

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

**EDIVAN COSTA DE SOUZA
LUCAS FROES OLIVI DANTAS
WALLISSON BOSA DA SILVA**

**PROJETO INDUSTRIAL DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO UTILIZANDO
PERMEADO DE SORO DE LEITE COMO SUBSTRATO PARA A FERMENTAÇÃO**

TOLEDO

2019

**EDIVAN COSTA DE SOUZA
LUCAS FROES OLIVI DANTAS
WALLISSON BOSA DA SILVA**

**PROJETO INDUSTRIAL DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO UTILIZANDO
PERMEADO DE SORO DE LEITE COMO SUBSTRATO PARA A FERMENTAÇÃO**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado a Universidade Tecnológica Federal do Paraná como parte das exigências para a obtenção do título de bacharel em Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia.

Orientador: Prof. Dr. Fabiano Bisinella Scheufele

**TOLEDO
2019**

FOLHA DE APROVAÇÃO

**EDIVAN COSTA DE SOUZA
LUCAS FROES OLIVI DANTAS
WALLISSON BOSA DA SILVA**

**PROJETO INDUSTRIAL DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO UTILIZANDO
PERMEADO DE SORO DE LEITE COMO SUBSTRATO PARA A FERMENTAÇÃO**

Data da Aprovação, 29 de novembro de 2019.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Fabiano Bisinella Scheufele
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Prof. Dr. Jones Erni Schmitz
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Prof. Dr. Robson Luciano de Almeida
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

RESUMO

A grande produção leiteira do Brasil vem proporcionando um crescimento considerável dos laticínios da região Sul e Sudeste, causando assim impactos sociais e econômicos nesses locais. Juntamente com o processamento de leite, esses laticínios vêm desenvolvendo diversos métodos de produção de derivados desse produto, a fim de aumentar a lucratividade dos processos de beneficiamento de laticínios. Dentre esses derivados, um dos mais difundidos é o queijo, cuja produção envolve uma etapa de prensagem do leite, que acaba produzindo grandes quantidades de soro de queijo, um subproduto de elevada carga orgânica e de difícil tratamento por métodos convencionais (lagoas de estabilização ou métodos físico-químicos). Esse subproduto vem sendo utilizado para a obtenção da proteína de soro de leite, a qual é muito utilizada como suplemento alimentar e, geralmente, obtida por processos de separação por membranas. Neste processo é gerado como resíduo o permeado de soro de leite, que vem sendo muito estudado como meio de cultura para processos fermentativos devido à sua alta concentração de lactose e sais minerais. Dentre os potenciais produtos que podem ser obtidos está o ácido láctico, muito utilizado nas indústrias químicas, de alimentos e polímeros. Nesse contexto, o objetivo do presente projeto consistiu em avaliar a viabilidade da produção fermentativa de ácido láctico utilizando permeado de soro de queijo como substrato. Para isso, fez-se inicialmente uma pesquisa de mercado referente à demanda de ácido láctico e disponibilidade das matérias-primas e insumos do processo. Na sequência, com base no levantamento literário identificou-se as condições de operação mais comumente empregadas à nível industrial, incluindo microrganismo mais utilizado, *Lactobacillus* sp. RKY2, e configuração de operação em batelada. Desenvolveu-se então os diagramas de fluxo de processo (PFD) e de tubulação e instrumentação (P&ID); os balanços de massa e energia para cada operação, além do *layout* da planta. A partir disso, foram dimensionados os principais equipamentos necessários para o processo a fim de determinar os custos de capital (CAPEX) e de operação (OPEX) da planta. Conseqüentemente, foi realizada uma simulação de fluxo de caixa para aferir a viabilidade do processo. A análise de fluxo de caixa apresentou elevado fluxo monetário acumulado (53,64 M\$), com um tempo de retorno de 38 meses e um alto valor presente líquido (VPL), atestando a viabilidade econômica do projeto e o potencial do uso de subproduto na sua valorização para produção do ácido láctico por via fermentativa.

Palavras-chave: Permeado de soro de queijo, ácido láctico, *Lb* sp. RKY2.

ABSTRACT

The extensive dairy production in Brazil has provided a considerable growth of dairy products in the South and Southeast, causing social and economic impacts to these places. Along with the milk processing, various methods of producing additional dairy products have been developed in order to increase the profitability dairy supply chain. Among these derivatives, one of the most widespread is the cheese, which production involves a pressing step of milk, which ends up producing large amounts of cheese whey, a by-product of high organic load and difficult to treat by conventional methods (stabilization ponds or physicochemical methods). This by-product has been used to obtain whey protein, widely used as a dietary supplement and commonly obtained through membrane separation processes, generating as a residue the whey permeate, which has been widely studied as a culture medium for fermentative processes due to their high concentration of lactose and mineral salts. Amongst the potential products that can be obtained through the fermentative process of this raw material the lactic acid stands out due to its wide use, such as in the chemical, food and polymer industries. In this context, the objective of the present project was to evaluate the viability of fermentative production of lactic acid using cheese whey permeate as substrate. To this end, a market research was initially conducted regarding the demand for lactic acid and the availability of raw materials and process inputs. Following, based on literature research the mostly common operating conditions including mainly used microorganism, namely, *Lactobacillus* sp. RKY2, and batch operation configuration. The process flow (PFD) and piping and instrumentation (P&ID) diagrams were then developed; the mass and energy balances for each operation, in addition to the plant layout. From this, the main equipment needed for the process were dimensioned in order to determine the capital (CAPEX) and operating costs (OPEX) of the plant. Consequently, a cash flow simulation was performed to assess the viability of the process. Overall, the cash flow analysis evidenced a high accumulated cash flow (53.64 M\$), with a 38 month payback time and a high net present value (NPV), attesting to the economic viability of the project and the potential use of this by-product for its valorization in the fermentative lactic acid production.

Key words: Cheese whey permeate, lactic acid, *Lb* sp. RKY2.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Estrutura molecular do ácido lático em: (a) 2-D; (b) 3-D	20
Figura 2 - Aplicações do ácido lático	22
Figura 3 - Estrutura químicas dos estereoisômeros do ácido lático	26
Figura 4 - Diagrama de blocos do processo de produção do ácido lático a partir do permeado do soro de leite por via fermentativa	37
Figura 5 - Balanço de importação e exportação de ácido lático no Brasil (em ton/ano)	52
Figura 6 - Preços de exportação e importação do ácido lático no Brasil nos últimos anos	52
Figura 7 - Fluxograma de processo de produção de ácido lático via fermentativa a partir da utilização do permeado de soro de leite como substrato	55
Figura 8 - Sistema de esterilização contínuo com integração energética	58
Figura 9 - Balanço de massa no tanque de resfriamento e armazenamento de permeado (TP-101)	61
Figura 10 - Balanço de massa no tanque de diluição do permeado do soro de leite (TM-101)	63
Figura 11 - Balanço de massa no pré-Fermentador (TF-101)	65
Figura 12 - Balanço de massa no tanque de fermentação (TF-102)	66
Figura 13 - Balanço de massa no tanque pulmão pós-fermentação (TP-102)	68
Figura 14 - Balanço de massa para a centrifugação do caldo fermentado (C-101)	70
Figura 15 - Balanço de massa para a acidificação da corrente de lactato de cálcio (A-101)	71
Figura 16 - Balanço de massa para o filtro rotativo a vácuo (F-101)	73
Figura 17 - Balanço de massa para a coluna de troca iônica (TI-101)	74
Figura 18 - Balanço de massa para a osmose reversa (OR-101)	75
Figura 19 - Balanço de massa para o evaporador triplo efeito (EV-101)	77
Figura 20 - Esquema do sistema de refrigeração (R-101)	84
Figura 21 - Figura 21 – Diagrama T x s do ciclo de refrigeração (R-101)	86
Figura 22 - Demonstração ilustrativa das dimensões A,B e C	121
Figura 23 - Imagem ilustrativa do complexo caldeira (CA-101)	129
Figura 24 - Planta baixa proposta do processo de produção de ácido lático com a utilização de permeado de soro de leite	131

Figura 25 – Vista ortogonal frontal da área externa da planta de produção de ácido láctico	132
Figura 26 - Vista ortogonal sudoeste isométrico dos equipamentos do setor de produção	132
Figura 27 – Vista ortogonal sudeste dos equipamentos do setor de produção	133
Figura 28 - Mapa de risco proposto para o projeto de indústria de produção de ácido láctico	134
Figura 29 - Representação dos riscos presentes nos setores industriais da planta baixa	135
Figura 30 - Diagrama de tubulação e instrumentação da indústria de produção de ácido láctico a partir de permeado de soro de leite	145
Figura 31 - Foto de satélite da área onde será instalada a indústria RenovaBIO	155
Figura 32 - Perfil de fluxo de caixa do projeto ao longo do seu horizonte de operação	160

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Especificações técnicas dos tanques de armazenamento do permeado de soro de leite	101
Quadro 2 - Especificações técnicas para o tanque de diluição	107
Quadro 3 - Especificações técnicas para o trocador de calor 1 (TC-101)	113
Quadro 4 - Especificações técnicas para o trocador de calor 2 (TC-102)	114
Quadro 5 - Especificações técnicas do sistema de retenção (TR-101)	114
Quadro 6 - Especificações técnicas dos pré-fermentadores (TF-101)	115
Quadro 7 - Especificações técnicas dos fermentadores (TF-102)	116
Quadro 8 - Especificações técnicas para o tanque pulmão (TP-102)	117
Quadro 9 - Especificações técnicas da centrífuga de discos (C-101)	118
Quadro 10- Especificações técnicas para o filtro tambor rotativo à vácuo (F-101)	121
Quadro 11 - Especificações técnicas da resina de troca catiônica	124
Quadro 12 - Especificações técnicas da resina de troca aniônica	124
Quadro 13 - Condições de operação da membrana de osmose reversa	125
Quadro 14 - Especificações técnicas para o silo de armazenamento de cal	125
Quadro 15 - Especificações técnicas e dimensionais do complexo da caldeira (CD-101)	128
Quadro 16 - Abreviações utilizadas na instrumentação e controle	146

