 2	1,254	6,940	278,000	284,940
2 - 2'	2,040	2,185	35,000	37,185
2 - 3	0,642	6,880	243,000	249,880
3 - 3'	2,040	2,185	35,000	37,185
3 - 4	3,586	7,167	208,000	215,167
4 - 5	0,608	5,114	160,000	165,114
5 - 5'	2,040	2,185	80,000	82,185
5 - 6	2,774	2,212	80,000	82,212
4 - 7	1,588	3,213	48,000	51,213
7 - 7'	1,522	1,087	12,000	13,087
7 - 8	0,476	2,128	36,000	38,128
8 - 8'	1,522	1,087	12,000	13,087
8 - 9	0,393	2,125	24,000	26,125
9 - 9'	1,522	1,087	12,000	13,087
9 - 10	1,998	1,096	12,000	13,096
1' - 11	1,664	5,191	140,000	145,191
11 - 11'	2,172	2,190	60,000	62,190
11 - 12	0,545	4,280	80,000	84,280

Tabela 23 - Condensado produzido na linha 3

(conclusão)

Linha 3				
Trecho	Distância [m]	Q gerado [kg/h]	Q do vapor [kg/h]	Q total [kg/h]
12 - 12'	2,172	2,190	60,000	62,190
12 - 13	0,498	2,129	20,000	22,129
13 - 13'	2,172	1,099	10,000	11,099
13 - 14	2,629	1,107	10,000	11,107

Fonte: Autores, 2023.

### 10.2.2 Dimensionamento das tubulações de condensado

As tubulações de retorno de condensado são projetadas em aço carbono dentro das normas da ATSM A-53. Para o dimensionamento delas utilizou-se as vazões calculadas no tópico anterior e considerou-se a declividade de 0,5 cm/m. Com isso, obteve-se as bitolas comerciais para a tubulação. Os valores encontrados estão apresentados nas Tabelas 24, 25 e 26 e os cálculos podem ser consultados no Apêndice E.2.

Tabela 24 - Dimensionamento da linha de condensado 1

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1-1'	Std 40	1"
1'-2	Std 40	1"
1'-3	Std 40	1"
3-3'	Std 40	1"
3-4	Std 40	1"
4-4'	Std 40	1"
4-5	Std 40	1"
5-5'	Std 40	1"
5-6	Std 40	1"
6-6'	Std 40	1"
6-7	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 25 - Dimensionamento da linha de condensado 2

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1 - 1'	Std 40	1 1/2"
1' - 2	Std 40	1"
1' - 3	Std 40	1 1/4"
3 - 3'	Std 40	1"
3 - 4	Std 40	1"
4 - 4'	Std 40	1"
4 - 5	Std 40	1"
5 - 5'	Std 40	1"
5 - 6	Std 40	1"
6 - 6'	Std 40	1"
6 - 7	Std 40	1"
7 - 7'	Std 40	1"
7 - 8	Std 40	1"
8 - 8'	Std 40	1"
8 - 9	Std 40	1"
9 - 9'	Std 40	1"
9 - 10	Std 40	1"
10 - 10'	Std 40	1"
10 - 11	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 26 - Dimensionamento da linha de condensado 3

(continua)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1 - 1'	Std 40	1"
1' - 2	Std 40	1"
2 - 2'	Std 40	1"
2 - 3	Std 40	1"
3 - 3'	Std 40	1"
3 - 4	Std 40	1"
4 - 5	Std 40	1"

Tabela 26 - Dimensionamento da linha de condensado 3

(conclusão)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
5 - 5'	Std 40	1"
5 – 6	Std 40	1"
4 – 7	Std 40	1"
7 - 7'	Std 40	1"
7 – 8	Std 40	1"
8 - 8'	Std 40	1"
8 – 9	Std 40	1"
9 - 9'	Std 40	1"
9 – 10	Std 40	1"
1' – 11	Std 40	1"
11 - 11'	Std 40	1"
11 – 12	Std 40	1"
12 - 12'	Std 40	1"
12 – 13	Std 40	1"
13 - 13'	Std 40	1"
13 – 14	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

### 10.3 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA

De acordo com a Norma NBR 5626:1998, água fria é a água na temperatura dada pelas condições do ambiente, bem como o significado de água potável como aquela que atende às especificações da Portaria nº 36 do Ministério da Saúde. Além disso, esta norma define as exigências relativas à instalação predial de água fria, de modo a garantir o bom desempenho, execução e manutenção do projeto.

#### 10.3.1 Demanda de água fria total

A água será obtida através de poço artesiano por *sistema air-lift*. As instalações de água potável devem atender as necessidades do processo produtivo bem como o consumo por parte dos colaboradores e outras atividades. Na indústria STARLACT, utiliza-se água fria para a limpeza do pavilhão industrial e prédios auxiliares, nos banheiros, lavanderia, cozinha e refeitório e também, na caldeira para gerar vapor.

Além disso, ela é necessária para gerar água gelada e água quente, cujas demandas serão descritas nos Tópicos 10.4 e 10.5.

Para a limpeza das áreas considerou-se a utilização de 1,1 L/m<sup>2</sup>/dia bem como, no pavilhão industrial utiliza-se a água para limpeza dos equipamentos. Já para os banheiros a água fria é utilizada nos lavatórios, mictórios, vasos sanitários e chuveiros. Nesse último, ela compõe 60% da água usada em que, considerando 5 minutos de banho, o consumo total de água é de 60 L/dia. Já para os demais usos, é considerado o consumo por uso de 10 L nos vasos sanitários, 12 L nos mictórios e 4,5 L nos lavatórios, com isso, estimou-se a demanda diária.

Na cozinha a água fria necessária é determinada com base na utilização da lava-louças presente no Anexo I, que consome 180 L/h, com 6 ciclos de 12 minutos resultando em uma demanda por dia de 36 L e também, considerando o cozimento e lavagem dos alimentos necessários para uma refeição básica (leguminosa, arroz, guarnição, carne e opção vegetariana), que resulta em aproximadamente 3,36 L por pessoa por refeição. Para cozimento dos alimentos serão utilizados 4 caldeirões industriais de aço inoxidável, da marca Cozil, com tampa autoclavada, capacidade de 100L e consumo de vapor de 12 kg/h (Anexo J).

Para a demanda de água da lavanderia considerou-se a utilização da máquina de lavar da marca Rufino do modelo RLI-50 (Anexo F), que possui capacidade de 50 kg. De acordo com Macintyre (2010) o consumo de água por quilograma de roupa seca é de 30 L/dia, então, considerando a lavagem do uniforme dos funcionários, toalhas de banho, panos de prato e de limpeza, estimou-se a demanda total.

Por fim, a demanda total de vapor na caldeira é de 1,153 m<sup>3</sup>/h, sendo essa mesma demanda de água fria no equipamento, e há uma produção de condensado de 1,130 m<sup>3</sup>/h. Considerando uma perda de 15% de condensado pela evaporação ao meio externo será necessário adicionar 0,193 m<sup>3</sup>/h de água vinda do poço. Na Tabela 27 estão listadas as demandas totais de água fria por dia na indústria.

Tabela 27 - Demanda de água fria na indústria

(continua)

Utilidade	Vazão [m <sup>3</sup> /h]	Vazão [L/dia]
Limpeza	0,888	2942,04

Tabela 27 - Demanda de água fria na indústria

(conclusão)

Utilidade	Vazão [m³/h]	Vazão [L/dia]
Cozinha e refeitório	0,235	200,50
Banheiros	0,218	5243,5
Lavanderia	0,076	1818
Caldeira	0,193	4622,37
Água quente	1,515	36367,43
Água gelada	0,137	3298,73
<b>Total</b>	<b>5,952</b>	<b>113818,67</b>

Fonte: Autores, 2023.

### 10.3.2 Dimensionamento das tubulações de água fria

Para o dimensionamento das tubulações de água fria, também em aço carbono seguindo a norma ATSM A-53, utilizou-se o layout, apresentado no Anexo A. Por meio dele, foi possível determinar a distância, área e diâmetro das tubulações. Após o diâmetro mínimo ser encontrado, escolheu-se as bitolas comerciais adequadas para cada trecho da tubulação como apresentado na Tabela 28, 29, 30 e 31. A forma como foi dimensionada a tubulação pode ser consultada no Apêndice E.5

Tabela 28 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 1

LINHA DE ÁGUA FRIA 1 – POÇO		
Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1-2	Std 40	2"
2-3	Std 40	1.1/4"
2-4	Std 40	1.1/4"
4-4'	Std 40	1"
4-5	Std 40	1.1/4"
5-5'	Std 40	1"
5-6	Std 40	1"
6-6'	Std 40	1"
6-7	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 29 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 2

(continua)

LINHA DE ÁGUA FRIA 2 - RESERVATÓRIO INFERIOR		
Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1-2	Std 40	1"
2-2'	Std 40	1"
2-5	Std 40	1.1/4"
3-3'	Std 40	1"
3-4	Std 40	1.1/4"
5-6	Std 40	2"
6-7	Std 40	1"
7-8	Std 40	1"
8-9	Std 40	1"
9-9'	Std 40	1"
9-10	Std 40	1"
10-10'	Std 40	1"
10-11	Std 40	1"
11-11'	Std 40	1"
11-12	Std 40	1"
8-13	Std 40	1"
13-13'	Std 40	1"
13-14	Std 40	1"
14-14'	Std 40	1"
14-15	Std 40	1"
15-15'	Std 40	1"
15-16	Std 40	1"
16-16'	Std 40	1"
7-17	Std 40	2"
17-17'	Std 40	1"
17-18	Std 40	2"
6-19	Std 40	1"
19-19'	Std 40	1"

Tabela 30 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 2

(conclusão)

LINHA DE ÁGUA FRIA 2 - RESERVATÓRIO INFERIOR		
Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
19-20	Std 40	1"
20-21	Std 40	1"
20-22	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 31 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 3

(continua)

LINHA DE ÁGUA FRIA 3 - CAIXA D'ÁGUA		
Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1-2	Std 40	1"
2-4	Std 40	1"
4-4'	Std 40	1"
4-5	Std 40	1"
5-5'	Std 40	1"
5-6	Std 40	1"
6-6'	Std 40	1"
6-7	Std 40	1"
7-7'	Std 40	1"
7-8'	Std 40	1"
2-9	Std 40	1"
9-9'	Std 40	1"
9-10	Std 40	1"
10-11'	Std 40	1"
10-12	Std 40	1"
12-12'	Std 40	1"
12-13	Std 40	1"
13-13'	Std 40	1"
13-14	Std 40	1"
14-14'	Std 40	1"
14-15	Std 40	1"



Tabela 31 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 3

(conclusão)

LINHA DE ÁGUA FRIA 3 - CAIXA D'ÁGUA		
Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
15-15'	Std 40	1"
15-16	Std 40	1"
16-16'	Std 40	1"
16-17	Std 40	1"
17-18	Std 40	1"
18-19	Std 40	1"
19-19'	Std 40	1"
23-23'	Std 40	1"
23-24'	Std 40	1"
17-25	Std 40	1"
25-25'	Std 40	1"
25-26	Std 40	1"
26-26'	Std 40	1"
26-27	Std 40	1"
27-27'	Std 40	1"
27-28	Std 40	1"
28-28'	Std 40	1"
28-29	Std 40	1"
29-29'	Std 40	1"
29-30	Std 40	1"
30-30'	Std 40	1"
30-31	Std 40	1"
31-31'	Std 40	1"
31-32'	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 32 - Dimensionamento da tubulação de água fria na linha 4

LINHA DE ÁGUA FRIA 4 – CHILLER		
Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1-2	Std 40	1"
2-2'	Std 40	1"
2-3	Std 40	1"
3-3'	Std 40	1"
3-4	Std 40	1"
4-4'	Std 40	1"
4-5	Std 40	1"
5-5'	Std 40	1"
5-6	Std 40	1"
6-6'	Std 40	1"
6-7	Std 40	1"
7-7'	Std 40	1"
7-8	Std 40	1"
8-8'	Std 40	1"
8-9	Std 40	1"
9-10	Std 40	1"
9-11	Std 40	1"
12-13	Std 40	1"
13-13'	Std 40	1"
13-14	Std 40	1"
14-14'	Std 40	1"
14-15	Std 40	1.1/4"
15-15'	Std 40	1"
15-16	Std 40	1.1/4"
16-17	Std 40	1.1/4"
17-18	Std 40	1"
18-18'	Std 40	1.1/4"
18-19	Std 40	1"
19-19'	Std 40	1.1/4"

Fonte: Autores, 2023.

## 10.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE

De acordo com Macintyre (2010), o fornecimento de água quente é fundamental e necessário nas instalações de determinados equipamentos, assim como em condições de conforto e de higiene em aparelhos sanitários de uso comum, a temperatura requisitada para cada aplicação pode variar de acordo com a necessidade.

### 10.4.1 Demanda de água quente total

Na indústria STARLACT, as instalações de água quente são essenciais no pavilhão industrial, onde são utilizadas no trocador de calor anterior aos biorreatores, no encamisamento dos próprios biorreatores e do tanque de separação da trimetilamina do restante da corrente. Além disso, a água quente é empregada nos prédios auxiliares, como banheiro e refeitório.

Sabe-se que nos chuveiros 40% da água é quente e 60% é água fria, assim a vazão de água dos chuveiros por banho, considerando 5 minutos, é de 60 L, portanto, calcula-se a quantidade de água quente necessária por dia considerando os 47 funcionários. Para o refeitório serão utilizadas cubas do tipo buffet, considerando o buffet térmico para 2 cubas com dimensões de 0,85 X 0,78 X 0,65 m o volume obtido é de 430,95 L. Foram considerados dois buffets térmicos que possuem água quente para aquecimento dos alimentos em 20% do seu volume tanto para almoço quanto para o jantar. Na Tabela 32 estão apresentados os valores da demanda total do pavilhão industrial e na Tabela 33 para os prédios auxiliares.

Tabela 32 - Demanda de água quente no pavilhão industrial

(continua)

Equipamento	Temperatura [°C]	Água quente [kg/h]	Água quente [m <sup>3</sup> /h]	Água quente [L/dia]
TC-102	70	1028,7500	1,0288	24690,00
R-101	70	16,2586	0,0163	390,2064
R-102	70	16,2586	0,0163	390,2064
R-103	70	79,2537	0,0793	1902,0888
R-104	70	79,2537	0,0793	1902,0888
R-105	70	79,2537	0,0793	1902,0888
R-106	70	79,2537	0,0793	1902,0888

Tabela 32 - Demanda de água quente no pavilhão industrial

(conclusão)

Equipamento	Temperatura [°C]	Água quente [kg/h]	Água quente [m³/h]	Água quente [L/dia]
R-107	70	79,2537	0,0793	1902,0888
T-201	70	21,0112	0,0210	504268,80
Total		1478,5469	1,4785	34980,857

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 33 - Demanda de água quente nos prédios auxiliares

Local	T [°C]	Vazão [m³/h]	Vazão [m³/dia]	Vazão [L/dia]
Chuveiro	45	0,282	1,1280	1128
Refeitório	70	0,0646	0,25857	258,57

Fonte: Autores, 2023.

A partir disso, obteve-se que a demanda total é de 35239,43 L/dia ou 1,54 m³/h de água quente a 70°C e 1128 L/dia ou 0,282 m³/h de água quente a 45°C. Dessa forma, fez-se necessário o dimensionamento de tanques de armazenamento para a água quente que estão descritos no Tópico 10.6.

#### 10.4.2 Dimensionamento das tubulações de água quente

A partir do layout, foi possível determinar a distância, área e diâmetro das tubulações de água quente projetadas em aço carbono de acordo com a norma ATSM A-53. Após o diâmetro mínimo ser encontrado, escolheu-se as bitolas comerciais adequadas para cada trecho da tubulação. Na Tabela 34 e 35, encontram-se os resultados obtidos.

Tabela 34 - Dimensionamento da tubulação de água quente a 70°C

(continua)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1-1'	Std 40	1"
2-1'	Std 40	1"
1'-3	Std 40	1"
4-3	Std 40	1"

Tabela 34 - Dimensionamento da tubulação de água quente a 70°C

(conclusão)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
5-3'	Std 40	1"
6-3'	Std 40	1"
3'-3	Std 40	1"
3-7	Std 40	1"
7-8'	Std 40	1"
8'-9	Std 40	1"
8'-21	Std 40	1"
9-10	Std 40	1"
9-11	Std 40	1"
11-11'	Std 40	1"
11'-12	Std 40	1"
11'-13	Std 40	1"
11-14'	Std 40	1"
14'-16'	Std 40	1"
16'-18	Std 40	1"
16-17'	Std 40	1"
17'-19	Std 40	1"
17'-20	Std 40	1"
7-22'	Std 40	1"
22'-23	Std 40	1"
22'-24	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 35 - Dimensionamento da tubulação de água quente a 45°C

(continua)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1-1'	Std 40	1"
1'-2	Std 40	1"
1'-3	Std 40	1"
3-3'	Std 40	1"
3-4	Std 40	1"

Tabela 35 - Dimensionamento da tubulação de água quente a 45°C

(conclusão)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
4-4'	Std 40	1"
4-5	Std 40	1"
5-5'	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

A forma como foi dimensionada a tubulação de água quente pode ser consultada no Apêndice E.3, além disso, o layout da tubulação está disponível no Anexo A.

## 10.5 INSTALAÇÕES DE ÁGUA GELADA

### 10.5.1 Demanda de água gelada total

As instalações de água gelada são empregadas no processo na temperatura de 5°C e são distribuídas no encamisamento dos tanques de armazenamento do soro de leite, para o funcionamento dos trocadores de calor e no resfriamento dos reatores após a esterilização. Na Tabela 36, pode-se consultar a vazão necessária de água gelada no pavilhão industrial.

Tabela 36 - Demanda de água gelada no pavilhão industrial

(continua)

Equipamento	Água [kg/h]	Água [m <sup>3</sup> /h]	Água [L/dia]
T-101	99,856	0,100	599,136
T-102	99,856	0,100	599,136
T-103	99,856	0,100	599,136
T-104	99,856	0,100	599,136
T-105	99,856	0,100	599,136
T-106	99,856	0,100	599,136
TC-101	3414,890	3,415	81957,360
TC-201	369,660	0,370	8871,840
TC-202	2931,060	2,931	70345,440
R-101	4,232	0,004	4,232
R -201	63,084	0,063	63,084

Tabela 36 - Demanda de água gelada no pavilhão industrial

(conclusão)

Equipamento	Água [kg/h]	Água [m <sup>3</sup> /h]	Água [L/dia]
R-102	4,232	0,004	4,232
R-103	11,628	0,012	11,628
R-104	11,628	0,012	11,628
R-105	11,628	0,012	11,628
R-106	11,628	0,012	11,628
R-107	11,628	0,012	11,628

Fonte: Autores, 2023.

Além disso, considera-se a água gelada necessária para os bebedouros que serão utilizados pelos colaboradores da indústria, que foi calculada considerando 0,8 litros de água gelada por pessoa por dia, ou seja, 37,6 litros por dia para os 47 funcionários. Assim, o consumo de água gelada por dia é de 164936,74 litros, para atender essa demanda foi selecionado um chiller de modelo URW-45 que pode ser consultado no Anexo L.

A fim de garantir a segurança do processo, dimensionou-se um tanque de armazenamento de água gelada com capacidade de 6 horas de operação, com margem de segurança de 15% e volume de 54 m<sup>3</sup>. Também foi projetado outro tanque de armazenamento com volume de 49,5 m<sup>3</sup> referente a água gelada que será reciclada no processo. No Apêndice E.4 estão apresentadas as considerações e cálculos envolvidos.

### 10.5.2 Dimensionamento da tubulação de água gelada

Assim como a água quente, a água gelada foi dimensionada a partir do layout, onde foi determinada a distância de cada trecho da tubulação e, posteriormente, a área e o diâmetro mínimo para escolher a bitola comercial adequada. A tubulação de água gelada foi projetada utilizando aço carbono, na Tabela 37 estão apresentados os valores das bitolas escolhidas, o restante dos cálculos está presente no Apêndice E.4.

Tabela 37 - Dimensionamento da tubulação de água gelada

(continua)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1 – 2	Std 40	1.1/2"
2 – 3	Std 40	1.1/2"
3 – 4	Std 40	1.1/4"
4 – 5	Std 40	1"
5 - 5'	Std 40	1"
5 – 6	Std 40	1"
6 - 6'	Std 40	1"
6 – 7	Std 40	1"
7 - 7'	Std 40	1"
7 – 8	Std 40	1"
8 - 8'	Std 40	1"
8 – 9	Std 40	1"
4 – 10	Std 40	1.1/4"
10 - 10'	Std 40	1"
10 – 11	Std 40	1"
11 – 12	Std 40	1"
12 - 12'	Std 40	1"
12 – 13	Std 40	1"
11 – 14	Std 40	1"
14 - 14'	Std 40	1"
14 – 15	Std 40	1"
15 - 15'	Std 40	1"
15 – 16	Std 40	1"
16 - 16'	Std 40	1"
16 – 17	Std 40	1"
3 – 18	Std 40	1"
18 – 19	Std 40	1"
19 - 19'	Std 40	1"
19 – 20	Std 40	1"
18 – 21	Std 40	1"
21 – 22	Std 40	1"



Tabela 37 - Dimensionamento da tubulação de água gelada

		(conclusão)
22 - 22'	Std 40	1"
22 – 23	Std 40	1"
21 – 24	Std 40	1"
21 – 25	Std 40	1"

Fonte: Autores, 2023.

## 10.6 RESERVATÓRIOS DE ÁGUA POTÁVEL

Macintyre (2010) define três tipos de abastecimento predial considerando a divisão entre rede interna e rede pública. Nesta indústria, o abastecimento é do tipo indireto, e possui reservatório superior e inferior. De modo a simplificar, assume-se que a distribuição de água pelo poço artesiano (rede interna) é contínua e que a vazão de alimentação supre o consumo diário da instalação no período de 24 horas.

A NBR-5626/96 estabelece que a capacidade total, a ser acumulada nos reservatórios inferiores e superiores, não pode ser inferior ao consumo diário, recomendando-se que não ultrapasse a três vezes o mesmo. Para estabelecimentos industriais pode-se suprir a demanda de apenas um turno, o que será feito nesse dimensionamento. Dessa forma, adota-se as seguintes considerações:

- I. Reservatório superior: volume correspondente a 2/5 do volume necessário, acrescido de 20% como reserva de água para combate de incêndio;
- II. Reservatório inferior: volume correspondente a 3/5 do volume necessário, acrescido de 20% como reserva de água para combate de incêndio.

Além disso, de acordo com a norma NBR 5626 os reservatórios devem garantir a preservação do padrão de potabilidade, ou seja, não deve ser transmitido para a água cor, gosto, odor, toxicidade nem promover o crescimento de microrganismos. Também, deve ser um recipiente com tampa para evitar a entrada de insetos, animais, poeiras e líquidos em um material resistente a corrosão ou anticorrosivo. Tendo em vista isso, serão instalados 1 reservatório superior, 4 reservatórios inferiores e 5 tanques de aquecimento de água sendo esses:

- Cinco tanques de 7,407 m<sup>3</sup> com diâmetro de 2,11 m e altura de 4,23 m destinado para armazenar a água quente a 70°C
- Um tanque de 1,128 m<sup>3</sup> com diâmetro de 1,13 m e altura de 2,26 m, acima do vestiário e banheiros destinados para armazenar a água a 45°C.

- Um reservatório superior com capacidade de 120,59 m<sup>3</sup>, sendo uma caixa d'água do tipo tubular, suprindo a demanda dos tanques de aquecimento e sanitários e vestiários, considerando de reserva para incêndio e ocupação de 85%, com diâmetro de 4,25 m e altura de 8,50 m;
- Quatro reservatórios inferiores com capacidade de 35,39 m<sup>3</sup>, suprindo a demanda das demais instalações, considerando de reserva para incêndio e ocupação de 85%, com diâmetros e alturas de 3,56 m;

Os cálculos envolvidos e demais informações estão presentes no Apêndice

E.5.

## 10.7 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

### 10.7.1 Demanda de ar comprimido

No pavilhão industrial utiliza-se o ar comprimido nos filtros, F-101, F-102, F-201 e F-202, com uma vazão de 0,708 m<sup>3</sup>/h em cada um, que equivale a 16,99 m<sup>3</sup>/dia considerando o tempo de operação de 6 horas diárias. Além disso, existe essa instalação nos prédios auxiliares na oficina de manutenção fabril em ferramentas manuais, jato de areia e pintura. A Tabela 38, baseada em dados do Macintyre (2010), apresenta o consumo e o fator de utilização de algumas das ferramentas usuais a ar comprimido. Destaca-se que os valores foram obtidos com base no tempo de operação de 6 horas diárias.

Tabela 38 - Consumo de ar comprimido nos prédios auxiliares

(continua)

Pontos	Fator de utilização	Vazão [m <sup>3</sup> /min]	Consumo [m <sup>3</sup> /min]	Consumo [m <sup>3</sup> /h]	Consumo [m <sup>3</sup> /dia]
Furadeira	0,05	3,4	0,1700	10,200	61,200
Rosqueadeira	0,2	0,45	0,0900	5,400	32,400
Parafusadeira	0,1	0,9	0,0900	5,400	32,400
Esmerilhadeira	0,2	2,5	0,5000	30,000	180,000
Bico de limpeza	0,1	0,5	0,0500	3,000	18,000
Rebitadores	0,05	1,3	0,0650	3,900	23,400
Rebarbadores	0,1	0,73	0,0730	4,380	26,280
Jato de Areia	0,2	1,55	0,3100	18,600	111,600

Tabela 38 - Consumo de ar comprimido nos prédios auxiliares

(conclusão)

Pontos	Fator de utilização	Vazão [m <sup>3</sup> /min]	Consumo [m <sup>3</sup> /min]	Consumo [m <sup>3</sup> /h]	Consumo [m <sup>3</sup> /dia]
Pistola de pintura	0,5	0,25	0,1250	7,500	45,000
Total			1,4730	88,380	530,280

Fonte: Autores, 2023.

Ademais, o sistema *air-lift* será utilizado para retirar água dos poços, promovendo a injeção de ar comprimido nos mesmos para obtenção de uma mistura líquido-ar, permitindo a retirada da água devido à diferença de pressão. A demanda necessária de ar comprimido para o funcionamento de um poço artesiano que demanda 9,951 m<sup>3</sup>/h de água é de 29,049 m<sup>3</sup>/h, ou seja, 697,164 m<sup>3</sup>/dia considerando 24 horas. Com isso, possui-se uma demanda total de ar comprimido de 1244,43 m<sup>3</sup>/dia.

### 10.7.2 Compressores

A demanda total de ar comprimido será, portanto, de 864,188 L/min. Nesse sentido, serão utilizados cinco compressores da marca AirZap Anest Iwata, modelo AZ10 ou similar, com pressão de trabalho de 10 kgf/cm<sup>2</sup> e vazão máxima de 900 L/min (Anexo M).

### 10.7.3 Dimensionamento da tubulação de ar comprimido

Para o dimensionamento da tubulação de ar comprimido, utilizou-se o layout para determinar a distância de cada trecho da tubulação e então, estimou-se o comprimento equivalente, a perda de carga e por fim, o diâmetro mínimo para escolher a bitola comercial adequada. A tubulação de ar comprimido foi projetada utilizando aço carbono, assim como a tubulação de vapor. Na Tabela 39 estão apresentados os valores das bitolas escolhidas e o restante dos cálculos estão no Apêndice E.6.

Tabela 39 - Dimensionamento da tubulação de ar comprimido

(continua)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
1 – 2	Std 40	1.1/2"

Tabela 39 - Dimensionamento da tubulação de ar comprimido

(conclusão)

Trecho	Schedule	Bitola selecionada [in]
2 - 2'	Std 40	3"
2 - 3	Std 40	2.1/2"
3 - 3'	Std 40	1.1/2"
3 - 4	Std 40	3. 1/2"
4 - 4'	Std 40	1.1/4"
4 - 7	Std 40	1.1/4"
4 - 5	Std 40	3"
5 - 5'	Std 40	2"
5 - 6	Std 40	2"

Fonte: Autores, 2023.

#### 10.8 ISOLAMENTO TÉRMICO, JUNTAS DE DILATAÇÃO, PINTURA, SUPORTE DAS TUBULAÇÕES E TESTE HIDROSTÁTICO

O teste hidrostático é realizado com a tubulação montada, mas antes das etapas de acabamento finais de acabamento, isolamento térmico e pintura, com o intuito de detectar possíveis vazamentos e testar a resistência da tubulação à pressão e segue a norma NR-13, no Apêndice E.7 é possível verificar os resultados obtidos.

Após o teste hidrostático, é feita a aplicação de um isolante térmico a fim de evitar perdas de energia, eficiência e formação de condensado que podem provocar a corrosão e incrustação das tubulações de vapor, por exemplo. O material escolhido para desempenhar esse papel foram tubos à base de hidrossilicato de cálcio de última geração que podem ser utilizados em temperaturas até 85°C (ISOPUR, 2022). As espessuras recomendadas para o isolante térmico se encontram no Anexo N, e são referentes à marca Isopur, da empresa Isopur Isolantes Térmicos e Acústicos.

Além disso, é necessário a pintura adequada das tubulações, na parte externa aplica-se tinta para evitar a corrosão. Antes do procedimento de pintura, deve-se limpar e preparar a superfície da tubulação para a retirada mecânica de sujidades. Após a limpeza, faz-se a aplicação da base que deve ser anticorrosiva, de fundo tipo tinta oxid ou zarcão, por exemplo. Para a aplicação de proteção final, deve ser feita duas ou três demãos de tinta, a aplicação das tintas pode ser a pincel ou a pistola. A pintura das tubulações é de extrema importância tanto para a proteção dos tubos

quanto para a classificação e prevenção de acidentes. No Anexo O, pode-se observar as especificações seguidas de acordo com a norma NB-54R da ABNT que foi ratificada pela NR26 do Ministério do Trabalho.

Outros cuidados com as tubulações são as guias que servem como sustentação para a tubulação de vapor que deve expandir-se longitudinalmente, evitando qualquer movimento transversal. As juntas de dilatação são usadas para compensar o efeito da dilatação, uma vez que estas atuam em temperaturas elevadas que levam a expansão do material da tubulação. Os suportes devem ser colocados o mais próximo possível dos equipamentos a fim de evitar sobrecarregar as ligações dos bocais. No Apêndice E.7 pode-se consultar os resultados obtidos.

## 10.9 ACESSÓRIOS

Após o dimensionamento de toda a tubulação das utilidades, fez-se necessário realizar uma estimativa no número de acessórios para cada instalação. Para isto, definiu-se o emprego de cotovelos de 90° em cada curva, tês para a divisão das linhas, purgadores (válvulas) nos pontos baixos das linhas de ar comprimido e vapor, válvulas gaveta e registros nas entradas e saídas de cada equipamento. Com esta estimativa realizada, foi construída a Tabela 40, a qual define a quantidade necessária de cada um dos acessórios. Uma consulta mais detalhada dos acessórios por linha está disponível no Apêndice E.8.

Tabela 40 - Acessórios totais nas tubulações das instalações industriais

(continua)

Instalação	Cotovelo	Tê	Válvula gaveta	Registro
Água Quente 45°C	3	2	0	5
Água Quente 70°C	11	12	0	15
Água Fria Poço	9	4	0	6
Água Fria Caixa d'água	43	28	0	27
Água Fria Reservatório Inferior	15	20	7	11
Água Fria Chiller	48	14	18	0
Água Gelada	43	16	20	1
Vapor	59	26	0	31
Condensado	59	26	25	31

Tabela 40 - Acessórios totais nas tubulações das instalações industriais  
(conclusão)

Instalação	Cotovelo	Tê	Válvula gaveta	Registro
Ar Comprimido	8	3	5	5
Total	298	151	75	132

Fonte: Autores, 2023.

Uma vez que as instalações apresentavam uma margem de segurança em relação a perda de carga, não se fez necessário o cálculo da perda de carga para cada um dos acessórios. A partir da quantidade total, foi possível também calcular o valor investido nos acessórios no tópico 11.1.2.

#### 10.10 TUBULAÇÕES DO PROCESSO

Além das instalações citadas anteriormente, faz-se necessário tubulações próprias do processo para transportar tanto a matéria-prima e insumos dos tanques de armazenamento para os equipamentos quanto de um equipamento para outro. A tubulação utilizada é de aço carbono, assim como o restante das instalações. No Apêndice E.9 é possível consultar o dimensionamento e bitolas selecionadas para essas tubulações.

## 11 ANÁLISE ECONÔMICA

A análise financeira de um empreendimento é de suma importância, uma vez que é realizada para verificar a viabilidade econômica e lucratividade de um novo negócio. Dessa maneira, foram estimados, a partir de dados da literatura ou diretamente com fornecedores, os custos dos equipamentos presentes no processo, utilidades, encargos trabalhistas, matéria-prima e insumos, instalações, entre outros. Além disso, dados importantes como o valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR) e o tempo de retorno do investimento (PB).

### 11.1 INVESTIMENTOS

#### 11.1.1 Equipamentos

Os custos relacionados à aquisição de equipamentos utilizados no processo foram baseados na consulta com fornecedores, na Tabela 41 é possível consultar os preços obtidos para os equipamentos do pavilhão industrial, envolvidos diretamente com a produção do ácido láctico. Para os equipamentos consultados através do site Alibaba, acrescentou-se 80% do valor unitário para suprir os gastos com impostos e foi utilizada a cotação do dólar do dia 11 de dezembro de 2022 em que US\$ 1,00 equivale a R\$ 5,24.

Tabela 41 - Custos com equipamentos

(continua)

Equipamento	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Evaporador de múltiplo efeito	1	192.600,00	192.600,00	Alibaba
Evaporador de múltiplo efeito	1	192.600,00	192.600,00	Alibaba
Evaporador de simples efeito	1	95.446,80	95.446,80	Alibaba
Bombas periféricas 0,5 hP	12	242,90	2.914,80	Loja do Mecânico
Trocadores de calor tipo placas	4	2.863,40	11.453,60	Alibaba
Filtro prensa	2	145.000,00	290.000,00	Andritz
Chiller 15000 kcal/h	1	15.000,00	15.000,00	Mercado Livre
Fermentadores 20.000 L	5	80.412,62	402.063,12	Alibaba
Reator de precipitação 15.000 L	2	10.065,60	20.131,20	Alibaba
Centrífuga	1	47.000,00	47.000,00	Hiper Centrifugation

Tabela 41 - Custos com equipamentos

(conclusão)

Equipamento	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Tanques de 15.000 L	6	25.015,05	150.090,30	Alibaba
Tanques de 2.000 L	3	25.015,05	75.045,15	Alibaba
Tanques de 1.000 L	5	10.006,02	50.030,10	Alibaba
Reatores de inoculação 500L	2	23.776,65	47.553,30	Alibaba
Coluna de troca iônica	2	35.000,00	70.000,00	Acetecno
Envasadora 840 L/h	1	5.650,00	5.650,00	Tudo em Máquinas
Tanque de 20.000 L	1	73.043,95	73.043,95	Alibaba
Total			R\$ 1.740.622,32	

Fonte: Autores, 2023.

Como observa-se na Tabela 42, o investimento com equipamentos resulta em R\$ 1.740.662,32. Assim como no pavilhão industrial, também foram estimados os custos referentes aos equipamentos necessários no laboratório. Na Tabela 42, observa-se a lista de equipamentos e o preço considerado totalizando em R\$ 26.926,25.

Tabela 42 - Custos com equipamentos e materiais de laboratório

(continua)

Equipamento	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Beckers	10	10,95	109,50	LojaLab
Provetas	10	24,22	242,20	LojaLab
Pisseta 500 mL	4	8,22	32,88	LojaLab
Pipeta Pasteur (500 uni.)	1	56,00	56,00	LojaLab
Autoclave Vertical Analógica	1	9.490,50	9.490,50	LojaLab
Estufa de Esterilização e Secagem	1	1.853,80	1.853,80	LojaLab
Microcentrífuga	1	1.739,90	1.739,90	LojaLab
pHmetro digital	1	1.612,21	1.612,21	LojaLab
Pipetas graduadas 20 mL	10	15,00	150,00	Loja NetLab
Balança digital semianalítica	1	4.420,00	4.420,00	Loja NetLab
Tubos de ensaio	50	0,80	40,00	Loja NetLab
Buretas 25 mL	2	89,00	178,00	Loja NetLab
Capela de exaustão de gases	1	1.890,00	1.890,00	Loja NetLab
Contador de colônias digital	1	1.580,00	1.580,00	Loja NetLab
Refrigerador 240 L	1	1.754,10	1.754,10	Americanas



Tabela 42 - Custos com equipamentos e materiais de laboratório

(conclusão)

Equipamento	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Kit placas para cultivo celular (24 uni.)	1	13,16	13,16	Loja NetLab
Deionizador	1	1.650,00	1.650,00	Loja NetLab
Erlenmeyers	10	11,40	114,00	LojaLab
Total			R\$ 26.926,25	

Fonte: Autores, 2023.

Além disso, o custo envolvido na aquisição de EPI's para os colaboradores da unidade fabril foi estimado seguindo consultas em sites online e considerando o número total de colaboradores na unidade. Os equipamentos, quantidades e valores estão descritos na Tabela 43.

Tabela 43 - Custo dos equipamentos de proteção individual

EPI	Qntd.	Unidade [R\$]	Loja	Total [R\$]
Botina de segurança (par)	47	59,9	Loja Zeus do Brasil	2815,3
Protetor auricular (par)	94	1,69	Loja Zeus do Brasil	158,86
Capacete	47	11,9	Loja Zeus do Brasil	559,3
Óculos de proteção	94	3,79	DZ Suprimentos	356,26
Jaleco	5	39,1	Confecção Borges	195,5
Luvras descartáveis	100	17,88	Magazine Médica	1788
Luvras de alta temperatura	1	16,91	Fastepi	16,91
Máscara contra gases	1	36,9	Mercado Livre	36,9
Total				R\$ 5927,03

Fonte: Autores, 2023.

### 11.1.2 Obras e instalações

Nas obras e instalações foram considerados os custos com a tubulação e acessórios, assim como, o isolamento necessário para as tubulações de vapor, condensado e água quente. Além disso, considerou-se os custos da estação de tratamento de efluentes, construção dos prédios e terreno.

A tubulação foi consultada diretamente com o fornecedor da CS Inox, o custo do isolamento térmico foi estimado a partir do material, neste caso o hidrossilicato de

cálculo e os acessórios foram consultados valores em sites e diretamente com fornecedores. A Tabela 44 apresenta os valores considerados.

Tabela 44 - Custos com tubulação, isolamento térmico e acessórios

Descrição	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]
Tubo SCH 40 1" (m)	1593,23	149,00	237.390,71
Tubo SCH 40 1.1/4" (m)	135,53	195,00	26.427,50
Tubo SCH 40 1.1/2" (m)	29,63	305,00	9.035,77
Tubo SCH 40 2" (m)	361,16	410,00	148.076,65
Tubo SCH 40 2.1/2" (m)	122,60	450,00	55.171,02
Tubo SCH 40 3.1/2" (m)	73,83	868,00	64.082,50
Válvula gaveta	62	121,86	7.555,32
Cotovelo aço carbono	325	51,00	16.575,00
Tê aço carbono	169	50,36	8.510,84
Registro aço carbono	195	68,90	13.435,50
Purgadores	15	194,75	2.921,25
Isolamento térmico 1" (m)	954,52	954,52	84.236,57
<b>Total</b>			<b>673.418,62</b>

Fonte: Autores, 2023.

Para os custos relacionados com as instalações foram considerados o compressor de ar comprimido, a caldeira e os tanques para armazenamento de água quente e água gelada, além dos reservatórios e caixas d'água. Na Tabela 45, visualiza-se os preços estimados por meio de fornecedores.

Tabela 45 - Custos com as instalações

Descrição	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Compressor de ar comprimido	1	36.580,00	36.580,00	AirZap
Caldeira	1	316.800,00	316.800,00	
Tanque 8.000 L	5	73.043,95	365.219,73	Alibaba
Tanque 2.000 L	1	25.015,05	25.015,05	Alibaba
Tanque 50.000L	1	236.198,97	236.198,97	Alibaba
Tanque 54.000 L	1	236.198,97	236.198,97	Alibaba
Reservatório inferior 25.000 L	4	25.000,00	100.000,00	Leroy Merlin
Reservatório superior 85.000 L	1	73.200,00	73.200,00	Faz Forte
<b>Total</b>			<b>1.389.212,72</b>	

Fonte: Autores, 2023.

Além disso, foi estimado o custo para a estação de tratamento de efluentes, considerou-se a remoção de terra para as lagoas, geomembranas das lagoas,

gradeamento e um custo extra para demais gastos da ETE, como tubulações. Para o custo extra foi considerado um valor de 6,5% do valor total. Na Tabela 46 observa-se os valores estimados.

Tabela 46 - Custos relacionados a ETE

Descrição	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Remoção de terra lagoa anaeróbia (m <sup>2</sup> )	41,40	55,00	2.277,00	Custo médio terraplanagem RS
Remoção de terra lagoa facultativa (m <sup>2</sup> )	620,80	55,00	34.144,00	Custo médio terraplanagem RS
Geomembrana lagoa anaeróbia 1 mm (m <sup>2</sup> )	60,62	25,67	1.556,03	Geomembrana Lonafort
Geomembrana lagoa facultativa 1 mm (m <sup>2</sup> )	909,00	25,67	23.333,00	Geomembrana Lonafort
Gradeamento	1,00	1000,00	1000,00	-
Custos extras	1,00	3955,50	3.955,50	6,5% do custo total
<b>Total</b>			<b>66.265,54</b>	

Fonte: Autores, 2023.

Para a construção dos prédios foi consultado o valor do CUB no Rio Grande do Sul, também foi pesquisado um terreno no distrito industrial de Estrela. Na Tabela 47, é possível observar os preços obtidos para a análise.

Tabela 47 - Custos com obras e terreno

(continua)

Descrição	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Construção do laboratório (m <sup>2</sup> )	45	2.347,13	105.620,85	Valor do CUB-RS (nov/22)
Construção da sala de caldeiras/oficina (m <sup>2</sup> )	60	1.213,42	72.805,20	Valor do CUB-RS (nov/22)
Construção dos vestiários (m <sup>2</sup> )	40	1.213,42	48.536,80	Valor do CUB-RS (nov/22)
Construção da área comercial (m <sup>2</sup> )	110	2.347,13	258.184,30	Valor do CUB-RS (nov/22)

Tabela 47 - Custos com obras e terreno

(conclusão)

Descrição	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Construção do galpão industrial (m <sup>2</sup> )	940	1.213,42	1.140.614,80	Valor do CUB-RS (nov/22)
Terreno bairro industrial 6762 m <sup>2</sup>	6762	60,24	407.342,88	Zap imóveis
<b>Total</b>			<b>2.033.104,83</b>	

Fonte: Autores, 2023.

Os demais custos envolvidos nos prédios auxiliares, ou seja, os custos que consideram a preparação do ambiente de trabalho para além do pavilhão industrial (*Offsite Battery Limits*), foram listados e seus valores foram consultados em sites de fornecedores. Na Tabela 48 estão dispostos esses custos.