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Propriedades termodinâmicas do ácido láctico	21
Tabela 2 - Separação dos Lactobacillus conforme seu metabolismo	30
Tabela 3 - Lactobacillus usados para produção de ácido láctico	31
Tabela 4 - Rendimentos de ácido láctico obtidos empregando diferentes substratos, microrganismos e modos de operação do processo fermentativo	34
Tabela 5 - Composição e características típicas do permeado de soro de leite líquido	43
Tabela 6 - Propriedades do Hidróxido de cálcio (cal hidratada)	44
Tabela 7 - Propriedades do ácido sulfúrico	44
Tabela 8 - Propriedades do meio de cultivo Ágar MRS para Lactobacilos	45
Tabela 9 - Propriedades da glicose pura	46
Tabela 10 - Propriedades do Fosfato de amônio monobásico PA	47
Tabela 11 - Propriedades do Sulfato de manganês Oso PA (1H ₂ O)	48
Tabela 12 - Propriedades do extrato de levedura	48
Tabela 13 - Nomenclatura das correntes principais e de utilidades presentes no processo	56
Tabela 14 - Abreviaturas utilizadas no fluxograma de processo	57
Tabela 15 - Balanço de massa para o tanque de armazenamento de permeado (TP-101)	62
Tabela 16 - Balanço da taxa de massa para o tanque de diluição do permeado (TM-101)	64
Tabela 17 - Balanço de massa para o sistema de esterilização (TC-101)	64
Tabela 18 - Balanço de massa para o sistema de esterilização (TF-101)	66
Tabela 19 - Balanço de massa para o tanque de fermentação (TF-102)	68
Tabela 20 - Balanço de massa para o tanque pulmão (TP-102)	69
Tabela 21 - Balanço de massa para a centrifugação (C-101)	70
Tabela 22 - Balanço da taxa de massa para o tanque de acidificação (A-101)	72
Tabela 23 - Balanço de massa para a filtração (F-101)	74
Tabela 24 - Balanço de massa para a troca iônica (TI-101)	75
Tabela 25 - Balanço de massa para a osmose reversa (OR-101)	76
Tabela 26 - Balanço de massa para a evaporação (EV-101)	79
Tabela 27 - Propriedades físicas das correntes do processo	80

Tabela 28 - Propriedades do permeado de soro de leite obtidas na literatura	82
Tabela 29 - Resultados dos balanços de energia para os tanques de armazenamento de permeado	83
Tabela 30 - Propriedades termodinâmicas para as correntes de água e fluido refrigerante R134a	85
Tabela 31 - Resultados do balanço de energia e parâmetros de performance do	87
Tabela 32 - Potência necessária para a agitação do tanque de diluição	89
Tabela 33 - Potência necessária para a agitação do tanque de pré-fermentação	90
Tabela 34 - Potência necessária para a agitação do tanque de fermentação	92
Tabela 35 - Potência necessária para a agitação do tanque pulmão	93
Tabela 36 - Temperaturas das câmaras de evaporação calculadas para os três efeitos	95
Tabela 37 - Entalpia das correntes do evaporador	97
Tabela 38 - Entalpia das correntes de alimentação	97
Tabela 39 - Vazões das correntes obtidas pelos balanços de massa e energia	97
Tabela 40 - Resultados dos balanços de energia (calor trocado) em cada efeito do evaporador	98
Tabela 41 - Balanço de energia do evaporador (EV-101)	99
Tabela 42 - Resumo do balanço de energia para as principais etapas do processo	99
Tabela 43 - Especificação e dimensões dos tanques de armazenamento de permeado	102
Tabela 44 - Propriedades da água utilizadas como propriedades do permeado de leite	104
Tabela 45 - Especificações e dimensões do sistema de resfriamento	107
Tabela 46 - Dimensões do tanque de diluição	108
Tabela 47 - Dimensões dos pré-fermentadores	115
Tabela 48 - Dimensões dos fermentadores	116
Tabela 49 - Dimensões do tanque pulmão (TP-102)	117
Tabela 50 - Resultados do dimensionamento da centrífuga (C-101)	119
Tabela 51 - Dimensões do Filtro Tambor Rotativo à Vácuo (F-101)	121
Tabela 52 - Condições de operação das colunas de troca iônica (TI-101)	122
Tabela 53 - Dimensões das colunas de troca iônica	123
Tabela 54 - Dimensões do silo de armazenamento de cal (SL-101)	126
Tabela 55 - Condições de operação do complexo caldeira (CA-101)	127

Tabela 56 - Faixa de velocidade econômica nas tubulações utilizadas no processo	139
Tabela 57 - Dimensões das tubulações do processo	139
Tabela 58 - Perdas de carga localizadas das tubulações	141
Tabela 59 - Alturas manométricas calculadas	142
Tabela 60 - Fator de segurança para bombas	143
Tabela 61 - Condições de operação das bombas escolhidas para o processo	143
Tabela 62 - CEPCIs utilizados na análise econômica do projeto	151
Tabela 63 - Fator de instalação utilizado na análise econômica do projeto	152
Tabela 64 - Custos totais de equipamentos	153
Tabela 65 - Custo de capital total (CAPEX)	156
Tabela 66 - Custo de mão-de-obra	157
Tabela 67 - Custos fixos de operação	157
Tabela 68 - Custos variáveis de operação	158
Tabela 69 - Custo de operação total (OPEX)	158
Tabela 70 - Indicadores econômicos do projeto	160

LISTA DE NOMENCLATURAS

Variáveis

\dot{m} – Vazão mássica (kg h^{-1})

MM – Massa Molar (g mol^{-1})

X_i – Fração mássica do componente i ($\text{g}_i \text{ g}_{\text{total}}^{-1}$)

V – Volume (m^3)

ρ – Densidade (kg m^{-3})

F – Vazão mássica de alimentação do evaporador (kg h^{-1})

S – Vazão mássica de vapor saturado do evaporador (kg h^{-1})

V_p – Velocidade periférica de agitação (m s^{-1})

T_e – Temperatura de entrada (K)

T_s – Temperatura de saída (K)

μ - Viscosidade absoluta média (N s m^{-2})

C_p – Capacidade calorífica ($\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)

\dot{Q} – Taxa de transferência de calor (W)

\dot{W}_a – Potência de agitação (W)

N – Número de rotações (rpm)

D_i – Diâmetro interno (m)

N_{po} – Número de potência

n_c – Eficiência isentrópica do compressor

h_1, h_2, h_3 e h_4 – Entalpia dos estados (kJ kg^{-1})

W_c – Potência do compressor (W)

ΔH° - Entalpia de formação padrão (kJ kmol^{-1})

$Y_{x/s}$ – Fator de conversão de substrato em células ($\text{g}_{\text{células}} \text{ g}_{\text{substrato}}^{-1}$)

H_{rx} – Entalpia de reação (kJ kmol^{-1})

H_c – Entalpia molar de combustão (kJ kmol^{-1})

ΔH°_f – Entalpia de formação (kJ kmol^{-1})

n – Número de mols

U – Coeficiente global de troca térmica ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$)

γ - Entalpia de vaporização (kJ kg^{-1})

h_i – Coeficiente de transferência de calor por convecção interno ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$)

ΔT_{lm} – Média logarítmica das diferenças de temperatura (K).

Abreviaturas

LC – Lactato de cálcio

CA – Células e Açúcares

DC – *Debris* celulares

SC – Sulfato de cálcio

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	18
1.1 OBJETIVOS	19
1.1.1 Objetivo Geral	19
1.1.2 Objetivos Específicos	19
1.2 JUSTIFICATIVA	19
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
2.1 ÁCIDO LÁTICO	20
2.1.1 Histórico	20
2.1.2 Propriedades	20
2.1.3 Aplicações	21
2.1.3.1 Indústria de alimentos	22
2.1.3.2 Indústria de polímeros	22
2.1.3.3 Indústria farmacêutica e de cosméticos	23
2.1.3.4 Solventes e outros usos industriais	24
2.1.4 Métodos de Obtenção do Ácido Lático	25
2.1.4.1 Síntese química	25
2.1.4.2 Via fermentativa	26
2.1.4.2.1 <i>Microrganismos e substratos</i>	29
2.1.4.2.2 <i>Efeito da temperatura</i>	31
2.1.4.2.3 <i>Efeito do pH</i>	31
2.1.4.2.4 <i>Modo de operação</i>	32
2.2 DESCRIÇÕES DAS ETAPAS DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO VIA FERMENTAÇÃO	36
2.2.1 Recebimento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite	38
2.2.2 Diluição	38
2.2.3 Esterilização	38
2.2.4 Pré-Fermentação	38
2.2.5 Fermentação	39
2.2.6 Armazenamento em Tanque Pulmão	39
2.2.7 Centrifugação	40
2.2.8 Acidificação	40
2.2.9 Filtração	40

2.2.10 Troca Iônica.....	41
2.2.11 Osmose	41
2.2.12 Evaporação	41
2.2.13 Armazenamento	41
2.3 MATÉRIAS-PRIMAS E INSUMOS	42
2.3.1 Permeado de soro de Leite	42
2.3.2 Hidróxido de Cálcio (Cal Hidratada)	43
2.3.3 Ácido Sulfúrico	44
2.3.4 Ágar MRS	45
2.3.5 Glicose Pura.....	46
2.3.6 Fosfato de Amônio Monobásico	47
2.3.7 Sulfato de Manganês	47
2.3.8 Extrato de Levedura	48
3. METODOLOGIA.....	49
3.1 PESQUISA DOS MÉTODOS DE PRODUÇÃO INDUSTRIAL	49
3.2 DEFINIÇÃO DA PLANTA INDUSTRIAL.....	49
3.3 DESCRIÇÃO DETALHADA DO PROCESSO	49
3.4 MÉTODOS DE CÁLCULOS (BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA)	49
3.5 ELABORAÇÃO DO LAYOUT	50
3.6 ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR DO PROJETO	50
4. ANÁLISE DE MERCADO	51
4.1 MERCADO MUNDIAL	51
4.2 MERCADO NACIONAL.....	51
4.3 MERCADO PRETENDIDO.....	53
5. ENGENHARIA DE PROCESSO	54
5.1 FLUXOGRAMA DE PROCESSO	54
5.1.2 Nomenclaturas e Abreviaturas dos Equipamentos e Etapas do Fluxograma de Processo	56
5.2 DESCRIÇÃO DAS ETAPAS DO FLUXOGRAMA DE PROCESSO	57
5.2.1 Tanque de Resfriamento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite (TP-101).....	57
5.2.2 Tanque de Mistura (TM-101).....	57
5.2.3 Sistema de Esterilização (E-101)	58
5.2.4 Fermentador (TF-102).....	59

5.2.5 Tanque Pulmão (TP-102).....	59
5.2.6 Centrifugação (C-101).....	59
5.2.7 Acidificação (A-101).....	60
5.2.8 Filtro Rotativo a Vácuo (F-101).....	60
5.2.9 Troca Iônica (TI-101).....	60
5.2.10 Osmose Reversa (OR-101).....	60
5.2.11 Evaporação.....	61
5.3 BALANÇOS DE MASSA.....	61
5.3.1 Tanque de Resfriamento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite (TP-101).....	61
5.3.2 Tanque de Mistura (TM-101).....	62
5.3.3 Sistema de Esterilização (E-101).....	64
5.3.4 Pré-Fermentador (TF-101).....	65
5.3.5 Fermentador (TF-102).....	66
5.3.6 Tanque Pulmão (TP-102).....	68
5.3.7 Centrífuga (C-101).....	69
5.3.8 Acidificação (A-102).....	71
5.3.9 Filtro Rotativo a Vácuo (F-101).....	72
5.3.10 Troca Iônica (TI-101).....	74
5.3.11 Osmose Reversa (OR-101).....	75
5.3.12 Evaporador (EV-101).....	76
5.3.13 Resumo das Correntes do Balanço de Massa.....	80
5.4 BALANÇOS DE ENERGIA.....	81
5.4.1 Tanque de Resfriamento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite (TP-101).....	81
5.4.2 Sistema de Refrigeração (R-101).....	83
5.4.3 Tanque de Mistura (TM-101).....	87
5.4.4 Pré-fermentador (TF-101).....	89
5.4.5 Fermentador (TF-102).....	90
5.4.6 Tanque Pulmão (TP-102).....	92
5.4.7 Acidificação (A-101).....	93
5.4.8 Evaporador (EV-101).....	94
5.4.9 Resumo do Balanço de Energia.....	99
5.5 ESPECIFICAÇÕES E DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS.....	100

5.5.1 Tanque de Resfriamento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite (TP-101).....	100
5.5.2 Tanque de Mistura (TM-101).....	107
5.5.3 Sistema de Esterilização (TC-101).....	109
5.5.4 Pré-fermentador (TF-101).....	115
5.5.5 Fermentador (TF-102).....	115
5.5.6 Tanque Pulmão (TP-102).....	117
5.5.7 Centrífuga (C-101).....	117
5.5.8 Filtro Tambor Rotativo à Vácuo (F-101).....	119
5.5.9 Troca Iônica (TI-101).....	122
5.5.9.1 Trocador catiônico.....	123
5.5.9.2 Trocador aniônico.....	124
5.5.10 Osmose Reversa (OR-101).....	124
5.5.11 Silo de Armazenamento de Cal (SL-101).....	125
5.5.12 Caldeira à Vapor (CA-101).....	126
5.6 LAYOUT DAS INSTALAÇÕES.....	129
5.7 MAPA DE RISCO DOS SETORES.....	133
6. ENGENHARIA DE PROJETO E CONSTRUÇÃO.....	136
6.1 DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA HIDRÁULICO.....	136
6.1.1 Materiais das Tubulações.....	136
6.1.1.1 Aço carbono.....	136
6.1.1.2 Policloreto de vinila.....	136
6.1.1.3 Aço inoxidável.....	137
6.1.2 Determinação do Diâmetro das Tubulações.....	138
6.1.3 Determinação da Altura Manométrica.....	140
6.1.4 Perda de Carga Distribuída.....	140
6.1.5 Perda de Carga Localizada.....	141
6.1.6 Dimensionamento de Bombas.....	142
6.2 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO.....	143
6.2.1 Instrumentos.....	143
6.2.2 Diagrama de Tubulação e Instrumentação.....	144
6.2.2.1 Upstream.....	146
6.2.2.1.1 <i>Tanque de armazenamento de permeado (TP-101)</i>	146
6.2.2.1.2 <i>Tanque de mistura (TM-101)</i>	147

6.2.2.1.3 Esterilização (E-101)	147
6.2.2.2 Fermentação (TF-102)	148
6.2.2.3 Downstream	148
6.2.2.3.1 Tanque pulmão (TP-102)	148
6.2.2.3.2 Centrifuga (C-101).....	149
6.2.2.3.3 Acidificação (A-101)	149
6.2.2.3.4 Troca iônica (TI-101)	149
6.2.2.3.5 Osmose reversa (OR-101)	149
6.2.2.3.6 Evaporação (EV-101).....	150
7. ENGENHARIA ECONÔMICA.....	151
7.1 CUSTOS DE INSTALAÇÃO.....	151
7.1.1 Custos de Equipamentos	151
7.1.2 Terreno.....	153
7.1.3 Custo de Capital Total	155
7.2 CUSTOS DE OPERAÇÃO	156
6.2.1 Custos Fixos.....	156
7.2.2 Custos Variáveis	157
7.3 ANÁLISE DE FLUXO DE CAIXA.....	158
7.3.1 Payback.....	158
7.3.2 Taxa Interna de Retorno - TIR.....	159
7.3.3 Valor Presente Líquido - VPL	159
7.3.4 Taxa mínima de atratividade - TMA	159
7.3.5 Relação custo-benefício - RCB	159
7.3.6 Fluxo de caixa e indicadores econométricos.....	159
8. CONCLUSÕES	161
9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	163
Apêndice A – Curvas características de instalação das bombas do processo.....	168
Apêndice A1 - Curvas características de instalação da bomba B-101	168
Apêndice A2 – Curva característica de instalação da bomba B-103.....	168
Apêndice A3 – Curva característica de instalação da bomba B-107.....	169
Apêndice A4 – Curva característica de instalação da bomba B-116.....	169
Anexo A – Gráfico para cálculo de N_{po} e R_e	170
Anexo B – Guia de dimensionamento de filtros	171
Anexo C – Normas ANSI B.36.10 e ANSI. B.36.19.....	172

Anexo D – Diagrama de Moody para fator de atrito em tubulações de seção circular para fator de atrito em tubulações de seção circular.....	173
Anexo E – Gráfico de escamas de bombas centrífugas de múltiplas aplicações....	174
Anexo F – Curva de eficiência da bomba B-101	175
Anexo G – Curva de eficiência da bomba B-103	176
Anexo H – Curva de eficiência da bomba B-110.....	177
Anexo I – Curva de eficiência da bomba B-120	178

1. INTRODUÇÃO

A indústria de laticínios da região oeste paranaense, que vem apresentando crescimento ao longo dos anos, causa impactos sociais e econômicos nesses locais. Dentre os produtos deste setor, destaca-se a produção de queijo, que tem como resultado do processo, elevada produção de soro de leite. Para cada 1 kg de queijo produzido, aproximadamente 10 kg de soro são gerados. Devido à elevada quantidade de proteínas presentes no soro de leite, o mesmo vem sendo utilizado, após processo de separação por membranas, para suplementação alimentar.

Do processo de separação por membranas, é gerando o permeado de soro de leite. O permeado de soro de leite apresenta em sua composição uma concentração de até 10% de lactose, além da presença em menor concentração de nutrientes importantes como cálcio, fósforo, potássio e sódio. O permeado pode ser destinado *in natura* para alimentação animal.

Industrialmente, obtém-se o permeado de soro de leite em pó que é destinado à suplementação alimentar e nutrição animal. Outra alternativa que pode ser cogitada seria a utilização do permeado como substrato para a produção de ácido láctico.

O ácido láctico, ou ácido 2-hidroxiacético, é um ácido orgânico natural, pode ser obtido por síntese química ou via fermentativa. A produção via fermentativa necessita de condições menos drásticas de operação, além de permitir a possibilidade da utilização de resíduos ou substratos renováveis para a fermentação. Atualmente, estima-se que 90% da produção mundial seja realizada pela via fermentativa (JOGLEKAR, 2006).

O ácido láctico apresenta inúmeras aplicações industriais, destacando-se aplicações na indústria de alimentos, cosmética, farmacêutica e química. A demanda global por ácido láctico foi estimada em 714.200 toneladas em 2013, com uma expectativa de crescimento anual de 15,5% para chegar a 1.960.100 toneladas até 2020 (ABDEL-RAHMAN & SONOMOTO, 2016).

Neste sentido, o trabalho em questão visa projetar uma planta industrial produtora de ácido láctico, instalada no município de Marechal Cândido Rondon, com capacidade diária de utilização de 240 m³ de permeado de soro de leite como substrato para a fermentação.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

Projetar uma planta de produção de ácido láctico via fermentação a partir da utilização de permeado de soro de leite como substrato para a fermentação.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Estudar o mercado consumidor e definir as características do ácido láctico produzido.
- Elaborar e analisar o fluxograma do processo produtivo.
- Realizar os balanços de massa e energia no processo de produção do ácido láctico.
- Dimensionar os principais equipamentos e operações unitárias envolvidas no processo, desde o recebimento e beneficiamento da matéria-prima até a obtenção e purificação do produto.
- Projetar o *layout* do processo industrial.
- Realizar a análise econômica preliminar do projeto.