Tabela 48 - Custos com mobília e demais necessidades dos prédios auxiliares

(continua)

Descrição	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Vaso Sanitário	7	676,72	4.737,04	Smart Nort
Torneira para banheiro	6	56,99	341,94	Amazon
Pia do banheiro	6	225,00	1.350,00	Leroy Merlin
Chuveiro	4	72,90	291,60	Leroy Merlin
Mictório	3	288,19	864,57	Magazine Luiza
Furadeira pneumática	1	239,90	b n	Mercado Livre
Rosqueadeira pneumática	1	1.997,00	1.997,00	Mercado Livre
Parafusadeira pneumática	1	306,99	306,99	Mercado Livre
Esmerilhadeira pneumática	1	239,49	239,49	Mercado Livre
Bico de limpeza soprador de ar	1	22,90	22,90	Mercado Livre
Rebitador pneumático	1	256,23	256,23	Mercado Livre
Rebarbador pneumático	1	183,04	183,04	Mercado Livre
Jato de areia pneumático	1	249,00	249,00	Mercado Livre
Pistola de pintura	1	146,90	146,90	Mercado Livre
Mesa aço inox	2	1.061,04	2.122,08	PA Equipamentos
Geladeira Industrial 4 portas	1	7.747,16	7.747,16	Frigo
Paneis industriais (100 L)	4	10.000,00	40.000,00	Mercado Livre
Pia inox com cuba	1	1.513,12	1.513,12	PA

Tabela 48 - Custos com mobília e demais necessidades dos prédios auxiliares

(conclusão)

Descrição	Qntd.	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$]	Referência
Estante Inox	2	1.497,07	2.994,14	Equipamentos PA
Lavadora de louças	1	19.190,00	19.190,00	Equipamentos Frigido
Cubas do tipo buffet	1	1.819,01	1.819,01	Chefstock
Bebedouro	1	2.376,00	2.376,00	Refrisol
Máquinas de lavar 50kg	1	55.280,61	55.280,61	Alibaba
Calandra	1	23.900,00	23.900,00	Rufino Equipamentos
Secadora 50kg	1	28.142,86	28.142,86	Alibaba
Vaso Sanitário	2	676,72	1.353,44	Smart Nort
Gabinete com cuba e espelho	2	213,50	427,00	Madeira Madeira
Torneira para banheiro	2	56,99	113,98	Amazon
Mesa para refeitório com cadeira	5	2.073,81	10.369,05	Grapol
Notebook	7	1.889,10	13.223,70	Magazine Luiza
Mesa de escritório	7	279,56	1.956,92	Schumann
Cadeira escritório	7	199,99	1.399,93	Kelter
Material de escritório	1	800,00	800,00	Diversos
Impressora	2	269,10	538,20	Ponto Frio
Telefone sem fio com 2 ramais	2	343,00	686,00	Amazon
Armário 4 portas	2	269,90	539,80	Magazine Luiza
Armário 2 portas	2	179,90	359,80	Magazine Luiza
Ar condicionado 36000 BTU	1	5.693,25	5.693,25	Buscapé
Ar condicionado 24000 BTU	1	3.599,00	3.599,00	Web continental
<b>Total</b>			<b>237.131,75</b>	

Fonte: Autores, 2023.

## 11.2 CUSTOS

### 11.2.1 Matéria-prima e insumos

Os custos referentes a matéria-prima e insumos empregados na produção de ácido láctico consideram o preço do produto e o transporte até a unidade de Estrela. Estes custos foram estimados a partir do contato com fornecedores e médias com base em pesquisas realizadas. A principal matéria-prima utilizada é o soro de leite, o preço de comercialização foi estimado em R\$0,233 como especificado no Tópico

4.2.4, as demais matérias-primas envolvidas no processo podem ser consultadas na Tabela 49.

Vale ressaltar que o custo com os insumos, como o hidróxido de magnésio, trimetilamina, extrato de levedura, *Lactobacillus Helveticus* e as embalagens empregadas, foram baseados no preço encontrado pelo site Alibaba, sendo assim, acrescentou-se uma margem de 80% em cima do valor unitário a fim de suprir os gastos relativos aos impostos. Além disso, utilizou-se a cotação do dólar do dia 11 de dezembro de 2022 em que US\$ 1,00 equivale a R\$ 5,24.

Tabela 49 - Custo com matéria-prima e insumos

Discriminação	Quantidade	Unidade	Custo unitário [R\$]	Custo total [R\$/ano]
Produto: Ácido láctico 85%	-	-	-	-
Soro de leite	7.915.732	L/ano	0,23	1.844.365,55
Hidróxido de magnésio	132.335	kg/ano	2,62	624.089,76
Trimetilamina	11.674	kg/ano	10,48	220.242,12
Extrato de levedura 26%	28.035	kg/ano	94,32	4.759.707,92
<i>Lactobacillus Helveticus</i>	2	kg/ano	262,02	943,27
Balde 20 L	15.735	un/ano	6,23	176.309,57
Subproduto: Resíduo do filtro	-	-	-	-
Balde 20 L	10.296	un/ano	6,23	115.373,88
Subproduto: Resíduo da centrífuga	-	-	-	-
Balde 20 L	10.869	un/ano	6,23	121.785,87
Extrato de levedura 74%	89.526	kg/ano	94,32	8.444.079,58
<b>Total</b>			<b>R\$ 16.306.897,53</b>	

Fonte: Autores, 2023.

Para estimar os gastos com o transporte da matéria-prima e insumos até a unidade industrial localizada no município de Estrela no Rio Grande do Sul, foi considerado um valor de 3% do custo fixo.

### 11.2.2 Utilidades

Para estimar o uso de energia e o quanto isto impacta os valores mensais de operação da planta, foi desenvolvida a Tabela 50 e 51 a seguir. O valor do kWh foi considerado R\$ 0,84, de acordo com a tarifa industrial estabelecida pela Companhia Estadual de Distribuição de Energia Elétrica.

Tabela 50 - Energia requerida por equipamentos

Equipamento	Potência [kW]	Qntd.	Funcionamento [h]
Motor bomba 0,5 cv monoestágio	0,3729	11	24
Motor bomba 0,5 cv monoestágio	0,3729	2	1
Motor bomba 0,5 cv monoestágio	0,3729	1	2
Agitador do fermentador	3,7093	4	24
Agitador do inóculo	0,0068	1	8
Agitador Mg(OH) <sub>2</sub>	0,1141	1	24
Chiller	10,0670	1	24
Lavadora de louças	5,0000	1	0,167
Lâmpada LED tubo	0,0180	80	24
Lava roupas	2,4400	1	2
Calandra	7,2000	1	4
Ar condicionado 36000 BTU	10,5440	1	8
Ar condicionado 24000 BTU	7,0290	1	8
<b>Total</b>	<b>47,2466</b>		

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 51 - Custos de energia elétrica total

Equipamento	Consumo diário [kW]	Custo unitário [R\$/kWh]	Custo total [R\$]
Motor bomba 0,5 cv monoestágio	98,4324	0,84	82,6832
Motor bomba 0,5 cv monoestágio	0,7457	0,84	0,6264
Motor bomba 0,5 cv monoestágio	0,7457	0,84	0,6264
Agitador do fermentador	356,0918	0,84	299,1171
Agitador do inóculo	0,0542	0,84	0,0456
Agitador Mg(OH) <sub>2</sub>	2,7377	0,84	2,2997
Chiller	241,6068	0,84	202,9497
Lavadora de louças	0,8350	0,84	0,7014
Lâmpada LED tubo	34,5600	0,84	29,0304
Lava roupas	4,8800	0,84	4,0992
Calandra	28,8000	0,84	24,1920
Ar condicionado 36000 BTU	84,3520	0,84	70,8557
Ar condicionado 24000 BTU	56,2320	0,84	47,2349
<b>Total</b>	<b>910,0734</b>		<b>764,4616</b>

Fonte: Autores, 2023.

### 11.2.3 Encargos trabalhistas

Para definição dos encargos trabalhistas dos 47 colaboradores da unidade fabril, definiu-se a função desempenhada por cada colaborador e posteriormente, foram estimados os salários conforme buscas em sites da internet. Para todas as

funções, foi considerada a média salarial do Brasil e os encargos sociais. As considerações a respeito dos encargos sociais estão dispostas na Tabela 52 e na Tabela 53 estão os encargos trabalhistas.

Tabela 52 - Encargos sociais

Discriminação	%
Contribuição da empresa	20
FGTS	8
Sesi	1,5
Senai	1
Senac	0
Incra	0,2
SEBRAE	0,03
Salário-educação	2,5
Seguro sobre acidente de trabalho	2
Férias	13,67
Feriados	4
Auxílio-enfermidade	0,6
Aviso prévio	1,2
Faltas justificadas	3
13º salário	12,2
Dispensa sem justa causa	4,9
<b>Total</b>	<b>74,8</b>

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 53 - Encargos trabalhistas

Função	Quantidade	Salário [R\$]	Total [R\$]	Fonte
Diretor executivo	1	10.600	10.600	Vagas
Vice diretor	1	8.650	8.650	Glassdoor
Diretores	3	6.500	19.500	Glassdoor
Supervisor de operação	3	5.600	16.800	Vagas
Gerente do pavilhão	1	4.600	4.600	Glassdoor
Analistas	6	3.500	21.000	Vagas
Vendedores	2	2.700	5.400	Vagas
Operadores	7	1.850	12.950	Vagas
Colaboradores	21	1.200	25.200	Vagas
Laboratorista	2	2.600	5.200	Vagas
Subtotal	-	-	129.900	-
Encargos sociais	-	-	97.165	-
<b>Total</b>	<b>47</b>		<b>227.065</b>	

Fonte: Autores, 2023.



## 11.2.4 Depreciação, manutenção e seguro

### 11.2.4.1 Depreciação

É chamado de depreciação o desgaste natural de equipamentos e prédios que ocorre com o passar do uso e do tempo, o qual acarreta na perda de valor dos mesmos. Neste trabalho, a depreciação foi estabelecida em 15% ao ano para equipamentos industriais, com vida útil de 10 anos, resultando anualmente em R\$ 577.611. E para edificações, foi estabelecida em 3,5% anual e vida útil de 25 anos, ou seja, R\$ 71.159 ao ano.

### 11.2.4.2 Manutenção e seguro

Para estabelecer o custo com manutenção dos equipamentos e das instalações industriais, conforme Turton *et al.* (2009), considera-se o valor de 3% do investimento total, o que seria equivalente a R\$ 408.144,40. Já para o seguro é considerado o valor de 1% do investimento total, resultando em R\$ 136.048,134.

## 11.3 RELATÓRIO FINANCEIRO

### 11.3.1 Volume de produção

Entende-se como volume de produção a quantidade produzida tanto de ácido láctico quanto dos resíduos gerados no processo que serão vendidos. O resíduo do filtro (F-101), composto por 12,5% de gordura e 37,5% de compostos nitrogenados é vendido como ração para animais. Já o resíduo da centrífuga (C-101) possui 47% de extrato de levedura e 14% de células, por serem insumos de alto valor agregado pode ser reutilizado em alguns processos. Na Tabela 54 estão dispostas as informações acerca da quantidade de produtos fabricados e valor de comercialização.

Tabela 54 - Volume anual de produção e comercialização

Discriminação	Unidades	Quantidade/ ano	%	Valor/unidade [R\$]	Valor/ano [R\$]
Ácido láctico	Galão de 20 L	15.735	0,426	869,28	13.677.771,44
Resíduo F-101	Galão de 20 L	10.296	0,279	60,00	617.786,64
Resíduo C-101	Galão de 20 L	10.869	0,295	1.600,00	17.389.882,92
Total	-	36.900	1,000	2.529,28	31.685.441,00

Fonte: Autores, 2023.

### 11.3.2 Faturamento

O faturamento é composto pelo índice de comercialização, taxa de marcação e faturamento anual. O índice de comercialização refere-se à tributação de contribuições Simples, Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços (ICMS), Programa de Integração Social (PIS), Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social (COFINS), comissão de vendas e frete. Na Tabela 55 estão especificados os valores considerados para cada um dos itens anteriores.

Tabela 55 - Índice de comercialização

Discriminação	Ácido láctico	Resíduo F-101	Resíduo C-101
Simples	-	-	-
ICMS	18,00%	18,00%	18,00%
PIS	0,65%	0,65%	0,65%
Cofins	3%	3%	3%
Comissão de vendas	3,50%	3,50%	3,50%
Frete	3%	3%	3%
Total	28,15%	28,15%	28,15%

Fonte: Autores, 2023.

Ressalta-se que os valores considerados foram estimados com base no padrão utilizado pelos estados, sendo 18% para o ICMS, 3% que incide sobre o faturamento total do empreendimento para a COFINS e alíquota de 0,65% para o PIS. A taxa de marcação (TM) é calculada para se obter um coeficiente que será aplicado sobre os custos para a precificação do produto ter maior precisão, a Equação 1 representa o desenvolvimento do cálculo dela. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 56.

$$TM = \frac{100}{[100 - (\%IC + \%ML)]} \quad (1)$$

Tabela 56 - Taxa de marcação

Discriminação	Ácido láctico	Resíduo F-101	Resíduo C-101
Índice de comercialização (%)	28,15	28,15	28,15
Margem de lucro (%)	15,00	6,00	6,00
Soma	43,15	34,15	34,15
Taxa de marcação	1,76	1,52	1,52

Fonte: Autores, 2023.

A partir disso, calcula-se o faturamento anual da indústria, onde é considerado o custo de produção unitário de cada produto, a taxa de marcação, o preço de unitário de venda em galões de 20 L e a quantidade produzida durante o período de um ano. Na Tabela 57, visualizam-se os valores encontrados.

Tabela 57 - Faturamento anual

Discriminação	Ácido láctico	Resíduo F-101	Resíduo C-101
Custo unitário de produção (R\$)	523,42	49,99	826,91
Taxa de marcação	1,76	1,52	1,52
Preço unitário de venda (R\$)	920,71	75,91	1.255,74
Produção anual (unidades)	15.735	10.296	10.869
Faturamento anual (R\$)	14.487.018,43	781.603,23	13.648.245,05
Total:	R\$ 28.916.866,72		

Fonte: Autores, 2023.

### 11.3.3 Resultados operacionais

Após definir os custos e receitas vistas anteriormente, é possível encontrar os resultados operacionais. Faz-se necessário conhecer o custo de comercialização em reais, a partir do percentual previamente definido sobre a receita operacional. Dentro dos resultados operacionais são considerados alguns fatores, como o custo fixo que é dado pela soma dos custos variáveis e fixos, o lucro operacional resultante da diferença entre a receita operacional e o custo total, a contribuição social correspondente a 10% sobre o valor do lucro operacional, o imposto de renda com alíquota de 3,5% sobre a diferença entre o lucro operacional e a contribuição social, o lucro líquido que é dado pela diferença entre o lucro operacional, a contribuição social e o imposto de renda.

Além disso, também é apontada a margem de contribuição definida como a diferença entre a receita operacional (faturamento anual) e os custos variáveis, o ponto de equilíbrio que é a relação percentual entre o custo fixo e a margem de contribuição e, por fim, a lucratividade que é dada pela relação entre o lucro líquido e a receita operacional. Na Tabela 58 estão dispostos os valores encontrados para cada um dos itens citados.

Tabela 58 - Resultados operacionais

(continua)

Item	Discriminação	Valores
------	---------------	---------

		R\$	%
1	Receita operacional	-	-
1.1	Ácido láctico	14.236.501	50,0
Tabela 58 - Resultados operacionais			
(conclusão)			
Item	Discriminação	Valores	
		R\$	%
1.2	Resíduo filtro	769.858	2,7
1.3	Resíduo centrífuga	13.444.027	47,3
2	Soma (1.1 + 1.2 + 1.3)	28.450.387	100,0
3	Custos variáveis	-	-
3.1	Materiais diretos	16.306.898	57,3
3.2	Mão-de-obra direta	227.065	0,8
3.3	Comercialização	7.724.280	28,15
4	Soma (3.1 + 3.2 + 3.3)	24.258.243	86,3
5	Custo fixo	1.203.836	4,2
6	Custo total	25.462.078	89,5
7	Lucro operacional	2.988.308	10,5
8	Imposto de Renda (27%)	806.843	-
9	Lucro líquido	2.181.465	-
10	Margem de contribuição	4.192.144	-
11	Ponto de equilíbrio	-	29
12	Lucratividade	-	8

Fonte: Autores, 2023.

### 11.3.4 Investimento inicial

Para iniciar o empreendimento, fez-se necessária a análise de todos os valores que compreendiam o desenvolvimento da indústria. A descrição dos mesmos está presente na Tabela 59.

Tabela 59 - Investimento inicial

(continua)

Item	Discriminação	Valores	
		R\$	%
1	Investimento físico financiado	R\$ 5.775.730,47	42,45%
2	Investimento físico investidores + juros	R\$ 1.394.325,51	10,25%
3	Materiais diretos	R\$ 4.076.724,38	29,97%

4	Mão-de-obra direta	R\$ 56.766,30	0,42%
5	Custos fixos	R\$ 300.990,59	2,21%
6	Custos de comercialização	R\$ 1.990.776,10	14,63%
7	Registro e regularização	R\$ 2.500,00	0,02%

Tabela 59 - Investimento inicial

(conclusão)

Item	Discriminação	Valores	
		R\$	%
8	Publicidade	R\$ 6.000,00	0,04%
9	Diversos	R\$ 1.000,00	0,01%
Total		R\$ 13.604.813,35	

Fonte: Autores, 2023.

### 11.3.5 Financiamento

Para determinar o financiamento do investimento físico da unidade fabril, foi estipulado que 90% do total seria de origem de financiamento (BNDES) e os outros 10% seriam financiados a partir de investidores do empreendimento. Ou seja, o valor compreendido para determinar o financiamento é de R\$ 5.775.730,47.

Para este valor, a taxa BNDES de juros ao ano é de 13,03%, equivalendo a 1,03% ao mês. O tempo do empréstimo é de 120 meses com período de carência de 12 meses, no qual só será pago o valor dos juros determinado pelo empréstimo. Na Tabela 60 está representado o fluxo financeiro ao longo dos 120 meses estabelecidos.

Tabela 60 - Financiamento

Ano	Prestação	Amortização	Juros	Saldo devedor
0	-	-	-	R\$ 5.775.730,47
1	R\$ 752.577,68	-	R\$ 752.577,68	R\$ 5.775.730,47
2	R\$ 1.330.150,73	R\$ 577.573,05	R\$ 752.577,68	R\$ 5.198.157,42
3	R\$ 1.254.892,96	R\$ 577.573,05	R\$ 677.319,91	R\$ 4.620.584,37
4	R\$ 1.179.635,19	R\$ 577.573,05	R\$ 602.062,14	R\$ 4.043.011,33
5	R\$ 1.104.377,42	R\$ 577.573,05	R\$ 526.804,38	R\$ 3.465.438,28
6	R\$ 1.029.119,65	R\$ 577.573,05	R\$ 451.546,61	R\$ 2.887.865,23
7	R\$ 953.861,89	R\$ 577.573,05	R\$ 376.288,84	R\$ 2.310.292,19
8	R\$ 878.604,12	R\$ 577.573,05	R\$ 301.031,07	R\$ 1.732.719,14
9	R\$ 803.346,35	R\$ 577.573,05	R\$ 225.773,30	R\$ 1.155.146,09
10	R\$ 728.088,58	R\$ 577.573,05	R\$ 150.515,54	R\$ 577.573,05
11	R\$ 652.830,81	R\$ 577.573,05	R\$ 75.257,77	R\$ 0,00
Total:	R\$ 10.667.485,39	R\$ 5.775.730,47	R\$ 4.891.754,92	-

Fonte: Autores, 2023.

### **11.3.6 Fluxo de caixa**

Para determinar o quanto a empresa recolhe em receita e o quanto custa sua operação, foi desenvolvido o fluxo de caixa da mesma para os primeiros 12 anos de operação. Na Tabela 61 a seguir, considerou-se que PIS, COFINS e ICMS correspondem a uma taxa de 21,65% e que o imposto de renda representa uma taxa de 27,50%; a receita bruta é a soma de todos os valores arrecadados com produtos da empresa e o custo de operação representa os valores fixos e gastos de materiais diretos, proporcionalmente à porcentagem de operação industrial.

A partir disso, foram feitas considerações em relação à produtividade da indústria. A partir do momento que o financiamento é realizado a indústria não estará em operação, pois esta estará em construção. Além disso, foi considerado também que os primeiros dois anos a indústria irá operar com 50% e 75% da operação máxima permitida. Ademais, a porcentagem de operação industrial, quando em 100%, não corresponde ao máximo possível de capacidade produtiva, e sim ao máximo dentro do limite seguro estabelecido ao projeto para que seja atendida a demanda do mercado.

Tabela 61 - Fluxo de caixa

Ano	Receita Bruta	Custo de operação	ICMS+PIS+COFINS	Financiamento	Imposto de Renda	Lucro líquido	Operação
0	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 752.577,68	R\$ 0,00	-R\$ 752.577,68	0%
1	R\$ 14.144.057,58	R\$ 8.982.495,14	R\$ 3.981.552,21	R\$ 1.330.150,73	R\$ 349.256,57	-R\$ 499.397,06	50%
2	R\$ 21.216.086,37	R\$ 13.360.210,11	R\$ 5.972.328,31	R\$ 1.254.892,96	R\$ 523.884,85	R\$ 104.770,14	75%
3	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 1.179.635,19	R\$ 698.513,13	R\$ 708.937,35	100%
4	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 1.104.377,42	R\$ 698.513,13	R\$ 784.195,11	100%
5	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 1.029.119,65	R\$ 698.513,13	R\$ 859.452,88	100%
6	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 953.861,89	R\$ 698.513,13	R\$ 934.710,65	100%
7	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 878.604,12	R\$ 698.513,13	R\$ 1.009.968,42	100%
8	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 803.346,35	R\$ 698.513,13	R\$ 1.085.226,19	100%
9	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 728.088,58	R\$ 698.513,13	R\$ 1.160.483,95	100%
10	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 652.830,81	R\$ 698.513,13	R\$ 1.235.741,72	100%
11	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 0,00	R\$ 698.513,13	R\$ 1.888.572,54	100%
12	R\$ 28.288.115,16	R\$ 17.737.925,08	R\$ 7.963.104,42	R\$ 0,00	R\$ 698.513,13	R\$ 1.888.572,54	100%

Fonte: Autores, 2023.

### 11.3.7 Indicadores de retorno

A partir do fluxo de caixa desenvolvido, foi possível enfim avaliar a rentabilidade da planta industrial. Para isso, existem três principais indicadores de retorno, sendo eles: a Taxa Mínima de Atratividade (TMA); Taxa Interna de Retorno (TIR) e o tempo de *payback*. A TMA corresponde à mínima taxa de rentabilidade que uma indústria necessita ter para se tornar atrativa a investidores. A TMA do empreendimento foi definida em 13,75%, que corresponde à taxa básica de juros (SELIC), a qual foi definida pelo Comitê de Política Monetária em 3 de agosto de 2022.

Logo após, foi calculado o valor presente líquido (VPL), para fazer uma projeção do fluxo de caixa ao decorrer dos anos, uma vez que ele leva em consideração a desvalorização e valorização do dinheiro, para o cálculo do mesmo, utilizou-se a TMA.

A partir do cálculo do VPL, tornou-se possível o cálculo do tempo de *payback*, que nada mais é do que um indicador que determina em quanto tempo que a indústria começa a receber retorno financeiro, ou seja, quando o valor presente acumulado é igual a zero. Determina-se o tempo de *payback* quando os números que representam o valor presente acumulado passam de negativos para positivos, como pode-se analisar na Tabela 62 e na Figura 60, o tempo em que isso ocorre corresponde a 4 anos e 4 meses.

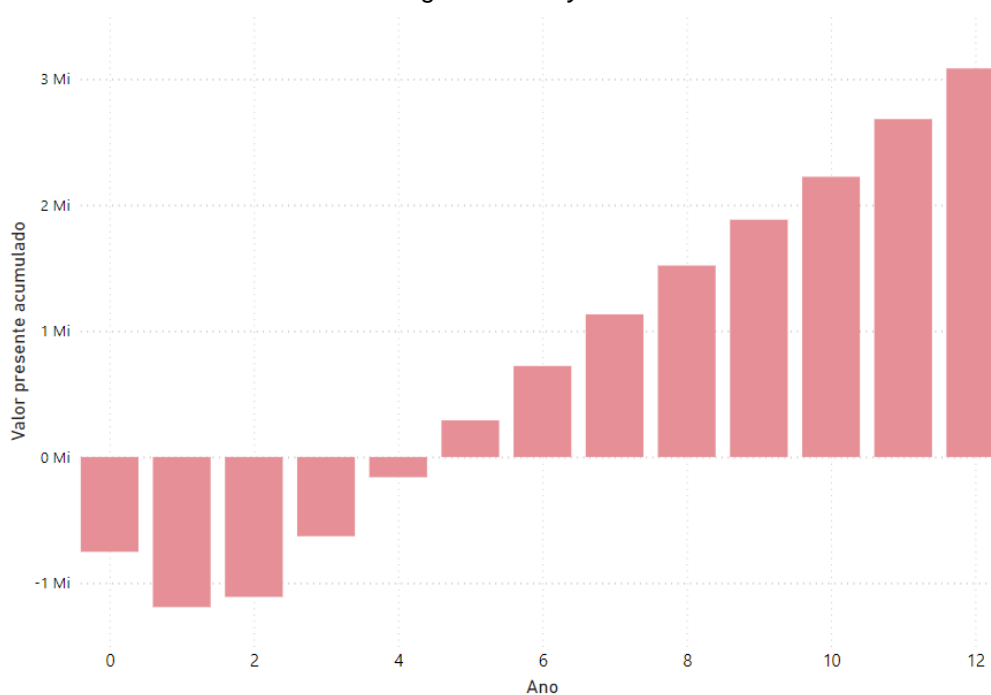
Tabela 62 - *Payback*

Ano	Fluxo de caixa	Valor presente	Valor presente acumulado
0	-R\$ 752.577,68	-R\$ 752.577,68	-R\$ 752.577,68
1	-R\$ 499.397,06	-R\$ 439.030,38	-R\$ 1.191.608,06
2	R\$ 104.770,14	R\$ 80.971,97	-R\$ 1.110.636,09
3	R\$ 708.937,35	R\$ 481.674,48	-R\$ 628.961,60
4	R\$ 784.195,11	R\$ 468.401,75	-R\$ 160.559,85
5	R\$ 859.452,88	R\$ 451.299,70	R\$ 290.739,85
6	R\$ 934.710,65	R\$ 431.488,04	R\$ 722.227,88
7	R\$ 1.009.968,42	R\$ 409.871,72	R\$ 1.132.099,61
8	R\$ 1.085.226,19	R\$ 387.176,53	R\$ 1.519.276,14
9	R\$ 1.160.483,95	R\$ 363.979,14	R\$ 1.883.255,27
10	R\$ 1.235.741,72	R\$ 340.732,58	R\$ 2.223.987,85
11	R\$ 1.888.572,54	R\$ 457.792,01	R\$ 2.681.779,86
12	R\$ 1.888.572,54	R\$ 402.454,52	R\$ 3.084.234,38
Soma	-	R\$ 3.836.812,06	-

Fonte: Autores, 2023.



Figura 60 - Payback



Fonte: Autores, 2023.

Um último indicador de retorno utilizado é a TIR, ou seja, a taxa de desconto que deve ter um fluxo de caixa para que seu VPL se iguale a zero, este indicador deve ser comparado com a TMA para saber se um projeto é viável ou não. Quando a TIR for maior que a TMA significa que o projeto é rentável, caso seja menor que a TMA o projeto torna-se inviável. A TIR calculada para este empreendimento foi de 41%, uma vez que a TMA é de 13,75%, o projeto é viável.

## 12 CONCLUSÃO

A produção de ácido láctico visa aplicações em diversos setores da indústria, como alimentício, farmacêutico e polimérico. O processo produtivo comum é relativamente simples, apenas não propicia um cenário ambientalmente sustentável em decorrência da demasiada geração de resíduo (gesso) que ocorre na etapa de purificação.

Portanto, desenvolveu-se a STARLACT, empresa que visa remover a lacuna da geração de gesso através de soluções menos poluentes ao meio ambiente. A proposta do empreendimento é o uso da rota fermentativa de um resíduo da indústria de laticínios, o soro de leite, para produzir ácido láctico. Ou seja, irá partir de uma matéria-prima de baixo valor agregado e extremamente poluente que vem sendo descartada de maneira incorreta por diversos pequenos produtores. Então, desta maneira, além de utilizar um resíduo agroindustrial, contribuirá também para redução de poluentes no meio ambiente sem tratamento prévio. Ademais, substituirá o emprego de hidróxido de cálcio por hidróxido de magnésio para evitar a grande geração de resíduos no processo.

Para a instalação da unidade fabril foi determinado que a melhor escolha seria a cidade de Estrela, situada no estado do Rio Grande do Sul, uma vez que possui atrativos fiscais e uma localização privilegiada em relação à matéria-prima do processo, já que está situada nas proximidades de indústrias de laticínios.

O projeto estimou uma produção anual de 378 toneladas de ácido láctico com pureza de 85%, utilizando para isso 8116 toneladas de soro de leite. Esses valores representam, 7% da produção de soro de leite e 7% da demanda de ácido láctico nacional.

A análise econômica mostrou indicadores de que o projeto é viável economicamente, gerando uma receita bruta de R\$ 28 milhões anual, com um tempo de *payback* de 4 anos e 4 meses. Entretanto, é possível observar também que aproximadamente 50% da receita é proveniente dos resíduos gerados ao longo do processo que passam a ser comercializados, ou seja, o projeto só se tornou viável pela comercialização destes subprodutos, uma vez que diversos insumos para produção do ácido láctico possuem alto valor agregado.

Por fim, ao decorrer do desenvolvimento deste trabalho foram analisados alguns aspectos que, quando modificados, podem resultar em uma atratividade

econômica ainda maior. Como exemplo, pode-se citar a integração energética para melhorar a eficiência de alguns equipamentos, como os evaporadores; o estudo a respeito do microrganismo responsável pela fermentação, empregando uma espécie que necessite de fontes de nitrogênio mais viáveis financeiramente, como a água de maceração de milho, visando a grande escala utilizada; uma análise de mercado mais voltada para suprir a demanda de comercialização do produto no exterior, uma vez que boa parte do ácido láctico produzido no Brasil é exportado; e por último, a utilização de fluidos refrigerantes empregados no encamisamento dos equipamentos e nos trocadores de calor, uma vez que a demanda de água da indústria torna-se muito elevada por conta destes equipamentos.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGÊNCIA NACIONAL DE VIGILÂNCIA SANITÁRIA. **Anuário estatístico do mercado farmacêutico 2019/20**. Brasília, 2021. Disponível em: <https://www.gov.br/anvisa/pt-br/assuntos/medicamentos/cmmed/informes/anuario-estatistico-2019-versao-final.pdf>. Acesso em: 07 set. 2022.

ARCANJO, M.R.A. **Conversão de glicerol em ácido lático utilizando catalisadores heterogêneos de paládio e platina suportados em carbono ativado**. 2017. Tese (Pós-Graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2017. 123 p. Disponível em: <https://repositorio.ufc.br/handle/riufc/28629>. Acesso em: 13 mar. 2022.

ASO, Yuji *et al.* Continuous production of D-lactic acid from cellobiose in cell recycle fermentation using b-glucosidase-displaying Escherichia coli. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, v. 127, ed. 4, p. 441-446, abr. 2019. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S138917231830673X?via%3Dihub>. Acesso em: 12 maio. 2022.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA DE HIGIENE PESSOAL, PERFUMARIA E COSMÉTICOS. **Brasil é o quarto maior mercado de beleza e cuidados pessoais do mundo**. 05 jul. 2020. Disponível em: <https://abihpec.org.br/brasil-e-o-quarto-maior-mercado-de-beleza-e-cuidados-pessoais-do-mundo/>. Acesso em: 10 ago. 2022.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA QUÍMICA. **A indústria química: desempenho anual da indústria química brasileira**. Disponível em: <https://abiquim.org.br/industriaQuimica>. Acesso em: 16 ago. 2022.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS INDÚSTRIAS DE QUEIJO. **Indústria de queijos: como continuar crescendo? Associados participam da 12ª edição do Fórum MilkPoint Mercado**. 29 abr. 2022. Disponível em: [https://www.abiq.com.br/noticias\\_ler.asp?codigo=2448&codigo\\_categoria=6&codigo\\_subcategoria=29#:~:text=Contudo%2C%20al%C3%A9m%20da%20quest%C3%A3o%20da,12%20quilos%20anuais%20per%20capita](https://www.abiq.com.br/noticias_ler.asp?codigo=2448&codigo_categoria=6&codigo_subcategoria=29#:~:text=Contudo%2C%20al%C3%A9m%20da%20quest%C3%A3o%20da,12%20quilos%20anuais%20per%20capita). Acesso em: 27 jul. 2022.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 5626: Instalação predial de água fria. São Paulo, ABNT: 1998.

ATLAS DO ESPAÇO RURAL BRASILEIRO - INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Espaço Rural Brasileiro**. Ed. 2. Disponível em: <https://www.ibge.gov.br/apps/atlasrural/#/home/>. Acesso em: 09 set. 2022.

ATLAS SOCIOECONÔMICO DO RIO GRANDE DO SUL. **Leite**. Porto Alegre: Secretaria de Planejamento, Governança e Gestão, 2020. Disponível em: <https://atlassocioeconomico.rs.gov.br/leite#:~:text=O%20Brasil%20tem%20a%20terceira,média%20no%20triênio%202018-2020>. Acesso em: 19 ago. 2022.

A WORLD OF SPECIAL BALLS. **RGP BALLS**. Disponível em: <https://www.rgpballs.com/pt/esferas-em-a%C3%A7o-inoxid%C3%A1vel-aisi-316-316/>. Acesso em: 01 nov. 2022.

BALU, A. M.; NUÑEZ, A. G. **Biomass and Biowaste: New Chemical Products from Old**. 1 ed. Cordoba, Spain: de Gruyter, 2020.

BENEVENUTI, C.S.J. **Prospecção tecnológica da produção de ácido láctico no contexto de biorrefinaria**: Tendências e oportunidades. 2016. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2016. 87 p. Disponível em: [https://minerva.ufrj.br/F/?func=direct&doc\\_number=000839778&local\\_base=UFR01#.Yxa8iDTMLIU](https://minerva.ufrj.br/F/?func=direct&doc_number=000839778&local_base=UFR01#.Yxa8iDTMLIU). Acesso em: 9 mar. 2022.

BERNARDO, M. P.; **Produção e purificação de L(+) ácido láctico por *Lactobacillus rhamnosus* utilizando processo de batelada alimentada**. 2014. Dissertação (Mestrado em Ciências Biológicas-Microbiologia Aplicada) - Universidade Estadual Paulista, Rio Claro, SP, 2014. Disponível em: <https://repositorio.unesp.br/bitstream/handle/11449/110415/000789737.pdf;jsessionid=43BE9B130AAE4BFC4721F1A3CA8438A4?sequence=1>.

BORZANI, W.; SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E. **Biotecnologia Industrial: Fundamentos**. Edgard Blucher, v. 1, São Paulo: 2001.

Brito, H. C. A., Brandão, H. F. C., Lins, T. I. S., Neves, C. M. A. F., Macêdo, D. J. N. & Silva, D. R. L. S. **Estado nutricional e hábitos alimentares de crianças diagnosticadas com alergia a proteína do leite de vaca em dieta de exclusão**. Brazilian Journal of Development, 2021.

BRZOZOVSKI, G.A; RENOSTO, N.F; BALESTRIN, T. S. **Produção de suplemento (whey protein) concentrado e isolado a partir de soro de leite**. 2021. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química). Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2021. Disponível em: [https://repositorio.ufsm.br/bitstream/handle/1/21755/BRZOZOVSKI\\_FILHO\\_GILBERTO\\_RENOSTO\\_NATALIA\\_BALESTRIN\\_TOMAS\\_2021\\_TCC.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://repositorio.ufsm.br/bitstream/handle/1/21755/BRZOZOVSKI_FILHO_GILBERTO_RENOSTO_NATALIA_BALESTRIN_TOMAS_2021_TCC.pdf?sequence=1&isAllowed=y). Acesso em: 02 ago. 2022.

CALHAU, P. H. **Propriedades termofísicas e de superfície de leite e de soro de leite em pó reconstituídos**. 2018. Dissertação (Pós-graduação em engenharia química) - Universidade Federal de Viçosa, MG, 2018.

CAMPELO, Nathália M.; MACHADO, Fabricio. **Reciclagem de Poli(estireno-divinilbenzeno) via Processo de Polimerização em Massa-Suspensão**. Polímeros, Brasília, v. 23, n. 2, p. 212-222, 2013.

CARRIJO, W. **Incentivos fiscais: O que são e como solicitar**. 2021. Disponível em: <https://www.jornalcontabil.com.br/incentivos-fiscais-o-que-sao-e-como-solicitar/>. Acesso em: 3 ago. 2022.

CEPEA/ESALQ. **Leite ao produtor CEPEA/ESALQ (R\$/litro) - líquido**. 2022. Disponível em: <https://www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/leite.aspx>. Acesso em: 02 ago. 2022.

COMEX STAT. **Exportações e importações geral**. 2022. Disponível em: <http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral>. Acesso em: 07 set. 2022.

COMPANHIA AMBIENTAL DO ESTADO DE SÃO PAULO. **[Portal do] CETESB**. São Paulo: CETESB, [s.d.]. Disponível em: [https://licenciamento.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha\\_completa1.asp?consulta=%C1CIDO%20L%C1CTICO](https://licenciamento.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=%C1CIDO%20L%C1CTICO). Acesso em: 11 ago. 2022.

CHAHAL, SURINDER P.; STARR, JOHN N. **Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry: Lactic acid**. 7.ed. Weinheim: Wiley-VCH, 2006. f. 1-8.

CHEMSRC. **Yeast Extract**. 2017. Disponível em: [https://www.chemsrc.com/en/cas/8013-01-2\\_1197476.html](https://www.chemsrc.com/en/cas/8013-01-2_1197476.html). Acesso em: 10 de nov. 2022.

CUI, Fengjie; YEBO, Li; WAN, Caixia. Lactic acid production from corn stover using mixed cultures of *Lactobacillus rhamnosus* and *Lactobacillus brevis*. *Bioresource Technology*, v. 102, ed. 2, p. 1831-1836, jan. 2011. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852410015762?via%3Dihub>. Acesso em: 25 maio. 2022.

DAFUL, Asfaw Gezae *et al.* Environmental impact assessment of lignocellulosic lactic acid production: Integrated with existing sugar mills. *Food and Bioproducts Processing*, v. 99, p. 58-70, jul. 2016. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960308516300256?via%3Dihub>. Acesso em: 30 maio. 2022.

DATTA, R et al. **Technological and economic potential of poly (lactic acid) and lactic acid derivatives**. v. 16, n. 2-3, p. 221-231, fev. 1995. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/0168644594000554>. Acesso em: 07 set. 2022.

DE OLIVEIRA, R. A et al. **Challenges and opportunities in lactic acid bioprocess**

**design — From economic to production aspects.** mar. 2018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1369703X18300809>. Acesso em: 07 set. 2022.

DE SOUZA, E.C.; DANTAS, L.F.O.; DA SILVA, W.B. **Projeto industrial de produção de ácido láctico utilizando permeado de soro de leite como substrato para a fermentação.** 2019. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia) - Universidade Federal do Paraná, Toledo, 2019. 180 p. Disponível em: <https://repositorio.utfpr.edu.br/jspui/handle/1/23907>. Acesso em: 5 abr. 2022.

DORNELLES, E.S. **Produção de ácido láctico: panorama de melhorias de processos.** 2021. Trabalho de conclusão de curso (Engenharia Química) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Francisco Beltrão, 2015. Disponível em: <https://repositorio.utfpr.edu.br/jspui/handle/1/26746>. Acesso em: 15 abr. 2022.

DRAGONE, G. et al. **Characterisation of volatile compounds in an alcoholic beverage produced by whey fermentation.** Food Chemistry. v. 14, n. 4, p. 929-935, fev. 2009. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0308814608008108>. Acesso em: 18 ago. 2022.

ELAKKIYA, M.; PRABHAKARAN, D.; THIRUMARIMURUGAN, M. **Methods of cell immobilization and its applications.** Methods, v. 5, n. 4, p. 211-216, 2016.

Estrela, RS. Google Maps. Google. dez. 2022. Disponível em: <https://www.google.com.br/maps/place/Estr.+Santa+Rita,+1326-1281+-+Centro,+Estrela+-+RS,+95880-000/@-29.5222217,-51.9231274,651m/data=!3m2!1e3!4b1!4m5!3m4!1s0x951c64b0b61fbe27:0xac7dc8ad8266545f!8m2!3d-29.5222259!4d-51.9214216?hl=pt-BR&authuser=3>. Acesso em: 01 dez. 2022.



FOUST, A. S. *et al.* **Princípios das Operações Unitárias**, ed. 2. Rio de Janeiro: LTC, 1982.

FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DE PRODUTOS QUÍMICOS. São Paulo. Disponível em: <https://www.sigmaaldrich.com/BR/pt/product/mm/821177>. Acesso em: 9 set. 2022.

GEANKOPLIS, C. J. **Transport processes and unit operations**. 3. ed. New Jersey, 1993.

GEANKOPLIS, C. J. **Transport processes and unit operations**. 4. ed. New Jersey, 2008.

GRAND VIEW RESEARCH. **Lactic Acid Market Size Worth \$5.8 Billion By 2030**. 2022. Disponível em: <https://www.grandviewresearch.com/press-release/global-lactic-acid-and-poly-lactic-acid-market> . Acesso em: 18 jul. 2022.

HIGH QUALITY CHEMICAL PROPERTIES. **CHEMEO**. Disponível em: <https://www.chemeo.com/cid/11-815-4/L-Lactic%20acid>. Acesso em: 01 nov. 2022.

HOFVENDAHL, Karin; HAHN-HÄGERDAL, Bärbel. Factors affecting the fermentative lactic acid production from renewable resources. *Enzyme and Microbial Technology*, [S.L.], v. 26, n. 2-4, p. 87-107, fev. 2000.. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/S0141-0229\(99\)00155-6](https://doi.org/10.1016/S0141-0229(99)00155-6)

HORBAN, M. A. *et al.* Produção de poli (ácido láctico) a partir do soro do leite. *The Journal of Engineering and Exact Sciences*, v. 3, ed. 8, p. 1136-1150, jan. 2017. Disponível em: <https://periodicos.ufv.br/jcec/article/view/2412/1732>. Acesso em: 28 maio. 2022.

INFORMATIVO TÉCNICO [DA] PHARMASPECIAL ESPECIALIDADES QUÍMICAS E FARMACÊUTICAS. **Ácido Láctico**. 2022. Disponível em: [https://www.pharmaspecial.com.br/media/produtos/lit\\_acido\\_lactico\\_85\\_.pdf](https://www.pharmaspecial.com.br/media/produtos/lit_acido_lactico_85_.pdf). Acesso em: 22 ago. 2022.