1.2 JUSTIFICATIVA

Devido à expressiva disponibilidade de permeado de soro de leite na região oeste paranaense, em grande parte disponibilizada com baixo custo, de forma *in natura*, para a alimentação animal, e suas características nutricionais favoráveis para processos fermentativos, o mesmo apresenta potencial para ser utilizado industrialmente como substrato para a obtenção de ácido láctico.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

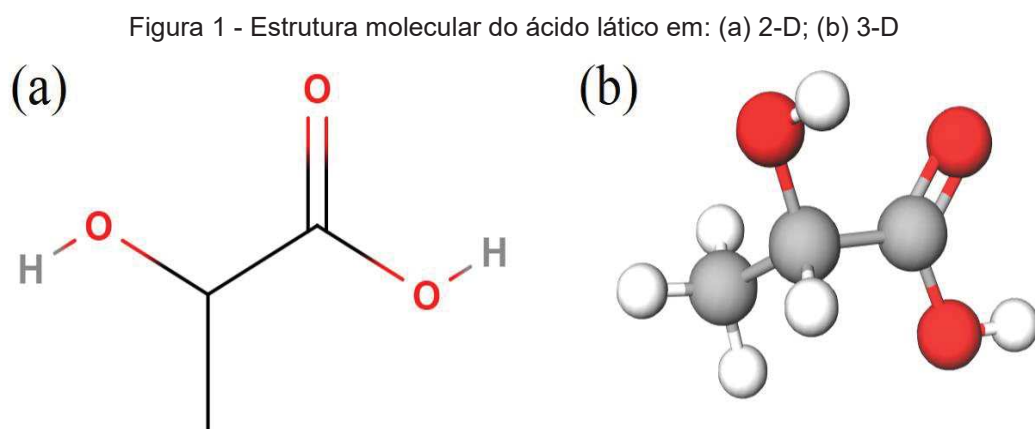
2.1 ÁCIDO LÁTICO

2.1.1 Histórico

O ácido láctico, ou ácido 2-hidroxiacético é um ácido orgânico natural que foi descoberto em 1780 pelo químico sueco Carl Wilhelm Scheele que o isolou a partir de leite azedo como um xarope marrom impuro, denominando-o de Mjölksyra. Em 1789 Lavoisier nomeou este componente do leite como “acide lactique”, dando origem à terminologia utilizada até hoje. O Ácido Láctico foi considerado um componente do leite por muitos anos. Em 1839, Fremy realizou a fermentação do ácido láctico com vários carboidratos. Mas, somente em 1857 Pasteur postulou que o ácido láctico não era um componente do leite e sim um metabólito que microrganismos produziam por fermentação (GHAFAR *et al.*, 2014. KOMESU *et al.*, 2017).

2.1.2 Propriedades

O ácido láctico é tanto um álcool quanto um ácido orgânico, possuindo fórmula química $C_3H_6O_3$ e massa molecular igual a 90,078 g/mol. Sua estrutura molecular é apresentada na Figura 1.



Fonte: Autores (2019).

O ácido láctico apresenta um carbono assimétrico que lhe confere atividade óptica, podendo apresentar duas formas ativas, L(+)-Ácido Láctico e D(-)-Ácido Láctico ou, ainda, uma forma racêmica, sendo uma mistura das duas formas. Na temperatura de 15°C e pressão de 1 atm, o ácido láctico é um líquido incolor e inodoro e suas propriedades termodinâmicas variam conforme suas formas ativa ou racêmica, como apresentado na Tabela 1 (KOMESU *et al.*, 2017; WEE; KIM; RYU, 2006).

Tabela 1 - Propriedades termodinâmicas do ácido láctico

Propriedades	Valores
Densidade a 20°C (g L ⁻¹)	1,249
Ponto de fusão (°C)	52,8 (D)*; 53,0 (L)**; 16,8 (DL)***
Ponto de ebulição (°C)	82,0 (DL) a 0,5 mmHg; 122,0 (DL) a 15 mmHg; 103,0 a 15 mmHg.
Constante de dissociação (pKa) a 25°C	3,83 (D); 3,79 (L)
Capacidade calorífica (J mol ⁻¹ °C ⁻¹) a 20°C	190 (DL)
Calor da solução (kJ mol ⁻¹) a 25°C	7,79 (L)
Calor de fusão (kJ mol ⁻¹)	16,86 (L); 11,33 (DL)

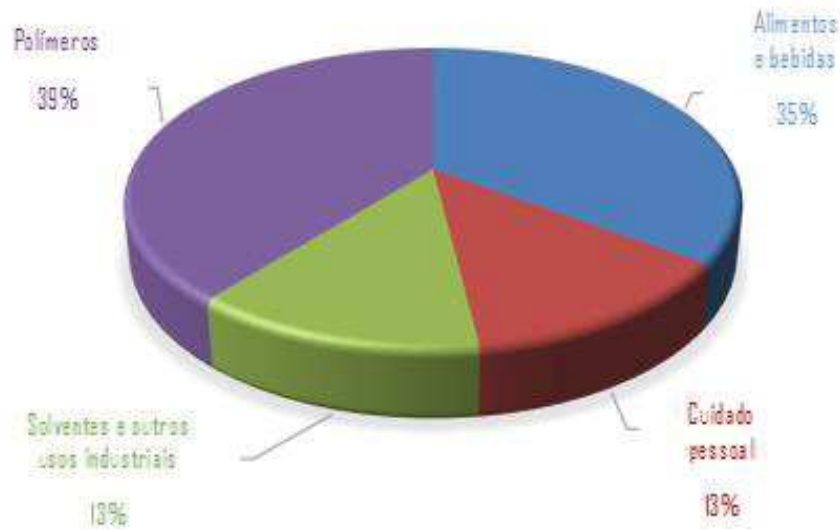
Fonte: KOMESU *et al.* (2017).

Nota: *D(-)-Ácido Láctico; **L(+)-Ácido Láctico; ***Mistura racêmica do ácido láctico.

2.1.3 Aplicações

O ácido láctico vem ganhando espaço no mercado como um produto químico de muitas aplicações industriais. Existem quatro setores e/ou aplicações atualmente relevantes para esse produto: alimentício, produtos farmacêuticos e cosméticos, polímeros e aplicações químicas (KOMESU *et al.*, 2017). Embora comercialmente disponível há muito tempo, somente nas últimas décadas houve o surgimento de novas aplicações, como a produção de polímeros biodegradáveis, que resultaram em um grande aumento na demanda deste produto, conforme apresentadas na Figura 2.

Figura 2 - Aplicações do ácido láctico



Fonte: The Essential Chemical Industry Online (2013).

2.1.3.1 Indústria de alimentos

O ácido láctico tem sido utilizado como conservante e acidulante no setor de alimentos e bebidas há várias décadas, sendo considerado seguro para uso como aditivo alimentar pelas agências reguladoras como FDA (*Food and Drug Administration* - Administração de Alimentos e Medicamentos) nos EUA.

O ácido láctico também é utilizado como aromatizante; agente tamponante e inibidor de deterioração bacteriana. Esses usos se estendem por uma ampla variedade de alimentos processados, como doces, pães, refrigerantes, sopas, sorvetes, laticínios, cerveja, geléias, maionese, ovos, sendo muitas vezes utilizado em conjunto com outros acidulantes (DATTA *et al.*, 1995).

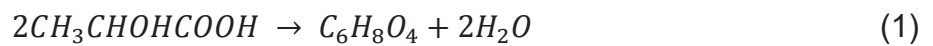
O ácido láctico pode ser usado também na desinfecção e embalagem de carcaças, em especial as aves de capoeira e peixe, em que a adição da sua solução durante o processamento aumenta a vida útil e reduz a deterioração a microbiana por *Clostridium botulinum*. Por fim, os ésteres de cálcio e sais de sódio de lactato com ácidos graxos de cadeia mais longa têm sido utilizados como condicionadores de massa e emulsificantes em produtos de panificação (DATTA *et al.*, 1995).

2.1.3.2 Indústria de polímeros

A mais recente aplicação desenvolvida para o ácido láctico, os polímeros PLA (*Polylactic Acid*) biodegradáveis e biocompatíveis já se tornaram a maior demanda

deste composto (39%) atualmente. Trata-se de uma alternativa ecologicamente correta aos plásticos derivados de petroquímicos, apresentando diversas vantagens como biodegradabilidade, termoplaticidade, alta resistência, entre outras (ABDEL-RAHMAN *et al.*, 2013). Este polímero tem vários usos em uma ampla gama de aplicações, como roupas de proteção, embalagens de alimentos, filmes de cobertura, sacos de lixo, recipientes rígidos, embalagens retráteis e bandejas de curta vida útil (JOHN; NAMPOOTHIRI; PANDEY, 2007).

A produção deste composto consiste na remoção da água do ácido láctico na presença de catalisadores ácidos para formar lactidas ($C_6H_8O_4$), como apresentado na Equação 1.



De acordo com Komesu *et al.* (2017), por apresentar um alto rendimento de lactídeo, o ácido L(+)-láctico é preferível ao seu isômero. Esse alto rendimento produz polímeros com alto peso molecular, alto grau de cristalinidade e alta resistência à tração. Esses polímeros, de acordo com Komesu e colaboradores, são transparentes, o que é importante para aplicações de embalagem; têm longa vida útil porque degradam lentamente por hidrólise (que pode ser controlada pela composição e ajuste do peso molecular); e suas características são semelhantes aos polímeros gerados a partir de combustíveis fósseis. Polímeros de ácido láctico têm a vantagem de serem produzidos por carboidratos renováveis.

Embora a demanda por PLA aumente a cada ano, sua capacidade de produção atual de 450 milhões de quilos por ano é ainda relativamente insignificante se comparada aos 200 bilhões de quilos de plásticos totais produzidos por ano no mundo. O volume muito baixo de produção está diretamente relacionado altos custos de fabricação, principalmente na fase de produção de monômero de ácido láctico (OKANO *et al.*, 2010).

2.1.3.3 Indústria farmacêutica e de cosméticos

Devido à sua grande capacidade de retenção de água, o ácido láctico apresenta elevada utilização como hidratante na indústria de cosméticos. Além disso, ele também possui a capacidade de suprimir a formação de tirosinase, sendo

assim muito utilizado em produtos para clareamento e rejuvenescimento da pele. Como umectantes, os lactatos são frequentemente superiores aos produtos naturais e mais eficazes que os polióis (DATTA *et al.*, 1995).

Na indústria farmacêutica, o ácido lático vem sendo utilizado a muito tempo na formulação de pomadas, loções e soluções parenterais tópicas. Ele também encontra aplicações na preparação de polímeros biodegradáveis para uso médico, como suturas cirúrgicas, próteses e sistemas de liberação controlada de medicamentos (WEE; KIM; RYU, 2006).

2.1.3.4 Solventes e outros usos industriais

Atualmente, o ácido lático é considerado o monômero de maior potencial para conversões químicas, haja vista que contém dois grupos funcionais reativos, um grupo carboxílico e um grupo hidroxila (VIJAYAKUMAR; ARAVINDAN; VIRUTHAGIRI, 2008). O ácido lático pode ser utilizado na fabricação de produtos químicos oxigenados em grandes volumes, tais como propilenoglicol, óxido de propileno, ácido acrílico e ésteres de acrilato, além de outros intermediários químicos como plastificantes de éster de lactato (DATTA; HENRY, 2006).

O ácido lático também funciona como um agente descalcificador, regulador de pH, neutralizador, intermediário quiral, agente de limpeza, agente de liberação lenta de ácido, agente complexante de metal e agente antimicrobiano. O uso de ácido lático na fabricação de solventes verdes, que são solventes ambientalmente amigáveis, é outra área de crescimento potencial. Em particular, o uso de ésteres de lactato de álcoois com baixo peso molecular na formulação de pesticidas e outros componentes bioativos (SASSON; TOLEDANO; LEVI-RUSO, 2005; BAUR *et al.* 2008).

A produção de solventes a base desse ácido é uma alternativa em muitas aplicações de limpeza mecânica fina. Devido ao alto poder de solvência e solubilidade do ácido lático, é um excelente removedor de polímeros e resinas (VIJAYAKUMAR; ARAVINDAN; VIRUTHAGIRI, 2008; DATTA *et al.*, 1995).

Na indústria têxtil, o ácido lático pode ser aplicado em operações de acabamento e na secagem ácida da lã. Também pode ser utilizado no tingimento de sedas e outros produtos têxteis, como um mordente na impressão de lã, no tratamento de couros e na delimitação dos mesmos (VIJAYAKUMAR; ARAVINDAN;

VIRUTHAGIRI, 2008). Sua utilização neste setor ainda é restrita, devido ao fato de existir sais inorgânicos capazes de realizar essas funções com um custo reduzido. No entanto, a disponibilidade futura de ácido láctico de baixo custo e as crescentes restrições ambientais ao descarte de sais residuais podem potencializar esses mercados para o ácido láctico.

2.1.4 Métodos de Obtenção do Ácido Láctico

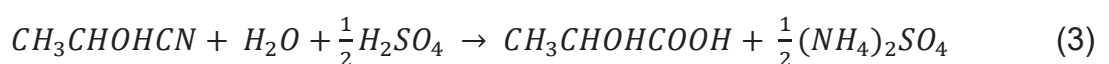
Segundo Joglekar *et al.* (2006), o ácido láctico pode ser produzido por meio de síntese química ou de fermentação de carboidratos renováveis, sendo esta última a forma a mais vantajosa e aplicada industrialmente. Enquanto a síntese química produz uma mistura racêmica, a rota fermentativa tem como produto um estereoisômero de ácido láctico (NGUYEN *et al.*, 2013). Além disso, a fermentação permite a utilização de substratos renováveis e, comumente, de caráter residual, uma quantidade menor de consumo de energia e menores temperaturas de produção, tornando este o método mais economicamente viável para a produção.

2.1.4.1 Síntese química

De acordo com Narayanan *et al.* (2004), o processo de produção industrial por síntese química é baseado na lactonitrila, um intermediário obtido através da reação de cianeto de hidrogênio com acetaldeído na presença de uma base, como apresentado na Equação 2.



Essa reação ocorre em fase líquida a altas pressões. O lactonitrilo bruto é recuperado e purificado por destilação. Em seguida, é hidrolisado em ácido láctico (hidrólise ácida por HCl ou por H₂SO₄), produzindo sal de amônio e ácido láctico, conforme apresentado na Equação 3.



O ácido láctico é então esterificado com metanol para produzir lactato de metilo, Equação 4.



O lactato de metilo é removido, purificado por destilação e hidrolisado por água (catálise ácida) para produzir ácido láctico e metanol, que é reciclado. A reação de hidrólise com água está apresentada na Equação 5.

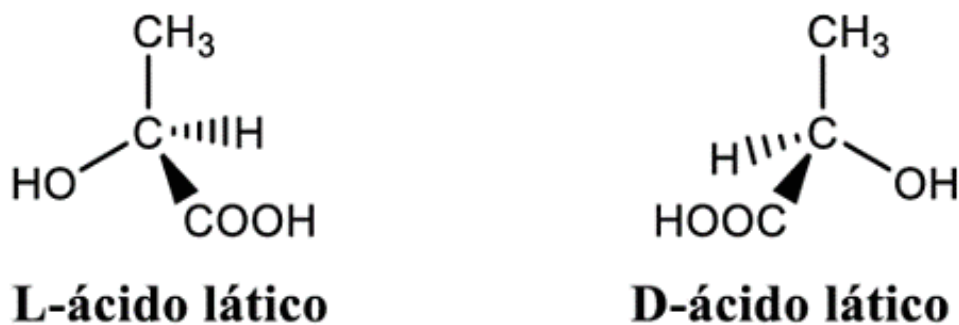


Dentre outras possibilidades para essa síntese, Narayanan *et al.* (2004) citam: oxidação de propileno glicol; reação de acetaldeído, monóxido de carbono e água a temperaturas e pressões elevadas; hidrólise de ácido cloropropiônico; oxidação de propileno em ácido nítrico; degradação de açúcares catalisada por base. Nenhuma dessas técnicas, no entanto, levou ao desenvolvimento de um processo economicamente viável.

2.1.4.2 Via fermentativa

A fermentação para produção de ácido láctico é considerada relativamente rápida, com altos rendimentos e podendo ser direcionada para produção exclusiva de um dos dois estereoisômeros do ácido (L(+) ou D(-), conforme ilustrado na Figura 3, ou uma mistura racêmica de ambos (WESSELS, 2004).

Figura 3 - Estrutura químicas dos estereoisômeros do ácido láctico



A produção de ácido láctico via fermentativa industrial é realizada por meio de fermentação submersa (FSm), na qual a maioria dos microrganismos que realizam esse processo são bactérias (conhecidas como bactérias do ácido láctico ou ácido-láticas), mas alguns fungos filamentosos também a fazem. De maneira geral, é necessário selecionar a fermentação cujas condições sejam as mais favoráveis possíveis em termos de temperatura, pH, aeração, agitação, e assim por diante, que variam dependendo do microrganismo escolhido.

No entanto, tais fatores devem ser confrontados com indicadores de desempenho do processo fermentativo em termos de cinética do processo (incluindo etapas complementares requeridas à cada microrganismo e sistema) e de conversão de substrato em produto de interesse.

Além disso, outros fatores que podem impactar significativamente sobre a viabilidade técnica-econômica do processo, e não podem ser negligenciados são a necessidade de etapas de tratamento e purificação, que podem variar em função do microrganismo e sistema proposto, e a geração de resíduos e efluentes no processo.

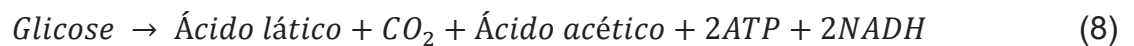
A tecnologia do processo fermentativo do ácido láctico pode ser homolática ou heterolática, dependendo das condições de crescimento, tais como concentração de glicose, pH e limitação de nutrientes. A fermentação homolática é caracterizada por formar apenas ácido láctico, e ocorre quando a glicose é metabolizada, mas não necessariamente quando as pentoses o são, já que algumas bactérias homoláticas produzem ácidos acético e láctico quando utilizam pentoses.

Essa fermentação ocorre em duas etapas. Na primeira, a glicólise, ocorre uma cadeia de reações que transforma glicose em piruvato. Na segunda etapa, este piruvato é reduzido em ácido láctico pelo poder redutor anteriormente produzido sob a forma de NADH (Dinucleótido de Nicotinamida e Adenina). Assim, o ácido láctico é obtido a partir da glicose como o único produto, de acordo com a Equação 6 (MARTINEZ *et al.*, 2013):



Segundo Martinez *et al.* (2013), a fermentação heterolática caracteriza-se pela formação de outros produtos como CO₂, etanol e/ou ácido acético, além do ácido láctico como o produto final da fermentação. Trata-se de uma sequência de

reações mais longa, em que a glicose é degradada pela via das pentoses fosfato sendo formado gliceraldeído 3-fosfato, acetilfosfato e CO₂. Este primeiro retorna à glicólise, o qual é convertido em ácido láctico. O acetilfosfato é convertido em ácido acético e/ou etanol, conforme as Equações 7 e 8.



Além da glicose, outras fontes de carbono podem ser utilizadas para esta fermentação, tais como frutose, manose ou galactose, que podem ser consumidos por bactérias lácticas. Existem também os microrganismos chamados heterofermentativos facultativos, os quais são capazes de consumir hexoses pela via homoláctica e pentoses pela heteroláctica, sendo que o catabolismo destas últimas requer uma reação adicional, onde são transformadas em intermediários metabólicos da via das pentoses fosfato (geralmente o acetil-fosfato) (GAO; MA; XU, 2011).

De acordo com Martinez *et al.* (2013), a fermentação heteroláctica das pentoses não implica em excesso de NADH. Dessa forma, a única maneira de utilizar acetil-fosfato é a sua desfosforilação direta ao acetato, com recuperação de um mol adicional de ATP, conforme Equação 9.



As bactérias ácido-láticas também podem ser capazes de degradar dissacarídeos como lactose, maltose e sacarose, que são clivados por ação de hidrolases endocelulares (MARQUES *et al.*, 2008). Dessa forma, pode-se dizer que há uma extensa gama de microrganismos e substratos que podem ser utilizados para esse processo fermentativo, e a escolha do mais economicamente viável é extramente importante para otimização do processo.