INSTITUTO RIO GRANDENSE DO ARROZ. **Médias Climatológicas**. 2023. Disponível em: <https://irga.rs.gov.br/medias-climatologicas>. Acesso em: 13 jan. 2023.

ISOPUR. **Tubo de Silicato de Cálcio**: Tabela de Espessuras. 2023. Disponível em: <https://www.isopur.com.br/silicato-de-calcio-isolamento-termico/tubo-de-silicato-de-calcio.html>. Acesso em: 13 de nov. 2022.

JOHN, Rojan P. Direct lactic acid fermentation: Focus on simultaneous saccharification and lactic acid production. *Biotechnology Advances*, v. 27, ed. 2, p. 145-152, abr. 2009. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0734975008001067?via%3Dihub>. Acesso em: 2 jun. 2022.

KYLÄ-NIKKILÄ, Kari; HUJANEN, Mervi; LEISOLA, Matti; PALVA, Airi. Metabolic Engineering of *Lactobacillus helveticus* CNRZ32 for Production of Pure L-(+)-Lactic Acid. *Applied And Environmental Microbiology*, [S.L.], v. 66, n. 9, p. 3835-3841, set. 2000. American Society for Microbiology. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1128/aem.66.9.3835-3841.2000>.

KOMESU, Andrea *et al.* Lactic Acid Production to Purification: A Review. *Bioresources*, v. 12, ed. 2, p. 4364-4383, fev. 2017. Disponível em: [https://ojs.cnr.ncsu.edu/index.php/BioRes/article/view/BioRes\\_12\\_2\\_Komesu\\_Review\\_Lactic\\_Acid\\_Production\\_Purification/5284](https://ojs.cnr.ncsu.edu/index.php/BioRes/article/view/BioRes_12_2_Komesu_Review_Lactic_Acid_Production_Purification/5284). Acesso em: 14 ago. 2022.

KRISHNA, Battula Savithra *et al.* Industrial production of lactic acid and its applications. *International Journal of Biotech Research*, ed. 1, dez. 2018. Disponível em: [https://www.researchgate.net/publication/330292057\\_Industrial\\_production\\_of\\_lactic\\_acid\\_and\\_its\\_applications/link/5c377abf458515a4c71b722e/download](https://www.researchgate.net/publication/330292057_Industrial_production_of_lactic_acid_and_its_applications/link/5c377abf458515a4c71b722e/download). Acesso em: 2 jun. 2022.

KURITA. **Soluções de Engenharia para Tratamento de Águas Industriais - Resinas de Troca Iônica.** São Paulo, 2022. Disponível em: <https://kurita.com.br/index.php/artigos-tecnicos/resinas-de-troca-ionica/>.

LEITE, M.T. **Otimização da produção do ácido láctico através da fermentação do soro de leite por *Lactobacillus helveticus*.** 2006. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2006. 169 p. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/15066>. Acesso em: 18 abr. 2022.

LEITES E QUEIJOS. Esteio, RS: Associação das pequenas indústrias de laticínios do Rio Grande do Sul – APIL., v. 40, mar. 2017. Trimestral. Disponível em: [https://apilrs.com.br/revistas/LQ40\\_RevistaLeiteQueijos.pdf](https://apilrs.com.br/revistas/LQ40_RevistaLeiteQueijos.pdf)

LÓPEZ-GÓMEZ, José Pablo *et al.* A review on the current developments in continuous lactic acid fermentations and case studies utilising inexpensive raw materials. *Process Biochemistry*, v. 79, p. 1-10, abr. 2019. Disponível em <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2018.12.012>. Acesso em: 29 maio. 2022.

MACINTYRE, Archibald J. **Instalações Hidráulicas Prediais e Industriais, 4ª edição.** Grupo GEN, 2010. *E-book*. ISBN 978-85-216-1964-2.

MARIOT, Andreza; GIBIKOSKI, Camila Zancanaro; VIEIRA, Rallian Madeira; VILARINS, Vanessa. **Produção de ácido láctico a partir de soro de leite.** Trabalho de Conclusão de Curso (Curso de Engenharia Química) - UNISUL, Tubarão, 2017. Disponível em: <https://repositorio.animaeducacao.com.br/handle/ANIMA/4062>.

MARKETS AND MARKETS. **Lactic Acid Market by Application (Biodegradable Polymers, Food & Beverages, Pharmaceutical Products), Form, and Region, Polylactic Acid Market, by Application (Packaging, Fiber & Fabrics, Agriculture), Form, and Region - Global Forecast to 2025.** [s.l.:s.d.]. Disponível em: <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/polylacticacid-387.html>. Acesso em: 19 jul. 2022.

NARAYANAN, N.; ROYCHOUDHURY, P.K.; SRIVASTAVA, A. **L (+) lactic acid fermentation and its production polymerization.** *Electronic Journal of Biotechnology*, Chile, v. 7, n. 2, 14 p., ago. 2004. Disponível em: [https://www.researchgate.net/publication/27793675\\_L-Lactic\\_acid\\_fermentation\\_and\\_its\\_product\\_polymerization](https://www.researchgate.net/publication/27793675_L-Lactic_acid_fermentation_and_its_product_polymerization). Acesso em: 15 abr. 2022.

OLENDER, A. **Tabelas Termodinâmicas.** Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2014.

OLIVEIRA, V.G. **Obtenção de ácido láctico a partir do glicerol: Uma revisão.** 2022. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Paulo, Diadema, 2022. f. 13-22. Disponível em: <https://repositorio.unifesp.br/handle/11600/62901>. Acesso em: 11 mar. 2022.

PANESAR, P; KENNEDY, J; GANDHI, D; BUNKO, K. Bioutilisation of whey for lactic acid production. *Food Chemistry*, [S.L.], v. 105, n. 1, p. 1-14, 2007.Elsevier BV. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.foodchem.2007.03.035>.

PEREIRA, Carolina Rathke *et al.* **Projeto de instalação industrial de produção de bebida láctea fermentada sem lactose via hidrólise enzimática.** 2018. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharel em Engenharia Química) - Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2018.

PEREIRA, N. T. **Produção de ácido láctico com resíduos agroindustriais: Uma revisão da literatura.** 2019. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2019. 77 p. Disponível em: <https://lume.ufrgs.br/handle/10183/199872>. Acesso em: 10 maio 2022.

PERFIL DA INDÚSTRIA FARMACÊUTICA E ASPECTOS RELEVANTES DO SETOR. São Paulo: Sindusfarma, maio 2022. Mensal. Disponível em: [https://sindusfarma.org.br/uploads/files/229d-gerson-almeida/Publicacoes\\_PPTs/PERFIL\\_IND\\_FARMACEUTICA\\_22\\_PORT.pdf](https://sindusfarma.org.br/uploads/files/229d-gerson-almeida/Publicacoes_PPTs/PERFIL_IND_FARMACEUTICA_22_PORT.pdf). Acesso em: 07 set. 2022.

PERFIL SOCIOECONÔMICO [DO] CONSELHO REGIONAL DE DESENVOLVIMENTO - VALE DO TAQUARI. Porto Alegre: COREDE, nov. 2015. Disponível em: <https://planejamento.rs.gov.br/upload/arquivos/201603/17095341-perfis-regionais-2015-vale-do-taquari.pdf>. Acesso em: 18 ago. 2022.

PERRY, Robert H. (Ed.). Perry's Chemical Engineers' Handbook. 7. ed. New York: Mcgrawhill, 1999.

PÓS-ESTÁCIO. O que são lactobacillus? [s.d.]. Disponível em: <https://www.posestacio.com.br/o-que-sao-lactobacillus/noticia/433#:~:text=Lactobacillus%20%C3%A9%20um%20grande%20g%C3%AAnero,projetadas%20para%20promover%20a%20sa%C3%BAde>. Acesso em: 18 jul. 2022.

REDDY, Lebaka Veeranjaneya *et al.* L-Lactic acid production by combined utilization of agricultural bioresources as renewable and economical substrates through batch and repeated-batch fermentation of Enterococcus faecalis RKY1. Bioresource Technology, v. 209, p. 187-194, jun. 2016. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852416302619?via%3Dihub>. Acesso em: 30 maio. 2022.

REGHELIM, Mariane; RIGHI, Eléia. **Reaproveitamento de Resíduo:** Alternativas para o Soro do Queijo, 6º Congresso Internacional de Tecnologias para o Meio Ambiente, [s.n], Bento Gonçalves, 12 abr. 2018. Disponível em: <https://siambiental.ucs.br/congresso/getArtigo.php?id=57&ano=sexto>.

RICARDO, Alberto. **Air-Lift.** 2022. Disponível em: <https://pdfcoffee.com/air-liftdocx-pdf-free.html#Alberto+Ricardo>. Acesso em: 16 ago. 2022.

RIO GRANDE DO SUL. Lei nº 10.330, de 1994. Resolução Consema Nº 355/2017. Porto Alegre, RS, 2017. Disponível em: <https://www.sema.rs.gov.br/upload/arquivos/201707/19110149-355-2017-criterios-e-padroes-de-emissao-de-efluentes-liquidos.pdf>. Acesso em: 20 dez. 2022.

RODRIGUES, A.K.O. **Produção de ácido láctico a partir da conversão hidrotérmica do glicerol via catálise homogênea e heterogênea**. 2016. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2016. f. 5-27. Disponível em: <https://repositorio.ufc.br/handle/riufc/16513>. Acesso em: 3 mar. 2022.

SMITHERS, G.W. **Whey-ing up the options e Yesterday, today and tomorrow**. International Dairy Journal. v. 48, p. 2-14, set. 2015. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0958694615000229>. Acesso em: 8 set. 2022.

SILVA, L.J.M. **Isolamento e caracterização bioquímica das bactérias do ácido láctico do queijo São Jorge DOP**. 2012. Dissertação (Mestrado em Tecnologia e Segurança Alimentar) - Universidade dos Açores, Angra do Heroísmo, 2012. f. 13-14. Disponível em: <https://repositorio.uac.pt/handle/10400.3/1343>. Acesso em: 31 mar. 2022.

SILVA, S. A. e MARA, D. D. **Tratamento biológico de águas residuárias: Lagoas de estabilização**. 1a ed., Rio de Janeiro: ABES, 1979.

SILVA, R.O.P. et al. **Aspectos das Importações de Soro de Leite no Brasil**. São Paulo, set. 2013. Disponível em: <http://www.iea.sp.gov.br/out/LerTexto.php?codTexto=12703#:~:text=Essa%20importa%C3%A7%C3%A3o%20ocorre%20pela%20falta,de%20grande%20discuss%C3%A3o%20pelo%20setor>. Acesso em: 18 ago. 2022.

SILVA, S.A; Mara, D.D. **Tratamentos Biológicos de Águas Residuárias - Lagoas de Estabilização**. Rio de Janeiro, ABES, 1979.

SOUSA, Vitor Magalini Zago de. **Desenvolvimento de novas metodologias para o pré-tratamento e hidrólise do bagaço de cana para a produção de etanol celulósico**. 2014. 46p., Monografia (Bacharelado em Engenharia de Energia)— Universidade de Brasília, Brasília, 2014. Disponível em: [https://bdm.unb.br/bitstream/10483/7976/1/2014\\_VitorMagaliniZagodeSousa.pdf](https://bdm.unb.br/bitstream/10483/7976/1/2014_VitorMagaliniZagodeSousa.pdf).

SOUZA, Cláucia Fernanda Volken de. **Estratégias de reaproveitamento dos soros lácteos na indústria de laticínios**. Milkpoint, São Paulo, [s.v.], set. 2019. Disponível em: <https://www.milkpoint.com.br/colunas/claucia-fernanda-souza/estrategias-de-reaproveitamento-dos-soros-lacteos-na-industria-de-laticinios-215045/>. Acesso em: 18 ago. 2022.

SOUZA, Cláucia Fernanda Volken de. **Soro de queijo - "o ouro branco"**. Milkpoint, São Paulo, [s.v.], dez. 2017. Disponível em: <https://www.milkpoint.com.br/colunas/claucia-fernanda-souza/soro-de-queijo-o-ouro-branco-108372n.aspx?acao=d4598e43-fe20-4fd3-8326-33ef502a9df7>. Acesso em: 18 ago. 2022.

TURTON, R.; BAILLIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. Boston, Pearson Education, 3a ed., 2009.

VAN KRIEKEN,. **METHOD FOR PREPARING AN ORGANIC AMINE LACTIC ACID COMPLEX**. Titular: Purac Biochem B.V.,. US n. US 7,867,736 B2. Depósito: 13 set. 2007. Concessão: 11 jan. 2011.

VIANA, F.L.E. **Indústria de Alimentos**. Julho, 2021. Caderno Setorial ETENE. Disponível em: [https://www.bnb.gov.br/s482-dspace/bitstream/123456789/916/1/2021\\_CDS\\_176.pdf](https://www.bnb.gov.br/s482-dspace/bitstream/123456789/916/1/2021_CDS_176.pdf) . Acesso em: 7 set. 2022.

WEE, Y. J., KIM, J. N., & RYU, H. W. **Biotechnological production of lactic acid and its recent applications**. Food Technology and Biotechnology, v. 44, n. 2, f. 163-172, 2006.

## APÊNDICE A - BALANÇO DE MASSA DOS EQUIPAMENTOS

Para o cálculo do balanço de massa dos equipamentos algumas considerações foram feitas com o intuito de adaptar as condições do processo aos desenvolvimento do balanço. A seguir estão representadas as formas de cálculo utilizadas, bem como, os resultados das correntes na Tabela 63.

### A.1 BALANÇO DE MASSA DOS EVAPORADORES

Para o balanço de massa dos evaporadores, E-101, E-201 e E-202, adotou-se as considerações citadas no Tópico 7. Com isso, aplicou-se a Equação 2, em que “L” é a vazão de água na saída (kg/h), “F” a vazão de água na entrada (kg/h) e  $X_{H_2O}$  a fração de água retirada, somente na vazão de água, uma vez que os outros componentes presentes não foram alterados com a evaporação.

$$L = F \cdot (1 - X_{H_2O}) \quad (2)$$

A fração de água retirada foi definida com objetivo de atingir a concentração ideal do produto em cada evaporador e também, visando não retirar mais que 60% da umidade. Logo, a fração de água retirada para o E-101, E-201 e E-202 é respectivamente de, 0,391, 0,961 e 0,920.

### A.2 BALANÇO DE MASSA DOS FILTROS

Nestes equipamentos foi considerada a eficiência de 98% para a remoção de sólidos presentes na corrente. Outra consideração adotada foi de que na água estavam presentes também os minerais, a lactose e o ácido lático (em pequena quantidade já existente na matéria-prima) e os sólidos seriam compostos de gorduras e compostos nitrogenados.

Além disso, para o cálculo da torta formada no equipamento foi determinado que o somatório dos líquidos retidos na mesma seria igual ao somatório de sólidos. Portanto, o balanço de massa para o cálculo dos componentes da torta do filtro foi desenvolvido a partir das Equações 3 e 4 a seguir, em que  $\sum \text{sólidos torta}$  é igual ao  $\sum \text{líquidos torta}$ ,  $X_{composto}$  representa a fração do composto na entrada de líquidos,  $\eta_{filtro}$  representa a eficiência do equipamento e  $E_x$  é a quantidade do composto na corrente de entrada.

$$\sum \text{sólidos torta} = \eta_{filtro} \cdot E_x \quad (3)$$



$$P = \sum \text{líquidos torta} \cdot X_{\text{composto}} \quad (4)$$

Por fim, para determinar a composição da corrente de saída que será encaminhada aos equipamentos na sequência, foi utilizada a Equação 5, em que  $E_x$  representa a entrada do componente,  $S_x$  a saída e  $P$  a perda retida dele na torta.

$$S_x = E_x - P \quad (5)$$

### A.3 BALANÇO DE MASSA DO REATOR DE INOCULAÇÃO E BIORREATORES

No balanço de massa do inóculo e biorreatores considerou-se as condições ótima de fermentação, já citadas no Tópico 7. Com isso, primeiramente, para o cálculo no inóculo utilizou-se a Equação 6, para o balanço do ácido láctico e das células, em que  $S_x$  é a vazão de saída do componente analisado,  $E_x$  a vazão de entrada do componente analisado,  $E_{\text{lactose}}$  é a vazão de entrada de lactose e  $Y_{p/s}$  de 0,78 cujo valor vem da condição ideal da fermentação.

$$S_x = E_{\text{lactose}} \cdot Y_{p/s} + E_x \quad (6)$$

Destaca-se que no balanço do inóculo as correntes de ácido láctico, lactose, células e extrato de levedura que irão variar. Os outros compostos se mantêm constante e não sofrem alteração. Para realizar o balanço do extrato de levedura, considerou-se a Equação 7, em que  $E_{\text{extrato}}$  é a quantidade de extrato de levedura na entrada,  $S_{\text{extrato}}$  a vazão de extrato de levedura na saída e  $S_{\text{células}}$  a quantidade de células produzidas durante a fermentação.

$$S_{\text{extrato}} = E_{\text{extrato}} - S_{\text{células}} \quad (7)$$

Por fim, para o cálculo da lactose residual no inóculo considerou-se que seria 50% do valor que faltava para fechar o balanço de massa, sendo que os outros 50% seria dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ). Já para o biorreator as correntes que irão variar são a de extrato de levedura, hidróxido de magnésio, água, lactose e lactato de magnésio. Para a variação de células e extrato de levedura no biorreator utilizou-se a mesma consideração do reator de inoculação, ou seja, a Equação 6 e 7, respectivamente.

Logo, para o cálculo do lactato de magnésio formado considerou-se a estequiometria da reação em que 2 mols de ácido láctico reagem com 1 mol de hidróxido de magnésio formando 1 mol de água e 1 mol de lactato de magnésio. Destaca-se que foi considerado um excesso de 20% de hidróxido de magnésio para que a reação para garantir a conversão de 100%. A partir disso, foi possível obter a quantidade de água e lactato de magnésio formado, portanto, o balanço de massa

para a água considerou o que entrava na corrente e adicionou-se o formado pela reação. Por conseguinte, a saída de hidróxido de magnésio foi o valor do excesso que havia sido adicionado, ou seja, 20% do valor da entrada.

Já no cálculo da lactose residual, adotou-se o mesmo método do reator de inoculação, entretanto, utilizou-se a proporção de 20% sendo lactose formada e 80% dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). Destaca-se que todos os ciclos realizados no biorreator foram resolvidos por meio do suplemento *Solver* do Microsoft Excel.

#### A.4 BALANÇO DE MASSA DO REATOR DE PRECIPITAÇÃO

Para o balanço de massa do reator de precipitação, considerou-se as condições de reação já citadas no Tópico 7. Com isso, primeiramente, para o cálculo estequiométrico da reação de transformação do lactato de magnésio em ácido láctico, o reagente limitante foi o lactato de magnésio. A partir da quantidade de lactato na entrada do reator, e sabendo sua massa molar, identificou-se quantos mols de lactato estavam presentes, e dessa forma, quantos mols de ácido seriam formados. Após esta etapa, calculou-se as quantidades dos componentes que deixariam o reator de precipitação.

As Equações 8 e 9 representam o desenvolvimento do balanço para as etapas citadas acima, onde  $n_{lactato}$  representa o número de mols de lactato de magnésio,  $E_{lactato}$  representa sua entrada e  $MM_{lactato}$  sua massa molar. Ressalta-se que a Equação 9 está em sua forma genérica, em que  $S_x$  representa a saída do composto,  $E_x$  a sua entrada e  $G_x$  o que foi gerado ou consumido.

$$n_{lactato} = \frac{E_{lactato}}{MM_{lactato}} \quad (8)$$

$$S_x = E_x \pm G_x \quad (9)$$

Tabela 63 - Balanço de massa das correntes F1 a F8

Correntes (kg/h)	F1	F2	V1	L1	F3	F4	F5	F6	P1	F7	F8
Ácido láctico	1,879	1,879	0,000	1,879	1,879	1,879	1,879	1,843	0,035	1,843	1,843
Água	873,633	873,633	341,150	532,479	532,479	532,479	532,479	522,457	10,022	522,457	522,457
Gordura	2,818	2,818	0,000	2,818	2,818	2,818	2,818	0,056	2,762	0,056	0,056
Lactose	46,970	46,970	0,000	46,970	46,970	46,970	46,970	46,085	0,884	46,085	46,085
Compostos nitrogenados	8,455	8,455	0,000	8,455	8,455	8,455	8,455	0,169	8,285	0,169	0,169
Minerais	5,636	5,636	0,000	5,636	5,636	5,636	5,636	5,530	0,106	5,530	5,530
Células	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Extrato de Levedura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hidróxido de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Lactato de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Trimetilamina	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>	<b>939,390</b>	<b>939,390</b>	<b>341,150</b>	<b>598,236</b>	<b>598,236</b>	<b>598,236</b>	<b>598,236</b>	<b>576,142</b>	<b>22,094</b>	<b>576,142</b>	<b>576,142</b>

Tabela 64 - Balanço de massa das correntes F9 a F15

(continua)

Correntes (kg/h)	F9	F10	G1	F11	F12	R1	F13	G2	F14	P2	F15
Ácido láctico	1,659	0,000	0,000	3,779	0,000	0,000	1,128	0,000	0,000	0,000	0,000
Água	470,212	0,000	0,000	52,246	0,000	3,200	15,476	0,000	549,021	7,686	538,040
Gordura	0,051	0,000	0,000	0,006	0,000	0,024	0,001	0,000	0,081	0,056	0,002
Lactose	41,477	0,000	0,000	0,507	0,000	0,027	0,127	0,000	4,453	0,062	4,364
Compostos nitrogenados	0,152	0,000	0,000	0,017	0,000	0,070	0,004	0,000	0,244	0,167	0,005

Tabela 64 - Balanço de massa das correntes F9 a F15

(conclusão)

Correntes [kg/h]	F9	F10	G1	F11	F12	R1	F13	G2	F14	P2	F15
Minerais	4,977	0,000	0,000	0,553	0,000	0,033	0,164	0,000	5,727	0,080	5,613
Células	0,000	0,000	0,000	0,309	0,000	1,301	0,080	0,000	4,513	3,096	0,090
Extrato de Levedura	0,000	1,313	0,000	1,004	12,294	4,364	0,266	0,000	15,105	10,362	0,302
Hidróxido de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,018	31,860	0,000	6,375	0,089	6,248
Lactato de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,258	0,000	0,000	44,310	0,620	43,424
Trimetilamina	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,507	0,000	0,000	0,000	0,000	17,813	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>	<b>518,528</b>	<b>1,313</b>	<b>0,507</b>	<b>58,420</b>	<b>12,294</b>	<b>9,294</b>	<b>49,106</b>	<b>17,813</b>	<b>629,829</b>	<b>22,219</b>	<b>598,088</b>

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 65 - Balanço de massa das correntes F16 a L2

(continua)

Correntes (kg/h)	F16	F17	P3	R2	F18	W3	F19	F20	P4	R3	F21	V2	L2
Ácido láctico	0,000	0,000	0,000	0,000	38,645	0,000	38,645	38,645	0,125	1,128	37,392	0,000	37,392
Água	538,040	0,000	0,000	0,000	530,310	0,000	530,310	530,310	1,720	15,476	513,115	493,103	20,011
Gordura	0,002	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,002	0,002	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000
Lactose	4,364	0,000	0,000	0,000	4,364	0,000	4,364	4,364	0,014	0,127	4,223	0,000	4,223
Compostos nitrogenados	0,005	0,000	0,000	0,000	0,005	0,000	0,005	0,005	0,000	0,004	0,000	0,000	0,000

Tabela 65 - Balanço de massa das correntes F16 a L2

(conclusão)

Correntes (kg/h)	F16	F17	P3	R2	F18	W3	F19	F20	P4	R3	F21	V2	L2
Minerais	5,613	0,000	0,000	0,000	5,613	0,000	5,613	5,613	0,018	0,164	5,431	0,000	5,431
Células	0,090	0,000	0,000	0,000	0,090	0,000	0,090	0,090	0,009	0,080	0,002	0,000	0,002
Extrato de Levedura	0,302	0,000	0,000	0,000	0,302	0,000	0,302	0,302	0,030	0,266	0,006	0,000	0,006
Hidróxido de magnésio	6,248	0,000	0,000	0,000	18,756	0,000	18,756	18,756	1,838	16,543	0,375	0,000	0,375
Lactato de magnésio	43,424	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Trimetilamina	0,000	13,512	1,351	12,161	13,512	1,351	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>	<b>598,088</b>	<b>13,512</b>	<b>1,351</b>	<b>12,161</b>	<b>611,599</b>	<b>1,351</b>	<b>598,088</b>	<b>598,088</b>	<b>3,754</b>	<b>33,790</b>	<b>560,543</b>	<b>493,103</b>	<b>67,440</b>

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 66 - Balanço de massa das correntes F22 a V3

(continua)

Correntes (kg/h)	F22	F23	F24	P5	F25	F26	F27	L3	V3
Ácido láctico	37,392	37,392	37,392	0,000	37,392	37,392	37,392	37,392	0,000
Água	513,115	20,011	20,011	0,000	20,011	20,011	20,011	1,601	18,411
Gordura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Lactose	4,223	4,223	4,223	0,000	4,223	4,223	4,223	4,223	0,000
Compostos nitrogenados	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Minerais	5,431	5,431	5,431	5,322	5,431	0,109	0,109	0,109	0,000
Células	0,002	0,002	0,002	0,000	0,002	0,002	0,002	0,002	0,000

Tabela 66 - Balanço de massa das correntes F22 a V3

Correntes (kg/h)	F22	F23	F24	P5	F25	F26	F27	L3	V3
Extrato de Levedura	0,006	0,006	0,006	0,000	0,006	0,006	0,006	0,006	0,000
Hidróxido de magnésio	0,375	0,375	0,375	0,000	0,375	0,375	0,375	0,375	0,000
Lactato de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Trimetilamina	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	560,543	67,440	67,440	5,322	67,440	62,118	62,118	43,707	18,411

(conclusão)

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 67 - Balanço de massa das correntes F28 a W2

Correntes (kg/h)	F28	F29	F30	F31	F32	F33	W2
Ácido láctico	37,392	37,392	37,392	37,392	37,392	37,392	0,000
Água	20,011	1,601	1,601	1,601	1,601	1,601	0,000
Gordura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Lactose	4,223	4,223	4,223	4,223	4,223	4,223	0,000
Compostos nitrogenados	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Minerais	0,109	0,109	0,109	0,109	0,109	0,109	0,000
Células	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,000
Extrato de Levedura	0,006	0,006	0,006	0,006	0,006	0,006	0,000
Hidróxido de magnésio	0,375	0,375	0,375	0,375	0,375	0,375	15,316
Lactato de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Trimetilamina	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	62,118	43,707	43,707	43,707	43,707	43,707	15,316

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 68 - Frações mássicas das correntes F1 a F8

Correntes (kg/h)	F1	F2	V1	L1	F3	F4	F5	F6	P1	F7	F8
Ácido láctico	0,002	0,002	0,000	0,003	0,003	0,003	0,002	0,003	0,002	0,003	0,003
Água	0,930	0,930	1,000	0,890	0,890	0,890	0,454	0,907	0,454	0,907	0,907
Gordura	0,003	0,003	0,000	0,005	0,005	0,005	0,125	0,000	0,125	0,000	0,000
Lactose	0,050	0,050	0,000	0,079	0,079	0,079	0,040	0,080	0,040	0,080	0,080
Compostos nitrogenados	0,009	0,009	0,000	0,014	0,014	0,014	0,375	0,000	0,375	0,000	0,000
Minerais	0,006	0,006	0,000	0,009	0,009	0,009	0,005	0,010	0,005	0,010	0,010
Células	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Extrato de Levedura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hidróxido de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Lactato de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Trimetilamina	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 69 - Frações mássicas das correntes F9 a F15

Correntes (kg/h)	F9	F10	G1	F11	F12	R1	F13	G2	F14	P2	F15
Ácido láctico	0,003	0,000	0,000	0,065	0,000	0,000	0,023	0,000	0,000	0,000	0,000
Água	0,907	0,000	0,000	0,894	0,000	0,344	0,315	0,000	0,872	0,346	0,900
Gordura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,003	0,000	0,000	0,000	0,003	0,000
Lactose	0,080	0,000	0,000	0,009	0,000	0,003	0,003	0,000	0,007	0,003	0,007
Compostos nitrogenados	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,008	0,000	0,000	0,000	0,008	0,000
Minerais	0,010	0,000	0,000	0,009	0,000	0,004	0,003	0,000	0,009	0,004	0,009

(continua)

Tabela 69 - Frações mássicas das correntes F9 a F15

(conclusão)

Correntes (kg/h)	F9	F10	G1	F11	F12	R1	F13	G2	F14	P2	F15
Células	0,000	0,000	0,000	0,005	0,000	0,140	0,002	0,000	0,007	0,139	0,000
Extrato de Levedura	0,000	1,000	0,000	0,017	1,000	0,470	0,005	0,000	0,024	0,466	0,001
Hidróxido de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,649	0,000	0,010	0,004	0,010
Lactato de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,028	0,000	0,000	0,070	0,028	0,073
Trimetilamina	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 70 - Frações mássicas das correntes F16 a L2

(continua)

Correntes (kg/h)	F16	F17	P3	R2	F18	W3	F19	F20	P4	R3	F21	V2	L2
Ácido láctico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,063	0,000	0,065	0,065	0,033	0,033	0,067	0,000	0,554
Água	0,900	0,000	0,000	0,000	0,867	0,000	0,887	0,887	0,458	0,458	0,915	1,000	0,297
Gordura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Lactose	0,007	0,000	0,000	0,000	0,007	0,000	0,007	0,007	0,004	0,004	0,008	0,000	0,063
Compostos nitrogenados	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Minerais	0,009	0,000	0,000	0,000	0,009	0,000	0,009	0,009	0,005	0,005	0,010	0,000	0,081
Células	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,002	0,000	0,000	0,000
Extrato de Levedura	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,001	0,008	0,008	0,000	0,000	0,000



Tabela 70 - Frações mássicas das correntes F16 a L2

(conclusão)

Correntes (kg/h)	F16	F17	P3	R2	F18	W3	F19	F20	P4	R3	F21	V2	L2
Hidróxido de magnésio	0,010	0,000	0,000	0,000	0,031	0,000	0,031	0,031	0,490	0,490	0,001	0,000	0,006
Lactato de magnésio	0,073	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Trimetilamina	0,000	1,000	1,000	1,000	0,022	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 71 - Frações mássicas das correntes F22 a V3

Correntes (kg/h)	F22	F23	F24	P5	F25	F26	F27	L3	V3
Ácido láctico	0,067	0,554	0,554	0,000	0,554	0,602	0,602	0,856	0,000
Água	0,915	0,297	0,297	0,000	0,297	0,322	0,322	0,037	1,000
Gordura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Lactose	0,008	0,063	0,063	0,000	0,063	0,068	0,068	0,097	0,000
Compostos nitrogenados	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Minerais	0,010	0,081	0,081	1,000	0,081	0,002	0,002	0,002	0,000
Células	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Extrato de Levedura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hidróxido de magnésio	0,001	0,006	0,006	0,000	0,006	0,006	0,006	0,009	0,000
Lactato de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Trimetilamina	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 72 - Frações mássicas das correntes F28 a W2

Correntes (kg/h)	F28	F29	F30	F31	F32	F33	W2
Ácido láctico	0,602	0,856	0,856	0,856	0,856	0,856	0,000
Água	0,322	0,037	0,037	0,037	0,037	0,037	0,000
Gordura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Lactose	0,068	0,097	0,097	0,097	0,097	0,097	0,000
Compostos nitrogenados	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Minerais	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,000
Células	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Extrato de Levedura	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hidróxido de magnésio	0,006	0,009	0,009	0,009	0,009	0,009	1,000
Lactato de magnésio	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Trimetilamina	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Gás carbônico	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Fonte: Autores, 2023.

## APÊNDICE B - BALANÇO DE ENERGIA DOS EQUIPAMENTOS

Para o cálculo do balanço energético dos evaporadores utilizou-se de conhecimentos da disciplina de e operações unitárias com transferência de calor e massa I. Nesse processo, são utilizados três evaporadores (E-101, E-201 e E-202) sendo que o E-101 e o E-201 são evaporadores de duplo efeito com correntes cruzadas. Já o E-202 é um evaporador de simples efeito que por possuir uma vazão, em kg/h, mais baixa será operado em batelada duas vezes ao dia.

### B.1 BALANÇO DE ENERGIA EVAPORADORES DE DUPLO EFEITO [E-101 e E-201]

Inicialmente, por meio dos balanços de massa foram obtidas as vazões de entrada e saída dos evaporadores, bem como, as frações mássicas de sólidos e líquidos. Já das condições do processo obteve-se as temperaturas ideais e a do vapor proveniente da caldeira. Na Tabela 73 estão apresentados os dados iniciais de ambos os evaporadores.

Tabela 73 - Condições iniciais dos evaporadores

	E-101	E-201
Vazão mássica de entrada (F) [kg/h]	939,3900	560,5433
Vazão de produto (L) [kg/h]	598,2400	67,4400
Vazão de vapor produzido (V) [kg/h]	341,1536	493,1033
Temperatura de entrada ( $T_F$ ) [°C]	5	25
Temperatura do vapor ( $T_S$ ) [°C]	151,1	151,1
Temperatura de saída ( $T_{V2}$ ) [°C]	100	100

Fonte: Autores, 2023.

Tendo em vista que são evaporadores de duplo efeito, assume-se que a vazão de vapor produzido em cada efeito será igual, ou seja,  $\frac{V}{2} = V_1 = V_2$ . Com base nisso, calculou-se as vazões de líquido concentrado produzidas em cada efeito com base nas Equações 10 e 11. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 74.

$$L_1 = F - V_1 \quad (10)$$

$$L_2 = L_1 - V_2 \quad (11)$$

Tabela 74 - Vazões de vapor e líquido concentrado nos efeitos

	E-101	E-201
$V_1$ [kg/h]	170,5768	246,5517
$V_2$ [kg/h]	170,5768	246,5517
$L_1$ [kg/h]	768,8132	313,9917
$L_2$ [kg/h]	598,2364	67,4400

Fonte: Autores, 2023.

Além disso, fez-se necessária a utilização de um coeficiente global de transferência de calor (U) para cada efeito. De acordo com Geankoplis (1993) para evaporadores de verticais de tubos longos assume-se valores entre 1100-4000 W/m<sup>2</sup>°C. Tendo em vista isso, adotou-se  $U_1$  sendo 3123 W/m<sup>2</sup>°C e  $U_2$  sendo 2300 W/m<sup>2</sup>°C tanto para o E-101 como para o E-201.

Então, calculou-se a queda de temperatura ( $\Delta T$ ) para cada efeito, com base na Equação 12 e 13, e considerou-se que não ocorre a elevação do ponto de ebulição. Com isso, obteve-se o valor de  $T_{L1}$  por meio da Equação 14. Na Tabela 75 estão apresentadas as temperaturas calculadas. Destaca-se que  $T_{L1}$  é igual a  $T_{V1}$  assim como  $T_{L2}$  é igual a  $T_{V2}$  por conta do equilíbrio líquido e vapor existente.

$$\Delta T_1 = \frac{(T_s - T_{V2}) \cdot U_1^{-1}}{U_1^{-1} + U_2^{-1}} \quad (12)$$

$$\Delta T_2 = \frac{(T_s - T_{V2}) \cdot U_2^{-1}}{U_1^{-1} + U_2^{-1}} \quad (13)$$

$$T_{L1} = T_s - \Delta T_1 \quad (14)$$

Tabela 75 - Temperaturas dos evaporadores

	E-101	E-201
Queda de temperatura ( $\Delta T_1$ ) [°C]	21,673	21,673
Queda de temperatura ( $\Delta T_2$ ) [°C]	29,427	29,427
Temperatura de saída do líquido no primeiro efeito ( $T_{L1}$ ) [°C]	129,427	129,427
Temperatura de saída do vapor no primeiro efeito ( $T_{V1}$ ) [°C]	129,427	129,427

Fonte: Autores, 2023.

Além disso, fez-se necessário a obtenção das capacidades caloríficas ( $C_p$ ) e entalpias (H) de cada corrente. Para isso, aplicou-se a Equação 15, que utiliza as

frações mássicas dos componentes da corrente e as capacidades caloríficas deles encontradas na literatura. Destaca-se que para esse cálculo considerou-se apenas os componentes que estavam em maior quantidade fazendo, portanto, essa aproximação.

Também, utilizou-se a Equação 16, que relaciona a capacidade calorífica com a entalpia de forma genérica em que “y” representa a corrente,  $T_y$  é a temperatura de cada corrente e  $T_{ref}$  foi adotada como sendo 0°C. Ademais, para o cálculo da capacidade calorífica da corrente líquida que sai do primeiro efeito ( $L_1$ ) adotou-se que ela seria a média da capacidade calorífica da corrente de entrada e de saída, de acordo com a Equação 17.

$$Cp_y = Cp_a \cdot x_a + Cp_b \cdot x_b + Cp_c \cdot x_c \quad (15)$$

$$H_y = Cp_y \cdot (T_y - T_{ref}) \quad (16)$$

$$Cp_{L1} = \frac{Cp_F + Cp_{L2}}{2} \quad (17)$$

A entalpia de vaporização da água ( $\lambda_s$ ) foi obtida em uma tabela de propriedade de água e vapor para a temperatura do vapor ( $T_s$ ) de 151,1°C, esta tabela pode ser consultada no Anexo Q. Os resultados obtidos e propriedades extraídas da literatura estão apresentados na Tabela 76, válido ressaltar que em E-101 há apenas soro de leite, enquanto em E-201 há uma mistura de ácido láctico e água.

Tabela 76 - Entalpias e capacidades caloríficas de cada corrente no E-101 e E-201

	E-101	Fonte	E-201	Fonte
$Cp_F$ [KJ/kg°C]	4,1378	CALHAU, 2018	3,9341	Site CHEMEO
$H_F$ [KJ/kg]	20,6890	-	98,3513	-
$Cp_{L1}$ [KJ/kg°C]	4,1666	CALHAU, 2018	3,0859	Site CHEMEO
$H_{L1}$ [KJ/kg]	539,2726	-	399,3964	-
$Cp_{L2}$ [KJ/kg°C]	4,1954	CALHAU, 2018	2,2377	Site CHEMEO
$H_{L2}$ [KJ/kg]	419,5400	-	223,7689	-
$H_{v1}$ [KJ/kg]	2719,7	GEANKOPLIS, 2008	2719,7	GEANKOPLIS, 2008
$\lambda_s$ [KJ/kg]	2108,2	OLENDER, 2014	2108,2	OLENDER, 2014

Fonte: Autores, 2023.

Com todas as propriedades definidas, assumindo que não há perdas por radiação ou convecção para o meio, utilizou-se a Equação 18 do balanço de energia do evaporador e então, calculou-se a quantidade de vapor (S) em kg/h. De posse deste resultado, utilizou-se a Equação 19, e calculou-se a quantidade de calor transferido no evaporador. Por fim, foi calculada a área de troca térmica para cada efeito ( $A_1$  e  $A_2$ ), de acordo com a Equação 20 e 21, e por fim a área final (A) que é a média das duas e adicionou-se um coeficiente de segurança de 20% por conta das considerações assumidas. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 77.

$$F \cdot H_F + S \cdot \lambda_S = V_1 \cdot H_{V1} + L_1 \cdot H_{L1} \quad (18)$$

$$Q = S \cdot \lambda_S \quad (19)$$

$$A_1 = \frac{Q}{U_1 \cdot \Delta T_1} \quad (20)$$

$$A_2 = \frac{Q}{U_2 \cdot \Delta T_2} \quad (21)$$

Tabela 77 - Balanço de energia dos evaporadores E-101 e E-201

	E-101	E-201
S [kg/h]	407,496	351,401
Q [W]	238633,944	205784,157
$A_1$ [m <sup>2</sup> ]	3,526	3,040
$A_2$ [m <sup>2</sup> ]	3,526	3,040
A [m <sup>2</sup> ]	3,526	3,040
A + 20% [m <sup>2</sup> ]	4,231	3,649

Fonte: Autores, 2023.

## B.2 BALANÇO DE ENERGIA EVAPORADOR DE SIMPLES EFEITO [E-202]

Para o balanço de energia do evaporador de simples efeito, inicialmente obteve-se as vazões de entrada e saída já calculadas no balanço de massa. Destaca-se que aqui considera-se a vazão para 12 horas, uma vez que esse evaporador irá operar em batelada duas vezes ao dia. Além disso, analogamente aos evaporadores de duplo efeito, das condições do processo obteve-se as temperaturas ideais e a do vapor proveniente da caldeira. Na Tabela 78 estão apresentados os dados iniciais.

Tabela 78 - Condições iniciais E-202

	E-202
Vazão mássica de entrada (F) [kg/batelada]	745,414
Vazão de produto (L) [kg/batelada]	524,486
Vazão de vapor produzido (V) [kg/batelada]	220,927
Temperatura de entrada ( $T_F$ ) [°C]	25
Temperatura do vapor ( $T_S$ ) [°C]	151,1
Temperatura de saída ( $T_{V2}$ ) [°C]	100

Fonte: Autores, 2023.

Adotou-se o coeficiente global de transferência de calor de 2300 W/m<sup>2</sup>°C dentro da faixa recomendada por Geankoplis (1993). Além disso, analogamente ao realizado para os evaporadores de duplo efeito, obteve-se as capacidades caloríficas e entalpias de cada corrente. Utilizou-se a Equação 15 e a Equação 16 e dados da literatura. Para a entalpia de vaporização da água ( $\lambda_s$ ) considerou-se a mesma utilizada para os evaporadores de duplo efeito. Os valores utilizados na Tabela 79 para as entalpias e o calor específico estão expostos nos Anexos R e S. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 79.

Tabela 79 - Entalpias e capacidades caloríficas de cada corrente no E-202

	E-202	Fonte
$C_{pF}$ [KJ/kg°C]	3,934	Site CHEMEO
$H_F$ [KJ/kg]	98,351	-
$H_L$ [KJ/kg]	688,166	Site CHEMEO
$H_v$ [KJ/kg]	2676,1	GEANKOPLIS, 2008
$\lambda_s$ [KJ/kg]	2108,2	OLENDER, 2014

Fonte: Autores, 2023.

Com as propriedades definidas e assumindo as mesmas hipóteses citadas anteriormente, utilizou-se a Equação 18 do balanço de energia do evaporador e então, calculou-se a quantidade de vapor (S) em kg/h. Da mesma forma, para calcular a quantidade de calor transferido, utilizou-se a Equação 19. E por fim, utilizando a

Equação 20, calculou-se a área de troca térmica. Os resultados estão apresentados na Tabela 80.

Tabela 80 - Balanço de energia do evaporador E-202

	E-202
S [kg/h]	416,870
Q [W]	244123,505
A [m <sup>2</sup> ]	2,077
A + 20% [m <sup>2</sup> ]	2,493

Fonte: Autores, 2023.