Neste sentido, o emprego de resíduos ou efluentes que contenham sacarídeos em abundância como, por exemplo, o soro do leite, ou permeado de soro de leite, que contem elevada concentração de lactose e sais, como cálcio, fósforo e

magnésio, tornando-o um potencial substrato para a produção fermentativa de ácido láctico, configurando-se como uma alternativa de redução de custos associados ao substrato.

2.1.4.2.1 *Microrganismos e substratos*

No geral, fontes de carboidratos provenientes de subprodutos agrícolas são mais desejáveis para o processo, devido à fatores como disponibilidade e custo. Dentre eles, pode-se citar: glicose, maltose e dextrose; sacarose de açúcar de cana ou beterraba; lactose de soro de queijo. Os microrganismos também necessitam de proteínas, vitaminas do complexo B, aminoácidos e nucleotídeos. Por tal motivo, justifica-se a suplementação do meio com licor de milho, extrato de levedura, farinha de semente de algodão (ou farinha de soja) (DATTA *et al.*, 1995; KHARAS *et al.*, 1994).

A produção microbiológica do ácido láctico pode ser sintetizada por bactérias, algumas leveduras e por alguns fungos filamentosos. Dentre a classe dos fungos, os mais utilizados são do gênero *Rhizopus*, que utilizam principalmente condições aeróbicas para a degradação da glicose e, conseqüentemente, produção do ácido láctico (YANG, 2002. OKABE *et al.*, 1997. TSAO *et al.*, 1999,). Algumas espécies do gênero *Rhizopus*, como *R. oryzae* e *R. arrhizus*, possuem enzimas amilolíticas que possibilitam a conversão direta do amido em ácido láctico L(+) (OKABE *et al.*, 1997. ODA *et al.*, 2002). Dentre as principais vantagens dos fungos, destacam-se à viabilidade dos meios de cultivo, pois, em grande parte dos casos são baratos e facilmente obtidos. No entanto, por sua fermentação ser aeróbica, dispendiosas quantidades de oxigênio dissolvido são necessárias, aumentando o gasto energético do processo e, também, durante sua fermentação, fungos formam outros produtos indesejados, como ácido fumárico e etanol (YANG, 2002).

Okabe *et al.* (1998) relatou a produção de ácido láctico (L+) com a utilização do fungo *R. oryzae* NRRL 395, em um reator *air-lift*. Os experimentos foram realizados utilizando um meio de cultivo sintético, composto por (g L⁻¹): 120 de glicose; 3,02 (NH₄)₂SO₄; 0,25 MgSO₄.7H₂O; 0,04 ZnSO₄.7H₂O e 0,15 KH₂PO₄. A temperatura de controle no reator foi de 35 °C e o pH foi ajustado com 4 g de CaCO₃ após 24 h de cultivo. Okabe obteve resultados de 104,6 g L⁻¹ de ácido láctico, uma conversão de 87% g g⁻¹ de substrato e uma produtividade de 1,8 g L⁻¹ h⁻¹.

Grande parte da produção microbiológica de ácido láctico é feita por bactérias, sendo os gêneros mais comuns: *Carnobacterium*, *Enterococcus*, *Lactobacillus*, *Lactococcus*, *Lactosphaera*, *Leuconostoc*, *Melissococcus*, *Oenococcus*, *Pedidococcus*, *Streptococcus*, *Tetragenococcus*, *Vagococcus* e *Weissella* (ERCOLINI *et al.*, 2001; JAY, 2000; HOLZAPFEL *et al.*, 2001; STILES; HOLZAPFEL, 1997).

Em termos de escala industrial, a produção de ácido láctico é feita majoritariamente pelas bactérias do gênero *Lactobacillus*, pois apresentam maiores taxas de metabolismo e rendimento de conversão (ANURADHA, 2009).

Os *Lactobacillus* podem ser ainda homofermentativos obrigatórios, heterofermentativos facultativos e heterofermentativos obrigatórios, sendo que estas características são cruciais na escolha do microrganismo conforme o produto a ser obtido, pois cada grupo possui suas características metabólicas, conforme Tabela 2.

Tabela 2 - Separação dos *Lactobacillus* conforme seu metabolismo

Características	Homofermentativo	Heterofermentativo facultativo	Heterofermentativo estrito
Aldolase	+	+	-
Fosfocetolase	-	+	+
Formação de CO ₂	-	+	+
Fermentação de pentoses	-	+	+
Microrganismos	<i>L. acidophilus</i> <i>L. helveticus</i> <i>L. salivaris</i> <i>L. delbrukii</i>	<i>L. casei</i> <i>L. rhamnosus</i> <i>L. plantarum</i> <i>L. sake</i>	<i>L. fermentum</i> <i>L. brevis</i> <i>L. buchneri</i> <i>L. reuteri</i>

Fonte: AXELSSON (2000).

Dentro do gênero *Lactobacillus* ainda existem diversas espécies que em sua grande maioria podem ser aplicadas na produção de ácido láctico. No entanto, cada espécie possui sua particularidade e afinidade com cada substrato, conforme a Tabela 3.

Tabela 3 - Lactobacillus usados para produção de ácido láctico

Organismo	Produção de ácido láctico (g L ⁻¹)	Y _{p/s} (g _{produto} g _{substrato} ⁻¹)	Produtividade (g L ⁻¹ h ⁻¹)	Referências
<i>Lactobacillus rhamnosus</i> ATCC 10863	67,0	0,96	2,5	Berry <i>et al.</i> (1999)
<i>Lactobacillus helveticus</i> ATCC 15009	65,5	0,84	2,7	Schepers e Lacroix (2002)
<i>Lactobacillus bulgaricus</i> NRRL B-548	38,7	0,66	3,5	Wankat <i>et al.</i> (2000)
<i>Lactobacillus casei</i> NRRL B-441	82,0	0,91	5,6	Hujanen e Linko (1996)
<i>Lactobacillus pentosus</i> ATCC 8041	21,8	0,77	1,0	Bustos (2004)
<i>Lactobacillus amylophilus</i> GV6	76,2	0,70	0,70	Reddy <i>et al.</i> (2000)
<i>Lactobacillus delbrueckii</i> NCIMB 8130	90,0	0,97	3,8	Kotzamanidis <i>et al.</i> (2002)
<i>Lactococcus lactis</i> ssp. <i>lactis</i> 12007	90,0	0,76	1,6	Roble <i>et al.</i> (2003)

Fonte: Adaptado de Wee (2006).

2.1.4.2.2 Efeito da temperatura

A faixa de temperatura do processo é mesofílica. Pode-se trabalhar a produção de ácido láctico em uma faixa de 20 a 45°C. Valores fora dessa faixa podem causar morte celular, ou pelo menos alterar a cinética de reação, reduzindo sua atividade catalítica (MARTINEZ *et al.*, 2013).

O valor exato de temperatura, assim como o de pH, depende diretamente do microrganismo escolhido para o processo, sendo que essas condições ainda podem variar entre diferentes cepas. Dessa forma, o estudo dessas condições (principalmente da cinética de reação) se faz extremamente importante para o sucesso do processo fermentativo.

2.1.4.2.3 Efeito do pH

As bactérias do ácido láctico têm pH ótimo entre 5 e 7. Contudo, conforme o ácido é formado no processo fermentativo, ocorre a acidificação do meio, reduzindo assim a atividade dos microrganismos. Para minimizar esse efeito em fermentações

em batelada, é comum utilizar carbonato de cálcio para aumentar o pH simultaneamente à formação do ácido. O entrave relacionado à utilização de carbonato de cálcio está associado ao posterior processo de purificação, onde este precisará ser removido do sistema (NOMURA; IWAHARA; HONGO, 1987. ROBERTO *et al.*, 2007).

Como alternativa para aplicações futuras, Hetényi, Néthé e Sevela (2011) testaram cinco diferentes compostos para controlar o pH: hidróxido de amônia, hidróxido de sódio, dimetilamina, trimetilamina e carbonato de cálcio (como referência). Os resultados da pesquisa indicaram que a trimetilamina provou ser a melhor neutralizante, embora o uso de hidróxido de amônio também seria aconselhável a partir do ponto de vista tecnológico, por se tratar de um composto mais facilmente descartável e de fácil diluição no caldo de fermentação.

Peeva e Peev (1997) usaram um método combinado para a fermentação do ácido láctico por *Lactobacillus casei*. Os pesquisadores utilizaram hidrólise enzimática da ureia, em paralelo com a fermentação, produzindo hidróxido de amônio para neutralizar o ácido láctico. Vasiljevic, Shah e Jelen (2005) usaram sódio, potássio e hidróxido de amônio em fermentações usando *Lb. Delbrueckii*. A equipe descobriu que tanto o NaOH quanto o KOH resultaram em uma leve mas significativa diferença em todos os parâmetros (crescimento, produção de ácido láctico, produção de exopolissacarídeos), mas o NH₄OH resultou em menor atividade proteolítica e maior produção de exopolissacarídeos, afetando assim a viscosidade do caldo de fermentação.

Mesmo com as pesquisas que se desenvolvem, o emprego do carbonato de cálcio ainda é amplamente difundido no processo fermentativo em batelada. Muito disso se deve à sua facilidade de neutralizar soluções aquosas e, principalmente, ao baixo custo desse sal.

2.1.4.2.4 Modo de operação

A produção do ácido láctico pode ser feita de modo contínuo (DEY; PAL, 2012), batelada (AMRANE, 2001), batelada repetida e batelada alimentada (BAI *et al.*, 2003), sendo este último o método capaz de atingir maiores concentrações do ácido. Em contrapartida, o método contínuo possibilita alcançar maiores produtividades, em função do fato de o processo ocorrer sem interrupções.

O uso de reatores contínuos de tanque mecanicamente agitado (CSTR) permite estabelecer um controle mais rigoroso dos parâmetros de produção (HOFVENDAHL; HAHN-HÄGERDAL, 2000). Além disso, alguns fungos filamentosos transgênicos, que adquiriram a capacidade de produção de ácido lático por meio de modificação genética, têm sido utilizados neste tipo de fermentação (MORI *et al.*, 2016). Todavia, o crescimento desses fungos apresenta, na maioria das vezes, a formação de estruturas semelhantes a micelas, que provocam a formação de misturas pobres, ou seja, alteraram-se os limites de operação do biorreator. Assim, devido às limitações de transferência de massa, a produtividade foi consideravelmente baixa.

A fermentação em batelada ainda é o modo de operação mais usado na produção industrial de ácido lático, mesmo com a menor produtividade devido à inibição pelo produto final (KWON *et al.*, 2001).

No processo em batelada, a concentração inicial de nutrientes do meio pode limitar o crescimento de biomassa e a produtividade de ácido lático. Altas concentrações da fonte de carbono, teoricamente, levariam à maiores concentrações de ácido lático. No entanto, estudos comprovam que altas concentrações da fonte de carbono e de nitrogênio inibem o crescimento dos microrganismos (COELHO *et al.*, 2011). Além disso, a fermentação em batelada convencional também perde produtividade e rentabilidade devido ao envolvimento de altos custos de mão-de-obra associados à operações de limpeza, carregamento, descarregamento, início e finalização da batelada; o tempo demandado para tais operações também é determinante para a redução da produtividade (XAVIER *et al.*, 1995).

Visando evitar essa inibição na produção, métodos alternativos foram desenvolvidos a fim de aperfeiçoar o método em batelada. O processo em batelada repetida, por exemplo, envolve a repetição de ciclos de fermentação por pré-inoculação de parte ou de todas as células do processo fermentativo para um novo meio de fermentação em batelada. Em comparação com a fermentação em batelada, este processo tem sido usado para aumentar a produtividade de ácido lático. Vantagens do processo em batelada repetida ainda incluem redução do tempo de lavagem e esterilização do fermentador e redução no tempo de produção do inóculo. Dessa forma, ocorre uma redução global de tempo e trabalho (ABDEL-RAHMAN *et al.*, 2013).

A fermentação em batelada alimentada ainda envolve a escolha do modo de alimentação do substrato, podendo esta ser uma batelada alimentada constante, intermitente, exponencial e por meio do controle contínuo do pH (i.e. pH-stat).

Utilizando a alimentação constante, Bai *et al.* (2004) mantiveram a concentração residual de glicose entre 5,00 e 10,00 g L⁻¹, porém não houve alterações na produção de ácido láctico quando esse processo fora comparado com a batelada simples. Mu *et al.* (2009) conseguiram aumentar a produção do ácido 3-fenillactico através do processo em batelada alimentada de forma intermitente.

Mass *et al.* (2008) testaram o modo de alimentação pH-stat, no qual o substrato alcalino era adicionado automaticamente no meio de fermentação, ajustando o valor de pH durante a produção de ácido láctico. Similarmente, Zhang, Cong e Shi (2010) obtiveram concentrações residuais de glicose entre 4,10 e 4,90 g L⁻¹ com máxima produção de ácido láctico de 96,3 g L⁻¹.

Por fim, Ding e Tan (2006) utilizaram diferentes modos de fermentação alimentada para a produção de L(+) ácido láctico. Os autores determinaram que a fermentação com alimentação exponencial a partir de glicose e extrato de levedura teve aumento de 56,70% na produção de ácido láctico, 68,60 % de aumento na massa celular e 59,70% de aumento na produtividade quando comparado à fermentação em batelada convencional.

Considerando as diferenças dos modos de operação, na Tabela 4, encontra-se um levantamento teórico, onde se compara os diferentes modos de operação, substratos e os microrganismos utilizados, tendo seu rendimento como principal fator de comparação.

Tabela 4 - Rendimentos de ácido láctico obtidos empregando diferentes substratos, microrganismos e modos de operação do processo fermentativo

(Continua)

Substrato	Microrganismo	Modo de operação	Produção de ácido láctico (g ácido láctico L ⁻¹ substrato)	Referências
Fibras de alfafa	<i>Lb. Plantarum</i>	Batelada	46,4	Sreenath <i>et al.</i> (2001)
Bagaço de maçã	<i>Lb. Rhamnosus</i> ATCC 9595	Batelada	32,5	Gullón <i>et al.</i> (2008)
Bagaço de mandioca	<i>Lb. Delbrueckii</i> NCIM 2025	Batelada	81,9	Jhon <i>et al.</i> (2009)
Celobiose	<i>E. mundtii</i> QU 25	Batelada	119	Abdel-Rahman <i>et al.</i> (2011)
Celulose	<i>B. coagulans</i> 36D1	Batelada alimentada	80	Ou <i>et al.</i> (2011)

Tabela 4 - Rendimentos de ácido láctico obtidos empregando diferentes substratos, microrganismos e modos de operação do processo fermentativo

				(Conclusão)
Glicose	<i>Lb. lactis</i> BME5-18M	Batelada alimentada	210	Bai <i>et al.</i> (2003)
Glicerol	<i>E. coli</i> AC-521	Batelada	56,8	Hong <i>et al.</i> (2009)
Bagaço de cana	<i>Lc. lactis</i> IO-1	Batelada	10,9	Laopaiboon <i>et al.</i> (2010)
Melaço de milho	<i>Bacillus sp.</i> XZL9	Batelada alimentada Batelada	74,7	Wang <i>et al.</i> (2010)
Amido de sagu	<i>Enterococcus faecium</i>	Contínuo	16,6	SHIBATA, Keisuke <i>et al.</i> (2007)
		Contínuo com alta densidade celular	10,4	
			11,7	
Bagaço de mandioca	<i>L. casei</i> NCIMB 3254	Sacarificação e fermentação simultânea	83,8	JHON <i>et al.</i> (2006)
Óleo de soja hidrolisado	<i>L. casei</i> LA-04-1	Batelada alimentada com milhocina	162,5	Li, Zheng <i>et al.</i> (2006)
		Batelada alimentada com extrato de levedura	180	
Resíduo de milho	<i>L. delbrueckii</i> ZU-S2	Batelada	48,7	SHEN, Xueliang; XIA, Liming (2006)
		Contínuo	44,2	
Madeira hidrolisada	<i>E. faecalis</i> RKY1	Batelada	93,0	WEE, Young-Jung <i>et al.</i> (2004)
		Batelada	58	
		Batelada semi-alimentada	100	
Soro de queijo em pó	<i>Lb. sp.</i> RKY2	Batelada alimentada	80	Bernardo, <i>et al.</i> (2016)
		Batelada e batelada repetida	124	
		<i>L. bulgaricus</i> CGMCC	Batelada alimentada	
	<i>Lb. casei</i> (NRRL B-441)	Batelada	97	Büyükçileci & Harsa (2004)

Fonte: Autores (2019).

2.2 DESCRIÇÕES DAS ETAPAS DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO VIA FERMENTAÇÃO

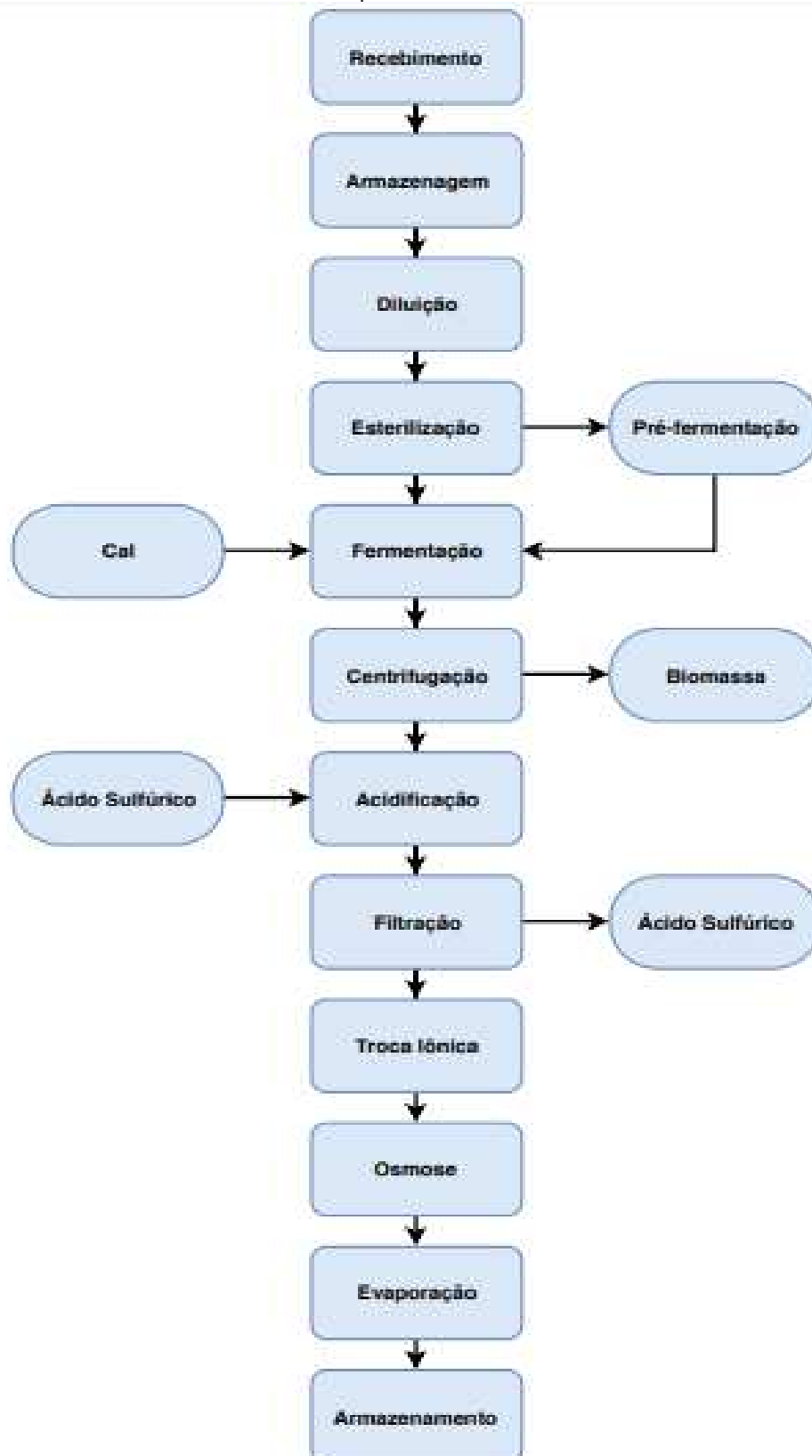
A principal variação entre os processos de produção de ácido lático está nas etapas de separação e purificação do ácido produzido. No método convencional de produção, que é empregado industrialmente desde o século passado, hidróxido de cálcio (cal) é adicionado ao fermentador para neutralização do ácido lático formado, evitando a inibição da atividade do microrganismo pelo produto (JOGLEKAR *et al.*, 2006). Nesta etapa, forma-se lactato de cálcio e o pH é mantido em cerca de 5 a 6 (DATTA; HENRY, 2006; PAL *et al.*, 2009).