### B.3 BALANÇO DE ENERGIA TROCADORES DE CALOR

A partir dos balanços de massa foram determinados os valores quantitativos da corrente que passaria pelo trocador de calor, sendo elas resfriadas ou aquecidas.

#### B.3.1 Resfriadores

Para realizar o balanço de energia dos resfriadores, a base de cálculo foi a quantidade de massa que deveria ser resfriada. A partir disso, e juntamente dos valores das temperaturas requeridas para o bom funcionamento do processo, as quais foram previamente estabelecidas, foi desenvolvido o cálculo dos resfriadores. Os valores de temperatura dos fluidos dos resfriadores TC-101, TC-201 E TC-202 estão na Tabela 81.

Tabela 81 - Temperaturas dos fluidos dos resfriadores TC-101, TC-201 e TC-202

Variável	Resfriador TC-101	Resfriador TC-201	Resfriador TC-202
T <sub>q, ent</sub> [°C]	100	100	100
T <sub>q, sai</sub> [°C]	25	25	25
T <sub>f, ent</sub> [°C]	5	5	5
T <sub>f, sai</sub> [°C]	18	18	18

Fonte: Autores, 2023.

Primeiramente, foi calculado quanto de fluido refrigerante, que neste trabalho foi utilizada a água gelada, seria necessário para resfriar a corrente até a temperatura ideal. Os valores obtidos estão demonstrados na Tabela 82 a seguir, onde  $\Delta T$  é a diferença entre a temperatura de saída e de entrada do fluido refrigerante e  $C_p$  é a



capacidade calorífica da água (à 25°C) e da composição variável da corrente a ser resfriada de acordo com Calhau (2018) para informações do soro de leite e sua fração na entrada de acordo com o balanço de massa). O calor (Q) foi calculado pela Equação 22 e a quantidade de água necessária para o resfriamento (m) da corrente foi calculada pela Equação 23.

$$Q = m \cdot C_{p,soro} \cdot \Delta T \quad (22)$$

$$m = \frac{Q}{C_{p,\text{água}} \cdot \Delta T} \quad (23)$$

Tabela 82 - Cálculo para quantidade de fluido refrigerante nos trocadores de calor TC-101, TC-201 e TC-202

Variável	Resfriador TC-101	Resfriador TC-201	Resfriador TC-202
$\Delta T$ [°C]	10	10	10
Base de cálculo [kg/h]	598,236	67,440	43,707
$C_p$ água [KJ/kg°C]	4,182	4,182	4,182
$C_p$ entrada [KJ/kg°C]	4,138	3,973	4,051
Calor (Q) [KJ/h]	198030,606	21436,598	169973,559
m [kg/h]	3642,545	394,302	3126,47

Fonte: Autores, 2023.

Obtendo-se estes resultados, foi determinada a área de troca térmica a partir das Equações 24, 25, 26 e 27, e, além disso, para os cálculos foi utilizado o coeficiente global de troca térmica (U) de 398 W/m<sup>2</sup>°C, conforme Geankoplis (1993). Os resultados estão apresentados na Tabela 83 a seguir.

$$\Delta T_1 = T_{q,ent} - T_{f,sai} \quad (24)$$

$$\Delta T_2 = T_{q,sai} - T_{f,ent} \quad (25)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (26)$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad (27)$$

Tabela 83 - Variáveis para área de troca térmica dos trocadores de calor TC-101, TC-201 e TC-202

Variável	Resfriador TC-101	Resfriador TC-201	Resfriador TC-202
$\Delta T_1$ [°C]	82	82	82
$\Delta T_2$ [°C]	20	20	20
$\Delta T_{ml}$ [°C]	43,9409	43,9409	43,9409
Calor (Q) [W]	51570,470	5582,448	44263,948
Área de troca térmica [m <sup>2</sup> ]	2,949	0,319	2,531

Fonte: Autores, 2023.

### B.3.2 Aquecedor

Seguindo a lógica dos resfriadores, no aquecedor a base de cálculo foi a quantidade de massa que deveria ser aquecida. A partir disso, e com os valores das temperaturas requeridas para o bom funcionamento do processo previamente estabelecidos, foi desenvolvido o cálculo do aquecedor. Os valores de temperaturas do fluido do aquecedor TC-102 estão na Tabela 84.

Tabela 84 - Temperaturas dos fluidos do aquecedor TC-102

Variável	Aquecedor TC-102
$T_{q, ent}$ [°C]	70
$T_{q, sai}$ [°C]	60
$T_{f, ent}$ [°C]	25
$T_{f, sai}$ [°C]	40

Fonte: Autores, 2023.

Em primeiro lugar foi calculado quanto de água quente seria necessário para aquecer a corrente até a temperatura ideal. Os valores obtidos estão demonstrados na Tabela 85 a seguir, onde  $\Delta T$  é a diferença entre a temperatura de entrada e de saída do fluido quente e  $C_p$  é a capacidade calorífica da água e da composição variável da corrente a ser aquecida (considerando as informações do site CHEMEO a respeito do ácido láctico e sua fração na entrada de acordo com o balanço de massa). O calor (Q) foi calculado pela Equação 22 e a quantidade de água necessária para o aquecimento (m) da corrente foi calculada pela Equação 23.

Tabela 85 - Cálculo para quantidade de fluido quente no trocador de calor TC-102

Variável	Aquecedor TC-102
$\Delta T$ [°C]	15
Base de cálculo [kg/h]	22610,205
$C_p$ água [KJ/kg°C]	4,182
$C_p$ entrada [KJ/kg°C]	3,926
Calor (Q) [KJ/h]	1377367,10
m [kg/h]	1028,75

Fonte: Autores, 2023.

Da mesma maneira que para os resfriadores, para o aquecedor foram utilizadas as Equações 24, 25, 26 e 27. Também foi utilizado o coeficiente global de troca térmica (U) de 398 W/m<sup>2</sup>°C, conforme Geankoplis (1993). Os resultados estão apresentados na Tabela 86 a seguir.

Tabela 86 - Variáveis para área de troca térmica do trocador de calor TC-102

Variável	Aquecedor TC-102
$\Delta T_1$ [°C]	30
$\Delta T_2$ [°C]	35
$\Delta T_{ml}$ [°C]	32,44
Calor (Q) [W]	382601,97
Área de troca térmica [m <sup>2</sup> ]	29,64

Fonte: Autores, 2023.

#### B.4 BALANÇO DE ENERGIA ENCAMISAMENTO

A partir dos balanços de massa e do dimensionamento foram determinadas as quantidades de água gelada e água quente que seriam necessárias para manter os equipamentos a baixas e elevadas temperaturas, respectivamente. Os valores referentes ao dimensionamento que foram utilizados para o cálculo estão descritos na Tabela 87 a seguir, bem como a qual equipamento está sendo referido.

Já na Tabela 88 estão dispostos os valores utilizados para o dimensionamento do encamisamento de cada equipamento, sendo que para os tanques de recebimento

e armazenamento existirão 6 equipamentos idênticos e para os fermentadores e inóculo existirão 5 e 2, respectivamente, de modo a tornar o processo contínuo. Ademais, foi escolhido o material isolante poliuretano conforme descrito por Pereira (2018).

Para o cálculo das quantidades totais de calor trocado foi utilizada a Equação 28, que leva em consideração todos os raios envolvidos no equipamento. Além dessa Equação, também foi utilizada a Equação 29 que determina a área de isolamento necessária para o encamisamento.

$$Q = \frac{T_{int} - T_{ext}}{\frac{\ln\left(\frac{re1}{ri}\right)}{2\pi k_{aço}H} + \frac{\ln\left(\frac{re2}{re1}\right)}{2\pi k_{pol}H} + \frac{1}{2\pi re2Hh_{ar}}} \quad (28)$$

$$A = 2\pi r_i H + 2\pi (r_i)^2 \quad (29)$$

Tabela 87 - Informações para o encamisamento

	TA - 101 ao 106	R - 103 ao 107	R - 101 e 102	T - 201	R - 201
Base de cálculo [kg]	11272,680	20724,550	1885,660	14678,39	14678,39
r [m] + 20%	1,148	1,406	0,632	1,253	1,253
d [m]	2,295	2,812	1,265	2,510	2,510
h [m]	4,591	5,624	2,530	5,013	5,013
Espessura do tanque [m]	0,002	0,004	0,004	0,004	0,004
Espessura do isolamento [m]	0,0254	0,0254	0,02540	0,0254	0,0254
Condutividade térmica do aço 316L [W/m°C]	15	15	15	15	15
Condutividade térmica do poliuretano [W/m°C]	0,016	0,016	0,016	0,016	0,016

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 88 - Informações para dimensionar os encamisamentos e vazões de fluidos

	TA-101 ao 106	R-103 ao 107	R-101 e 102	T- 201	R - 201
Raio externo sem isolamento ( $r_{e1}$ ) [m]	1,150	1,410	0,636	1,258	1,258
Raio externo com isolamento ( $r_{e2}$ ) [m]	1,175	1,435	0,662	1,283	1,283
Coefficiente convectivo do ar [W/m <sup>2</sup> °C]	20	20	20	20	20
T <sub>ext</sub> do ar [°C]	25	25	25	25	25
Calor específico da entrada [kJ/kg°C]	4,1378	4,1378	4,1378	4,138	3,872
Calor específico da água [kJ/kg°C]	4,182	4,182	4,182	4,182	4,182
T <sub>entrada</sub> da corrente [°C]	10	40	40	20	40
T <sub>entrada</sub> da água [°C]	5	70	70	70	5
T <sub>saída</sub> da água [°C]	8	65	65	65	10
Calor total [KJ/h]	1105,41	1657,20	340,13	439,55	1319,72
Vazão de água necessária [kg/h]	88,11	79,25	16,26	21,01	63,08
Área de isolante requerida [m <sup>2</sup> ]	41,36	62,07	12,557	49,322	49,32

Fonte: Autores, 2023.

## B.5 BALANÇO DE ENERGIA AGITADORES

Tanto os reatores de inoculação quanto os fermentadores e o tanque de armazenamento de Mg(OH)<sub>2</sub> precisam de agitação, dessa maneira, foram dimensionados também os agitadores como agitadores de pás inclinadas de 45°. Considerou-se a relação das dimensões padrão, onde D<sub>t</sub> é o diâmetro do tanque e D<sub>i</sub> é o diâmetro do impelidor, apresentada pela Equação 30 para encontrar o diâmetro do impelidor.

$$\frac{D_t}{D_i} = 3 \quad (30)$$

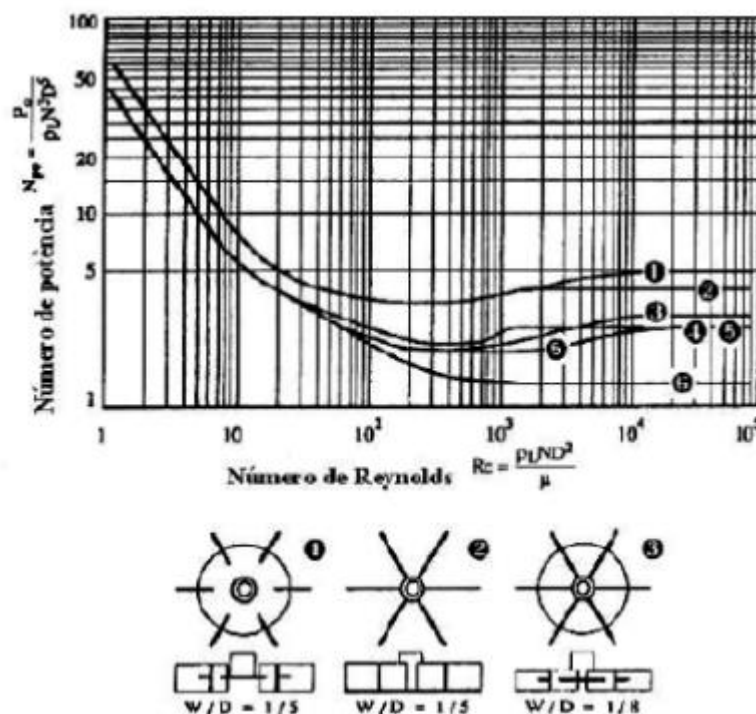
Também, calculou-se o Número de Reynolds (Re) a partir da Equação 31 e, pela Equação 32 foi encontrada a potência útil necessária (P<sub>0</sub>). O número de potência

foi encontrado através da Figura 61, consultando a linha 1 referente aos agitadores de pás inclinadas de 45°.

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} \quad (31)$$

$$Np = \frac{P_0}{\rho \cdot N^3 \cdot Di^5} \quad (32)$$

Figura 61 - Relação do Número de Potência com o Número de Reynolds



Fonte: PERRY et al.,1999.

Na Tabela 89, estão apresentados os valores de cada variável e os resultados encontrados a partir das equações citadas acima.

Tabela 89 - Dimensionamento dos agitadores para os reatores e tanque

(continua)

Parâmetros	Inóculo	Fermentadores	Tanque Mg(OH) <sub>2</sub>
Dt [m]	0,7968	2,8120	1,2425
Di [m]	0,2656	0,9373	0,4142

Tabela 89 - Dimensionamento dos agitadores para os reatores e tanque

(conclusão)

Parâmetros	Inóculo	Fermentadores	Tanque Mg(OH) <sub>2</sub>
u soro [Pa.s]	0,0011	0,0011	0,4
p soro [kg/m <sup>3</sup> ]	1025,3	1025,3	2340
Eficiência	0,7	0,7	0,7
N [rps]	1	1	1
Reynolds	66356,1	826442,4	1003,5
Np	5	5	4
Potência útil [W]	6,78	3709,29	114,07
Potência eixo [HP]	0,01	7,10	0,22

Fonte: Autores, 2023.





Tabela 91 - Dimensionamento dos tanques de armazenamento de soro de leite

(conclusão)

Variável	TA-101	TA-102	TA-103	TA-104	TA-105	TA-106
V [m <sup>3</sup> ]	18,9985	18,9985	18,9985	18,9985	18,9985	18,9985
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	4,1383	4,1383	4,1383	4,1383	4,1383	4,1383
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	33,1065	33,1065	33,1065	33,1065	33,1065	33,1065
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	41,3831	41,3831	41,3831	41,3831	41,3831	41,3831

Fonte: Autores, 2023.

Para o dimensionamento do tanque de armazenamento para o efluente líquido dos três evaporadores (TA-204), presentes na Área 100, seguiu-se as Equações 33, 34 e 35 utilizando a mesma margem de segurança de 20%, com capacidade de armazenamento de 24 horas. Na Tabela 92 e 93, estão apresentados os dados iniciais da água proveniente da evaporação para cada caso.

Tabela 92 - Dados iniciais para o efluente líquido (água) dos evaporadores

Tanque	Base de cálculo [kg]	Densidade [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [m <sup>3</sup> ]
TA-204	20464,02	1000	20,46

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 93 - Dimensionamento do tanque de armazenamento para o efluente líquido dos evaporadores

Variável	TA-204
D [m]	2,8236
H [m]	5,6472
V [m <sup>3</sup> ]	35,3618
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	6,2618
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	50,0945
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	56,3563

Fonte: Autores, 2023.

Assim como o tanque de armazenamento dos efluentes dos evaporadores, fez-se necessário dimensionar tanques de armazenamento de efluentes de cada filtro, ambos localizados na Área 100. Os cálculos realizados seguiram as Equações 33, 34 e 35, com a mesma margem de segurança de 20%.

Para o tanque de armazenamento de efluentes do primeiro filtro (TA-205), foi usado o valor de  $927 \text{ kg/m}^3$  para a densidade do efluente predominante, nesse caso, a gordura do leite (BRITO *et al.*, 2021). Já para o tanque de armazenamento de efluentes do segundo filtro (TA-206), foi utilizado a densidade do hidróxido de magnésio e a densidade da água, considerou-se 50% de cada efluente para calcular a densidade da torta. Ambos os tanques foram projetados com capacidade de armazenar 24 horas de efluentes advindos da operação dos filtros. Os dados iniciais podem ser consultados na Tabela 94 e as dimensões obtidas na Tabela 95.

Tabela 94 - Dados iniciais para os efluentes sólidos dos filtros

Tanque	Base de cálculo [kg]	Densidade da torta [ $\text{kg/m}^3$ ]	Volume da torta [ $\text{m}^3$ ]
TA-205	530,2680	927	0,5720
TA-206	901,0656	1670	0,5396

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 95 - Dimensionamento dos tanques de armazenamento para o efluente sólido dos filtros

Variável	TA-205	TA-206
D [m]	0,8569	0,8404
H [m]	1,7139	1,6808
V [ $\text{m}^3$ ]	0,9885	0,9323
$A_{\text{base}}$ [ $\text{m}^2$ ]	0,5767	0,5547
$A_{\text{lateral}}$ [ $\text{m}^2$ ]	4,6140	4,4377
$A_{\text{total}}$ [ $\text{m}^2$ ]	5,7674	5,5471

Fonte: Autores, 2023.

Também foram dimensionados outros tanques para armazenar as matérias primas que são adicionadas no meio da operação, sendo o extrato de levedura (TA-108), o hidróxido de magnésio (TA-107) e a trimetilamina (TA-201). Os dois primeiros tanques foram projetados com capacidade de quatro fermentações de 32 horas cada e o terceiro tanque para um dia de operação.

Os mesmos passos citados anteriormente foram realizados para o cálculo do volume e das dimensões necessárias. Para o extrato de levedura, utilizou-se o valor de  $1400 \text{ kg/m}^3$  para a densidade (CHEMSRC, 2017) e para a trimetilamina o valor de  $880 \text{ kg/m}^3$  de acordo com a Ficha de Informações de Segurança de Produtos Químicos. Na Tabela 96 e 97 estão dispostos os resultados encontrados.

Tabela 96 - Dados iniciais para as matérias primas armazenadas

Tanque	Base de cálculo [kg]	Densidade [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [m <sup>3</sup> ]
TA-108	2294,7712	1400	1,6391
TA-107	4080,3200	2340	1,7437
TA-201	324,2808	880	0,3685

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 97 - Dimensionamento dos tanques de armazenamento para as matérias primas

Variável	TA-108	TA-107	TA-201
D [m]	1,2172	1,2425	0,7401
H [m]	2,4343	2,4850	1,4802
V [m <sup>3</sup> ]	2,8327	3,0132	0,6368
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	1,1635	1,2125	0,4302
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	9,3083	9,7002	3,4416
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	11,6354	12,1253	4,3019

Fonte: Autores, 2023.

A fim de distribuir da melhor maneira os equipamentos no layout, o diâmetro do TA-108 e TA-107 foram arredondados para 1,25 m com uma altura de 2,5 m e área da base de 1,23 m<sup>2</sup> e área lateral de 2,39 m<sup>2</sup>. A seguir, considerou-se um tanque de armazenamento para os resíduos sólidos da centrifugação da Área 200 (TA-207), composto em grande parte de água e extrato de levedura com capacidade de armazenamento de um dia de operação, para calcular a densidade foi usada as frações de cada componente multiplicadas pela respectiva densidade, além da margem de segurança de 20%.

Também foi dimensionado um tanque de separação (T-201) após a precipitação do hidróxido de magnésio, para separar a trimetilamina em forma gasosa do restante da corrente. Ambos os tanques foram projetados para uma capacidade de 24 horas de operação, os resultados foram obtidos através das Equações 33, 34 e 35, pode-se consultar os dados iniciais na Tabela 98 e as dimensões do tanque na Tabela 99.

Tabela 98 - Dados iniciais do resíduo sólido proveniente da centrifugação e da corrente de saída do reator de precipitação

Tanque	Base de cálculo [kg]	Densidade [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [m <sup>3</sup> ]
TA-207	761,80	1261,64	0,6038
T-201	14678,39	1025,30	14,3162

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 99 - Dimensionamento do tanque de armazenamento dos resíduos sólidos da centrífuga e do tanque de separação

Variável	TA-207	T-201
D [m]	0,8725	2,5100
H [m]	1,7450	5,0132
V [m <sup>3</sup> ]	1,0434	24,8057
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	0,5979	4,9347
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	4,7834	39,4773
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	5,9792	49,3466

Fonte: Autores, 2023.

Projetou-se um tanque para armazenar o conteúdo de saída da coluna de troca iônica até possuir um volume suficiente para o último evaporador entrar em funcionamento com capacidade de um dia de operação, as mesmas condições e equações descritas anteriormente foram utilizadas, nas Tabelas 100 e 101 estão os resultados obtidos.

Tabela 100 - Dados iniciais para o tanque de armazenamento pré-evaporador

Tanque	Base de cálculo [kg]	Densidade [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [m <sup>3</sup> ]
TA-202	1490,83	1200	1,2424

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 101 - Dimensionamento do tanque de armazenamento pré-evaporador

(continua)

Variável	TA-202
D [m]	1,1097
H [m]	2,2195

Tabela 101 - Dimensionamento do tanque de armazenamento pré-evaporador  
(conclusão)

Variável	TA-202
V [m <sup>3</sup> ]	2,1467
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	0,9672
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	7,7380
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	9,6725

Fonte: Autores, 2023.

Por fim, têm-se o dimensionamento do tanque de armazenamento do produto final, também foram feitas as mesmas considerações e utilizadas as mesmas equações, com capacidade de armazenamento de 24 horas. Nas Tabelas 102 e 103 pode-se observar os resultados encontrados.

Tabela 102 - Dados iniciais para o tanque de armazenamento do produto final

Tanque	Base de cálculo [kg]	Densidade [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [m <sup>3</sup> ]
TA-203	1048,97	1200	0,8741

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 103 - Dimensionamento do tanque de armazenamento do produto final

Variável	TA-203
D [m]	0,9870
H [m]	1,9741
V [m <sup>3</sup> ]	1,5104
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	0,7652
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	6,1214
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	7,6518

Fonte: Autores, 2023.

## C.2 DIMENSIONAMENTO DOS FILTROS

Os filtros presentes no processo na Área 100 (F-101) e na Área 200 (F-201), foram dimensionados como filtros prensa. Para ambos os filtros, considerou-se a densidade dos sólidos como a densidade do soro de leite, tempo de operação de 6 horas e margem de segurança de 20%, através da Equação 36 foi encontrado o

volume de sólidos que posteriormente foi multiplicado pelo tempo de operação e a margem de segurança, para o cálculo foi considerado a porosidade da torta (E) como 50% assim como no balanço de massa. Na Tabela 104, observa-se os dados iniciais e valores obtidos para o volume dos sólidos e o volume dos filtros.

$$V_{sólidos} = \frac{\left(\frac{m}{\rho}\right)}{(1 - E)} \quad (36)$$

Tabela 104 - Dados iniciais para o dimensionamento dos filtros

Filtro	Entrada [kg/h]	$\rho_{sólidos}$ [kg/m <sup>3</sup> ]	V <sub>sólidos</sub> [m <sup>3</sup> ]	V <sub>filtro</sub> [L]
F-101	11,0472	1025,30	0,0215	155,1543
F-201	18,7722	1025,30	0,0366	263,6494

Fonte: Autores, 2023.

A partir disso, procurou-se catálogos para escolher algumas dimensões das placas do equipamento e assim foi determinado o número de placas necessárias por meio da Equação 37. No Anexo C, pode-se consultar o modelo de filtro escolhido, assim como, as dimensões do equipamento. Na Tabela 105, estão os dados de espessura, volume, largura e quantidade de placas para cada um dos filtros prensa.

$$N^{\circ} \text{ placas} = \frac{V_{filtro}}{V_{placas}} \quad (37)$$

Tabela 105 - Dimensões das placas dos filtros prensa

Variáveis das placas	F-101	F-201
Largura [m]	0,63	0,63
Volume [m <sup>3</sup> ]	0,01	0,01
Espessura [m]	0,0252	0,0252
Quantidade	16	26

Fonte: Autores, 2023.

### C.3 DIMENSIONAMENTO DOS REATORES

Os dois reatores de inoculação (R-101 e R-102) e os quatro biorreatores (R-103, R-104, R-105, R-106 e R-107) todos da Área 100, foram dimensionados da mesma forma que os tanques, sendo assim, utilizou-se as Equações 33, 34 e 35,

todos os biorreatores foram projetados com capacidade de armazenamento de 32 horas, que é o tempo da fermentação, e margem de segurança de 20%. A seguir, nas Tabelas 106 e 107, observa-se os resultados encontrados.

Tabela 106 - Dados iniciais para os reatores

Reator	Base de cálculo [kg]	Densidade [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [m <sup>3</sup> ]
R-101	7542,6432	1025,30	7,3565
R-102	7542,6432	1025,30	7,3565
R-103	20724,5504	1025,30	20,2132
R-104	20724,5504	1025,30	20,2132
R-105	20724,5504	1025,30	20,2132
R-106	20724,5504	1025,30	20,2132

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 107 - Dimensionamento dos reatores

Variável	R-101 e R-102	R-103 ao R-107
D [m]	2,0077	2,8120
H [m]	4,0154	5,6241
V [m <sup>3</sup> ]	12,7120	34,9280
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	3,1658	6,2105
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	25,3266	49,6842
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	31,6583	62,1053

Fonte: Autores, 2023.

O reator de precipitação foi dimensionado da mesma maneira que os anteriores, com 20% de margem de segurança e capacidade de um dia de operação. Os dados iniciais do R-201 estão apresentados na Tabela 108, para a densidade foi considerado o valor de 1025,3 kg/m<sup>3</sup> referente ao soro de leite. As dimensões encontradas podem ser consultadas na Tabela 109.

Tabela 108 - Dados iniciais para o reator de precipitação

Reator	Base de cálculo [kg]	Densidade [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [m <sup>3</sup> ]
R-201	14678,39	1025,3	14,3162

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 109 - Dimensionamento do reator de precipitação

Variável	R-201
D [m]	2,5066
H [m]	5,0132
V [m <sup>3</sup> ]	24,7385
A <sub>base</sub> [m <sup>2</sup> ]	4,9347
A <sub>lateral</sub> [m <sup>2</sup> ]	39,4773
A <sub>total</sub> [m <sup>2</sup> ]	49,3466

Fonte: Autores, 2023.

#### C.4 DIMENSIONAMENTO DA CENTRÍFUGA

A partir da Equação 33, encontrou-se o volume necessário para a centrífuga (C-101). Além disso, foi considerada a densidade do soro de leite para realizar o cálculo por ser o líquido predominante. Na Tabela 110 estão apresentados os dados utilizados.

Tabela 110 - Dados iniciais do soro de leite para a centrifugação

Centrífuga	Base de cálculo [kg]	Densidade [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [m <sup>3</sup> ]
C-101	629,8293	1025,3	0,7371

Fonte: Autores, 2023.

Ao calcular o volume considerando a capacidade de 24 horas na centrífuga, definiu-se as dimensões do equipamento por meio de catálogos, o mesmo pode ser consultado no Anexo D.

#### C.5 DIMENSIONAMENTO DA COLUNA DE TROCA IÔNICA

Para o dimensionamento da coluna de troca iônica, localizada na Área 200 do processo, utilizou-se o Modelo de Freundlich para encontrar a capacidade de adsorção que é dada pela Equação 38.

$$Q_e = K_F \cdot C_e^{1/n} \quad (38)$$

Em que:

$Q_e$  = Capacidade de adsorção;



$K_F$  = Constante de Freundlich;

$C_e$  = Concentração de íons na coluna;

$1/n$  = Parâmetro empírico.

Inicialmente, pela Equação 33 foi calculado o volume ocupado pela alimentação e através da Equação 39 foi encontrada a concentração dos minerais na entrada e na saída da coluna de troca iônica. Na Tabela 111, estão apresentados os dados iniciais para o dimensionamento, ressalta-se que a densidade considerada foi a do soro de leite para facilitar a resolução dos cálculos.

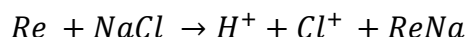
$$C = \frac{m}{V} \quad (39)$$

Tabela 111 – Dados iniciais para o dimensionamento da troca iônica

Entrada [kg/h]	$\rho$ [kg/m <sup>3</sup> ]	Volume [L]	$C_{\text{minerais entrada}}$ [kg/L]	$C_{\text{minerais saída}}$ [kg/L]
67,4400	1,0253	65,7759	0,0826	0,0017

Fonte: Autores, 2023.

Devido a complexidade do dimensionamento deste equipamento, considerou-se a reação demonstrada abaixo para então encontrar a troca realizada pela resina.



Ao multiplicar-se o valor da concentração de minerais de entrada pela massa molecular do NaCl (36 g/mol) dividida pela massa molecular do HCl (58 g/mol) foi encontrada a quantidade de HCl na troca, no valor de 51,2477 mg/mL. Ao fazer o mesmo com a quantidade de minerais da saída, encontrou-se 1,0551 mg/mL de HCl residual na resina. Com isso, a troca da resina é de 50,1926 mg/mL de HCl.

Para encontrar a quantidade total de sal no ciclo, fez-se o valor de entrada de 65775,9 mg/h multiplicado pelo valor de troca da resina de 50,1926 mg/mL de HCl, assim, obteve-se que 3301,463 g/h de HCl são trocados pela resina. Ao considerar um ciclo de 1 hora e 15 minutos, chegou-se ao valor de 4126,83 g de HCl trocadas no ciclo. Para encontrar a capacidade de troca, utilizou-se a Equação 38, assumiu-se os valores das constantes como 161,5 para o  $K_F$ , 0,07 para  $1/n$  e  $C_e$  é o valor de íons na coluna, no caso, o residual da troca no valor de 1,0551 mg/mL de HCl.

Logo, a capacidade de troca  $Q_e$  é igual a 0,1621 g HCl/ g resina, ou seja, 25,4585 kg de resina são necessários para suprir a quantidade de 4126,83 g de HCl.

Com isso, foi considerada a densidade da resina de estireno divinilbenzeno, geralmente aplicada em colunas de troca iônica, no valor de  $680 \text{ kg/m}^3$  (CAMPELO, N. M.; MACHADO, F., 2013). Por meio da Equação 39, encontrou-se o volume necessário de resina de 37,4389 litros e, a partir disso, procurou-se em catálogos as dimensões do equipamento. No Anexo E é possível consultar o equipamento selecionado

## C.6 DIMENSIONAMENTO DOS EVAPORADORES

A partir da área de troca térmica encontrada para os evaporadores (E-101, E-201 e E-202) no Apêndice B.1 e B.2, foi possível determinar o número de tubos necessários para cada um dos equipamentos, uma vez que selecionados evaporadores verticais de tubos longos de duplo e simples efeito. A área de troca térmica foi dividida pela eficiência dos tubos, sendo essa considerada 90%, assim, as áreas utilizadas estão presentes na Tabela 112.

Tabela 112 - Área de troca térmica dos evaporadores considerando 90% de eficiência dos tubos

Evaporador	Área de troca térmica considerada
E-101	4,7010
E-201	4,0539
E-202	2,7695

Fonte: Autores, 2023.

Foram estimados os valores do diâmetro e da altura dos tubos, como 2 polegadas, ou seja, 0,0508 metros e 1,5 metros, respectivamente. Através da Equação 35, calculou-se a área dos tubos para cada um dos evaporadores e por meio da Equação 40 foi encontrado o número de tubos necessários para cada equipamento.

$$N^{\circ}_{tubos} = \frac{\text{Área de troca térmica considerada}}{\text{Área dos tubos}} \quad (40)$$

A distribuição dos tubos no equipamento foi considerada como triangular, com espaçamento de 5 centímetros entre cada tubo. Sendo assim, calculou-se a área mínima pela Equação 41 de acordo com demonstrada abaixo (Djalma Dias da Silveira, comunicação pessoal, 7 de setembro de 2022).

$$A_{mínima} = (N^{\circ}_{tubos} - 2) \cdot \frac{(6 \cdot D)^2 \cdot \sqrt{3}}{4} \quad (41)$$

Após calcular a área mínima, foi possível determinar o diâmetro total do equipamento pela Equação 42.

$$D_{total} = \sqrt{\frac{A_{mínima}}{\pi}} \cdot 2 \quad (42)$$

Na Tabela 113, estão os resultados obtidos para o diâmetro total dos evaporadores, assim como, o número de tubos.

Tabela 113 - Dimensionamento dos evaporadores

Variável	E-101	E-201	E-202
$D_{\text{tubos}}$ [m]	0,0508	0,0508	0,0508
H [m]	1,50	1,50	1,50
$A_{\text{tubos}}$ [m <sup>2</sup> ]	0,2394	0,2394	0,2394
Nº de tubos	20	16	11
D [m <sup>2</sup> ]	0,05	0,05	0,05
$A_{\text{mínima}}$ [m <sup>2</sup> ]	1,0000	0,4297	0,2730
$D_{\text{total}}$ [m]	1,1300	0,7400	0,5895

Fonte: Autores, 2023.

Com o diâmetro total do equipamento definido, procurou-se catálogos que mais se aproximavam com os valores encontrados.

## C.7 DIMENSIONAMENTO DAS BOMBAS

O cálculo das bombas empregadas no processo foi feito a partir da Equação 43 a seguir, a Equação de Bernoulli, adicionando a perda de carga na mesma. Para o fator de perda de carga foi considerado que o mesmo representa 25% do valor do comprimento total da tubulação e a eficiência da bomba foi considerada em 70%.

$$\frac{\Delta u^2}{2} + g \cdot \Delta z + \int \frac{dp}{\rho} + l_w + \frac{W_s}{\eta_p} = 0 \quad (43)$$

Em que  $u$  representa a velocidade de escoamento,  $g$  a aceleração da gravidade,  $P$  a pressão,  $\Delta z$  a altura de elevação,  $\rho$  a densidade do fluido,  $l_w$  a perda de carga,  $\eta_p$  a eficiência da bomba e  $w_s$  o trabalho de eixo realizado pela bomba. Considerou-se o pé direito do pavilhão industrial como 10 metros, sendo a altura de elevação a diferença entre o pé direito e a altura de cada equipamento.

Como as bombas do processo em questão possuem o objetivo de transporte do conteúdo da corrente, foi determinado que os termos pressão e velocidade seriam constantes. Tendo isto em vista, os termos  $\frac{\Delta u^2}{2}$  e  $\frac{dp}{\rho}$  possuem valor igual a zero. A partir destas considerações, calcula-se a potência da bomba pela Equação 44, onde

F é a vazão mássica do trecho onde a bomba está localizada. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 114. Porém, como existem duas bombas que requerem uma força de 2kgf, sendo elas a B-102 e a B-202, não será nulo o termo que se refere à diferença de pressão nas mesmas, já estando considerado no dimensionamento também.

$$P = W_s \cdot F \quad (44)$$

Tabela 114 - Dimensionamento das bombas

Bomba	Comprimento total [m]	Altura [m]	Perda de carga [m]	Vazão [kg/s]	Ws [J/kg]	Potência [W]	Potência [hp]
101	2,900	2,000	0,725	0,166	29,064	4,830	0,004
102	2,100	1,200	0,525	0,166	17,567	2,919	0,002
103	1,700	0,800	0,425	0,160	11,819	1,891	0,002
104	47,872	28,200	11,968	0,160	412,300	65,984	0,055
201	6,509	4,000	1,627	0,166	58,382	9,699	0,008
202	2,089	1,000	0,522	0,166	14,760	2,452	0,002
203	2,824	2,000	0,706	0,156	29,037	4,521	0,004
204	2,904	2,000	0,726	0,019	29,066	0,544	0,004
205	2,705	2,000	0,676	0,019	28,994	0,543	0,004
206	2,751	2,000	0,688	0,017	29,011	0,501	0,004
207	3,159	2,000	0,790	0,012	29,157	0,354	0,004
208	2,562	1,500	0,640	0,012	21,936	0,266	0,003

Fonte: Autores, 2023.

## APÊNDICE D - DIMENSIONAMENTO ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES

Para o dimensionamento da estação de tratamento de efluentes, considerou-se o sistema australiano, ou seja, uma lagoa anaeróbia seguida de uma lagoa facultativa. Logo, projetou-se primeiramente a lagoa anaeróbia em que a vazão de entrada ( $Q$ ) é de 33,86 m<sup>3</sup>/dia, a DBO de 802,24 mg/L e o tempo de detenção hidráulica (TDH) considerado foi de 5 dias. Com isso, por meio da Equação 45 obteve-se o volume da lagoa.

$$Q = \frac{V}{TDH} \quad (45)$$

O volume obtido foi de 169,32 m<sup>3</sup> e com esse valor foi possível calcular, por meio da Equação 37, a taxa de aplicação volumétrica ( $L_v$ ) que deve estar entre 0,1 e 0,3 kg<sub>DBO</sub>/m<sup>3</sup>dia. Destaca-se que  $L$  na Equação 46 refere-se a carga de DBO no afluente, este valor é obtido multiplicando a DBO pela vazão de entrada e resultou em 27,17 kg<sub>DBO</sub>/dia.

$$V = \frac{L}{L_v} \quad (46)$$

O valor de  $L_v$  obtido foi de 0,160 kg<sub>DBO</sub>/m<sup>3</sup>dia e está dentro do indicado. Além disso, considerou-se que a lagoa terá a profundidade de 4,5 m e então, considerando um adicional de 10% no volume calculado, obtém-se 186,25 m<sup>3</sup> que resulta em uma área de 41,4 m<sup>2</sup>. Destaca-se que a lagoa anaeróbia possui uma eficiência de remoção de DBO de 50%, que considera o pior cenário, ou seja, os meses mais frios. Com isso, tem-se que o efluente deixa a lagoa com uma DBO de 401,12 mg/L.

O efluente que sai da lagoa anaeróbia entra na lagoa facultativa com a DBO de 401,12 mg/L e vazão de 33,86 m<sup>3</sup>/dia. Dessa forma, utilizando o critério de primeira ordem de Silva e Mara (1979) tem-se que a área da lagoa será dada pela Equação 47, onde  $Q$  é a vazão em m<sup>3</sup>/dia,  $L_i$  a DBO no afluente à lagoa em mg/L,  $L_s$  a DBO no efluente da lagoa em mg/L,  $D$  a profundidade em metros e  $T$  a temperatura média do mês mais frio.

$$A = \frac{Q \cdot (L_i - L_s)}{18 \cdot D \cdot (1,05)^{T-20}} \quad (47)$$

Logo, adotando a profundidade de 1,5 m, a temperatura média do mês mais frio de 14°C (Instituto Rio Grandense do Arroz, 2023),  $L_i$  de 401,12 mg/L e  $L_s$  igual a 60 mg/L tem-se que a área da lagoa é de 573,34 m<sup>2</sup> e o volume de 860,01 m<sup>3</sup>. Então, para verificar se o valor encontrado está dentro do esperado calcula-se o coeficiente de carga orgânica superficial ( $\lambda_s$ ), que deve estar entre 65 a 512 kg DBO/ha.dia, por meio da Equação 48.

$$\lambda_s = \frac{L_i \cdot Q}{A} \quad (48)$$

Substituindo os valores, obtém-se o valor de 236,96 kg DBO/ha.dia que está dentro da faixa e garante o funcionamento da lagoa e então, é adicionado 10% de segurança na área e volume da lagoa, resultando no valor de 630,675 m<sup>2</sup> e 946,012 m<sup>3</sup> respectivamente. A lagoa facultativa possui eficiência de remoção de DBO de 85 a 90%, portanto, conclui-se que o efluente deixará a ETE com em média 60 mg/L que atende com segurança o solicitado pela legislação.

Tendo sido realizado os dimensionamentos das duas lagoas para área a meia profundidade, fez-se necessário o cálculo da área considerando os taludes, ou seja, a inclinação nos diques. Dessa forma, existe um talude interno que fica em contato com o efluente no interior da lagoa e um talude externo que serve para dar estabilidade ao dique e para suportar as pressões exercidas pelo líquido no interior da lagoa. Para este dimensionamento, inicialmente calculou-se o comprimento (C) e largura (L) de cada lagoa, sabe-se que a área (A) é dada pelo produto do comprimento com a largura, então adotando que o comprimento é 2 vezes o valor da largura e utilizando a Equação 49, tem-se o resultado.

$$L = \sqrt{\frac{A}{2}} \quad (49)$$

Com isso, obtém-se para a lagoa anaeróbia o comprimento e a largura de, respectivamente, 9,10 m e 4,55 m. De forma análoga para a lagoa facultativa tem-se o comprimento de 35,24 m e a largura de 17,62 m. Então, para ambas as lagoas o talude adotado foi de 1:1, logo  $n=1$ .

Para o cálculo do novo comprimento ( $C_s$ ) e largura ( $L_s$ ) das lagoas, considerando o talude, utilizou-se as Equações 50 e 51, em que “L” é a largura, “C” o comprimento e “D” a profundidade das lagoas, já citada anteriormente, acrescidas do

valor de 0,35 m que deve ser adotado por segurança, e “n” é igual a 1. Então, multiplicou-se os resultados obtidos de  $C_s$  por  $L_s$  e obteve-se a nova área.

$$L_s = L + (n * D) \quad (50)$$

$$C_s = C + (n * D) \quad (51)$$

Para a lagoa anaeróbia, a área calculada foi de 131,1 m<sup>2</sup> e para a lagoa facultativa de 722 m<sup>2</sup>, totalizando então, em uma área do tratamento de efluentes de 853,10 m<sup>2</sup>. Vale ressaltar que nesse valor já está considerado os 10% de segurança que engloba também espaço que deve ser deixado entre as lagoas.



## APÊNDICE E - MEMORIAL DE CÁLCULOS

### E.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR

#### E.1.1 Cálculo da demanda de vapor

Inicialmente, definiu-se a quantidade requerida de vapor em cada área de operação, sendo estas: o pavilhão industrial, a lavanderia, a cozinha e os tanques de água quente de 45°C e 70°C. Para o cálculo de vapor necessário nos tanques e na esterilização dos reatores, foi utilizada a Equação 52.

$$Q = \rho \cdot W \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (52)$$

Onde:

Q = calor requerido para aquecer a água;

W = quantidade de água a ser aquecida;

$\rho$  = massa específica da água como 998,2 kg/m<sup>3</sup>;

C<sub>p</sub> = calor específico da água como 4186 J/kg°C;

$\Delta T$  = variação da temperatura.

Considerou-se a água em temperatura ambiente como 20°C e temperatura final de 47°C para o tanque de 45°C e 72°C para o tanque de 70°C, a fim de compensar as perdas pela tubulação. Com a quantidade de calor definida, utilizou-se a Equação 53 para calcular a massa de vapor.

$$m = \frac{Q}{\lambda} \quad (53)$$

Onde:

m = massa de vapor necessária para aquecer a água;

$\lambda$  = calor latente do vapor na pressão de 5 kgf/cm<sup>2</sup> e temperatura igual a 151,1 °C.

No pavilhão industrial, o vapor necessário é aplicado nos evaporadores (E-101, E-201 e E-202) e na esterilização dos reatores (R-101, R-102, R-103, R-104, R-105, R-106 e R-107). Na Tabela 115, estão dispostos os valores obtidos. Ressalta-se que a quantidade de água a ser aquecida para os evaporadores foi calculada através do balanço de energia e da esterilização foi a partir da entrada utilizada como base para o dimensionamento dividida pela respectiva densidade.

Tabela 115 - Vapor requerido para o pavilhão industrial

Equipamento	Vapor [kg/h]	Vapor [kg/dia]	Operação [h]
E-101	407,500	9780,000	24
E-201	351,407	8433,768	24
E-202	416,870	833,740	2
R-101	4,232	4,232	0,083
R-102	4,232	4,232	0,083
R-103	11,628	11,628	0,083
R-104	11,628	11,628	0,083
R-105	11,628	11,628	0,083
R-106	11,628	11,628	0,083
R-107	11,628	11,628	0,083
Total	1242,380	19114,1108	-

Fonte: Autores, 2023.

### E.1.2 Dimensionamento das linhas de vapor

Para o dimensionamento das linhas de vapor, seguiu-se o proposto por Macintyre (2010), sabe-se que a velocidade adotada para ramais secundários e linhas curtas é de 10 a 15 m/s e para linhas principais e alimentadoras de 15 a 30 m/s. No projeto em questão, a velocidade admitida foi de 15 e 30 m/s, na devida ordem. Para dimensionar a tubulação, existem dois critérios, sendo estes: o critério da velocidade e o critério da perda de carga.

Inicialmente, como o diâmetro da tubulação é desconhecido, calcula-se o comprimento equivalente e posteriormente encontra-se um diâmetro conhecido, para as linhas longas e retilíneas o comprimento equivalente tem um fator de 10 a 15% sobre o comprimento real da tubulação.

Por outro lado, para as linhas curtas que contém curvas e acessórios, adota-se o valor de acréscimo de 20 a 35% do comprimento original. Para este projeto, será considerado um acréscimo de 25% do comprimento original, a Equação 54 demonstra como é feito o cálculo do comprimento equivalente.

$$L_{eq} = L \cdot (1 + fator) \quad (54)$$

Tendo em vista que nenhum trecho das linhas de vapor dimensionadas ultrapassa 100 metros, utilizou-se o critério da velocidade para calcular o diâmetro e posteriormente o critério de perda de carga para verificar se o diâmetro selecionado atendia ao requisito das linhas possuírem perda de carga máxima de 0,5 bar.100m.

Para determinar o diâmetro da tubulação, fez o uso da Equação 55 e a partir do diâmetro calculado foi selecionado o diâmetro comercial. Com o diâmetro comercial, utilizou-se a Equação 56 referente a perda de carga.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{m} \cdot v}{\Pi \cdot v}} \quad (55)$$

Onde:

$\dot{m}$  = vazão em massa [kg/s];

$v$  = velocidade [m/s];

$D$  = diâmetro [m];

$v$  = volume específico do vapor saturado igual a 0,3816 m<sup>3</sup>/kg para a temperatura de 151,1 °C.

$$J = 0,029 \cdot \frac{\dot{m}^{1,95} \cdot v \cdot 0,95}{D^{5,1}} \quad (56)$$

Onde:

$J$  = perda de carga [bar.100m];

$\dot{m}$  = vazão em massa [kg/h];

$D$  = diâmetro [cm];

$v$  = volume específico do vapor saturado igual a 0,3816 m<sup>3</sup>/kg para a temperatura de 151,1 °C.

Posteriormente, com o uso da Equação 55 rearranjada, calculou-se a velocidade novamente para verificar se estava dentro do padrão pré-estabelecido utilizando o diâmetro comercial selecionado. Nas Tabelas 116, 117 e 118 estão os resultados obtidos do dimensionamento para cada uma das linhas de vapor.

Tabela 116 - Dimensionamento para a linha de vapor 1

Trecho	Distância [m]	$L_{eq}$ [m]	Ramal	$v_{recomenda}$ da [m/s]	$\dot{m}$ [kg/h]	$\dot{m}$ [kg/s]	D [m]	Bitola comercial [in]	Bitola [cm]	Bitola [m]	J [bar.100m]	$v_{real}$ [m/s]
1-1'	5,023	6,279	Principal	30	376,414	0,105	0,041	2"	5,080	0,051	0,278	19,686
1'-2	8,262	10,327	Abastecimento	30	60,364	0,017	0,016	1"	2,540	0,025	0,269	12,628
1'-3	21,183	26,479	Secundário	15	316,050	0,088	0,053	2.1/2"	6,350	0,064	0,063	10,579
3-3'	1,666	2,083	Abastecimento	30	63,210	0,018	0,017	1"	2,540	0,025	0,294	13,223
3-4	3,138	3,923	Secundário	15	252,840	0,070	0,048	2"	5,080	0,051	0,128	13,223
4-4'	1,691	2,114	Abastecimento	30	63,210	0,018	0,017	1"	2,540	0,025	0,294	13,223
4-5	3,138	3,923	Secundário	15	189,630	0,053	0,041	2"	5,080	0,051	0,073	9,917
5-5'	1,720	2,149	Abastecimento	30	63,210	0,018	0,017	1"	2,540	0,025	0,294	13,223
5-6	3,138	3,923	Secundário	15	126,420	0,035	0,034	1.1/2"	3,810	0,038	0,144	11,754
6-6'	1,751	2,189	Abastecimento	30	63,210	0,018	0,017	1"	2,540	0,025	0,294	13,223
6-7	5,082	6,352	Abastecimento	30	63,210	0,018	0,017	1"	2,540	0,025	0,294	13,223

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 117 - Dimensionamento para a linha de vapor 2

(continua)

Trecho	Distância [m]	$L_{eq}$ [m]	Ramal	$v_{recomendada}$ [m/s]	$\dot{m}$ [kg/h]	$\dot{m}$ [kg/s]	D [m]	Bitola comercial [in]	Bitola [cm]	Bitola [m]	J [bar.100m]	$v_{real}$ [m/s]
1 - 1'	34,767	43,458	Principal	30	1242,38	0,345	0,075	3.1/2"	8,890	0,089	0,164	21,216
1' - 2	9,729	12,161	Abastecimento	30	407,500	0,113	0,043	2"	5,080	0,051	0,325	21,312
1' - 3	2,147	2,684	Secundária	15	834,880	0,232	0,087	3.1/2"	8,890	0,089	0,076	14,257
3 - 3'	20,814	26,017	Abastecimento	30	416,870	0,116	0,043	2"	5,080	0,051	0,339	21,802
3 - 4	14,058	17,572	Secundária	15	418,010	0,116	0,061	2.1/2"	6,350	0,064	0,109	13,991
4 - 4'	11,100	13,875	Abastecimento	30	11,628	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,011	2,432
4 - 5	1,696	2,120	Secundária	15	406,382	0,113	0,060	2.1/2"	6,350	0,064	0,104	13,602
5 - 5'	5,414	6,768	Abastecimento	30	11,628	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,011	2,432
5 - 6	2,163	2,704	Secundária	15	394,754	0,110	0,060	2.1/2"	6,350	0,064	0,098	13,213
6 - 6'	11,100	13,875	Abastecimento	30	11,628	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,011	2,432
6 - 7	1,560	1,951	Secundária	15	383,126	0,106	0,059	2.1/2"	6,350	0,064	0,092	12,824
7 - 7'	5,384	6,729	Abastecimento	30	11,628	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,011	2,432
7 - 8	2,052	2,564	Secundária	15	371,499	0,103	0,058	2.1/2"	6,350	0,064	0,087	12,434
8 - 8'	14,016	17,520	Abastecimento	30	11,628	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,011	2,432
8 - 9	1,642	2,053	Secundária	15	359,871	0,100	0,057	2.1/2"	6,350	0,064	0,082	12,045
9 - 9'	3,791	4,739	Abastecimento	30	4,232	0,001	0,004	1"	2,540	0,025	0,002	0,885
9 - 10	1,646	2,058	Secundária	15	355,639	0,099	0,057	2.1/2"	6,350	0,064	0,080	11,904

Tabela 117 - Dimensionamento para a linha de vapor 2

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	$L_{eq}$ [m]	Ramal	$v_{recomendada}$ [m/s]	$\dot{m}$ [kg/h]	$\dot{m}$ [kg/s]	D [m]	Bitola comercial [in]	Bitola [cm]	Bitola [m]	J [bar.100m]	$v_{real}$ [m/s]
10 - 10'	10,599	13,249	Abastecimento	30	4,232	0,001	0,004	1"	2,540	0,025	0,002	0,885
10 - 11	29,825	37,281	Abastecimento	30	351,407	0,098	0,040	2"	5,080	0,051	0,243	18,378

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 118 - Dimensionamento para a linha de vapor 3

(continua)

Trecho	Distância [m]	$L_{eq}$ [m]	Ramal	$v_{recomendada}$ [m/s]	$\dot{m}$ [kg/h]	$\dot{m}$ [kg/s]	D [m]	Bitola comercial [in]	Bitola [cm]	Bitola [m]	J [bar.100m]	$v_{real}$ [m/s]
1 - 1'	17,903	22,378	Principal	30	418,000	0,116	0,043	2"	5,080	0,051	0,341	21,861
1' - 2	1,169	1,461	Secundária	15	278,000	0,077	0,050	2"	5,080	0,051	0,154	14,539
2 - 2'	1,802	2,253	Abastecimento	30	35,000	0,010	0,013	1"	2,540	0,025	0,093	7,322
2 - 3	0,350	0,438	Secundária	15	243,000	0,068	0,047	2"	5,080	0,051	0,119	12,709
3 - 3'	1,802	2,253	Abastecimento	30	35,000	0,010	0,013	1"	2,540	0,025	0,093	7,322
3 - 4	3,851	4,814	Secundária	15	208,000	0,058	0,043	2"	5,080	0,051	0,088	10,878
4 - 5	0,345	0,431	Secundária	15	160,000	0,044	0,038	1.1/2"	3,810	0,038	0,228	14,876
5 - 5'	1,801	2,251	Abastecimento	30	80,000	0,022	0,019	1"	2,540	0,025	0,466	16,735
5 - 6	2,515	3,144	Abastecimento	30	80,000	0,022	0,019	1"	2,540	0,025	0,466	16,735

Tabela 118 - Dimensionamento para a linha de vapor 3

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	$L_{eq}$ [m]	Ramal	$v_{recomendada}$ [m/s]	$\dot{m}$ [kg/h]	$\dot{m}$ [kg/s]	D [m]	Bitola comercial [in]	Bitola [cm]	Bitola [m]	J [bar.100m]	$v_{real}$ [m/s]
4 - 7	1,409	1,762	Secundária	15	48,000	0,013	0,021	1"	2,540	0,025	0,172	10,041
7 - 7'	1,404	1,755	Abastecimento	30	12,000	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,012	2,510
7 - 8	0,459	0,573	Secundária	15	36,000	0,010	0,018	1"	2,540	0,025	0,098	7,531
8 - 8'	1,404	1,755	Abastecimento	30	12,000	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,012	2,510
8 - 9	0,430	0,537	Secundária	15	24,000	0,007	0,015	1"	2,540	0,025	0,045	5,021
9 - 9'	1,404	1,755	Abastecimento	30	12,000	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,012	2,510
9 - 10	1,860	2,325	Abastecimento	30	12,000	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,012	2,510
1' - 11	1,541	1,927	Secundária	15	140,000	0,039	0,035	1.1/2"	3,810	0,038	0,175	13,016
11 - 11'	1,936	2,420	Abastecimento	30	60,000	0,017	0,016	1"	2,540	0,025	0,266	12,552
11 - 12	0,476	0,595	Secundária	15	80,000	0,022	0,027	1.1/4"	3,175	0,032	0,149	10,711
12 - 12'	1,951	2,439	Abastecimento	30	60,000	0,017	0,016	1"	2,540	0,025	0,266	12,552
12 - 13	0,476	0,595	Secundária	15	20,000	0,006	0,013	1"	2,540	0,025	0,031	4,184
13 - 13'	1,951	2,439	Abastecimento	30	10,000	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,008	2,092
13 - 14	2,427	3,033	Abastecimento	30	10,000	0,003	0,007	1"	2,540	0,025	0,008	2,092

Fonte: Autores, 2023.

## E.2 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO

Para calcular a quantidade de condensado utiliza-se a Equação 57. Em que,  $Q$  é a vazão de condensado,  $n$  o coeficiente de segurança, que é igual a 3,  $Q_a$  o condensado formado durante o aquecimento da tubulação e  $Q_s$  o condensado formado durante a operação normal. Para calcular  $Q_a$  e  $Q_s$ , utilizam-se as Equações 58 e 59 respectivamente.

$$Q = n (Q_a + 0,5 Q_s) \quad (57)$$

$$Q_a = C \cdot \frac{P (T_f - T_i)}{\lambda} \quad (58)$$

$$Q_s = \frac{L \cdot a \cdot (T_f - T_i)U}{\lambda} \quad (59)$$

Onde:  $Q_a$  - Quantidade de condensado formada no aquecimento [kg];

$Q_s$  - Quantidade de condensado formada na operação normal [kg];

$C$  - Calor específico do aço = 0,49 [kJ/kg °C];

$P$  - Peso da tubulação de vapor [kg];

$\lambda$  - Calor latente nas condições de operação = 2068,7206 [kJ/kg];

$T_f$  - Temperatura final da tubulação, que será igual a do vapor [164,2 °C];

$T_i$  - Temperatura inicial da tubulação, igual à ambiente [20 °C];

$L$  - Comprimento da tubulação [m];

$a$  - Área lateral unitária do tubo [m<sup>2</sup>];

$U$  - Perda unitária de calor pelo isolamento = 1,6234 [W/m<sup>2</sup> °C].

Com base nisso, calculou-se a quantidade de condensado produzido nas tubulações em cada linha. Para calcular a quantidade total de condensado somou-se ao condensado produzido que é proporcional ao vapor. Por fim, selecionou-se a bitola com base na vazão total de acordo com o Anexo A. Como a quantidade de condensado é equivalente à quantidade de vapor, os resultados referentes às bitolas são os mesmos.



## E.3 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE

### E.3.1 Dimensionamento da tubulação de água quente

Para realizar os cálculos referentes às instalações de água quente, fez-se necessário obter os comprimentos de cada trecho do sistema de distribuição através do *layout*, disponível no Anexo A. Além disso, utilizando as relações apresentadas por Macintyre (2010), calculou-se a vazão, área e o diâmetro para as tubulações.

A vazão foi estimada pelo somatório de todas as vazões que a tubulação suporta, considerando o consumo simultâneo de todos os pontos necessários. A área por trecho e o diâmetro foram calculados por meio das Equações 60 e 61, respectivamente.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (60)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (61)$$

Onde:

A = área por trecho [m<sup>2</sup>];

Q = vazão [m<sup>3</sup>/s];

v = velocidade recomendada [m/s];

D = diâmetro [m].

O valor adotado para a velocidade foi de 2 m/s, sendo esse o recomendado em tubulações SCH40 de aço carbono no pavilhão industrial, oficinas e caldeira e tubulações de PVC no restante das instalações. A Tabela 119 e 120 contém os valores obtidos da distância, vazão, área e diâmetro para as tubulações de água quente a 70°C e 45°C.

Tabela 119 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água quente a 70°C

(continua)

Trecho	Distância [m]	Q [m <sup>3</sup> /h]	Q [L/s]	Q [m <sup>3</sup> /s]	A [m <sup>2</sup> ]	D [m]
1-1'	4,3416	0,3086	0,085733	0,000086	0,000043	0,0074
2-1'	1,1061	0,3086	0,085733	0,000086	0,000043	0,0074

Tabela 119 – Diâmetro encontrado para a tubulação de água quente a 70°C

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	Q [m³/h]	Q[L/s]	Q [m³/s]	A [m²]	D [m]
1'-3	3,2140	0,6173	0,171465	0,000171	0,000086	0,0104
4-3	1,1157	0,3086	0,085733	0,000086	0,000043	0,0074
5-3'	1,1257	0,3086	0,085733	0,000086	0,000043	0,0074
6-3'	4,2444	0,3086	0,085733	0,000086	0,000043	0,0074
3'-3	3,2121	0,6173	0,171465	0,000171	0,000086	0,0104
3-7	1,524415	1,5432	0,428664	0,000429	0,000214	0,0165
7-8'	11,6762	1,4575	0,404871	0,000405	0,000202	0,0161
8'-9	2,9324	0,4288	0,119107	0,000119	0,000060	0,0087
8'-21	3,02559	1,0288	0,285764	0,000286	0,000143	0,0135
9-10	0,8915	0,0163	0,004516	0,000005	0,000002	0,0017
9-11	1,9275	0,4125	0,114591	0,000115	0,000057	0,0085
11-11'	1,627686	0,0955	0,026531	0,000027	0,000013	0,0041
11'-12	0,915339	0,0163	0,004516	0,000005	0,000002	0,0017
11'-13	3,942668	0,0793	0,022015	0,000022	0,000011	0,0037
11-14'	3,549623	0,3170	0,088060	0,000088	0,000044	0,0075
14'-15	0,878424	0,0793	0,022015	0,000022	0,000011	0,0037
14'-16'	1,56959	0,2378	0,066045	0,000066	0,000033	0,0065
16'-18	2,223258	0,0793	0,022015	0,000022	0,000011	0,0037
16'-17'	3,970742	0,1585	0,044030	0,000044	0,000022	0,0053
17'-19	2,518007	0,0793	0,022015	0,000022	0,000011	0,0037
17'-20	2,670691	0,0793	0,022015	0,000022	0,000011	0,0037
7-22'	9,815759	0,0857	0,023793	0,000024	0,000012	0,0039
22'-23	3,820154	0,0210	0,005836	0,000006	0,000003	0,0019
22'-24	29,36031	0,0646	0,017956	0,000018	0,000009	0,0034

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 120 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água quente a 45°C

Trecho	Distância [m]	Q [m <sup>3</sup> /h]	Q [L/s]	Q [m <sup>3</sup> /s]	A [m <sup>2</sup> ]	D [m]
1-1'	0,343481	0,2820	0,078333	0,000078	0,000039	0,0071
1'-2	0,343481	0,0705	0,019583	0,000020	0,000010	0,0035
1'-3	0,729384	0,2115	0,058750	0,000059	0,000029	0,0061
3-3'	0,343481	0,0705	0,019583	0,000020	0,000010	0,0035
3-4	3,551964	0,1410	0,039167	0,000039	0,000020	0,0050
4-4'	0,343481	0,0705	0,019583	0,000020	0,000010	0,0035
4-5	0,725572	0,0705	0,019583	0,000020	0,000010	0,0035
5-5'	0,343481	0,0705	0,019583	0,000020	0,000010	0,0035

Fonte: Autores, 2023.

Com o valor do diâmetro calculado, partiu-se para a escolha da bitola para cada um dos trechos. No Quadro 38, observa-se os valores encontrados para a velocidade de acordo com a bitola imediatamente menor e maior em comparação ao diâmetro mínimo obtido. Com o intuito de não ultrapassar a velocidade recomendada e admitida de 2 m/s, foram escolhidas as maiores bitolas. Em algumas situações, a bitola selecionada foi ligeiramente maior, tendo em vista selecionar tamanhos comerciais.

Quadro 38 - Bitoladas comerciais selecionadas para a tubulação de água quente

(continua)

T [°C]	Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
			Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	
70 °C	1-1'	0,2909	3/8"	0,0095	0,000071	2,01	1"	0,0254	0,000507	0,2820	1"
	2-1'	0,2909	3/8"	0,0095	0,000071	2,01	1"	0,0254	0,000507	0,2820	1"
	1'-3	0,4113	1/2"	0,0127	0,000127	2,26	1"	0,0254	0,000507	0,5640	1"
	4-3	0,2909	3/8"	0,0095	0,000071	2,01	1"	0,0254	0,000507	0,2820	1"
	5-3'	0,2909	3/8"	0,0095	0,000071	2,01	1"	0,0254	0,000507	0,2820	1"
	6-3'	0,2909	3/8"	0,0095	0,000071	2,01	1"	0,0254	0,000507	0,2820	1"
	3'-3	0,4113	1/2"	0,0127	0,000127	2,26	1"	0,0254	0,000507	0,5640	1"
	3-7	0,6504	3/4"	0,0191	0,000285	2,51	1"	0,0254	0,000507	1,4099	1"
	7-8'	0,6321	3/4"	0,0191	0,000285	2,42	1"	0,0254	0,000507	1,3630	1"

Quadro 38 - Bitoladas comerciais selecionadas para a tubulação de água quente

(continuação)

T [°C]	Trecho	Diâmetro [in]	Menor diâmetro				Maior diâmetro				Bitola Selecionada
			Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	
70 °C	8'-9	0,3428	1/4"	0,0064	0,000032	3,76	1"	0,0254	0,000507	0,2351	1"
	8'-21	0,5310	3/4"	0,0191	0,000285	2,01	1"	0,0254	0,000507	1,1279	1"
	9-10	0,0668	1/8"	0,0032	0,000008	0,57	1"	0,0254	0,000507	0,0089	1"
	9-11	0,3363	1/4"	0,0064	0,000032	3,62	1"	0,0254	0,000507	0,2261	1"
	11-11'	0,1618	1/8"	0,0032	0,000008	3,35	1"	0,0254	0,000507	0,0524	1"
	11'-12	0,0668	1/8"	0,0032	0,000008	0,57	1"	0,0254	0,000507	0,0089	1"
	11'-13	0,1474	1/8"	0,0032	0,000008	2,78	1"	0,0254	0,000507	0,0434	1"

Quadro 38 - Bitoladas comerciais selecionadas para a tubulação de água quente

(continuação)

T [°C]	Trecho	Diâmetro [in]	Menor diâmetro				Maior diâmetro				Bitola Selecionada
			Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	
70 °C	11-14'	0,2948	1/4"	0,0064	0,000032	2,78	1"	0,0254	0,000507	0,1738	1"
	14'-15	0,1474	1/8"	0,0032	0,000008	2,78	1"	0,0254	0,000507	0,0434	1"
	14'-16'	0,2553	1/4"	0,0064	0,000032	2,09	1"	0,0254	0,000507	0,1303	1"
	16'-18	0,1474	1/8"	0,0032	0,000008	2,78	1"	0,0254	0,000507	0,0434	1"
	16-17'	0,2084	1/8"	0,0032	0,000008	5,56	1"	0,0254	0,000507	0,0869	1"
	17'-19	0,1474	1/8"	0,0032	0,000008	2,78	1"	0,0254	0,000507	0,0434	1"
	17'-20	0,1474	1/8"	0,0032	0,000008	2,78	1"	0,0254	0,000507	0,0434	1"

Quadro 38 - Bitoladas comerciais selecionadas para a tubulação de água quente

(continuação)

T [°C]	Trecho	Diâmetro [in]	Menor diâmetro				Maior diâmetro				Bitola selecionada
			Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	
75	7-22'	0,1532	1/8"	0,0032	0,000008	3,01	1"	0,0254	0,000507	0,0470	1"
	22'-23	0,0759	1/8"	0,0032	0,000008	0,74	1"	0,0254	0,000507	0,0115	1"
	22'-24	0,1331	1/8"	0,0032	0,000008	2,27	1"	0,0254	0,000507	0,0354	1"
45	1-1'	0,2780	1/4"	0,0064	0,000032	2,47	1"	0,0254	0,000507	0,1546	1"
	1'-2	0,1390	1/8"	0,0032	0,000008	2,47	1"	0,0254	0,000507	0,0386	1"
	1'-3	0,2408	1/4"	0,0064	0,000032	1,86	1"	0,0254	0,000507	0,1159	1"
	3-3'	0,1390	1/8"	0,0032	0,000008	2,47	1"	0,0254	0,000507	0,0386	1"

Quadro 38 - Bitoladas comerciais selecionadas para a tubulação de água quente

(conclusão)

T (°C)	Trecho	Diâmetro [in]	Menor diâmetro				Maior diâmetro				Bitola Selecionada
			Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	
45	3-4	0,1966	1/8"	0,0032	0,000008	4,95	1"	0,0254	0,000507	0,0773	1"
	4-4'	0,1390	1/8"	0,0032	0,000008	2,47	1"	0,0254	0,000507	0,0386	1"
	4-5	0,1390	1/8"	0,0032	0,000008	2,47	1"	0,0254	0,000507	0,0386	1"
	5-5'	0,1390	1/8"	0,0032	0,000008	2,47	1"	0,0254	0,000507	0,0386	1"

Fonte: Autores, 2023.



### E.3.2 Dimensionamento dos tanques armazenamento de água quente

Para o dimensionamento dos tanques de armazenamento, levou-se em consideração o consumo total de água quente utilizada em cada temperatura. Pela Equação 62 foi possível determinar o diâmetro do tanque. Além disso, foi feita a consideração de que a altura do tanque é igual duas vezes o diâmetro e então a altura também foi definida.

$$V = \Pi \cdot r^2 \cdot H \quad (62)$$

Onde:

V = volume do tanque [m<sup>3</sup>];

r = raio do tanque [m];

H = altura do tanque [m].

Com o volume dos tanques pré-definidos de acordo com a vazão de água necessária por dia, adicionou-se uma margem de segurança de 20%. Para os cinco tanques de água a 70°C foi considerado tanques com capacidade de armazenamento de 12 horas e para o tanque de armazenamento de água a 45°C foi considerado o consumo diário, mas tendo em vista que é usado apenas nos chuveiros, esse é referente a 4 horas. Na Tabela 121 estão os valores para o diâmetro e altura obtidos de cada tanque.

Tabela 121 - Dimensões dos tanques de armazenamento de água quente

Quantidade	T [°C]	D [m]	H [m]	V [m <sup>3</sup> ]
5	70	2,11	4,23	7,41
1	45	1,13	2,26	1,13

Fonte: Autores, 2023.

## E.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA GELADA

### E.4.1 Dimensionamento da tubulação de água gelada

O dimensionamento da tubulação de água gelada foi realizado seguindo os mesmos passos propostos para a água quente do Tópico E.3, com as Equações 60 e 61 citadas anteriormente, foi possível determinar a área por trecho e o diâmetro mínimo da tubulação. Na Tabela 122 encontram-se os resultados obtidos.

Tabela 122 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água gelada

(continua)

Trecho	Distância [m]	Vazão (m³/h)	Vazão [L/s]	Vazão [m³/s]	Área [m²]	Diâmetro [m]
1 - 2	18,5630	7,4460	2,0683	0,002068	0,001034	0,0363
2 - 3	4,2597	7,4460	2,0683	0,002068	0,001034	0,0363
3 - 4	0,7347	4,0574	1,1270	0,001127	0,000564	0,0268
4 - 5	3,5458	0,0433	0,0120	0,000012	0,000006	0,0028
5 - 5'	6,5933	0,0116	0,0032	0,000003	0,000002	0,0014
5 - 6	1,6855	0,0317	0,0088	0,000009	0,000004	0,0024
6 - 6'	7,2291	0,0116	0,0032	0,000003	0,000002	0,0014
6 - 7	1,7486	0,0201	0,0056	0,000006	0,000003	0,0019
7 - 7'	7,0777	0,0042	0,0012	0,000001	0,000001	0,0009
7 - 8	2,3526	0,0159	0,0044	0,000004	0,000002	0,0017
8 - 8'	7,2038	0,0116	0,0032	0,000003	0,000002	0,0014
8 - 9	5,2677	0,0042	0,0012	0,000001	0,000001	0,0009
4 - 10	16,5985	4,0140	1,1150	0,001115	0,000558	0,0266
10 - 10'	15,8496	3,4149	0,9486	0,000949	0,000474	0,0246
10 - 11	7,9278	0,5991	0,1664	0,000166	0,000083	0,0103
11 - 12	0,6569	0,1997	0,0555	0,000055	0,000028	0,0059
12 - 12'	5,3671	0,0999	0,0277	0,000028	0,000014	0,0042
12 - 13	8,8804	0,0999	0,0277	0,000028	0,000014	0,0042
11 - 14	2,8991	0,3994	0,1110	0,000111	0,000055	0,0084
14 - 14'	5,3671	0,0999	0,0277	0,000028	0,000014	0,0042
14 - 15	3,2483	0,2996	0,0832	0,000083	0,000042	0,0073
15 - 15'	5,3671	0,0999	0,0277	0,000028	0,000014	0,0042
15 - 16	3,4799	0,1997	0,0555	0,000055	0,000028	0,0059
16 - 16'	5,3662	0,0999	0,0277	0,000028	0,000014	0,0042
16 - 17	8,9833	0,0999	0,0277	0,000028	0,000014	0,0042
3 - 18	3,5422	3,3255	0,9238	0,000924	0,000462	0,0243
18 - 19	5,2714	0,0233	0,0065	0,000006	0,000003	0,0020
19 - 19'	6,7830	0,0116	0,0032	0,000003	0,000002	0,0014
19 - 20	10,9089	0,0116	0,0032	0,000003	0,000002	0,0014
18 - 21	7,7069	3,3023	0,9173	0,000917	0,000459	0,0242

Tabela 122 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água gelada

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	Vazão [L/s]	Vazão [m <sup>3</sup> /s]	Área [m <sup>2</sup> ]	Diâmetro [m]
21 - 22	6,6653	0,3712	0,1031	0,000103	0,000052	0,0081
22 - 22'	10,5649	0,3697	0,1027	0,000103	0,000051	0,0081
22 - 23	10,9644	0,0016	0,0004	0,000000	0,000000	0,0005
21 - 24	13,7739	2,9311	0,8142	0,000814	0,000407	0,0228
21 - 25	8,9409	0,0016	0,0004	0,000000	0,000000	0,0005

Fonte: Autores, 2023.

A partir do diâmetro calculado, escolheu-se a da bitola para cada um dos trechos da tubulação de água gelada. No Quadro 39, observa-se os valores encontrados para a velocidade de acordo com a bitola imediatamente menor e maior, assim como foi feito para a tubulação de água quente. Para não ultrapassar a velocidade recomendada e admitida de 2 m/s, foram escolhidas as maiores bitolas de tamanho comercial.

Quadro 39 - Bitolas comerciais selecionadas para a tubulação de água gelada

(continua)

Trecho	Diâmetro [In]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	A int (m <sup>2</sup> )	u[m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A int (m <sup>2</sup> )	u[m/s]	
1 - 2	1,4286	1.1/4"	0,03175	0,000792	2,6124	1.1/2"	0,0381	0,001140	1,8142	1.1/2"
2 - 3	1,4286	1.1/4"	0,03175	0,000792	2,6124	1.1/2"	0,0381	0,001140	1,8142	1.1/2"
3 - 4	1,0546	1"	0,02540	0,000507	2,2243	1.1/4"	0,0318	0,000792	1,4235	1.1/4"
4 - 5	0,1090	1/8"	0,00318	0,000008	1,5209	1"	0,0254	0,000507	0,0238	1"
5 - 5'	0,0565	1/8"	0,00318	0,000008	0,4080	1"	0,0254	0,000507	0,0064	1"
5 - 6	0,0932	1/8"	0,00318	0,000008	1,1129	1"	0,0254	0,000507	0,0174	1"
6 - 6'	0,0565	1/8"	0,00318	0,000008	0,4080	1"	0,0254	0,000507	0,0064	1"
6 - 7	0,0742	1/8"	0,00318	0,000008	0,7049	1"	0,0254	0,000507	0,0110	1"
7 - 7'	0,0341	1/8"	0,00318	0,000008	0,1485	1"	0,0254	0,000507	0,0023	1"
7 - 8	0,0659	1/8"	0,00318	0,000008	0,5564	1"	0,0254	0,000507	0,0087	1"
8 - 8'	0,0565	1/8"	0,00318	0,000008	0,4080	1"	0,0254	0,000507	0,0064	1"
8 - 9	0,0341	1/8"	0,00318	0,000008	0,1485	1"	0,0254	0,000507	0,0023	1"
4 - 10	1,0489	1"	0,02540	0,000507	2,2005	1.1/4"	0,0318	0,000792	1,4083	1.1/4"
10 - 10'	0,9675	3/4"	0,01905	0,000285	3,3281	1"	0,0254	0,000507	1,8720	1"
10 - 11	0,4052	3/8"	0,00953	0,000071	2,3356	1"	0,0254	0,000507	0,3284	1"

Quadro 39 - Bitolas comerciais selecionadas para a tubulação de água gelada

(continuação)

Trecho	Diâmetro [In]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	A int (m <sup>2</sup> )	u[m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A int (m <sup>2</sup> )	u[m/s]	
11 - 12	0,2340	1/8"	0,00318	0,000008	7,0069	1"	0,0254	0,000507	0,1095	1"
12 - 12'	0,1654	1/8"	0,00318	0,000008	3,5034	1"	0,0254	0,000507	0,0547	1"
12 - 13	0,1654	1/8"	0,00318	0,000008	3,5034	1"	0,0254	0,000507	0,0547	1"
11 - 14	0,3309	1/4"	0,00635	0,000032	3,5034	1"	0,0254	0,000507	0,2190	1"
14 - 14'	0,1654	1/8"	0,00318	0,000008	3,5034	1"	0,0254	0,000507	0,0547	1"
14 - 15	0,2866	1/4"	0,00635	0,000032	2,6276	1"	0,0254	0,000507	0,1642	1"
15 - 15'	0,1654	1/8"	0,00318	0,000008	3,5034	1"	0,0254	0,000507	0,0547	1"
15 - 16	0,2340	1/8"	0,00318	0,000008	7,0069	1"	0,0254	0,000507	0,1095	1"
16 - 16'	0,1654	1/8"	0,00318	0,000008	3,5034	1"	0,0254	0,000507	0,0547	1"
16 - 17	0,1654	1/8"	0,00318	0,000008	3,5034	1"	0,0254	0,000507	0,0547	1"
3 - 18	0,9547	3/4"	0,01905	0,000285	3,2410	1"	0,0254	0,000507	1,8231	1"
18 - 19	0,0798	1/8"	0,00318	0,000008	0,8159	1"	0,0254	0,000507	0,0127	1"
19 - 19'	0,0565	1/8"	0,00318	0,000008	0,4080	1"	0,0254	0,000507	0,0064	1"
19 - 20	0,0565	1/8"	0,00318	0,000008	0,4080	1"	0,0254	0,000507	0,0064	1"
18 - 21	0,9514	3/4"	0,01905	0,000285	3,2183	1"	0,0254	0,000507	1,8103	1"
21 - 22	0,3190	1/4"	0,00635	0,000032	3,2561	1"	0,0254	0,000507	0,2035	1"

Quadro 39 - Bitolas comerciais selecionadas para a tubulação de água gelada

(conclusão)

Trecho	Diâmetro [In]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	A int (m <sup>2</sup> )	u[m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A int (m <sup>2</sup> )	u[m/s]	
22 - 22'	0,3183	1/4"	0,00635	0,000032	3,2424	1"	0,0254	0,000507	0,2026	1"
22 - 23	0,0207	1/8"	0,00318	0,000008	0,0550	1"	0,0254	0,000507	0,0009	1"
21 - 24	0,8963	3/4"	0,01905	0,000285	2,8566	1"	0,0254	0,000507	1,6068	1"
21 - 25	0,0207	1/8"	0,00635	0,000032	0,0137	1"	0,0254	0,000507	0,0009	1"

Fonte: Autores, 2023.

### E.4.2 Dimensionamento dos tanques de armazenamento de água gelada

Para assegurar a operação do processo, foi dimensionado um tanque de armazenamento de segurança de água gelada que recebe a água proveniente do chiller e envia para os equipamentos. Para encontrar o diâmetro e a altura do tanque, utilizou-se a Equação 62 e foi considerado que a altura é igual ao diâmetro. O volume considerado foi referente a 6 horas de operação e com margem de segurança de 15%.

Por dia seria necessário um volume de aproximadamente 176 m<sup>3</sup> de água gelada, pelo fato de a água gelada ser empregada apenas no resfriamento dos equipamentos, foi considerado um reciclo de 98%. Após o uso, a água gelada que estará fria será enviada para um tanque de água gelada reciclada e voltará a ser utilizada. Assim, apenas 3,52 m<sup>3</sup> de água fria serão repostas por dia. O tanque de reciclo foi dimensionado de acordo com a Equação 62, o volume também foi considerado para 6 horas de operação com a mesma margem de segurança. Para este tanque a altura foi considerada igual ao diâmetro, na Tabela 123 estão os resultados obtidos.

Tabela 123 - Dimensões dos tanques de água gelada

Tanque	D [m]	H [m]	V [m <sup>3</sup> ]
Armazenamento	4,1	4,1	54,0
Reciclo	4,0	4,0	49,5

Fonte: Autores, 2023.

## E.5 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA

### E.5.1 Dimensionamento da tubulação de água fria

O dimensionamento da tubulação de água fria foi realizado seguindo os mesmos passos propostos para a água quente do Tópico E.3, com as Equações 60 e 61 citadas anteriormente, foi possível determinar a área por trecho e o diâmetro mínimo da tubulação. Na Tabela 124, 125, 126 e 127 encontram-se os resultados obtidos para cada linha.

Tabela 124 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 1

LINHA DE ÁGUA 1 – POÇO						
Trecho	Distância [m]	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	Vazão [L/s]	Vazão [m <sup>3</sup> /s]	Área [m <sup>2</sup> ]	Diâmetro [m]
1-2	100,893	6,616	1,838	0,001838	0,000919	0,034
2-3	6,853	3,043	0,845	0,000845	0,000423	0,023
2-4	9,514	3,572	0,992	0,000992	0,000496	0,025
4-4'	1,411	0,893	0,248	0,000248	0,000124	0,013
4-5	4,148	2,679	0,744	0,000744	0,000372	0,022
5-5'	1,411	0,893	0,248	0,000248	0,000124	0,013
5-6	4,148	1,786	0,496	0,000496	0,000248	0,018
6-6'	1,411	0,893	0,248	0,000248	0,000124	0,013
6-7	5,559	0,893	0,248	0,000248	0,000124	0,013

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 125 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 2

(continua)

LINHA DE ÁGUA 2 - CAIXA D'ÁGUA						
Trecho	Distância [m]	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	Vazão [L/s]	Vazão [m <sup>3</sup> /s]	Área [m <sup>2</sup> ]	Diâmetro [m]
1-2	24,273	3,043	0,845	0,000845	0,000423	0,0232
2-4	19,659	2,572	0,714	0,000714	0,000357	0,0213
4-4'	5,324	0,514	0,143	0,000143	0,000071	0,0095
4-5	3,138	2,058	0,572	0,000572	0,000286	0,0191
5-5'	5,324	0,514	0,143	0,000143	0,000071	0,0095
5-6	3,230	1,543	0,429	0,000429	0,000214	0,0165
6-6'	5,324	0,514	0,143	0,000143	0,000071	0,0095
6-7	3,199	1,029	0,286	0,000286	0,000143	0,0135
7-7'	5,324	0,514	0,143	0,000143	0,000071	0,0095
7-8'	8,728	0,514	0,143	0,000143	0,000071	0,0095
2-9	7,754	0,471	0,131	0,000131	0,000065	0,0091
9-9'	5,271	0,282	0,078	0,000078	0,000039	0,0071
9-10	5,019	0,189	0,053	0,000053	0,000026	0,0058
10-11'	1,692	0,018	0,005	0,000005	0,000002	0,0018
10-12	0,012	0,172	0,048	0,000048	0,000024	0,0055



Tabela 125 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 2  
(continuação)

LINHA DE ÁGUA 2 - CAIXA D'ÁGUA						
Trecho	Distância [m]	Vazão (m³/h)	Vazão [L/s]	Vazão [m³/s]	Área [m²]	Diâmetro [m]
12-12'	2,392	0,018	0,005	0,000005	0,000002	0,0018
12-13	1,127	0,154	0,043	0,000043	0,000021	0,0052
13-13'	3,992	0,010	0,003	0,000003	0,000001	0,0013
13-14	0,497	0,144	0,040	0,000040	0,000020	0,0051
14-14'	3,992	0,010	0,003	0,000003	0,000001	0,0013
14-15	0,497	0,135	0,037	0,000037	0,000019	0,0049
15-15'	3,992	0,010	0,003	0,000003	0,000001	0,0013
15-16	0,497	0,125	0,035	0,000035	0,000017	0,0047
16-16'	3,992	0,010	0,003	0,000003	0,000001	0,0013
16-17	0,433	0,116	0,032	0,000032	0,000016	0,0045
17-18	2,139	0,273	0,076	0,000076	0,000038	0,0070
18-19	0,945	0,017	0,005	0,000005	0,000002	0,0017
19-19'	2,653	0,006	0,002	0,000002	0,000001	0,0010
19-20	0,498	0,011	0,003	0,000003	0,000002	0,0014
20-20'	2,653	0,006	0,002	0,000002	0,000001	0,0010
20-21'	3,030	0,006	0,002	0,000002	0,000001	0,0010
18-22	0,945	0,036	0,010	0,000010	0,000005	0,0025
22-22'	2,653	0,012	0,003	0,000003	0,000002	0,0015
22-23	0,498	0,024	0,007	0,000007	0,000003	0,0021
23-23'	2,653	0,012	0,003	0,000003	0,000002	0,0015
23-24'	3,030	0,012	0,003	0,000003	0,000002	0,0015
17-25	0,523	0,072	0,020	0,000020	0,000010	0,0036
25-25'	1,412	0,018	0,005	0,000005	0,000002	0,0018
25-26	0,724	0,054	0,015	0,000015	0,000008	0,0031
26-26'	1,412	0,018	0,005	0,000005	0,000002	0,0018
26-27	1,107	0,037	0,010	0,000010	0,000005	0,0025
27-27'	2,712	0,005	0,001	0,000001	0,000001	0,0009
27-28	0,497	0,032	0,009	0,000009	0,000004	0,0024
28-28'	2,712	0,005	0,001	0,000001	0,000001	0,0009

Tabela 125 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 2  
(conclusão)

LINHA DE ÁGUA 2 - CAIXA D'ÁGUA						
Trecho	Distância [m]	Vazão (m³/h)	Vazão [L/s]	Vazão [m³/s]	Área [m²]	Diâmetro [m]
28-29	0,497	0,027	0,007	0,000007	0,000004	0,0022
29-30	2,005	0,022	0,006	0,000006	0,000003	0,0020
30-30'	2,627	0,006	0,002	0,000002	0,000001	0,0010
30-31	0,288	0,016	0,004	0,000004	0,000002	0,0017
31-31'	2,627	0,006	0,002	0,000002	0,000001	0,0010
31-32'	2,914	0,011	0,003	0,000003	0,000001	0,0014

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 126 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 3  
(continua)

LINHA DE ÁGUA 3 - RESERVATÓRIO INFERIOR						
Trecho	Distância [m]	Vazão (m³/h)	Vazão [L/s]	Vazão [m³/s]	Área [m²]	Diâmetro [m]
1-2	7,006	3,043	0,357	0,000357	0,000178	0,0151
2-2'	2,858	0,893	0,357	0,000357	0,000178	0,0151
2-5	7,006	3,936	0,713	0,000713	0,000357	0,0213
3-3'	2,858	0,893	0,357	0,000357	0,000178	0,0151
3-4	9,864	3,936	0,713	0,000713	0,000357	0,0213
5-6	4,212	5,723	1,427	0,001427	0,000713	0,0301
6-7	18,307	0,540	0,142	0,000142	0,000071	0,0095
7-8	2,862	0,341	0,165	0,000165	0,000083	0,0103
8-9	2,096	0,311	0,086	0,000086	0,000043	0,0074
9-9'	1,765	0,180	0,050	0,000050	0,000025	0,0056
9-10	0,987	0,131	0,036	0,000036	0,000018	0,0048
10-10'	1,765	0,055	0,015	0,000015	0,000008	0,0031
10-11	2,974	0,076	0,021	0,000021	0,000011	0,0037
11-11'	1,765	0,038	0,011	0,000011	0,000005	0,0026
11-12	4,739	0,038	0,011	0,000011	0,000005	0,0026
8-13	9,838	0,030	0,079	0,000079	0,000039	0,0071
13-13'	1,762	0,010	0,027	0,000027	0,000014	0,0042

Tabela 126 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 3  
(conclusão)

LINHA DE ÁGUA 3 - RESERVATÓRIO INFERIOR						
Trecho	Distância [m]	Vazão (m³/h)	Vazão [L/s]	Vazão [m³/s]	Área [m²]	Diâmetro [m]
13-14	0,646	0,021	0,052	0,000052	0,000026	0,0057
14-15	0,646	0,015	0,039	0,000039	0,000020	0,0050
15-15'	1,762	0,005	0,027	0,000027	0,000014	0,0042
15-16	0,646	0,010	0,012	0,000012	0,000006	0,0028
16-16'	1,762	0,044	0,012	0,000012	0,000006	0,0028
7-17	3,935	0,199	0,055	0,000055	0,000028	0,0059
17-17'	3,970	0,053	0,015	0,000015	0,000007	0,0031
17-18	48,221	0,146	0,041	0,000041	0,000020	0,0051
6-19	4,681	0,203	0,056	0,000056	0,000028	0,0060
19-19'	1,724	0,001	0,000	0,000000	0,000000	0,0003
19-20	2,361	0,202	0,056	0,000056	0,000028	0,0060
20-21	2,781	0,200	0,056	0,000056	0,000028	0,0059
20-22	3,084	0,002	0,001	0,000001	0,000000	0,0006

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 127 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 4  
(continua)

LINHA DE ÁGUA 4 – CHILLER						
Trecho	Distância [m]	Vazão (m³/h)	Vazão [L/s]	Vazão [m³/s]	Área [m²]	Diâmetro [m]
1 - 1'	6,566	0,004	0,001	0,000001	0,000001	0,0009
2 - 1'	9,700	0,004	0,001	0,000001	0,000001	0,0009
1' - 3	0,529	0,008	0,002	0,000002	0,000001	0,0012
4 - 3	11,386	0,011	0,003	0,000003	0,000002	0,0014
3 - 5	1,856	0,020	0,005	0,000005	0,000003	0,0019
5' - 5	4,612	0,011	0,003	0,000003	0,000002	0,0014
5 - 6	1,615	0,031	0,009	0,000009	0,000004	0,0023
6' - 6	9,688	0,011	0,003	0,000003	0,000002	0,0014
6 - 7	2,217	0,042	0,012	0,000012	0,000006	0,0027
7' - 7	4,612	0,011	0,003	0,000003	0,000002	0,0014

Tabela 127 - Diâmetro encontrado para a tubulação de água fria na linha 4  
(conclusão)

LINHA DE ÁGUA 4 – CHILLER						
Trecho	Distância [m]	Vazão (m³/h)	Vazão [L/s]	Vazão [m³/s]	Área [m²]	Diâmetro [m]
7 - 8	1,624	0,054	0,015	0,000015	0,000007	0,0031
8' - 8	9,647	0,011	0,003	0,000003	0,000002	0,0014
8 - 9	21,449	0,065	0,018	0,000018	0,000009	0,0034
9' - 9	8,400	0,386	0,107	0,000107	0,000054	0,0083
9 - 10	13,381	0,452	0,125	0,000125	0,000063	0,0089
10' - 10	8,597	3,064	0,851	0,000851	0,000426	0,0233
10 - 11	26,002	3,516	0,977	0,000977	0,000488	0,0249
12 - 13	20,542	3,570	0,992	0,000992	0,000496	0,0251
14 - 15	10,340	0,098	0,027	0,000027	0,000014	0,0042
15' - 14	6,729	0,098	0,027	0,000027	0,000014	0,0042
14 - 13	1,502	0,196	0,054	0,000054	0,000027	0,0059
13 - 16	1,978	3,765	1,046	0,001046	0,000523	0,0258
16' - 16	6,700	0,098	0,027	0,000027	0,000014	0,0042
16 - 17	3,229	3,863	1,073	0,001073	0,000537	0,0261
17' - 17	6,724	0,098	0,027	0,000027	0,000014	0,0042
17 - 18	3,556	3,961	1,100	0,001100	0,000550	0,0265
18' - 18	6,730	0,098	0,027	0,000027	0,000014	0,0042
18 - 19	3,486	4,059	1,127	0,001127	0,000564	0,0268
19' - 19	6,701	0,098	0,027	0,000027	0,000014	0,0042
19 - 20	29,700	4,157	1,155	0,001155	0,000577	0,0271

Fonte: Autores, 2023.

A partir do diâmetro calculado, escolheu-se a da bitola para cada um dos trechos da tubulação de fria, da mesma forma que realizado para água quente e gelada. No Quadro 40, observa-se os valores encontrados para a velocidade de acordo com a bitola imediatamente menor e maior. Para não ultrapassar a velocidade recomendada e admitida de 2 m/s, foram escolhidas as maiores bitolas de tamanho comercial.

Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4

(continua)

Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]	
LINHA DE ÁGUA 1 – POÇO										
1-2	1,347	1.1/2"	0,0381	0,00114	1,612	2"	0,0508	0,00203	0,907	2"
2-3	0,913	1"	0,0254	0,00051	1,668	1.1/4"	0,0318	0,00079	1,068	1.1/4"
2-4	0,990	1"	0,0254	0,00051	1,958	1.1/4"	0,0318	0,00079	1,253	1.1/4"
4-4'	0,495	1/2"	0,0127	0,00013	1,958	3/4"	0,0191	0,00029	0,870	3/4"
4-5	0,857	1"	0,0254	0,00051	1,469	1.1/4"	0,0318	0,00079	0,940	1.1/4"
5-5'	0,495	1/2"	0,0127	0,00013	1,958	3/4"	0,0191	0,00029	0,870	3/4"
5-6	0,700	3/4"	0,0191	0,00029	1,741	1"	0,0254	0,00051	0,979	1"
6-6'	0,495	1/2"	0,0127	0,00013	1,958	3/4"	0,0191	0,00029	0,870	3/4"
6-7	0,495	1/2"	0,0127	0,00013	1,958	3/4"	0,0191	0,00029	0,870	3/4"
LINHA DE ÁGUA 2 - RESERVATÓRIO INFERIOR										
1-2	0,593	3/4"	0,0191	0,00029	1,252	1"	0,0254	0,00051	0,704	1"
2-2'	0,593	3/4"	0,0191	0,00029	1,252	1"	0,0254	0,00051	0,704	1"
2-5	0,839	1"	0,0254	0,00051	1,408	1.1/4"	0,0318	0,00079	0,901	1.1/4"

Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	$A_{\text{interna}}$ [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	$A_{\text{interna}}$ [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]	
3-3'	0,593	3/4"	0,0191	0,00029	1,252	1"	0,0254	0,00051	0,704	1"
3-4	0,839	1"	0,0254	0,00051	1,408	1.1/4"	0,0318	0,00079	0,901	1.1/4"
5-6	1,187	1"	0,0254	0,00051	2,816	2"	0,0508	0,00203	0,704	2"
6-7	0,374	3/8"	0,0095	0,00007	1,986	1/2"	0,0127	0,00013	1,117	1/2"
7-8	0,404	3/8"	0,0095	0,00007	2,318	1/2"	0,0127	0,00013	1,304	1/2"
8-9	0,292	1/4"	0,0064	0,00003	2,724	3/8"	0,0095	0,00007	1,211	3/8"
9-9'	0,222	1/8"	0,0032	0,00001	6,315	1/4"	0,0064	0,00003	1,579	1/4"
9-10	0,189	1/8"	0,0032	0,00001	4,582	1/4"	0,0064	0,00003	1,145	1/4"
10-10'	0,123	1/8"	0,0032	0,00001	1,924	1/4"	0,0064	0,00003	0,481	1/4"
10-11	0,144	1/8"	0,0032	0,00001	2,658	1/4"	0,0064	0,00003	0,664	1/4"
11-11'	0,102	1/8"	0,0032	0,00001	1,329	1/4"	0,0064	0,00003	0,332	1/4"
11-12	0,102	1/8"	0,0032	0,00001	1,329	1/4"	0,0064	0,00003	0,332	1/4"
8-13	0,279	1/4"	0,0064	0,00003	2,491	3/8"	0,0095	0,00007	1,107	3/8"
13-13'	0,164	1/8"	0,0032	0,00001	3,435	1/4"	0,0064	0,00003	0,859	1/4"
13-14	0,226	1/8"	0,0032	0,00001	6,527	1/4"	0,0064	0,00003	1,632	1/4"
14-14'	0,110	1/8"	0,0032	0,00001	1,546	1/4"	0,0064	0,00003	0,386	1/4"

Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]	
14-15	0,197	1/8"	0,0032	0,00001	4,981	1/4"	0,0064	0,00003	1,245	1/4"
15-15'	0,164	1/8"	0,0032	0,00001	3,435	1/4"	0,0064	0,00003	0,859	1/4"
15-16	0,110	1/8"	0,0032	0,00001	1,546	1/4"	0,0064	0,00003	0,386	1/4"
16-16'	0,110	1/8"	0,0032	0,00001	1,546	1/4"	0,0064	0,00003	0,386	1/4"
7-17	0,234	1.1/2"	0,0381	0,00114	0,048	2"	0,0508	0,00203	0,027	2"
17-17'	0,120	1/8"	0,0032	0,00001	1,847	1/4"	0,0064	0,00003	0,462	1/4"
17-18	0,200	1.1/2"	0,0381	0,00114	0,036	2"	0,0508	0,00203	0,020	2"
6-19	0,236	1/8"	0,0032	0,00001	7,127	1/4"	0,0064	0,00003	1,782	1/4"
19-19'	0,014	1/8"	0,0032	0,00001	0,023	1/4"	0,0064	0,00003	0,006	1/4"
19-20	0,236	1/8"	0,0032	0,00001	7,104	1/4"	0,0064	0,00003	1,776	1/4"
20-21	0,234	1/8"	0,0032	0,00001	7,023	1/4"	0,0064	0,00003	1,756	1/4"
20-22	0,025	1/8"	0,0032	0,00001	0,081	1/4"	0,0064	0,00003	0,020	1/4"
<b>LINHA DE ÁGUA 3 - CAIXA D'ÁGUA</b>										
1-2	0,913	3/4"	0,0191	0,00029	2,966	1"	0,0254	0,00051	1,668	1"
2-4	0,840	3/4"	0,0191	0,00029	2,507	1"	0,0254	0,00051	1,410	1"

Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$\nu$ [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$\nu$ [m/s]	
4-4'	0,375	3/8"	0,0095	0,00007	2,005	1/2"	0,0127	0,00013	1,128	1/2"
4-5	0,751	3/4"	0,0191	0,00029	2,005	1"	0,0254	0,00051	1,128	1"
5-5'	0,375	3/8"	0,0095	0,00007	2,005	1/2"	0,0127	0,00013	1,128	1/2"
5-6	0,650	1/2"	0,0127	0,00013	3,384	3/4"	0,0191	0,00029	1,504	3/4"
6-6'	0,375	3/8"	0,0095	0,00007	2,005	1/2"	0,0127	0,00013	1,128	1/2"
6-7	0,531	1/2"	0,0127	0,00013	2,256	3/4"	0,0191	0,00029	1,003	3/4"
7-7'	0,375	3/8"	0,0095	0,00007	2,005	1/2"	0,0127	0,00013	1,128	1/2"
7-8'	0,375	3/8"	0,0095	0,00007	2,005	1/2"	0,0127	0,00013	1,128	1/2"
2-9	0,359	1/4"	0,0064	0,00003	4,133	1"	0,0254	0,00051	0,258	1"
9-9'	0,278	1/4"	0,0064	0,00003	2,473	3/8"	0,0095	0,00007	1,099	3/8"
9-10	0,228	1/8"	0,0032	0,00001	6,640	1/4"	0,0064	0,00003	1,660	1/4"
10-11'	0,070	1/8"	0,0032	0,00001	0,618	1/4"	0,0064	0,00003	0,155	1/4"
10-12	0,217	1/8"	0,0032	0,00001	6,022	1/4"	0,0064	0,00003	1,505	1/4"
12-12'	0,070	1/8"	0,0032	0,00001	0,618	1/4"	0,0064	0,00003	0,155	1/4"
12-13	0,205	1/8"	0,0032	0,00001	5,403	1/4"	0,0064	0,00003	1,351	1/4"
13-13'	0,051	1/8"	0,0032	0,00001	0,336	1/4"	0,0064	0,00003	0,084	1/4"



Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	$A_{\text{interna}}$ [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	$A_{\text{interna}}$ [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]	
13-14	0,199	1/8"	0,0032	0,00001	5,067	1/4"	0,0064	0,00003	1,267	1/4"
14-14'	0,051	1/8"	0,0032	0,00001	0,336	1/4"	0,0064	0,00003	0,084	1/4"
14-15	0,192	1/8"	0,0032	0,00001	4,731	1/4"	0,0064	0,00003	1,183	1/4"
15-15'	0,051	1/8"	0,0032	0,00001	0,336	1/4"	0,0064	0,00003	0,084	1/4"
15-16	0,185	1/8"	0,0032	0,00001	4,395	1/4"	0,0064	0,00003	1,099	1/4"
16-16'	0,051	1/8"	0,0032	0,00001	0,336	1/4"	0,0064	0,00003	0,084	1/4"
16-17	0,178	1/8"	0,0032	0,00001	4,058	1/4"	0,0064	0,00003	1,015	1/4"
17-18	0,274	1/4"	0,0064	0,00003	2,396	3/8"	0,0095	0,00007	1,065	3/8"
18-19	0,067	1/8"	0,0032	0,00001	0,580	1/4"	0,0064	0,00003	0,145	1/4"
19-19'	0,039	1/8"	0,0032	0,00001	0,193	1/4"	0,0064	0,00003	0,048	1/4"
19-20	0,055	1/8"	0,0032	0,00001	0,386	1/4"	0,0064	0,00003	0,097	1/4"
20-20'	0,039	1/8"	0,0032	0,00001	0,193	1/4"	0,0064	0,00003	0,048	1/4"
20-21'	0,039	1/8"	0,0032	0,00001	0,193	1/4"	0,0064	0,00003	0,048	1/4"
18-22	0,099	1/8"	0,0032	0,00001	1,263	1/4"	0,0064	0,00003	0,316	1/4"
22-22'	0,057	1/8"	0,0032	0,00001	0,421	1/4"	0,0064	0,00003	0,105	1/4"
22-23	0,081	1/8"	0,0032	0,00001	0,842	1/4"	0,0064	0,00003	0,211	1/4"

Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$\nu$ [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$\nu$ [m/s]	
23-23'	0,057	1/8"	0,0032	0,00001	0,421	1/4"	0,0064	0,00003	0,105	1/4"
23-24'	0,057	1/8"	0,0032	0,00001	0,421	1/4"	0,0064	0,00003	0,105	1/4"
17-25	0,140	1/8"	0,0032	0,00001	2,518	1/4"	0,0064	0,00003	0,630	1/4"
25-25'	0,070	1/8"	0,0032	0,00001	0,618	1/4"	0,0064	0,00003	0,155	1/4"
25-26	0,122	1/8"	0,0032	0,00001	1,900	1/4"	0,0064	0,00003	0,475	1/4"
26-26'	0,070	1/8"	0,0032	0,00001	0,618	1/4"	0,0064	0,00003	0,155	1/4"
26-27	0,100	1/8"	0,0032	0,00001	1,281	1/4"	0,0064	0,00003	0,320	1/4"
27-27'	0,037	1/8"	0,0032	0,00001	0,175	1/4"	0,0064	0,00003	0,044	1/4"
27-28	0,093	1/8"	0,0032	0,00001	1,106	1/4"	0,0064	0,00003	0,276	1/4"
28-28'	0,037	1/8"	0,0032	0,00001	0,175	1/4"	0,0064	0,00003	0,044	1/4"
28-29	0,085	1/8"	0,0032	0,00001	0,931	1/4"	0,0064	0,00003	0,233	1/4"
29-29'	0,037	1/8"	0,0032	0,00001	0,175	1/4"	0,0064	0,00003	0,044	1/4"
29-30	0,077	1/8"	0,0032	0,00001	0,755	1/4"	0,0064	0,00003	0,189	1/4"
30-30'	0,039	1/8"	0,0032	0,00001	0,193	1/4"	0,0064	0,00003	0,048	1/4"
30-31	0,066	1/8"	0,0032	0,00001	0,562	1/4"	0,0064	0,00003	0,140	1/4"
31-31'	0,039	1/8"	0,0032	0,00001	0,193	1/4"	0,0064	0,00003	0,048	1/4"

Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$\nu$ [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$\nu$ [m/s]	
31-32'	0,054	1/8"	0,0032	0,00001	0,369	1/4"	0,0064	0,00003	0,092	1/4"
LINHA DE ÁGUA 4 – CHILLER										
1-2	0,034	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,146	1/8"
2-2'	0,034	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,146	1/8"
2-3	0,048	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,291	1/8"
3-3'	0,056	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,400	1/8"
3-4	0,073	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,691	1/8"
4-4'	0,056	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,400	1/8"
4-5	0,092	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	1,091	1/8"
5-5'	0,056	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,400	1/8"
5-6	0,108	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	1,490	1/8"
6-6'	0,056	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,400	1/8"
6-7	0,122	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	1,890	1/8"
7-7'	0,056	-	-	-	-	1/8"	0,0032	0,00001	0,400	1/8"
7-8	0,134	1/8"	0,0032	0,00001	2,290	1/4"	0,0064	0,00003	0,573	1/4"
8-8'	0,325	1/4"	0,0064	0,00003	3,389	3/8"	0,0095	0,00007	1,506	3/8"

Quadro 40 - Bitolas selecionadas para a tubulação de água fria na linha 1, 2, 3 e 4

(conclusão)

Trecho	Diâmetro [in]	Menor Diâmetro				Maior Diâmetro				Bitola Selecionada
		Bitola [in]	Bitola [m]	$A_{\text{interna}}$ [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]	Bitola [in]	Bitola [m]	$A_{\text{interna}}$ [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]	
8-9	0,352	1/4"	0,0064	0,00003	3,962	3/8"	0,0095	0,00007	1,761	3/8"
9-10	0,916	3/4"	0,0191	0,00029	2,986	1"	0,0254	0,00051	1,680	1"
9-11	0,982	3/4"	0,0191	0,00029	3,426	1"	0,0254	0,00051	1,927	1"
12-13	0,989	3/4"	0,0191	0,00029	3,479	1"	0,0254	0,00051	1,957	1"
13-13'	0,164	1/8"	0,0032	0,00001	3,433	1/4"	0,0064	0,00003	0,858	1/4"
13-14	0,164	1/8"	0,0032	0,00001	3,433	1/4"	0,0064	0,00003	0,858	1/4"
14-14'	0,232	1/8"	0,0032	0,00001	6,867	1/4"	0,0064	0,00003	1,717	1/4"
14-15	1,016	1"	0,0254	0,00051	2,064	1.1/4"	0,0318	0,00079	1,321	1.1/4"
15-15'	0,164	1/8"	0,0032	0,00001	3,433	1/4"	0,0064	0,00003	0,858	1/4"
15-16	1,029	1"	0,0254	0,00051	2,118	1.1/4"	0,0318	0,00079	1,355	1.1/4"
16-17	1,042	1"	0,0254	0,00051	2,171	1.1/4"	0,0318	0,00079	1,390	1.1/4"
17-18	0,164	1/8"	0,0032	0,00001	3,433	1/4"	0,0064	0,00003	0,858	1/4"
18-18'	1,055	1"	0,0254	0,00051	2,225	1.1/4"	0,0318	0,00079	1,424	1.1/4"
18-19	0,164	1/8"	0,0032	0,00001	3,433	1/4"	0,0064	0,00003	0,858	1/4"
19-19'	1,067	1"	0,0254	0,00051	2,279	1.1/4"	0,0318	0,00079	1,458	1.1/4"

Fonte: Autores, 2023.

### E.5.2 Dimensionamento dos tanques de armazenamento de água fria

Analogamente ao realizado no Tópico E.3.2, dimensionou-se os reservatórios de água fria utilizando a Equação 62. Com o volume dos tanques pré-definidos de acordo com a vazão de água necessária por dia, adicionou-se uma margem de segurança de 15% e capacidade de armazenamento de 24 horas. Na Tabela 128 estão os valores para o diâmetro e altura obtidos de cada reservatório.

Tabela 118 - Dimensões dos tanques de armazenamento de água fria

Reservatório	Quantidade	D [m]	H [m]	V [m <sup>3</sup> ]
Inferior	4	3,15	3,15	24,65
Superior	1	3,77	7,53	84,00

Fonte: Autores, 2023.

## E.6 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

### E.6.2 Dimensionamento do sistema *air-lift*

Para o dimensionamento do sistema *air-lift* utilizou-se a submergência do poço como 65% e o valor médio de diâmetro de 75 mm. Segundo Ricardo (2022), o fluxo de ar necessário (C), em m<sup>3</sup>/h, é dado pela Equação 63.

$$C = Q \cdot f \quad (63)$$

Em que “Q” é a demanda de água, em m<sup>3</sup>/h, e “f” o consumo específico de ar, dado pela Equação 64.

$$f = \frac{ET}{k \cdot \log \frac{SD + 10,3}{10,3}} \quad (64)$$

Com “ET” sendo a elevação total, dada pela soma da elevação quando a bomba está em funcionamento (ND) com a elevação acima do solo (E), “SD” é a submergência dinâmica, calculada por meio da Equação 65 e “k” é um valor tabelado em função da submergência percentual (Sp) que pode ser obtida com a Equação 66.

$$SD = L - (ND + 1) \quad (65)$$

$$Sp = \frac{SD}{SD + ET} \cdot 100\% \quad (66)$$

Os parâmetros utilizados e encontrados estão apresentados na Tabela 129. Com isso, foi possível calcular o fluxo de ar necessário.

Tabela 129 - Parâmetros utilizados para dimensionamento de sistema air-lift

Parâmetros utilizados	
Q [m <sup>3</sup> /h]	9,95
ND	33
E	3
ET	36
L [m]	100
SD	66,00
Sp	64,71
K	14,180
F	2,92

Fonte: Autores, 2023.

Logo, a demanda necessária de ar comprimido para que seja atendida a demanda de água é de 29,049 m<sup>3</sup>/h.

### E.6.2 Dimensionamento das tubulações

Para determinação do diâmetro das tubulações de ar comprimido adotou-se que a perda de pressão admissível nas tubulações principais é de 0,0002 bar, em tubulações secundárias 0,0008 bar e em tubulações de acesso direto ao trabalho 0,002 bar. Logo, de acordo com Macintyre (2010), o diâmetro pode ser calculado por meio da Equação 67.

$$d = \left( \frac{0,842 \cdot l_t \cdot Q^2}{R \cdot h_p} \right)^{\frac{1}{5}} \quad (67)$$

Em que:

d = diâmetro interno da tubulação [cm];

h<sub>p</sub> = perda de carga total [bar];

l<sub>t</sub> = comprimento total da tubulação (comprimento real + comprimento equivalente dos acessórios) [m];

Q = vazão de ar normal [m<sup>3</sup>/min];

R = relação de compressão para a pressão de trabalho, ou seja, p<sub>2</sub>/p<sub>1</sub>, onde p<sub>2</sub> é a pressão fornecida pelo compressor e p<sub>1</sub> é a pressão atmosférica.

O valor adotado para R foi de 9,678, uma vez que a pressão do compressor é 10 kgf/cm<sup>2</sup>, e para o comprimento equivalente adotou-se um acréscimo de 30%. Com isso, obteve-se o dimensionamento da tubulação que está apresentada na Tabela 130.

Tabela 130 - Dimensionamento tubulação de ar comprimido

Trecho	Distância [m]	Q [m <sup>3</sup> /min]	L <sub>eq</sub> [m]	L <sub>t</sub> [m]	h <sub>p</sub> [bar]	Diâmetro [cm]	Diâmetro [in]
1 - 2	0,505	2,396	0,657	1,162	0,0008	3,63	1,43
2 - 2'	14,021	0,639	18,227	32,248	0,0002	7,40	2,91
2 - 3	1,493	1,756	1,941	3,434	0,0008	6,00	2,36
3 - 3'	0,526	1,473	0,684	1,209	0,002	3,78	1,49
3 - 4	24,832	0,283	32,282	57,114	0,0002	6,70	2,64
4 - 4'	8,653	0,142	11,249	19,902	0,0008	3,12	1,23
4 - 5	40,017	0,142	52,023	92,040	0,0002	5,58	2,20

Fonte: Autores, 2023.

Com isso determinou-se a bitola a ser utilizada, escolhendo o diâmetro imediatamente superior aos anteriormente determinados.

## E.7 ISOLAMENTO TÉRMICO, JUNTAS DE DILATAÇÃO, SUPORTE DAS TUBULAÇÕES E TESTE HIDROSTÁTICO

O teste hidrostático é feito com pressão 50% acima da pressão nominal de operação ou da pressão máxima admissível. Dessa forma, é feito a partir da Equação 68, calculando-se com a pressão de projeto empregada no valor de 5 kgf/cm<sup>2</sup>, chega-se ao resultado de 7,5 kgf/cm<sup>2</sup> para a pressão mínima do teste.

$$P_t = P_n * 1,5 \quad (68)$$

Em que:

$P_t$  = pressão mínima para a realização do teste;

$P_n$  = pressão de projeto da tubulação.

Já o isolamento térmico é aplicado nas tubulações de água quente para 45°C e 100°C. Assim como nas tubulações de vapor e condensado, na temperatura de 151,9°C. Ao consultar o Anexo A, a partir do diâmetro de cada trecho, foi possível determinar a espessura do isolamento térmico a ser utilizado. Os resultados obtidos estão apresentados nos Quadros 41, 42 e 43.

Quadro 41 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de água quente

(continua)

T [°C]	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
70 °C	1-1'	1/2"	1.1/2"
	2-1'	1/2"	1.1/2"
	1'-3	3/4"	1.1/2"
	4-3	1/2"	1.1/2"
	5-3'	1/2"	1.1/2"
	6-3'	1/2"	1.1/2"
	3'-3	3/4"	1.1/2"
	3-7	1"	1.1/2"
	7-8'	1"	1.1/2"
	8'-9	3/8"	1.1/2"
	8'-21	1"	1.1/2"
	9-10	1/8"	1.1/2"
	9-11	3/8"	1.1/2"
	11-11'	1/4"	1.1/2"
	11'-12	1/8"	1.1/2"
11'-13	1/4"	1.1/2"	



Quadro 41 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de água quente  
(conclusão)

T [°C]	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
70°C	11-14'	3/8"	1.1/2"
	14'-15	1/4"	1.1/2"
	14'-16'	3/8"	1.1/2"
	16'-18	1/4"	1.1/2"
	16-17'	1/4"	1.1/2"
	17'-19	1/4"	1.1/2"
	17'-20	1/4"	1.1/2"
	7-22'	1/4"	1.1/2"
	22'-23	1/8"	1.1/2"
	22'-24	1/4"	1.1/2"
45°C	1-1'	3/8"	1.1/2"
	1'-2	1/4"	1.1/2"
	1'-3	3/8"	1.1/2"
	3-3'	1/4"	1.1/2"
	3-4	1/4"	1.1/2"
	4-4'	1/4"	1.1/2"
	4-5	1/4"	1.1/2"
	5-5'	1/4"	1.1/2"

Fonte: Autores, 2023.

Quadro 42 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de vapor  
(continua)

Vapor T = 151,9 °C			
Linha	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
1	1-1'	2"	1.1/2"

Quadro 42 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de vapor  
(continuação)

Vapor T = 151,9 °C			
Linha	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
1	1'-2	1"	1.1/2"
	1'-3	2.1/2"	1.1/2"
	3-3'	3/4"	1.1/2"
	3-4	2"	1.1/2"
	4-4'	1"	1.1/2"
	4-5	2"	1.1/2"
	5-5'	3/4"	1.1/2"
	5-6	1.1/2"	1.1/2"
	6-6'	1"	1.1/2"
	6-7	1"	1.1/2"
2	1 - 1'	3.1/2"	1.1/2"
	1' - 2	2"	1.1/2"
	1' - 3	3.1/2"	1.1/2"
	3 - 3'	2"	1.1/2"
	3 - 4	2.1/2"	1.1/2"
	4 - 4'	3/8"	1.1/2"
	4 - 5	2.1/2"	1.1/2"
	5 - 5'	3/8"	1.1/2"
	5 - 6	2.1/2"	1.1/2"
	6 - 6'	3/8"	1.1/2"
6 - 7	2.1/2"	1.1/2"	

Quadro 42 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de vapor  
(continuação)

Vapor T = 151,9 °C			
Linha	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
2	7 - 7'	3/8"	1.1/2"
	7 - 8	2.1/2"	1.1/2"
	8 - 8'	3/8"	1.1/2"
	8 - 9	2.1/2"	1.1/2"
	9 - 9'	1/4"	1.1/2"
	9 - 10	2.1/2"	1.1/2"
	10 - 10'	1/4"	1.1/2"
	10 - 11	2"	1.1/2"
3	1 - 1'	2"	1.1/2"
	1' - 2	2"	1.1/2"
	2 - 2'	3/4"	1.1/2"
	2 - 3	2"	1.1/2"
	3 - 3'	3/4"	1.1/2"
	3 - 4	2"	1.1/2"
	4 - 5	2.1/2"	1.1/2"
	5 - 5'	3/4"	1.1/2"
	5 - 6	3/4"	1.1/2"
	4 - 7	1"	1.1/2"
	7 - 7'	3/8"	1.1/2"
	7 - 8	3/4"	1.1/2"
	8 - 8'	3/8"	1.1/2"

Quadro 42 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de vapor  
(conclusão)

Vapor T = 151,9 °C			
Linha	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
3	8 – 9	3/4"	1.1/2"
	9 - 9'	3/8"	1.1/2"
	9 – 10	3/8"	1.1/2"
	1' – 11	2.1/2"	1.1/2"
	11 - 11'	3/4"	1.1/2"
	11 – 12	1.1/4"	1.1/2"
	12 - 12'	3/4"	1.1/2"
	12 – 13	3/4"	1.1/2"
	13 - 13'	3/8"	1.1/2"
	13 – 14	3/8"	1.1/2"

Fonte: Autores, 2023.

Quadro 43 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de condensado  
(continua)

Condensado T = 151,9 °C			
Linha	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
1	1-1'	2"	1/2"
	1'-2	1"	1/2"
	1'-3	2.1/2"	1/2"
	3-3'	1"	1/2"
	3-4	2"	1/2"
	4-4'	1"	1/2"
	4-5	2"	1/2"

Quadro 43 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de condensado  
(continua)

Condensado T = 151,9 °C			
Linha	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
1	5-5'	1"	1/2"
	5-6	1.1/2"	1/2"
	6-6'	1"	1/2"
	6-7	1"	1/2"
2	1 - 1'	3.1/2"	1/2"
	1' - 2	2"	1/2"
	1' - 3	3.1/2"	1/2"
	3 - 3'	2"	1/2"
	3 - 4	2.1/2"	1/2"
	4 - 4'	1"	1/2"
	4 - 5	2.1/2"	1/2"
	5 - 5'	1"	1/2"
	5 - 6	2.1/2"	1/2"
	6 - 6'	1"	1/2"
	6 - 7	2.1/2"	1/2"
	7 - 7'	1"	1/2"
	7 - 8	2.1/2"	1/2"
	8 - 8'	1"	1/2"
	8 - 9	2.1/2"	1/2"
9 - 9'	1"	1/2"	
9 - 10	2.1/2"	1/2"	

Quadro 43 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de condensado  
(continuação)

Condensado T = 151,9 °C			
Linha	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
2	10 - 10'	1"	1/2"
	10 - 11	2"	1/2"
3	1 - 1'	2"	1/2"
	1' - 2	2"	1/2"
	2 - 2'	1"	1/2"
	2 - 3	2"	1/2"
	3 - 3'	1"	1/2"
	3 - 4	2"	1/2"
	4 - 5	2.1/2"	1/2"
	5 - 5'	1"	1/2"
	5 - 6	1"	1/2"
	4 - 7	1"	1/2"
	7 - 7'	1"	1/2"
	7 - 8	1"	1/2"
	8 - 8'	1"	1/2"
	8 - 9	1"	1/2"
	9 - 9'	1"	1/2"
	9 - 10	1"	1/2"
	1' - 11	2.1/2"	1/2"
	11 - 11'	1"	1/2"
11 - 12	1.1/4"	1/2"	

Quadro 43 - Espessura do isolante térmico para as tubulações de condensado  
(conclusão)

Condensado T = 151,9 °C			
Linha	Trecho	Bitola [in]	Isolante [in]
3	12 - 12'	1"	1/2"
	12 - 13	1"	1/2"
	13 - 13'	1"	1/2"
	13 - 14	1"	1/2"

Fonte: Autores, 2023.

Para a tubulação de vapor, é preciso levar em consideração a dilatação térmica da tubulação, uma vez que as linhas de vapor operam em altas temperaturas. Para calcular a dilatação nas linhas de vapor, utiliza-se a Equação 69.

$$\Delta L = \Delta T \cdot C \cdot L_{eq} \quad (69)$$

Em que:

$\Delta L$ : Dilatação linear [mm];

$\Delta T$ : Variação máxima de temperatura [°C];

C: Constante de dilatação térmica do aço [mm/m.°C];

$L_{eq}$ : Comprimento equivalente da tubulação [m].

Para o valor da constante de dilatação térmica do aço foi usado o valor de 0,0126 mm/m.°C (Anexo A) e para a variação máxima de temperatura o valor da temperatura ambiente, sendo considerado 20°C, assim a variação máxima é de 131,9°C. Na Tabela 131, constam os valores encontrados a partir da Equação 69 para a dilatação térmica em cada trecho, assim como a junta de absorção escolhida, para isso utilizou-se o Anexo A.

Tabela 131 - Valor da dilatação linear e junta de absorção para cada trecho  
(continua)

Trecho	$L_{eq}$ [m]	Dilatação linear [mm]	Diâmetro [in]	Junta de absorção [mm]	Absorção máxima [mm]
1-1'	6,279	10,436	2"	220	25

Tabela 131 - Valor da dilatação linear e junta de absorção para cada trecho  
(continuação)

Trecho	$L_{eq}$ [m]	Dilatação linear [mm]	Diâmetro [in]	Junta de absorção [mm]	Absorção máxima [mm]
1'-2	10,327	17,163	1"	200	25
1'-3	26,479	44,007	2.1/2"	415	50
3-3'	2,083	3,461	1"	200	25
3-4	3,923	6,520	2"	220	25
4-4'	2,114	3,513	1"	200	25
4-5	3,923	6,520	2"	220	25
5-5'	2,149	3,572	1"	200	25
5-6	3,923	6,520	1.1/2"	210	25
6-6'	2,189	3,638	1"	200	25
6-7	6,352	10,557	1"	200	25
1 - 1'	43,458	72,225	3.1/2"	550	75
1' - 2	12,161	20,211	2"	220	25
1' - 3	2,684	4,461	3.1/2"	550	25
3 - 3'	26,017	43,239	2"	220	50
3 - 4	17,572	29,204	2.1/2"	415	38
4 - 4'	13,875	23,060	1"	250	38
4 - 5	2,120	3,523	2.1/2"	230	25
5 - 5'	6,768	11,248	1"	200	25
5 - 6	2,704	4,493	2.1/2"	230	25
6 - 6'	13,875	23,060	1"	200	25
6 - 7	1,951	3,242	2.1/2"	230	25
7 - 7'	6,729	11,184	1"	200	25
7 - 8	2,564	4,262	2.1/2"	230	25
8 - 8'	17,520	29,117	1"	200	38
8 - 9	2,053	3,411	2.1/2"	230	25
9 - 9'	4,739	7,876	1"	200	25
9 - 10	2,058	3,420	2.1/2"	230	25
10 - 10'	13,249	22,020	1"	200	25
10 - 11	37,281	61,959	2"	460	63



Tabela 131 - Valor da dilatação linear e junta de absorção para cada trecho  
(conclusão)

Trecho	$L_{eq}$ [m]	Dilatação linear [mm]	Diâmetro [in]	Junta de absorção [mm]	Absorção máxima [mm]
1 - 1'	22,378	37,191	2"	270	38
1' - 2	1,461	2,428	2"	220	25
2 - 2'	2,253	3,744	1"	200	25
2 - 3	0,438	0,727	2"	220	25
3 - 3'	2,253	3,744	1"	200	25
3 - 4	4,814	8,001	2"	220	25
4 - 5	0,431	0,716	2.1/2"	230	25
5 - 5'	2,251	3,741	1"	200	25
5 - 6	3,144	5,225	1"	200	25
4 - 7	1,762	2,928	1"	200	25
7 - 7'	1,755	2,916	1"	200	25
7 - 8	0,573	0,953	1"	200	25
8 - 8'	1,755	2,916	1"	200	25
8 - 9	0,537	0,893	1"	200	25
9 - 9'	1,755	2,916	1"	200	25
9 - 10	2,325	3,864	1"	200	25
1' - 11	1,927	3,202	2.1/2"	230	25
11 - 11'	2,420	4,022	1"	200	25
11 - 12	0,595	0,988	1.1/4"	205	25
12 - 12'	2,439	4,053	1"	200	25
12 - 13	0,595	0,988	1"	200	25
13 - 13'	2,439	4,053	1"	200	25
13 - 14	3,033	5,041	1"	200	25

Fonte: Autores, 2023.

Seguindo o proposto por Macintyre (2010), os suportes das tubulações devem ser o mais próximo possível dos equipamentos para não sobrecarregar as ligações dos bocais. Para encontrar o espaçamento máximo entre cada apoio para o tubo de aço-carbono A-53, utilizou-se o Anexo A. Foi determinada a quantidade mínima de apoios necessários para cada trecho, dividindo-se o comprimento total da linha pelo

valor do espaçamento máximo. Os resultados para as tubulações presentes no projeto estão dispostos a seguir nas Tabelas 132, 133, 134, 135, 136 e 137.

Tabela 132 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de vapor

(continua)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
1-1'	5,023	2"	3,0	2
1'-2	8,262	1"	2,1	4
1'-3	21,183	2.1/2"	3,3	6
3-3'	1,666	1"	2,1	1
3-4	3,138	2"	3,0	1
4-4'	1,691	1"	2,1	1
4-5	3,138	2"	3,0	1
5-5'	1,720	1"	2,1	1
5-6	3,138	1.1/2"	2,7	1
6-6'	1,751	1"	2,1	1
6-7	5,082	1"	2,1	2
1 - 1'	34,767	3.1/2"	4,2	8
1' - 2	9,729	2"	3,0	3
1' - 3	2,147	3.1/2"	4,2	1
3 - 3'	20,814	2"	3,0	7
3 - 4	14,058	2.1/2"	3,3	4
4 - 4'	11,100	1"	2,1	5
4 - 5	1,696	2.1/2"	3,3	1
5 - 5'	5,414	1"	2,1	3
5 - 6	2,163	2.1/2"	3,3	1
6 - 6'	11,100	1"	2,1	5
6 - 7	1,560	2.1/2"	3,3	0
7 - 7'	5,384	1"	2,1	3
7 - 8	2,052	2.1/2"	3,3	1
8 - 8'	14,016	1"	2,1	7
8 - 9	1,642	2.1/2"	3,3	0
9 - 9'	3,791	1"	2,1	2
9 - 10	1,646	2.1/2"	3,3	0

Tabela 132 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de vapor

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
10 - 10'	10,599	1"	2,1	5
10 - 11	29,825	2"	3,0	10
1 - 1'	17,903	2"	3,0	6
1' - 2	1,169	2"	3,0	0
2 - 2'	1,802	1"	2,1	1
2 - 3	0,350	2"	3,0	0
3 - 3'	1,802	1"	2,1	1
3 - 4	3,851	2"	3,0	1
4 - 5	0,345	2.1/2"	3,3	0
5 - 5'	1,801	1"	2,1	1
5 - 6	2,515	1"	2,1	1
4 - 7	1,409	1"	2,1	1
7 - 7'	1,404	1"	2,1	1
7 - 8	0,459	1"	2,1	0
8 - 8'	1,404	1"	2,1	1
8 - 9	0,430	1"	2,1	0
9 - 9'	1,404	1"	2,1	1
1' - 11	1,541	2.1/2"	3,3	0
11 - 11'	1,936	1"	2,1	1
11 - 12	0,476	1.1/4"	2,7	0
12 - 12'	1,951	1"	2,1	1
12 - 13	0,476	1"	2,1	0
13 - 13'	1,951	1"	2,1	1
13 - 14	2,427	1"	2,1	1

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 133 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de condensado

(continua)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
1-1'	4,097	2"	3,0	1

Tabela 133 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de condensado

(continuação)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
1'-2	8,690	1"	2,1	4
1'-3	21,377	2.1/2"	3,3	6
3-3'	2,133	1"	2,1	1
3-4	3,106	2"	3,0	1
4-4'	2,138	1"	2,1	1
4-5	3,106	2"	3,0	1
5-5'	2,253	1"	2,1	1
5-6	3,106	1.1/2"	2,7	1
6-6'	2,332	1"	2,1	1
6-7	5,590	1"	2,1	3
1 - 1'	34,298	3.1/2"	4,2	8
1' - 2	9,871	2"	3,0	3
1' - 3	1,759	3.1/2"	4,2	0
3 - 3'	21,722	2"	3,0	7
3 - 4	13,949	2.1/2"	3,3	4
4 - 4'	11,413	1"	2,1	5
4 - 5	1,743	2.1/2"	3,3	1
5 - 5'	5,245	1"	2,1	2
5 - 6	2,201	2.1/2"	3,3	1
6 - 6'	11,285	1"	2,1	5
6 - 7	1,530	2.1/2"	3,3	0
7 - 7'	5,240	1"	2,1	2
7 - 8	2,061	2.1/2"	3,3	1
8 - 8'	14,352	1"	2,1	7
8 - 9	1,737	2.1/2"	3,3	1
9 - 9'	3,627	1"	2,1	2
9 - 10	1,943	2.1/2"	3,3	1
10 - 10'	10,875	1"	2,1	5
10 - 11	29,130	2"	3,0	10

Tabela 133 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de condensado

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
1 - 1'	17,699	2"	3,0	6
1' - 2	1,254	2"	3,0	0
2 - 2'	2,04	1"	2,1	1
2 - 3	0,642	2"	3,0	0
3 - 3'	2,04	1"	2,1	1
3 - 4	3,586	2"	3,0	1
4 - 5	0,608	2.1/2"	3,3	0
5 - 5'	2,040	1"	2,1	1
5 - 6	2,774	1"	2,1	1
4 - 7	1,588	1"	2,1	1
7 - 7'	1,522	1"	2,1	1
7 - 8	0,476	1"	2,1	0
8 - 8'	1,522	1"	2,1	1
8 - 9	0,393	1"	2,1	0
9 - 9'	1,522	1"	2,1	1
1' - 11	1,664	2.1/2"	3,3	1
11 - 11'	2,172	1"	2,1	1
11 - 12	0,545	1.1/4"	2,7	0
12 - 12'	2,172	1"	2,1	1
12 - 13	0,498	1"	2,1	0
13 - 13'	2,172	1"	2,1	1
13 - 14	2,629	1"	2,1	1

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 134 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água fria

(continua)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
1-2	100,893	2"	3,0	34
2-3	6,853	1.1/4"	2,7	3
2-4	9,514	1.1/4"	2,7	4

Tabela 134 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água fria

(continuação)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
4-4'	1,411	1"	2,1	1
4-5	4,148	1.1/4"	2,7	2
5-5'	1,411	1"	2,1	1
5-6	4,148	1"	2,1	2
6-6'	1,411	1"	2,1	1
6-7	5,559	1"	2,1	3
1-2	23,747	1.1/4"	2,7	9
2-4	19,659	1"	2,1	9
4-4'	5,324	1"	2,1	3
4-5	3,138	1"	2,1	1
5-5'	5,324	1"	2,1	3
5-6	3,230	1"	2,1	2
6-6'	5,324	1"	2,1	3
6-7	3,199	1"	2,1	2
7-7'	5,324	1"	2,1	3
7-8'	8,728	1"	2,1	4
2-9	7,754	1"	2,1	4
9-9'	5,271	1"	2,1	3
9-10	5,019	1"	2,1	2
10-11'	1,692	1"	2,1	1
10-12	0,012	1"	2,1	0
12-12'	2,392	1"	2,1	1
12-13	1,127	1"	2,1	1
13-13'	3,992	1"	2,1	2
13-14	0,497	1"	2,1	0
14-14'	3,992	1"	2,1	2
14-15	0,497	1"	2,1	0
15-15'	3,992	1"	2,1	2
15-16	0,497	1"	2,1	0
16-16'	3,992	1"	2,1	2

Tabela 134 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água fria

(continuação)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
16-17	0,433	1"	2,1	0
17-18	2,139	1"	2,1	1
18-19	0,945	1"	2,1	0
19-19'	2,653	1"	2,1	1
19-20	0,498	1"	2,1	0
20-20'	2,653	1"	2,1	1
20-21'	3,030	1"	2,1	1
18-22	0,945	1"	2,1	0
22-22'	2,653	1"	2,1	1
22-23	0,498	1"	2,1	0
23-23'	2,653	1"	2,1	1
23-24'	3,030	1"	2,1	1
17-25	0,523	1"	2,1	0
25-25'	1,412	1"	2,1	1
25-26	0,724	1"	2,1	0
26-26'	1,412	1"	2,1	1
26-27	1,107	1"	2,1	1
27-27'	2,712	1"	2,1	1
27-28	0,497	1"	2,1	0
28-28'	2,712	1"	2,1	1
28-29	0,497	1"	2,1	0
29-29'	2,712	1"	2,1	1
29-30	2,005	1"	2,1	1
30-30'	2,627	1"	2,1	1
30-31	0,288	1"	2,1	0
31-31'	2,627	1"	2,1	1
31-32'	2,914	1"	2,1	1
1-2	6,583	1"	2,1	3
2-2'	2,435	1"	2,1	1
2-5	6,583	1.1/4"	2,7	2

Tabela 134 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água fria

(continuação)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
3-3'	2,435	1"	2,1	1
3-4	9,017	1.1/4"	2,7	3
5-6	4,212	2"	3,0	1
6-7	18,307	1"	2,1	9
7-8	2,862	1"	2,1	1
8-9	2,096	1"	2,1	1
9-9'	1,765	1"	2,1	1
9-10	0,987	1"	2,1	0
10-10'	1,765	1"	2,1	1
10-11	2,974	1"	2,1	1
11-11'	1,765	1"	2,1	1
11-12	4,739	1"	2,1	2
8-13	9,838	1"	2,1	5
13-13'	1,762	1"	2,1	1
13-14	0,646	1"	2,1	0
14-14'	1,762	1"	2,1	1
14-15	0,646	1"	2,1	0
15-15'	1,762	1"	2,1	1
15-16	0,646	1"	2,1	0
16-16'	1,762	1"	2,1	1
7-17	3,935	2"	3,0	1
17-17'	3,970	1"	2,1	2
17-18	48,221	2"	3,0	16
6-19	4,681	1"	2,1	2
19-19'	1,724	1"	2,1	1
19-20	2,361	1"	2,1	1
20-21	2,781	1"	2,1	1
20-22	3,084	1"	2,1	1
1-2	6,566	1"	2,1	3
2-2'	9,700	1"	2,1	5



Tabela 134 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água fria

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
2-3	0,529	1"	2,1	0
3-3'	11,386	1"	2,1	5
3-4	1,856	1"	2,1	1
4-4'	4,612	1"	2,1	2
4-5	1,615	1"	2,1	1
5-5'	9,688	1"	2,1	5
5-6	2,217	1"	2,1	1
6-6'	4,612	1"	2,1	2
6-7	1,624	1"	2,1	1
7-7'	9,647	1"	2,1	5
7-8	21,449	1"	2,1	10
8-8'	8,400	1"	2,1	4
8-9	13,381	1"	2,1	6
9-10	8,597	1"	2,1	4
9-11	26,002	1"	2,1	12
12-13	20,542	1"	2,1	10
13-13'	10,340	1"	2,1	5
13-14	6,729	1"	2,1	3
14-14'	1,502	1"	2,1	1
14-15	1,978	1.1/4"	2,7	1
15-15'	6,700	1"	2,1	3
15-16	3,229	1.1/4"	2,7	1
16-17	6,724	1.1/4"	2,7	2
17-18	3,556	1"	2,1	2
18-18'	6,730	1.1/4"	2,7	2
18-19	3,486	1"	2,1	2
19-19'	6,701	1.1/4"	2,7	2

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 135 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água quente

(continua)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
1-1'	4,342	1"	2,1	2
2-1'	1,106	1"	2,1	1
1'-3	3,214	1"	2,1	2
4-3	1,116	1"	2,1	1
5-3'	1,126	1"	2,1	1
6-3'	4,244	1"	2,1	2
3'-3	3,212	1"	2,1	2
3-7	1,524	1"	2,1	1
7-8'	11,676	1"	2,1	6
8'-9	2,932	1"	2,1	1
8'-21	3,026	1"	2,1	1
9-10	0,891	1"	2,1	0
9-11	1,928	1"	2,1	1
11-11'	1,628	1"	2,1	1
11'-12	0,915	1"	2,1	0
11'-13	3,943	1"	2,1	2
11-14'	3,550	1"	2,1	2
14'-15	0,878	1"	2,1	0
14'-16'	1,570	1"	2,1	1
16'-18	2,223	1"	2,1	1
16-17'	3,971	1"	2,1	2
17'-19	2,518	1"	2,1	1
17'-20	267,069	1"	2,1	127
7-22'	9,816	1"	2,1	5
22'-23	3,820	1"	2,1	2
22'-24	29,360	1"	2,1	14
1-1'	0,343	1"	2,1	0
1'-2	0,343	1"	2,1	0
1'-3	0,729	1"	2,1	0
3-3'	0,343	1"	2,1	0

Tabela 125 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água quente

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
3-4	3,552	1"	2,1	2
4-4'	0,343	1"	2,1	0
4-5	0,726	1"	2,1	0
5-5'	0,343	1"	2,1	0

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 136 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água gelada

(continua)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
1 - 2	18,563	1.1/2"	2,7	7
2 - 3	4,260	1.1/2"	2,7	2
3 - 4	0,735	1.1/4"	2,7	0
4 - 5	3,546	1"	2,1	2
5 - 5'	6,593	1"	2,1	3
5 - 6	1,686	1"	2,1	1
6 - 6'	7,229	1"	2,1	3
6 - 7	1,749	1"	2,1	1
7 - 7'	7,078	1"	2,1	3
7 - 8	2,353	1"	2,1	1
8 - 8'	7,204	1"	2,1	3
8 - 9	5,268	1"	2,1	3
4 - 10	16,599	1.1/4"	2,7	6
10 - 10'	15,850	1"	2,1	8
10 - 11	7,928	1"	2,1	4
11 - 12	0,657	1"	2,1	0
12 - 12'	5,367	1"	2,1	3
12 - 13	8,880	1"	2,1	4
11 - 14	2,899	1"	2,1	1
14 - 14'	5,367	1"	2,1	3
14 - 15	3,248	1"	2,1	2

Tabela 136 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de água gelada

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
15 - 15'	5,367	1"	2,1	3
15 - 16	3,480	1"	2,1	2
16 - 16'	5,366	1"	2,1	3
16 - 17	8,983	1"	2,1	4
3 - 18	3,542	1"	2,1	2
18 - 19	5,271	1"	2,1	3
19 - 19'	6,783	1"	2,1	3
19 - 20	10,909	1"	2,1	5
18 - 21	7,707	1"	2,1	4
21 - 22	6,665	1"	2,1	3
22 - 22'	10,565	1"	2,1	5
22 - 23	10,964	1"	2,1	5
21 - 24	13,774	1"	2,1	7

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 137 - Espaçamento máximo para apoios entre tubos de aço-carbono A-53 e número de suportes para a tubulação de ar comprimido

Trecho	Distância [m]	Bitola [in]	Espaçamento [m]	Nº suporte
1 - 2	0,505	2.1/2"	3,3	0
2 - 2'	14,021	2"	3,0	5
2 - 3	1,493	2.1/2"	3,3	0
3 - 3'	0,526	1.1/2"	2,7	0
3 - 4	24,832	2.1/2"	3,3	8
4 - 4'	0,653	1"	2,1	0
4 - 5	32,017	1.1/4"	2,7	12

Fonte: Autores, 2023.

## E.8 ACESSÓRIOS DAS UTILIDADES

Como descrito no Tópico 10.9, foram utilizados os acessórios do tipo válvula gaveta, tê, cotovelos de 90° e registros. No Quadro 44 há uma demonstração mais detalhada dos acessórios utilizados de acordo com cada linha de instalação.

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continua)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
Água quente 70°C	1-1'	1	0	0	1
	2-1'	0	1	0	1
	1'-3	0	0	0	0
	4-3	0	1	0	1
	5-3'	0	1	0	1
	6-3'	1	0	0	1
	3'-3	0	0	0	0
	3-7	1	1	0	0
	7-8'	1	1	0	0
	8'-9	0	1	0	0
	8'-21	0	0	0	1
	9-10	0	0	0	1
	9-11	0	1	0	0
	11-11'	0	1	0	0
	11'-12	0	0	0	1
	11'-13	1	0	0	1
	11-14'	0	1	0	0
	14'-15	0	0	0	1
14'-16'	0	1	0	0	

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
	16'-18	1	0	0	1
	16'-17'	0	1	0	0
	17'-19	1	0	0	1
	17'-20	1	0	0	1
	7-22'	0	1	0	0
	22'-23	0	0	0	1
	22'-24	3	0	0	1
Água quente 45°C	1-1'	2	0	0	1
	1'-2	0	0	0	1
	1'-3	0	1	0	0
	3-3'	0	0	0	1
	3-4	0	1	0	0
	4-4'	0	0	0	1
	4-5	1	0	0	1
Água fria Poço	1-2	1	0	0	1
	2-3	2	1	0	1
	2-4	1	1	0	0
	4-4'	1	0	0	1
	4-5	0	1	0	0
	5-5'	1	0	0	1
	5-6	0	1	0	0
	6-6'	1	0	0	1

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
Água fria caixa d'água	1-2	3	1	0	1
	2-4	1	1	0	0
	4-4'	1	0	0	1
	4-5	1	1	0	0
	5-5'	1	0	0	1
	5-6	1	1	0	0
	6-6'	1	0	0	1
	6-7	1	1	0	0
	7-7'	1	0	0	1
	7-8'	2	0	0	1
	2-9	2	1	0	0
	9-9'	1	0	0	1
	9-10	1	1	0	0
	10-11'	2	0	0	1
	10-12	0	1	0	0
	12-12'	1	1	0	1
	12-13	0	1	0	0
	13-13'	1	0	0	1
	13-14	0	1	0	0
	14-14'	1	0	0	1
14-15	0	1	0	0	
15-15'	1	0	0	1	
15-16	0	1	0	0	

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
	16-16'	1	0	0	1
	16-17	0	1	0	0
	17-18	0	1	0	0
	18-19	0	1	0	0
	19-19'	1	1	0	1
	19-20	0	1	0	0
	20-20'	1	1	0	1
	20-21'	2	0	0	1
	18-22	0	1	0	0
	22-22'	1	0	0	1
	22-23	0	1	0	0
	23-23'	1	0	0	1
	23-24'	2	0	0	1
	17-25	0	1	0	0
	25-25'	1	0	0	1
	25-26	0	1	0	0
	26-26'	1	0	0	1
	26-27	1	0	0	0
	27-27'	1	1	0	1
	27-28	0	1	0	0
	28-28'	1	0	0	1
	28-29	0	1	0	0



Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
	29-29'	1	0	0	1
	29-30	1	1	0	0
	30-30'	1	0	0	1
	30-31	0	1	0	0
	31-31'	1	0	0	1
	31-32'	2	0	0	1
Água fria reservatório Inferior	1-2	1	1	1	0
	2-2'	0	1	1	0
	2-5	0	1	1	0
	3-3'	0	1	1	0
	3-4	1	1	1	0
	5-6	1	1	0	0
	6-7	0	1	0	0
	7-8	0	1	1	0
	8-9	0	1	0	0
	9-9'	1	0	0	1
	9-10	0	1	0	0
	10-10'	1	0	0	1
	10-11	0	1	0	0
	11-11'	1	0	0	1
	11-12	2	0	0	1
	8-13	0	1	1	0
13-13'	1	0	0	1	

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
	13-14	0	1	0	0
	14-14'	1	0	0	1
	14-15	0	1	0	0
	15-15'	1	0	0	1
	15-16	0	1	0	0
	16-16'	1	0	0	1
	7-17	0	1	0	0
	17-17'	1	0	0	1
	17-18	0	1	0	0
	6-19	0	1	0	0
	19-19'	1	0	0	1
	19-20	0	1	0	0
	20-21	0	1	0	0
	20-22	1	0	0	1
Água fria Chiller	1 - 1'	2	1	1	0
	2 - 1'	3	0	1	0
	1' - 3	0	1	0	0
	4 - 3	3	0	1	0
	3 - 5	0	1	0	0
	5' - 5	2	0	1	0
	5 - 6	0	1	0	0
	6' - 6	3	0	1	0
	6 - 7	0	1	0	0

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
	7' - 7	3	0	1	0
	7 - 8	0	1	0	0
	8' - 8	3	0	1	0
	8 - 9	1	0	0	0
	9' - 9	2	1	1	0
	9 - 10	1	0	0	0
	10' - 10	2	1	1	0
	10 - 11	3	0	1	0
	12 - 13	3	0	1	0
	14 - 15	3	0	1	0
	15' - 14	2	1	1	0
	14 - 13	0	1	0	0
	13 - 16	0	1	0	0
	16' - 16	2	0	1	0
	16 - 17	0	1	0	0
	17' - 17	2	0	1	0
	17 - 18	0	1	0	0
	18' - 18	2	0	1	0
	18 - 19	0	1	0	0
	19' - 19	2	0	1	0
	19 - 20	4	0	1	0

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
Água gelada	1 – 2	2	0	2	1
	2 – 3	3	1	1	0
	3 – 4	0	1	0	0
	4 – 5	0	1	0	0
	5 - 5'	2	0	1	0
	5 – 6	0	1	0	0
	6 - 6'	2	0	1	0
	6 – 7	0	1	0	0
	7 - 7'	2	0	1	0
	7 – 8	0	1	0	0
	8 - 8'	2	0	1	0
	8 – 9	3	0	1	0
	4 – 10	0	1	0	0
	10 - 10'	2	0	1	0
	10 – 11	0	1	0	0
	11 – 12	0	1	0	0
	12 - 12'	2	0	1	0
	12 – 13	3	0	1	0
	11 – 14	0	1	0	0
	14 - 14'	2	0	1	0
	14 – 15	0	1	0	0
15 - 15'	2	0	1	0	
15 – 16	0	1	0	0	

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
	16 - 16'	2	0	1	0
	16 - 17	3	0	1	0
	3 - 18	0	1	0	0
	18 - 19	0	1	0	0
	19 - 19'	2	0	1	0
	19 - 20	3	0	1	0
	18 - 21	0	1	0	0
	21 - 22	0	1	0	0
	22 - 22'	2	0	1	0
	22 - 23	2	0	1	0
	21 - 24	2	0	1	0
Ar comprimido	1 - 2	0	1	0	1
	2 - 2'	1	0	0	1
	2 - 3	1	1	0	0
	3 - 3'	0	0	0	1
	3 - 4	4	1	0	0
	4 - 4'	0	0	0	1
	4 - 5	2	0	0	1
Vapor e condensado (linha 1)	1-1'	2	1	0	1
	1'-2	1	0	0	1
	1'-3	1	1	0	0
	3-3'	1	0	0	1
	3-4	0	1	0	0

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
Vapor e condensado (linha 1)	1-1'	2	1	0	1
	1'-2	1	0	0	1
	1'-3	1	1	0	0
	3-3'	1	0	0	1
	3-4	0	1	0	0
	4-4'	1	0	0	1
	4-5	0	1	0	0
	5-5'	1	0	0	1
	5-6	0	1	0	0
	6-6'	1	0	0	1
	6-7	2	0	0	1
Vapor e condensado (linha 2)	1 - 1'	5	1	0	1
	1' - 2	1	0	0	1
	1' - 3	0	1	0	0
	3 - 3'	3	0	0	1
	3 - 4	0	1	0	0
	4 - 4'	2	0	0	1
	4 - 5	0	1	0	0
	5 - 5'	1	0	0	1
	5 - 6	0	1	0	0
	6 - 6'	2	0	0	1
	6 - 7	0	1	0	0
7 - 7'	1	0	0	1	

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(continuação)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
Vapor e condensado (linha 2)	1 - 1'	5	1	0	1
	1' - 2	1	0	0	1
	1' - 3	0	1	0	0
	3 - 3'	3	0	0	1
	3 - 4	0	1	0	0
	4 - 4'	2	0	0	1
	4 - 5	0	1	0	0
	5 - 5'	1	0	0	1
	5 - 6	0	1	0	0
	6 - 6'	2	0	0	1
	6 - 7	0	1	0	0
	7 - 7'	1	0	0	1
	7 - 8	0	1	0	0
	8 - 8'	2	0	0	1
	8 - 9	0	1	0	0
	9 - 9'	1	0	0	1
	9 - 10	0	1	0	0
	10 - 10'	2	0	0	1
	10 - 11	2	1	0	1
	Vapor e condensado (linha 3)	1 - 1'	3	1	0
1' - 2		0	1	0	0
2 - 2'		2	0	0	1
2 - 3		0	1	0	0

Quadro 44 - Acessórios das instalações por linha

(conclusão)

Quantidade de acessórios					
Descrição	Linha	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
	3 - 3'	2	0	0	1
	3 - 4	0	1	0	0
	4 - 5	0	1	0	0
	5 - 5'	2	0	0	1
	5 - 6	2	0	0	1
	4 - 7	0	1	0	0
	7 - 7'	2	0	0	1
	7 - 8	0	1	0	0
	8 - 8'	2	0	0	1
	8 - 9	0	1	0	0
	9 - 9'	2	0	0	1
	9 - 10	2	0	0	1
	1' - 11	0	1	0	0
	11 - 11'	2	0	0	1
	11 - 12	0	1	0	0
	12 - 12'	2	0	0	1
	12 - 13	0	1	0	0
	13 - 13'	2	0	0	1
	13 - 14	2	0	0	1

Fonte: Autores, 2023.

## E.9 TUBULAÇÕES DO PROCESSO

Para o dimensionamento das linhas da tubulação do processo, utilizou-se as Equações 60 e 61 citadas anteriormente no Tópico E.3. Adotou-se a velocidade



máxima permitida como 2 m/s e as densidades consideradas foram de 1025,3 kg/m<sup>3</sup> para o soro de leite, 880 kg/m<sup>3</sup> para a trimetilamina, 2340 kg/m<sup>3</sup> para o hidróxido de magnésio e 1200 kg/m<sup>3</sup> para o ácido láctico 85%. Nas Tabelas 138 e 139 estão os valores encontrados para a distância, vazão, área e diâmetro.

Tabela 138 - Diâmetro encontrado para a tubulação do processo

(continua)

Trecho	Distância [m]	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	Vazão [L/s]	Vazão [m <sup>3</sup> /s]	Área [m <sup>2</sup> ]	Diâmetro [m]	Diâmetro [in]
1-2	9,2791	0,9162	0,2545	0,000255	0,000127	0,0127	0,5011
2-2'	5,4044	0,9162	0,2545	0,000255	0,000127	0,0127	0,5011
2-3	3,8747	1,8324	0,5090	0,000509	0,000255	0,0180	0,7087
3-3'	5,4044	0,9162	0,2545	0,000255	0,000127	0,0127	0,5011
3-4	3,8747	2,7486	0,7635	0,000764	0,000382	0,0220	0,8680
4-4'	5,4044	0,9162	0,2545	0,000255	0,000127	0,0127	0,5011
4-5	0,9228	3,6648	1,0180	0,001018	0,000509	0,0255	1,0023
5-6	2,3311	1,8324	0,5090	0,000509	0,000255	0,0180	0,7087
6-6'	5,4044	0,9162	0,2545	0,000255	0,000127	0,0127	0,5011
6-7	9,2791	0,9162	0,2545	0,000255	0,000127	0,0127	0,5011
5-8	17,1235	0,9162	0,2545	0,000255	0,000127	0,0127	0,5011
9-10	0,9000	0,5835	0,1621	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
11-12	2,9000	0,5835	0,1621	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
13-14	2,9000	0,5835	0,1621	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
15-16	0,7825	0,5835	0,1621	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
16-16'	1,9309	0,5835	0,1621	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
16-86	1,9726	0,5835	0,1621	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
86 - 17	0,8614	0,5619	0,1561	0,000156	0,000078	0,0100	0,3925
17' - 17	0,4790	0,5619	0,1561	0,000156	0,000078	0,0100	0,3925
17-18	0,5442	0,5619	0,1561	0,000156	0,000078	0,0100	0,3925
19-20	1,7000	0,5619	0,1561	0,000156	0,000078	0,0100	0,3925
21-22	0,9000	0,5619	0,1561	0,000156	0,000078	0,0100	0,3925

Tabela 138 - Diâmetro encontrado para a tubulação do processo

(continuação)

Trecho	Distância [m]	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	Vazão [L/s]	Vazão [m <sup>3</sup> /s]	Área [m <sup>2</sup> ]	Diâmetro [m]	Diâmetro [in]
22-23	0,4262	0,5619	0,1561	0,000156	0,000078	0,0100	0,3925
23-23'	2,9507	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
23-24	6,6297	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
23-78	2,5586	0,5057	0,1405	0,000140	0,000070	0,0095	0,3723
78-79	6,9533	0,5057	0,1405	0,000140	0,000070	0,0095	0,3723
78-80	2,6723	0,5057	0,1405	0,000140	0,000070	0,0095	0,3723
80-81	5,1224	0,5057	0,1405	0,000140	0,000070	0,0095	0,3723
80-82	6,0676	0,5057	0,1405	0,000140	0,000070	0,0095	0,3723
80-83	3,7277	0,5057	0,1405	0,000140	0,000070	0,0095	0,3723
83-84	5,1224	0,5057	0,1405	0,000140	0,000070	0,0095	0,3723
83-85	6,0676	0,5057	0,1405	0,000140	0,000070	0,0095	0,3723
25-27	1,1472	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
26-27	4,7717	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
27-28	7,8776	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
27-29	2,1431	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
29-31	5,7940	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
29-30	5,3930	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
29-32	3,8613	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
32-34	5,7940	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
32-33	5,3930	0,0570	0,0158	0,000016	0,000008	0,0032	0,1250
32-35	2,0553	0,6143	0,1706	0,000171	0,000085	0,0104	0,4103
35-35'	1,2951	0,6143	0,1706	0,000171	0,000085	0,0104	0,4103
35-87	2,9626	0,6143	0,1706	0,000171	0,000085	0,0104	0,4103
87'-36	1,9677	0,5833	0,1620	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
36'-36	0,3366	0,5833	0,1620	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
36-37	0,8270	0,5833	0,1620	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
38-39	6,5088	0,5833	0,1620	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
40-41	1,2209	0,5965	0,1657	0,000166	0,000083	0,0103	0,4044
86-87	3,8550	0,0011	0,0003	0,000000	0,000000	0,0005	0,0178
42-43	2,0457	0,5833	0,1620	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999

Tabela 138 - Diâmetro encontrado para a tubulação do processo

(conclusão)

Trecho	Distância [m]	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	Vazão [L/s]	Vazão [m <sup>3</sup> /s]	Área [m <sup>2</sup> ]	Diâmetro [m]	Diâmetro [in]
44-45	0,5445	0,5833	0,1620	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
45-45'	1,5445	0,5833	0,1620	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
45-88	2,7279	0,5833	0,1620	0,000162	0,000081	0,0102	0,3999
88'-46	3,7870	0,5467	0,1519	0,000152	0,000076	0,0098	0,3871
46'-46	0,2664	0,5467	0,1519	0,000152	0,000076	0,0098	0,3871
46-47	0,5641	0,5467	0,1519	0,000152	0,000076	0,0098	0,3871
48-49	2,8240	0,5467	0,1519	0,000152	0,000076	0,0098	0,3871
50-51	0,9040	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
52-53	2,9040	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
54-55	0,9040	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
56-57	2,8480	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
57-58	0,9085	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
57-59	0,9085	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
60-62	0,9085	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
61-62	0,9085	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
62-63	2,5142	0,0562	0,0156	0,000016	0,000008	0,0032	0,1241
64-65	0,7510	0,6212	0,1725	0,000173	0,000086	0,0105	0,4126
66-67	2,7510	0,6212	0,1725	0,000173	0,000086	0,0105	0,4126
68-69	1,1592	0,4371	0,1214	0,000121	0,000061	0,0088	0,3461
70-71	3,1592	0,4371	0,1214	0,000121	0,000061	0,0088	0,3461
72-73	1,9000	0,4371	0,1214	0,000121	0,000061	0,0088	0,3461
74-75	1,0615	0,4371	0,1214	0,000121	0,000061	0,0088	0,3461
76-77	2,5615	0,4371	0,1214	0,000121	0,000061	0,0088	0,3461

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 139 - Diâmetro encontrado para a tubulação de hidróxido de magnésio, trimetilamina e efluentes gerados

(continua)

LINHA DE HIDRÓXIDO DE MAGNÉSIO						
Trecho	Distância [m]	Q [m <sup>3</sup> /h]	Q [L/s]	Q [m <sup>3</sup> /s]	A [m <sup>2</sup> ]	D [m]
1-2	4,5310	0,0136	0,0038	0,000004	0,000002	0,0016

Tabela 139 - Diâmetro encontrado para a tubulação de hidróxido de magnésio, trimetilamina e efluentes gerados

(conclusão)

LINHA DE HIDRÓXIDO DE MAGNÉSIO						
Trecho	Distância [m]	Q [m <sup>3</sup> /h]	Q [L/s]	Q [m <sup>3</sup> /s]	A [m <sup>2</sup> ]	D [m]
2-3	1,7050	0,0136	0,0038	0,000004	0,000002	0,0016
3-4	1,8450	0,0136	0,0038	0,000004	0,000002	0,0016
3-5	1,5710	0,0136	0,0038	0,000004	0,000002	0,0016
3-6	3,6040	0,0136	0,0038	0,000004	0,000002	0,0016
6-7	1,6262	0,0136	0,0038	0,000004	0,000002	0,0016
6-8	1,4361	0,0136	0,0038	0,000004	0,000002	0,0016
2-9	5,8194	0,0136	0,0038	0,000004	0,000002	0,0016
LINHA DE TRIMETILAMINA						
1-2	23,3209	0,0184	0,0051	0,000005	0,000003	0,0018
LINHA DE EFLUENTES						
1-1'	50,0080	0,3412	0,0948	0,000095	0,000047	0,0078
2-2'	28,8000	0,4931	0,1370	0,000137	0,000068	0,0093
3-3'	24,5120	0,2209	0,0614	0,000061	0,000031	0,0063

Fonte: Autores, 2023.

No Quadro 45, escolheu-se a bitola a partir do diâmetro calculado para as linhas da tubulação do processo da mesma forma como foi selecionada para a água fria, quente e gelada. O *layout* da tubulação pode ser consultado no Anexo A.

Quadro 45 - Bitolas selecionadas para as tubulações do processo

(continua)

Trecho	Diâmetro [in]	Bitola selecionada			
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]
1-2	0,5011	1"	0,0254	0,000507	0,5023
2-2'	0,5011	1"	0,0254	0,000507	0,5023
2-3	0,7087	1"	0,0254	0,000507	1,0045

Quadro 45 - Bitolas selecionadas para as tubulações do processo

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Bitola selecionada			
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]
3-3'	0,5011	1"	0,0254	0,000507	0,5023
3-4	0,8680	1"	0,0254	0,000507	1,5068
4-4'	0,5011	1"	0,0254	0,000507	0,5023
4-5	1,0023	1"	0,0254	0,000507	2,0091
5-6	0,7087	1"	0,0254	0,000507	1,0045
6-6'	0,5011	1"	0,0254	0,000507	0,5023
6-7	0,5011	1"	0,0254	0,000507	0,5023
5-8	0,5011	1"	0,0254	0,000507	0,5023
9-10	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3199
11-12	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3199
13-14	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3199
15-16	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3199
16-16'	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3199
16-86	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3199
86 - 17	0,3925	1"	0,0254	0,000507	0,3080
17' - 17	0,3925	1"	0,0254	0,000507	0,3080

Quadro 45 - Bitolas selecionadas para as tubulações do processo

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Bitola selecionada			
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]
17-18	0,3925	1"	0,0254	0,000507	0,3080
19-20	0,3925	1"	0,0254	0,000507	0,3080
21-22	0,3925	1"	0,0254	0,000507	0,3080
22-23	0,3925	1"	0,0254	0,000507	0,3080
23-23'	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
23-24	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
23-78	0,3723	1"	0,0254	0,000507	0,2772
78-79	0,3723	1"	0,0254	0,000507	0,2772
78-80	0,3723	1"	0,0254	0,000507	0,2772
80-81	0,3723	1"	0,0254	0,000507	0,2772
80-82	0,3723	1"	0,0254	0,000507	0,2772
80-83	0,3723	1"	0,0254	0,000507	0,2772
83-84	0,3723	1"	0,0254	0,000507	0,2772
83-85	0,3723	1"	0,0254	0,000507	0,2772
25-27	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312
26-27	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312

Quadro 45 - Bitolas selecionadas para as tubulações do processo

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Bitola selecionada			
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]
27-28	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312
27-29	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312
29-31	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312
29-30	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312
29-32	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312
32-34	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312
32-33	0,1250	1"	0,0254	0,000507	0,0312
32-35	0,4103	1"	0,0254	0,000507	0,3368
35-35'	0,4103	1"	0,0254	0,000507	0,3368
35-87	0,4103	1"	0,0254	0,000507	0,3368
87'-36	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3198
36'-36	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3198
36-37	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3198
38-39	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3198
40-41	0,4044	1"	0,0254	0,000507	0,3270
86-87	0,0178	1"	0,0254	0,000507	0,0006

Quadro 45 - Bitolas selecionadas para as tubulações do processo

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Bitola selecionada			
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	v [m/s]
42-43	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3198
44-45	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3198
45-45'	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3198
45-88	0,3999	1"	0,0254	0,000507	0,3198
88'-46	0,3871	1"	0,0254	0,000507	0,2997
46'-46	0,3871	1"	0,0254	0,000507	0,2997
46-47	0,3871	1"	0,0254	0,000507	0,2997
48-49	0,3871	1"	0,0254	0,000507	0,2997
50-51	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
52-53	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
54-55	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
56-57	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
57-58	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
57-59	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
60-62	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
61-62	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308



Quadro 45 - Bitolas selecionadas para as tubulações do processo

(continuação)

Trecho	Diâmetro [in]	Bitola selecionada			
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]
62-63	0,1241	1"	0,0254	0,000507	0,0308
64-65	0,4126	1"	0,0254	0,000507	0,3405
66-67	0,4126	1"	0,0254	0,000507	0,3405
68-69	0,3461	1"	0,0254	0,000507	0,2396
70-71	0,3461	1"	0,0254	0,000507	0,2396
72-73	0,3461	1"	0,0254	0,000507	0,2396
74-75	0,3461	1"	0,0254	0,000507	0,2396
76-77	0,3461	1"	0,0254	0,000507	0,2396
1-2	0,0611	1"	0,0254	0,000507	0,0083
2-3	0,0611	1"	0,0254	0,000507	0,0083
3-4	0,0611	1"	0,0254	0,000507	0,0083
3-5	0,0611	1"	0,0254	0,000507	0,0083
3-6	0,0611	1"	0,0254	0,000507	0,0083
6-7	0,0611	1"	0,0254	0,000507	0,0083
6-8	0,0611	1"	0,0254	0,000507	0,0083
2-9	0,0611	1"	0,0254	0,000507	0,0083

Quadro 45 - Bitolas selecionadas para as tubulações do processo

(conclusão)

Trecho	Diâmetro [in]	Bitola selecionada			
		Bitola [in]	Bitola [m]	A <sub>interna</sub> [m <sup>2</sup> ]	$v$ [m/s]
1-2	0,0711	1"	0,0254	0,000507	0,0101
1-1'	0,3058	1"	0,0254	0,000507	0,1870
2-2'	0,3676	1"	0,0254	0,000507	0,2703
3-3'	0,2461	1"	0,0254	0,000507	0,1211

Fonte: Autores, 2023.

Para os acessórios utilizados nas tubulações do processo, foram feitas as mesmas considerações realizadas para os acessórios da tubulação das instalações. Logo, os acessórios selecionados foram cotovelos de 90°, válvulas do tipo gaveta, registros e conectores do tipo tê. É possível visualizar a quantidade selecionada de cada acessório por tipo de tubulação na Tabela 140.

Tabela 140 - Acessórios do processo

Descrição	Acessórios			
	Válvula	Cotovelo	Tê	Registro
Linha do processo	7	18	23	62
Linha de hidróxido de magnésio	0	3	3	6
Linha de trimetilamina	2	5	0	2
Linha de efluentes	0	8	0	6
Total	9	34	26	76

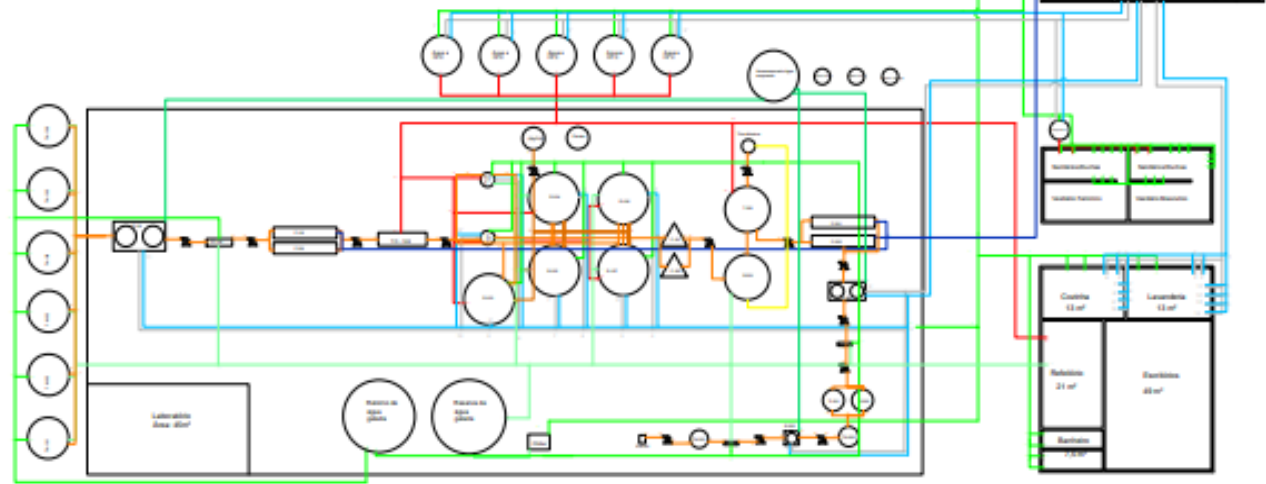
Fonte: Autores, 2023.

ANEXO A - LAYOUT DA INDÚSTRIA

Área de toda a Indústria = 6762 m<sup>2</sup>

Tratamento de Efluentes  
A = 853,1 m<sup>2</sup>

Área expansão = 559 m<sup>2</sup>



Área pavilhão = 940 m<sup>2</sup>

Estacionamento  
A = 952 m<sup>2</sup>

**Legenda:**

- Tubulação de Água Fria
- Tubulação de Água Gelada
- Tubulação de Água Quente
- Tubulação de Ar Comprimido
- Tubulação de Vapor
- Tubulação de Trimetilamina
- Tubulação de Hidróxido de Magnésio
- Tubulação do Processo
- Tubulação de Efluente

TA - Tanque de armazenamento  
 E - Evaporador  
 B - Bomba  
 F - Filtro  
 TC - Trocador de Calor  
 R - Reator  
 C - Centrífuga  
 T - Tanque de separação  
 TI - Coluna de troca iônica  
 EN - Envasadora

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

PLANTA BAIXA E LAYOUT DO PAVILHÃO

Proprietário: Starfact

Engenheiro: Amanda, Esther, Ellen e Mariane

Data: Jan/2023 Escala: 1:100

## ANEXO B - TROCADORES DE CALOR

### BP30

#### Trocador de Calor a Placas Gaxetado

##### APLICAÇÕES

Aquecimento e refrigeração geral.

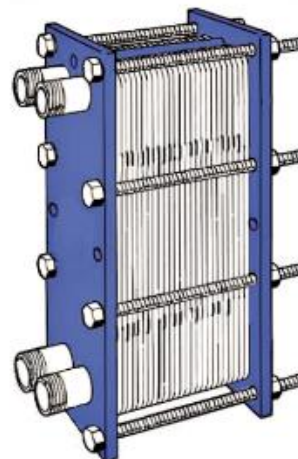
##### Projeto Padrão

O trocador de calor consiste em um conjunto de placas de metal corrugado, com orifícios para a passagem dos dois fluidos de transferência de calor.

O conjunto de placas é montado entre a placa de estrutura fixa e a placa de pressão móvel, sendo comprimido por parafusos de aperto. As placas são equipadas com uma gaxeta, que veda o canal e direciona os fluidos em canais alternados. O número de placas é determinado pela taxa de fluxo, propriedades físicas dos fluidos, queda de pressão e pelo gradiente de temperatura. As ondulações da placa promovem a turbulência do fluido.

A placa fixa e a placa móvel são suspensas a partir de uma barra de transporte superior e localizadas por uma barra de guia inferior, ambas fixadas a uma coluna de suporte.

As conexões estão localizadas na placa de estrutura fixa ou móvel e, em ambos os fluidos, pode-se fazer mais do que um único passe no interior da unidade.



##### Materiais Padrão:

Aço carbono com pintura epóxi.

Metal Revestido: Aço inox, Titânio.

Material das Placas

- Alloy 304, Alloy 316L,
- Hastelloy C276, Titânio ou SMO.

Gaxetas

- Nitrílica, NBRHT, EPDM, Viton.

##### Área Máxima de Transferência:

3.9 m<sup>2</sup>

Elementos necessários para seleção:

- As taxas de fluxo ou carga térmica;
- Gradiente de temperatura;
- Propriedades físicas dos líquidos em questão;
- Pressão de trabalho desejado;
- Queda máxima de pressão permitida;
- Temperatura dos fluidos na entrada e saída.

Conexão:

Rosca 1.¼" BSP.



Conexão com Inseto Metálico



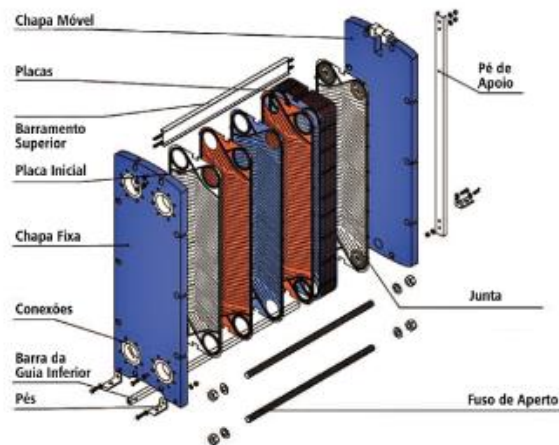
Conexão Roscada



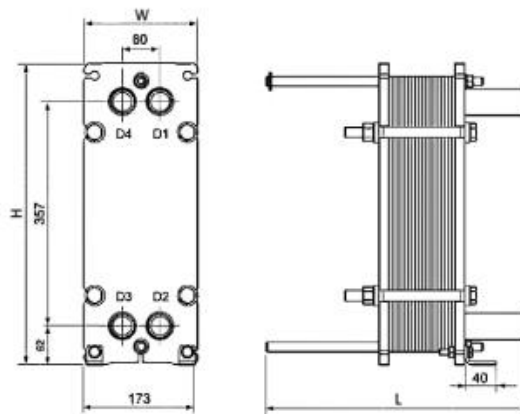
Conexão Flangeada



##### Componentes do desenho



##### Dimensões



## BP6

### Trocador de Calor a Placas Gaxetado

#### APLICAÇÕES

Aquecimento e refrigeração geral.

#### Projeto Padrão

O trocador de calor consiste em um conjunto de placas de metal corrugado, com orifícios para a passagem dos dois fluidos de transferência de calor.

O conjunto de placas é montado entre a placa de estrutura fixa e a placa de pressão móvel, sendo comprimido por parafusos de aperto. As placas são equipadas com uma gaxeta, que veda o canal e direciona os fluidos em canais alternados. O número de placas é determinado pela taxa de fluxo, propriedades físicas dos fluidos, queda de pressão e pelo gradiente de temperatura. As ondulações da placa promovem a turbulência do fluido.

A placa fixa e a placa móvel são suspensas a partir de uma barra de transporte superior e localizadas por uma barra de guia inferior, ambas fixadas a uma coluna de suporte.

As conexões estão localizadas na placa de estrutura fixa ou móvel e, em ambos os fluidos, pode-se fazer mais do que um único passe no interior da unidade.

#### Materiais Padrão:

Aço carbono com pintura epóxi.

Metal Revestido: Aço inox, Titânio.

#### Material das Placas

- Alloy 304, Alloy 316L,
- Hastelloy C276, Titânio ou SMO.

#### Gaxetas

- Nitrilica, NBRHT, EPDM, Viton.

#### Área Máxima de Transferência:

13 m<sup>2</sup>

#### Elementos necessários para seleção:

- As taxas de fluxo ou carga térmica;
- Gradiente de temperatura;
- Propriedades físicas dos líquidos em questão;
- Pressão de trabalho desejado;
- Queda máxima de pressão permitida;
- Temperatura dos fluidos na entrada e saída.

#### Conexão:

ANSI 2.½" #150, DIN DN65.



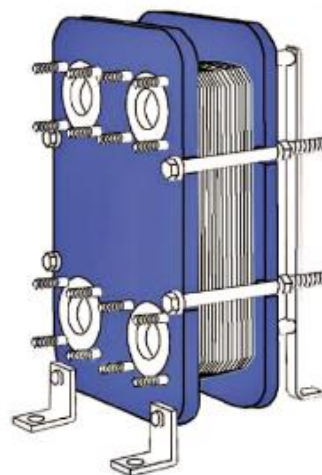
Conexão com Inseto Metálico



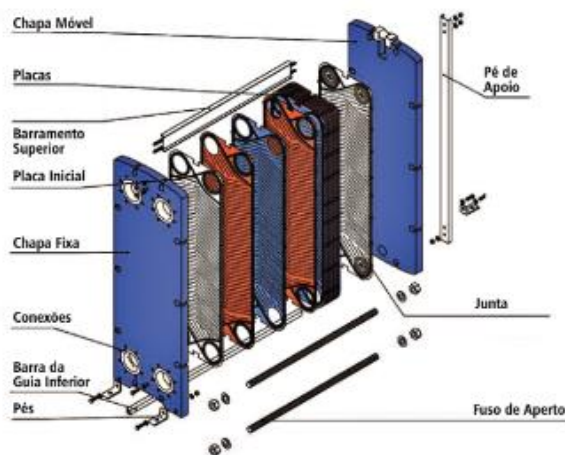
Conexão Roscada



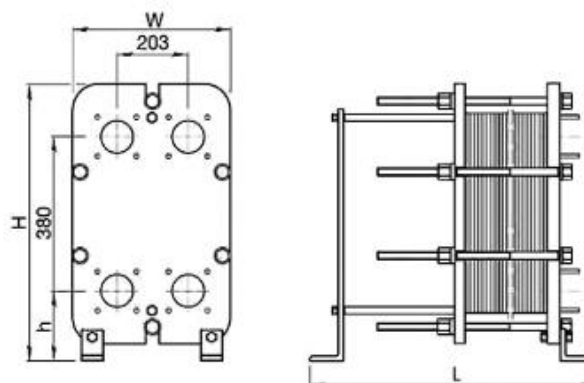
Conexão Flangeada



#### Componentes do desenho



#### Dimensões



Fonte: BERMO, 2023.



# BP200S

## Trocador de Calor a Placas Gaxetado

### APLICAÇÕES

Aquecimento e refrigeração geral.

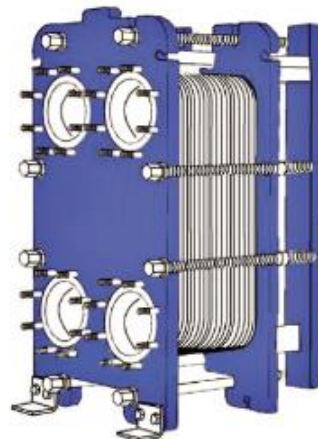
### Projeto Padrão

O trocador de calor consiste em um conjunto de placas de metal corrugado, com orifícios para a passagem dos dois fluidos de transferência de calor.

O conjunto de placas é montado entre a placa de estrutura fixa e a placa de pressão móvel, sendo comprimido por parafusos de aperto. As placas são equipadas com uma gaxeta, que veda o canal e direciona os fluidos em canais alternados. O número de placas é determinado pela taxa de fluxo, propriedades físicas dos fluidos, queda de pressão e pelo gradiente de temperatura. As ondulações da placa promovem a turbulência do fluido.

A placa fixa e a placa móvel são suspensas a partir de uma barra de transporte superior e localizadas por uma barra de guia inferior, ambas fixadas a uma coluna de suporte.

As conexões estão localizadas na placa de estrutura fixa ou móvel e, em ambos os fluidos, pode-se fazer mais do que um único passe no interior da unidade.



### Materiais Padrão:

Aço carbono com pintura epóxi.

Metal Revestido: Aço inox, Titânio.

### Material das Placas

- Alloy 304, Alloy 316L,
- Hastelloy C276, Titânio ou SMO.

### Gaxetas

- Nitrílica, NBRHT, EPDM, Viton.

### Área Máxima de Transferência:

85 m<sup>2</sup>

### Elementos necessários para seleção:

- As taxas de fluxo ou carga térmica;
- Gradiente de temperatura;
- Propriedades físicas dos líquidos em questão;
- Pressão de trabalho desejado;
- Queda máxima de pressão permitida;
- Temperatura dos fluidos na entrada e saída.

### Conexão:

ANSI 8" #150, DIN DN200.



Conexão com Inseto Metálico



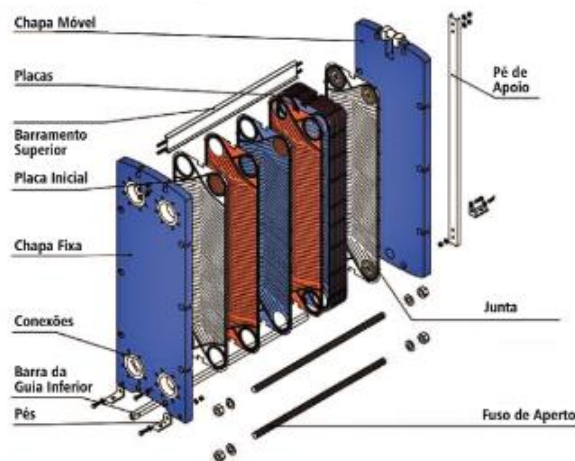
Conexão Roscada



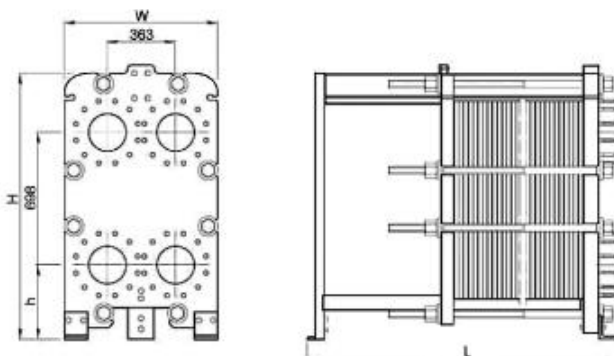
Conexão Flangeada



### Componentes do desenho



### Dimensões



## ANEXO C - FILTRO PRENSA

### ANDRITZ Filtro prensa sidebar SP 630 – 1200

Para operações padrão e médias



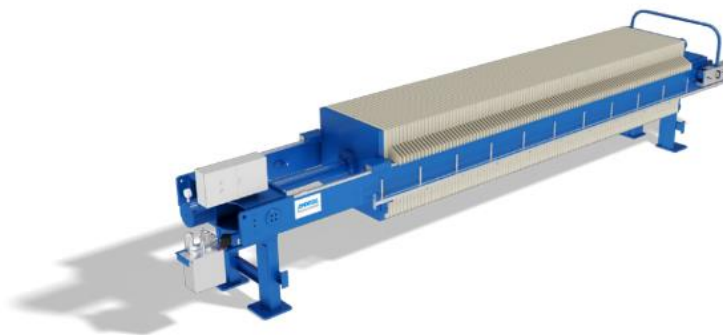
ANDRITZ filtro prensa sidebar SE foi desenvolvido para utilização sem eletricidade – a operação do filtro prensa requer apenas uma conexão com o fornecimento de ar comprimido. ANDRITZ filtro prensa sidebar SP apresenta fácil operação, preço competitivo e garante desempenho e segurança.

#### Características:

- Sistema semiautomático de descarga
- Maior flexibilidade com a utilização do ar comprimido da planta
- Não requer energia elétrica
- Não requer sistemas e componentes elétricos
- Não apresenta perda de qualidade em comparação com filtros prensa com acionamento elétrico
- Padrões de segurança de última geração, com o sistema de controle duplo
- Fácil sistema de troca manual de placas
- Máxima distribuição de força em comparação com os modelos tipo martelo
- Qualidade sustentável da lubrificação, para ciclos de manutenção maiores

#### Vantagens:

- Excelente desempenho e custo-benefício
- Confiabilidade do processo
- Operações simples e seguras
- Economia de custos e peso
- Fácil configuração
- Adequado aos requisitos da Norma ATEX (sujeitas a determinadas condições de operação)



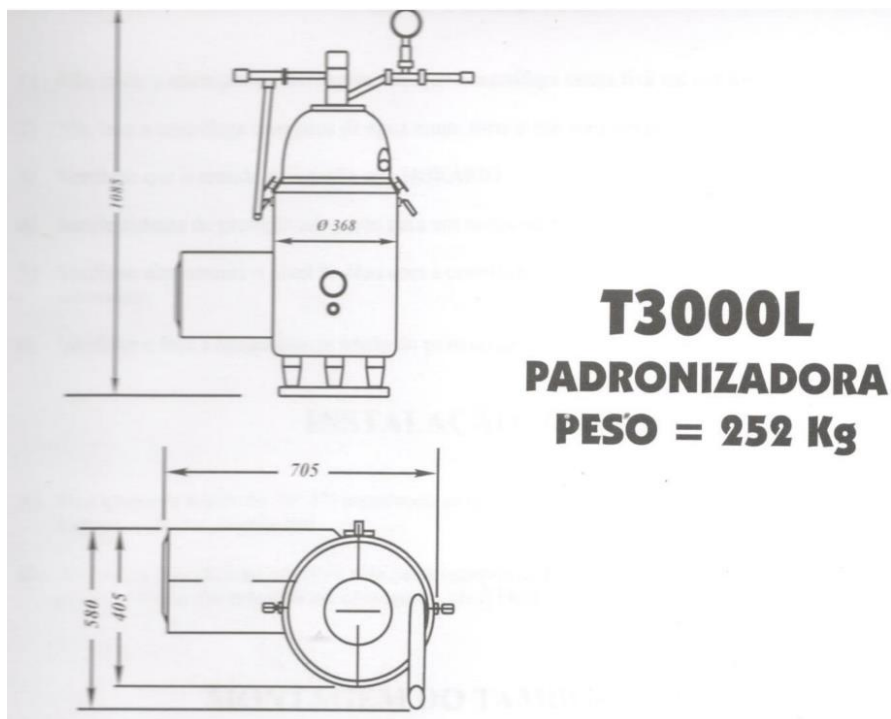
▲ ANDRITZ filtro prensa sidebar SP 1200

#### Faixa de dimensionamento:

Pressão	Dimensão [mm]			
	630x630	800x800	1000x1000	1200x1200
7 bar	x	x	x	x
15 bar	x	x		

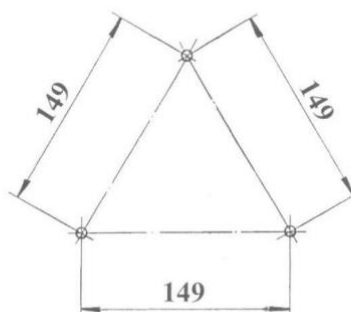
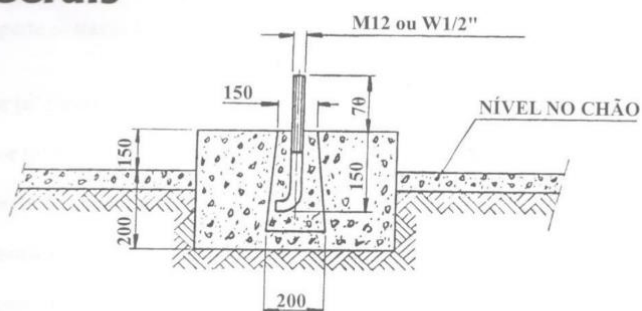
Fonte: ANDRITZ Separation, 2023.

## ANEXO D - CENTRÍFUGA



Fonte: Hiper Centrifugation, 2023.

### Dimensões Gerais



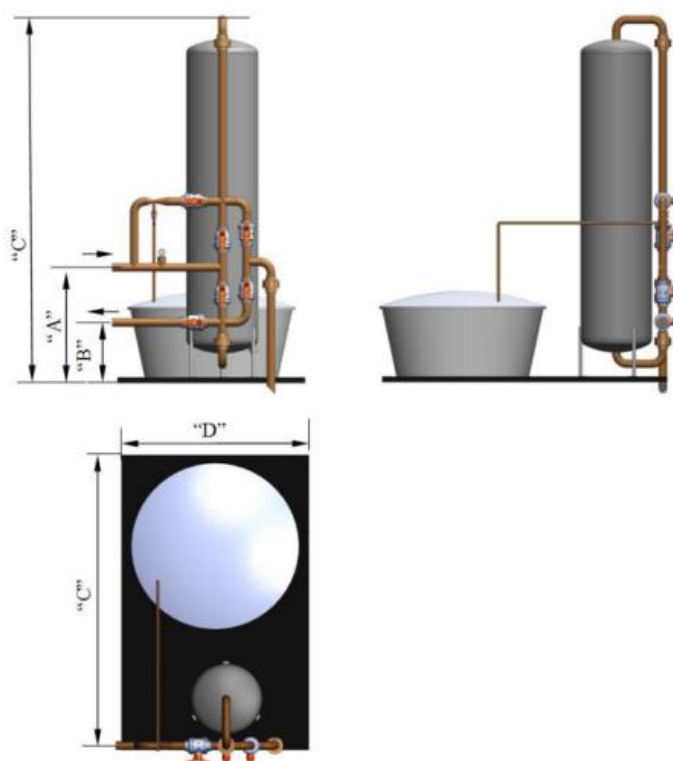
### Base de Fundação

Fonte: Hiper Centrifugation, 2023.



## ANEXO E - COLUNA DE TROCA IÔNICA

Descrição	Cota (mm)	Modelo Abrandador			
		V25	V40	V250	V500
Altura Entrada	A	1000	1000	1000	1000
Altura Saída	B	500	500	500	500
Altura Total	C	1500	1700	1900	3300
Largura da Base	D	1200	1200	1200	1700
Comprimento da Base	E	1800	1800	2100	2700
Reservatório salmoura		310 litros	310 litros	310 litros	310 litros
Consumo sal por regeneração		4,0 kg	6,4 kg	40 kg	80 kg
Volume de Resina		25 litros	40 litros	250 litros	500 litros
Pressão máxima trabalho		7 kgf/cm <sup>2</sup>	7 kgf/cm <sup>2</sup>	6 kgf/cm <sup>2</sup>	6 kgf/cm <sup>2</sup>



Fonte: Acetecno, 2023.

## ANEXO F - MÁQUINA DE LAVAR ROUPAS

<b>RLI-50</b>	
Capacidade de até 50 kg	
DADOS TÉCNICOS	
<b>Volume do cesto:</b> 600 dm <sup>3</sup>	
<b>Diâmetro do cesto:</b> 900 mm	
<b>Fator de carga:</b> 1:12	
<b>Potência do motor:</b> 2 cv	
<b>Consumo elétrico:</b> 1,5 kwh	
NÍVEL DE ÁGUA	
<b>Baixo:</b> 200 litros	
<b>Alto:</b> 300 litros	
<b>Entrada de água:</b> 1 ½"	
<b>Entrada de vapor:</b> ¾"	
<b>Dreno:</b> 3"	

Fonte: Rufino Equipamentos, 2023.

<b>Profundidade do Cesto</b>	800 mm	940 mm	1530 mm
<b>Potência do Motor</b>	1,47 KW	2,2 KW	3,67 KW
<b>Rotação de Lavagem</b>	23 RPM	28 RPM	35 RPM
<b>Nível de Água Mínimo</b>	120 litros	200 litros	400 litros
<b>Nível de Água Máximo</b>	180 litros	300 litros	600 litros
<b>Entrada de Água</b>	1.1/2"	1.1/2"	2"
<b>Saída de Água</b>	3"	3"	4"
<b>Entrada de Vapor</b>	3/4"	3/4"	1"
<b>Pressão Máxima de Vapor</b>	6 Kgf/cm <sup>2</sup>	6 Kgf/cm <sup>2</sup>	6 Kgf/cm <sup>2</sup>
<b>Consumo de Vapor</b>	21 Kg/h	35 Kg/h	70 Kg/h
<b>Peso</b>	350 Kg	450 Kg	650 Kg
<b>Consumo Elétrico</b>	0,8 KW/h	1,5 KW/h	2,5 KW/h
<b>Dimensões Externas Aproximadas</b>	<b>Largura</b>	1526 mm	1760 mm
	<b>Altura c/ Barreira</b>	1265 mm	1400 mm
	<b>Profundidade</b>	1070 mm	1185 mm

Fonte: Rufino Equipamentos, 2023.

## ANEXO G - SECADORA DE ROUPAS

# RUFINO

## LAVANDERIA

# RSI-15 / 30 / 50 / 100

## SECADOR INDUSTRIAL RUFINO

**APLICAÇÃO** Equipamento Rotativo para secagem, pré secagem ou condicionamento de roupas. Controle de tempo e de temperatura automático.

Modelo:	RSI-15	RSI-30	RSI-50	RSI-100
Capacidade	15 kg	30 kg	50kg	100kg
Volume do Cesto	353 dm <sup>3</sup>	785 dm <sup>3</sup>	1300 dm <sup>3</sup>	2714 dm <sup>3</sup>
Diâmetro do Cesto	750 mm	1000 mm	1230 mm	1600 mm
Profundidade do cesto	800 mm	1000 mm	1100 mm	1350 mm
Fator de carga	1:23	1:26	1:26	1: 27
Rotação	29 rpm	28 rpm	30 rpm	32 rpm
Potencia do motor do cesto	1 cv	1,5 cv	1,5 cv	3,0 cv
Potencia do Motor do exaustor	0,75 cv	0,75 cv	2x 0,75 cv	2x 2 cv

### AQUECIMENTO

Elétrico (potência)	18 kw	33,6 kw	50,4 kw	75,6 kw
Vapor (consumo)	20 kg/h	40 kg/h	60 kg/h	120 kg/h
Gás (consumo)	1,2 kg/h	2,5 kg/h	4 kg/h	6 kg/h
Peso	360 kg	450 Kg	600 Kg	1400 kg
Frente	915 mm	1100 mm	1350 mm	2000 mm
Profundidade	1430 mm	1560 mm	1700 mm	2050 mm
Altura	1630 mm	1950 mm	2020 mm	2500 mm



Fonte: Rufino Equipamentos, 2023.

## ANEXO H - CALANDRA

**RUFINO**  
LAVANDERIA

**RCI -16 / 20**  
**CALANDRA INDUSTRIAL RUFINO**

**APLICAÇÃO** Lavadora Extratora Industrial de pequeno e médio porte, com capacidade de lavar e centrifugar, com cesto frontal que faz as duas funções na mesma unidade, reduzindo mão de obra, otimizando espaço e reduzindo a manutenção.



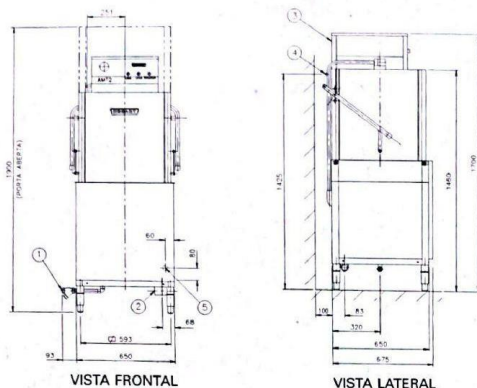
Modelo:	RCI-16	RCI-20
Capacidade:	20 kg/h	25 kg/h
Diâmetro do cilindro	300 mm	300 mm
Comprimento útil	1600 mm	2000 mm
Potência do motor	0,75 cv	0,75 cv
Velocidade:	8 RPM	8 RPM
<b>Aquecimentos:</b>	Consumo	Consumo
Elétrico	7, 2kWh	9 kWh
Vapor	7 kg/g	10 kg/h
Gás	0,5 kg/h	0,7 kg/h
Peso:	300Kg	80Kg
Frente:	2200mm	2600mm
Profundidade:	700mm	700mm
Altura:	1050mm	1050mm

Fonte: Rufino Equipamentos, 2023.

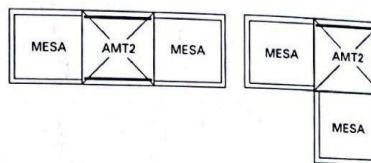
## ANEXO I - LAVADORA DE LOUÇAS

## LAVADORA DE LOUÇA AMT2

## DESENHO PARA INSTALAÇÃO



## INSTALAÇÃO EM LINHA OU DE CANTO



- 1 - ENTRADA DE ÁGUA 3/4" BSP (h=143 mm)
- 2 - SAÍDA DE ÁGUA 1. 1/4" NPT (h=150 mm)
- 3 - ALIMENTAÇÃO ELÉTRICA CONECTOR 3/4" (h=1645 mm)  
220V = 4 x 16 mm<sup>2</sup> (3 FASES + TERRA)  
380V/440V = 5 x 10 mm<sup>2</sup> (3 FASES + NEUTRO + TERRA)
- 4 - ENTRADA DE TENSOATIVO (SECANTE) 1/8" - 27 NPT (h=1425 mm)
- 5 - SUGESTÃO DO PONTO PARA SENSOR DE DETERGENTE NO TANQUE DE LAVAGEM

Para instalação deverá ser considerado o desenho específico de acordo com a versão de aquecimento e opcionais. Existe variação de  $\pm 25$ mm de acordo com ajuste dos pés.

## Especificações dos Motores

Motores	CV	Fases	Hz	Voltagem	Amperagem
Bomba de Lavagem	0,75	3	60	220/380/440	2,8/1,62/1,4
Bomba de Enxague	0,25	1	60	110/220	4,0/2,0

## Temperatura, Pressão e Consumo de Água

Descrição	Temperatura	Pressão (min-máx)	Consumo
Lavagem	55°C-65°C	—	—
Enxague	80°C-90°C	0,5 bar - 1,0 bar	180 litros/hora

## Opções para Aquecimento do Tanque de Lavagem (sem booster de enxague)

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico	5*	—	220/380/440	13/8/7	—
Vapor**	—	20	—	—	1,0 - 3,0 bar

\* elemento elétrico de imersão / \*\* injetor direto

## Opções para Aquecimento do Booster de Enxague

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico (embutido)	2 x 9 kW	—	220/380/440	48/28/24	—
Vapor (ext. a maq.)	—	80	—	—	2,0 - 3,5 bar

Nota: com entrada de água na temperatura ambiente (-20°C)

Nota: Como a Hobart está sempre desenvolvendo novos avanços técnicos, as especificações para os produtos podem ser modificadas sem prévio aviso. Neste caso, valerão as especificações constantes da proposta comercial.

# HOBART

Qualidade é apenas o começo.

Hobart do Brasil  
São Paulo - Tel.: (011) 6962-9292 - Fax: (011) 6962-6091  
TELE-HOBART: 0800.556091  
Curitiba - Telefax: (041) 275-5039  
Porto Alegre - Tel.: (051) 346-6357 - Fax: (051) 395-2265  
Recife - Tel.: (081) 471-1622 - Fax: (081) 471-9095

Fonte: Hobart, 2010.

## ANEXO J - PANELA INDUSTRIAL A VAPOR



Modelos	Dimensões (mm)	Capacidade	Consumo Vapor (Kg/h)
<b>TAMPA AMERICANA</b>			
CVIL-100	Ø 785x910mm	100L	12,0
CVIL-200	Ø 985x910mm	200L	24,0
CVIL-300	Ø 1180x910mm	300L	36,0
CVIL-500	Ø 1405x910mm	500L	48,0
<b>TAMPA AUTOCLAVADA</b>			
CVIL-100A	Ø 785x910mm	100L	12,0
CVIL -200A	Ø 985x910mm	200L	24,0
CVIL-300A	Ø 1180x910mm	300L	36,0
CVIL-500A	Ø 1405x910mm	500L	48,0

- Construído em aço inoxidável AISI 304, liga 18.8;
- Panela interna de cocção e revestimento externo inteiramente em aço inoxidável com total isolamento térmica em mantas de lã de vidro;
- Tampa americana (conforme modelo): construído em aço inoxidável equipado dobradiça reforçada e cabo extensor em aço inoxidável com manípulo em baquelite;
- Tampa auto clavada (conforme modelo): construído em aço inoxidável equipado com válvula de segurança, equipada com torniquetes extra reforçados, fechamento hermético através de gaxeta de vedação em neoprene, sistema de abertura e fechamento composto por amortecedores especiais e cabo extensor em aço inoxidável com manípulo em baquelite.
- Estrutura e camisa de vapor extra reforçada em aço qualificado e tratado com revestimentos em primer anticorrosivo;
- Aquecimento a vapor direto através de caldeira geradora de vapor (cliente) com funcionamento em baixa pressão: 0,3 a 0,5 kgf/cm<sup>2</sup> (4 a 7 psi);
- Acompanha: válvula de escoamento, torneira giratória, válvula de admissão de vapor Ø 1 1/2", válvula de segurança, manômetro e dreno de condensado;
- Equipado com uma válvula de segurança (modelo 100 litros);

Fonte: Cozil, 2023.



## ANEXO K - CALDEIRA INDUSTRIAL



Modelo CVS-IL	Cap. Térmica kcal/h	Prod. Vapor		Dimensões*				Peso Vazio* kg
		Prod. Vapor Água a 20° (kg/h)	Prod. Vapor Água a 97° (kg/h)	G mm	H mm	L mm	M mm	
<b>2500</b>	1600.000	2500	2500	480	3100	4620	2300	10800
<b>3000</b>	1920.000	3000	3000	640	3100	5150	2300	12000
<b>4000</b>	2560.000	4000	4000	640	3380	5250	2500	<b>13600</b>

Consulte nosso departamento comercial para condições especiais como: outras capacidades e pressões.  
 \*Dimensões não considerando guarda corpo, apenas caldeira e instrumentação.  
 \*Peso e dimensões: podem variar sem aviso prévio - valores aproximados.

Fonte: ARAUTERM, 2023.

## ANEXO L - CHILLER

<b>Unidades de Resfriamento com Condensação à Água</b>										
Modelo	Capacidade Nominal	Compressor	Moto-Bomba		Conexão Processo	Reservatório de Água	Condensador		Dimensões Alt. x Larg. x Prof.	Peso
	Kcal/h		CV	Vazão			Pressão	Vazão de Água		
			m3/h	mca	pol	litros	m3/h	pol		Kg
URW - 5	5.000	2,0	2,0	30	3/4	44	1,4	3/4	1.230 x 800 x 650	250
URW - 9	9.000	2,7	3,0	30	3/4	48	2,9	3/4	1.230 x 800 x 650	270
URW - 15	15.000	5,5	4,0	30	1	93	4,4	1	1.430 x 1.000 x 650	300
URW - 22	22.000	7,0	7,0	30	1.1/2	144	6,4	1.1/2	1.430 x 1.200 x 850	450
URW - 30	30.000	10,5	10,0	30	1.1/2	187	7,3	1.1/2	1.630 x 1.200 x 850	530
URW - 45	45.000	13,5	12,0	30	1.1/2	216	13,0	2	1.630 x 1.200 x 850	560
URW - 60	60.000	21,0	15,0	30	2	375	15,0	2.1/2	1.830 x 1.700 x 1.000	900
URW - 75	75.000	25,0	20,0	30	2	435	20,0	2.1/2	1.830 x 1.900 x 1.000	1.100
URW - 90	90.000	27,0	25,0	30	2	525	23,0	2.1/2	1.830 x 2.100 x 1.000	1.250
URW - 120	120.000	47,0	30,0	30	3	525	30,0	3	1.830 x 2.100 x 1.000	1.300
URW - 150	150.000	52,0	40,0	30	3	753	38,0	3	2.130 x 2.300 x 1.200	1.350
URW - 180	180.000	54,0	50,0	30	4	753	45,0	4	2.330 x 3.000 x 1.300	1.450

Temperatura da água da torre inferior à 30°C

Fonte: Helmo, 2023.



## ANEXO M - COMPRESSOR

Modelo												
	kW	HP		bar	p.s.i.	l/min	m <sup>3</sup> /h	c.f.m.				
AZ10	7,5	10	220/3	7	102	1200	72	42	70±3	1/2"	68 x 90 x 97	300
				8	116	1100	66	39				
				10	145	900	54	32				
				12,5	181	800	48	28				
AZ15	11	15	220/3	7	102	1700	102	60	70±3	3/4"	80 x 95 x 113	380
				8	116	1600	96	56				
				10	145	1400	84	49				
				12,5	181	1200	72	42				
AZ20	15	20	220/3	7	102	2200	132	77	70±3	3/4"	80 x 95 x 113	420
				8	116	2100	126	74				
				10	145	1900	114	67				
				12,5	181	1700	102	60				

Fonte: AirZap Anest Iwata, 2023.

## ANEXO N - ESPESSURAS RECOMENDADAS DO ISOLANTE TÉRMICO

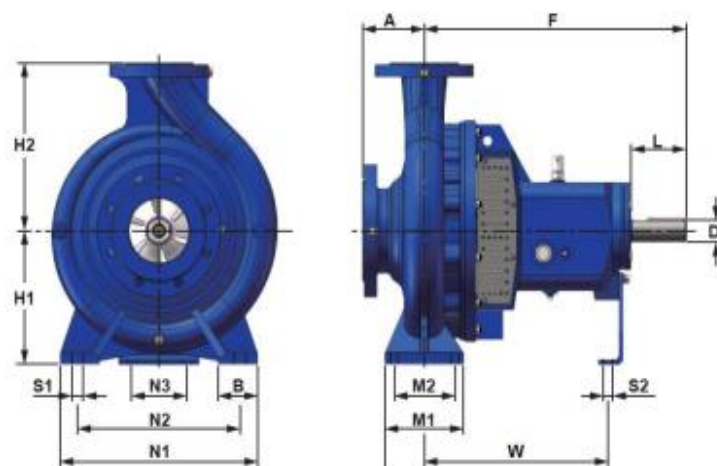
Diâmetro Nominal		Temperatura de Operação(°C)									
MM	POL <=	200	250	300	350	400	450	500	600	700	800
12	1/2	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5
19	3/4	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5
25	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4
38	1.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5	4
50	2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
63	2.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
75	3	1	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	4.5
100	4	1	1.5	1.5	2	2.5	3	3	4	4.5	5
150	6	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	5.5
200	8	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	6
250	10	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4.5	5.5	6
300	12	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	4	4.5	5.5	6.5
350	14	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
400	16	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
450	18	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
500	20	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
550	22	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
600	24	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
650	26	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
700	28	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
750	30	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
800	32	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
850	34	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
900	36	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6.5	7.5
PLANO	-	1.5	2	2	3	3.5	4	4.5	6	7	9

Fonte: Isopur, 2023.

## ANEXO O - PINTURA DAS TUBULAÇÕES

Cores de Tubulações Industriais			
Inflamáveis e Combustíveis de Alta Viscosidade	Preto		
Inflamáveis e Combustíveis de Baixa Viscosidade	Alumínio		
Produtos Intermediários ou Pesados	Creme		
Gases não liquefeitos	Amarelo		
Vácuo	Cinza Claro		
Eletrodutos	Cinza Escuro		
Álcalis - Lixívias	Lilás		
Ácido	Laranja		
Água - Potável	Verde		
Vapor Saturado - Materiais destinados a combate a incêndios	Vermelho		
Produtos sob pressão - Ar comprimido	Azul		
Vapor	Branco		
Vapor Superaquecido	Vermelho	Branco	Vermelho
Gasolina	Marrom	Vermelho	Marrom
Cor para os demais fluidos - Óleo	Marrom		

Fonte: NBR 649, 1994.

**ANEXO P - BOMBAS****Dimensões básicas (mm)**

Fonte: Sigma, 2023.

Suporte de mancal	Modelo			Dimensões Bomba				Dimensões montagem							Furos		Eixo				
	SUC	REC	NR	A	F	H1	H2	B	M1	M2	N1	N2	N3	W	S1	S2	D	L			
1#	50	32	160	80	385	132	160	50	100	70	240	190	110	285	M 12	M 12	24	50			
	65	50	160			160	180				265	212									
	80	65	160	100		160	180				240	190									
	50	32	200	80		160	180				265	212									
	65	40	200	100		200															
	80	50	200																		
2#	100	80	160	100	500	160	200	65	125	95	280	212	110	370	M 12						
	100	65	200			180	225				320	250									
	125	80	200	125		180	250	345	280												
	125	100	200			200	280	80	160	120	360	280			M 16						
	65	40	250	100		180	225	65	125	95	320	250			M 12	M 12	32	80			
	80	50	250			200	250	80	160	120	360	280			M 16						
	100	65	250	125		225	280	400	315												
	125	80	250			200	250	65	125	95	345	280			M 12						
	65	40	315			225	280														
	80	50	315																		
3#	125	100	250	140	530	225	280														
	150	125	250			250	355														
	100	65	315	125		225	280	80	160	120	400	315	M 16								
	125	80	315	125		250	315												M 12	42	110
	125	100	315	140																	
	150	125	315	140				100	200	150	500	400	M 20								
	125	80	400	125		280	355	80	160	120	435	355	M 16								
	125	100	400	140				100	200	150	500	400	M 20								
	150	125	400	140		315	400														
	4#	200	150	315		160	670		400	100	210	150	540	450	140	500	M 20	M 16	48	100	
250		200	315	180	315	450															
200		150	400	160																	
250		200	400	180	355	500															
125		100	500	160	355	450															
150		125	500		400	500															

Fonte: Sigma, 2023.

## ANEXO Q - TABELA 1 DE PROPRIEDADES DA ÁGUA - VAPOR SATURADO

### Propriedades termodinâmicas da água saturada

Temp. °C	Pressão kPa	Volume específico (m³/kg)		Energia interna (kJ/kg)			Entalpia (kJ/kg)			Entropia (kJ/(kg K))		
		Líquido sat.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.
T	p	v <sub>l</sub>	v <sub>v</sub>	u <sub>l</sub>	u <sub>lv</sub>	u <sub>v</sub>	h <sub>l</sub>	h <sub>lv</sub>	h <sub>v</sub>	s <sub>l</sub>	s <sub>lv</sub>	s <sub>v</sub>
140,00	361,54	0,001080	0,50845	588,77	1960,85	2549,62	589,16	2144,28	2733,44	1,7392	5,1901	6,9293
141,30	375,00	0,001081	0,49129	594,32	1956,56	2550,88	594,73	2140,39	2735,11	1,7526	5,1644	6,9171
143,61	400,00	0,001084	0,46238	604,22	1948,88	2553,10	604,65	2133,40	2738,05	1,7765	5,1190	6,8955
145,00	415,68	0,001085	0,44596	610,19	1944,23	2554,42	610,64	2129,16	2739,80	1,7907	5,0919	6,8826
147,90	450,00	0,001088	0,41390	622,65	1934,48	2557,13	623,14	2120,25	2743,39	1,8205	5,0356	6,8560
150,00	476,16	0,001091	0,39245	631,66	1927,39	2559,05	632,18	2113,75	2745,93	1,8418	4,9953	6,8371
151,83	500,00	0,001093	0,37481	639,54	1921,17	2560,71	640,09	2108,02	2748,11	1,8604	4,9603	6,8207
155,00	543,50	0,001096	0,34646	653,19	1910,32	2563,51	653,79	2098,02	2751,81	1,8924	4,9002	6,7926
155,46	550,00	0,001097	0,34260	655,16	1908,75	2563,91	655,76	2096,57	2752,33	1,8970	4,8916	6,7886
158,83	600,00	0,001101	0,31558	669,72	1897,08	2566,79	670,38	2085,77	2756,14	1,9308	4,8284	6,7592
160,00	618,23	0,001102	0,30678	674,79	1892,99	2567,78	675,47	2081,97	2757,44	1,9426	4,8066	6,7491
161,98	650,00	0,001104	0,29259	683,36	1886,05	2569,42	684,08	2075,52	2759,60	1,9623	4,7699	6,7322
164,95	700,00	0,001108	0,27277	696,23	1875,58	2571,81	697,00	2065,75	2762,75	1,9918	4,7153	6,7071
165,00	700,93	0,001108	0,27243	696,46	1875,39	2571,85	697,24	2065,57	2762,81	1,9923	4,7143	6,7066
167,75	750,00	0,001111	0,25551	708,40	1865,61	2574,01	709,24	2056,41	2765,64	2,0195	4,6641	6,6836
170,00	792,19	0,001114	0,24259	718,20	1857,52	2575,73	719,08	2048,82	2767,90	2,0417	4,6233	6,6650
170,41	800,00	0,001115	0,24034	719,97	1856,06	2576,03	720,86	2047,44	2768,30	2,0457	4,6160	6,6616
172,94	850,00	0,001118	0,22689	731,00	1846,90	2577,90	731,95	2038,81	2770,76	2,0705	4,5704	6,6409
175,00	892,60	0,001121	0,21658	740,02	1839,37	2579,39	741,02	2031,69	2772,71	2,0906	4,5335	6,6241
175,35	900,00	0,001121	0,21489	741,55	1838,08	2579,64	742,56	2030,47	2773,03	2,0940	4,5272	6,6213
177,66	950,00	0,001124	0,20410	751,67	1829,58	2581,25	752,74	2022,41	2775,14	2,1165	4,4862	6,6027
179,88	1000,00	0,001127	0,19436	761,39	1821,36	2582,75	762,52	2014,59	2777,11	2,1381	4,4470	6,5850
180,00	1002,81	0,001127	0,19384	761,92	1820,90	2582,83	763,05	2014,16	2777,21	2,1392	4,4448	6,5840
184,06	1100,00	0,001133	0,17745	779,78	1805,67	2585,46	781,03	1999,62	2780,65	2,1785	4,3735	6,5520
185,00	1123,46	0,001134	0,17390	783,91	1802,13	2586,04	785,19	1996,22	2781,41	2,1875	4,3571	6,5447
187,96	1200,00	0,001139	0,16326	796,96	1790,87	2587,83	798,33	1985,41	2783,74	2,2159	4,3058	6,5217
190,00	1255,24	0,001141	0,15636	806,00	1783,01	2589,01	807,43	1977,85	2785,28	2,2355	4,2704	6,5059
191,60	1300,00	0,001144	0,15119	813,11	1776,81	2589,92	814,60	1971,86	2786,46	2,2508	4,2428	6,4936
195,00	1398,82	0,001149	0,14089	828,18	1763,55	2591,74	829,79	1959,03	2788,82	2,2832	4,1846	6,4678
195,04	1400,00	0,001149	0,14078	828,36	1763,40	2591,76	829,97	1958,88	2788,85	2,2835	4,1839	6,4675
198,29	1500,00	0,001154	0,13171	842,83	1750,56	2593,39	844,56	1946,40	2790,96	2,3143	4,1286	6,4430
200,00	1554,93	0,001157	0,12721	850,47	1743,73	2594,20	852,27	1939,74	2792,01	2,3305	4,0996	6,4302

Fonte: Olender, 2014.

## ANEXO R - TABELA 2 DE PROPRIEDADES DA ÁGUA - VAPOR SATURADO

Temperatura (°C)	Pressão de vapor (kPa)	Volume específico (m³/kg)		Entalpia (kJ/kg)		Entropia (kJ/kg · K)	
		Líquido	Vapor saturado	Líquido	Vapor saturado	Líquido	Vapor saturado
0,01	0,6113	0,0010002	206,136	0,00	2501,4	0,0000	91,562
3	0,7577	0,0010001	168,132	12,57	2506,9	0,0457	90,773
6	0,9349	0,0010001	137,734	25,20	2512,4	0,0912	90,003
9	1,1477	0,0010003	113,386	37,80	2517,9	0,1362	89,253
12	1,4022	0,0010005	93,784	50,41	2523,4	0,1806	88,524
15	1,7051	0,0010009	77,926	62,99	2528,9	0,2245	87,814
18	2,0640	0,0010014	65,038	75,58	2534,4	0,2679	87,123
21	2,487	0,0010020	54,514	88,14	2539,9	0,3109	86,450
24	2,985	0,0010027	45,883	100,70	2545,4	0,3534	85,794
25	3,169	0,0010029	43,360	104,89	2547,2	0,3674	85,580
27	3,567	0,0010035	38,774	113,25	2550,8	0,3954	85,156
30	4,246	0,0010043	32,894	125,79	2556,3	0,4369	84,533
33	5,034	0,0010053	28,011	138,33	2561,7	0,4781	83,927
36	5,947	0,0010063	23,940	150,86	2567,1	0,5188	83,336
40	7,384	0,0010078	19,523	167,57	2574,3	0,5725	82,570
45	9,593	0,0010099	15,258	188,45	2583,2	0,6387	81,648
50	12,349	0,0010121	12,032	209,33	2592,1	0,7038	80,763
55	15,758	0,0010146	9,568	230,23	2600,9	0,7679	79,913
60	19,940	0,0010172	7,671	251,13	2609,6	0,8312	79,096
65	25,03	0,0010199	6,197	272,06	2618,3	0,8935	78,310
70	31,19	0,0010228	5,042	292,98	2626,8	0,9549	77,553
75	38,58	0,0010259	4,131	313,93	2635,3	10,155	76,824
80	47,39	0,0010291	3,407	334,91	2643,7	10,753	76,122
85	57,83	0,0010325	2,828	355,90	2651,9	11,343	75,445
90	70,14	0,0010360	2,361	376,92	2660,1	11,925	74,791
95	84,55	0,0010397	19,819	397,96	2668,1	12,500	74,159
100	101,35	0,0010435	16,729	419,04	2676,1	13,069	73,549
105	120,82	0,0010475	14,194	440,15	2683,8	13,630	72,958
110	143,27	0,0010516	12,102	461,30	2691,5	14,185	72,387

Fonte: Geankoplis, 2008.

## ANEXO S - TABELA PROPRIEDADES DO ÁCIDO LÁTICO

Property	Value	Unit	Source
$\Delta_c H^\circ_{\text{solid}}$	-1343.98 ± 0.46	kJ/mol	<a href="#">NIST</a>
$\Delta_f G^\circ$	-430.62	kJ/mol	<a href="#">Joback</a>
$\Delta_f H^\circ_{\text{gas}}$	-527.57	kJ/mol	<a href="#">Joback</a>
$\Delta_f H^\circ_{\text{solid}}$	-694.08	kJ/mol	<a href="#">NIST</a>
$\Delta_{\text{fus}} H^\circ$	9.78	kJ/mol	<a href="#">Joback</a>
$\Delta_{\text{vap}} H^\circ$	61.99	kJ/mol	<a href="#">Joback</a>
$\log_{10} WS$	0.45		<a href="#">Crippen</a>
$\log P_{\text{oct/wat}}$	-0.548		<a href="#">Crippen</a>
McVol	66.440	ml/mol	<a href="#">McGowan</a>
$P_c$	6389.77	kPa	<a href="#">Joback</a>
I	2159.00		<a href="#">NIST</a>
$T_{\text{boil}}$	505.83	K	<a href="#">Joback</a>
$T_c$	677.91	K	<a href="#">Joback</a>
$T_{\text{fus}}$	280.14	K	<a href="#">Joback</a>
$V_c$	0.241	m <sup>3</sup> /kmol	<a href="#">Joback</a>

Fonte: CHEMEO, 2022.