O caldo fermentado (contendo lactato de cálcio) é filtrado para remoção de células (DATTA; HENRY, 2006). A solução é, então, tratada com ácido sulfúrico, precipitando sulfato de cálcio (gesso), que é insolúvel e é removido por filtração (PAL *et al.*, 2009; VIJAYAKUMAR; ARAVINDAN; VIRUTHAGIRI, 2008). O caldo clarificado é então evaporado para concentração do ácido lático produzido (KOMESU; MACIEL; FILHO, 2017).

O ácido lático obtido com estas etapas apresenta de 22 a 44% de pureza e é instável ao calor, não sendo adequado para as suas principais aplicações (KOMESU; MACIEL; FILHO, 2017). Neste sentido, o processo de produção de ácido lático proposto neste projeto buscou manter as etapas de produção tradicionais aplicadas industrialmente, bem como inserir algumas novas etapas de forma que as especificações desejadas para o produto, pureza maior que 90% e estabilidade ao calor, fossem atendidas.

Nas etapas do processo proposto, foram considerados duas novas etapas de purificação, além das tradicionalmente utilizadas. Estas etapas foram baseadas no trabalho de Gonzales *et al.*, (2007) que obteve uma pureza de 99% no ácido lático produzido. Desta forma, por meio do processo proposto, apresentado no fluxograma, Figura 6, pretende-se considerar uma produção de ácido lático com pureza superior a 90%, adequado para as principais aplicações, como a indústria de alimentos.

Figura 4 - Diagrama de blocos do processo de produção do ácido lático a partir do permeado do soro de leite por via fermentativa



Fonte: Autores (2019).

2.2.1 Recebimento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite

O transporte do permeado de soro de leite líquido é realizado por caminhões com isolamento térmico nas mesmas especificações que os utilizados para o transporte de leite. Este transporte é terceirizado, cabendo à empresa arcar com os custos relativos ao mesmo. Na indústria, o permeado de soro de leite é armazenado em tanques pulmão com sistema de resfriamento e isolamento térmico, sendo mantido a 5°C até sua entrada no processo. Estes tanques pulmão também são responsáveis pelo controle e equalização da vazão necessária ao processo.

2.2.2 Diluição

A diluição é uma etapa fundamental para o processo, pois é através dela que se ajusta a concentração de lactose no permeado de soro de leite destinado a fermentação. Na fermentação, o ácido láctico formado é neutralizado, formando lactato de cálcio, que tem solubilidade de 50 gL⁻¹. Manter o lactato de cálcio em solução é essencial para facilitar as etapas de separação e purificação do ácido láctico produzido.

2.2.3 Esterilização

A esterilização do soro de leite diluído é realizada de forma indireta através da utilização de vapor saturado a 184,1°C e pressão de 10 bar. Neste sistema, o caldo é aquecido através de um trocador de calor até 121°C a partir do qual entra em um tubo de retenção, sendo mantido no mesmo por 10 min. Estas condições de temperatura e tempo de retenção são baseadas no trabalho de Guha *et al.* (2013). O permeado esterilizado é, então, resfriado a 37°C e destinado, em parte (10%), para os pré-fermentadores e o restante para os fermentadores.

2.2.4 Pré-Fermentação

Conforme as metodologias propostas por Kim *et al.* (2006), a etapa de pré-fermentação é conduzido posteriormente ao crescimento do inóculo em escala piloto, utilizando micronutrientes que favorecerão o desenvolvimento celular da cepa

Lactobacillus sp. RKY2, sendo eles: Ágar MRS, Glicose, Fosfato de Amônio Monobásico, Sulfato de Manganês e Extrato de levedura. As condições do crescimento de inóculo em reatores de escala piloto são similares às adotadas nas próximas etapas (pré-fermentação e fermentação), de forma a facilitar a adaptação do inóculo aos diferentes escalonamentos. Após, o inóculo é encaminhado ao reator de pré-fermentação, onde é cultivado em meio de permeado de soro de leite. O tempo de pré-fermentação estabelecido é de 12 h, com uma agitação de 53,9 rpm, temperatura de 37 °C e pH 6,0.

2.2.5 Fermentação

Após o crescimento do inóculo, inicia-se o processo fermentativo do ácido láctico. O biorreator utilizado é do tipo STR (*Stirred Tank Reactor* – Reator de Tanque Agitado), possuindo controles de parâmetros automatizados via *software* assistente. O processo de fermentação é iniciado a partir do momento que o biorreator estiver nas condições inseridas pelo operador no sistema.

Os parâmetros fermentativos utilizados nesse processo foram adaptados dos trabalhos de Patel (2016), Kim *et al.* (2006) e Bernardo *et al.* (2016). A temperatura será de 37°C com agitação de 25 rpm e um tempo de batelada de 40 h. Durante o processo fermentativo o pH deve ser ajustado constantemente com o auxílio de cal, mantendo o mesmo na faixa mais adequada ao processo entre 6 e 6,5.

Assim que o tempo de fermentação é atingido, o caldo fermentativo é enviado às etapas processuais seguintes e o biorreator utilizado é higienizado para a próxima batelada. É de suma importância que a etapa de limpeza geral ocorra logo após a fermentação, o que evita a formação de incrustação no equipamento. Utilizam-se biorreatores operando em paralelo a fim de manter a continuidade do processo e reduzir as dimensões necessárias para a realização do *downstream* do mesmo.

2.2.6 Armazenamento em Tanque Pulmão

O caldo fermentado proveniente do fermentador é direcionado para o tanque pulmão de armazenamento de onde é liberado para as etapas posteriores de separação e purificação do ácido láctico. O sistema de agitação do tanque mantém o caldo fermentado homogêneo.

2.2.7 Centrifugação

Após o armazenamento em tanque pulmão, o caldo fermentado, contendo lactato de cálcio, produtos variados do metabolismo microbiano, células, fragmentos celulares, sais inorgânicos e resto de açúcares não fermentados passa por uma etapa de centrifugação. Desta forma, remove-se a maioria destes contaminantes, obtendo-se uma corrente líquida clarificada, contendo lactato de cálcio solubilizado em água (MIZRAHI *et al.*, 2006).

2.2.8 Acidificação

Nesta etapa, o caldo de fermentação centrifugado é acidificado para a conversão do lactato de cálcio em ácido láctico e sulfato de cálcio (gesso). O ácido láctico é liberado na solução pela adição de um ácido mineral forte, como o ácido sulfúrico. O sulfato de cálcio é apenas ligeiramente solúvel, permitindo sua fácil remoção da solução.

A adição do ácido sulfúrico ocorre em uma única etapa sob condições de agitação controlada a fim de favorecer a formação de grandes cristais de sulfato de cálcio e evitar a precipitação dos mesmos. Preferencialmente, esta adição é feita numa relação estequiométrica adequada entre ácido sulfúrico e lactato de cálcio. Normalmente, esta relação está entre 0,9 e 1,20, sendo que, a relação mais adequada estaria entre 0,99 e 1,01. Porém, devido à possível presença de outros ácidos orgânicos, um pequeno excesso de ácido sulfúrico é aceitavelmente adicionado nesta etapa (MIZRAHI *et al.*, 2006).

2.2.9 Filtração

O caldo fermentado contendo os cristais de sulfato de cálcio é então passado por um filtro rotativo a vácuo, resultando em uma solução contendo majoritariamente ácido láctico e água. Na solução filtrada o sulfato de cálcio não deve exceder 5% (m/m) (em massa de sulfato de cálcio por massa de solução) (MIZRAHI *et al.*, 2006).

2.2.10 Troca Iônica

A troca iônica é utilizada no processo primeiramente para remover o restante dos íons bivalentes e os íons monovalentes presentes no caldo fermentativo. Além disso, de acordo com Mizrahi *et al.* (2003), esta etapa também é útil para separar o gesso residual provindo da centrifugação, visto que a etapa de filtração possui uma eficiência próxima de 95%.

Para uma remoção completa dos sais presentes no caldo utilizam-se duas colunas de troca iônica. Na primeira, aplica-se um trocador catiônico, a fim de remover os ânions presentes no fluido. Na segunda, aplica-se um trocador aniônico, que tem por finalidade remover os cátions presentes no caldo.

2.2.11 Osmose

A membrana de osmose reversa foi proposta com base no trabalho de Gonzales *et al.*, (2007) sendo destinada para a remoção de sais residuais e compostos orgânicos, além de servir como uma operação de concentração do ácido láctico, removendo mais de 40% de água do produto.

2.2.12 Evaporação

A evaporação no final do processo é destinada a concentração da solução de ácido láctico em água. Esta etapa foi baseada no trabalho de Gonzales *et al.*, (2007) e a concentração final de ácido láctico proposto é de 50% com cerca de 0,01 a 3% de impurezas. A evaporação será realizada com um evaporador triplo efeito para minimizar os gastos energéticos da operação.

2.2.13 Armazenamento

O envase do ácido láctico é realizada em tambores de 200 L empregando de envasaduras automáticas. A armazenagem é feita em local fresco, limpo e seco e os tambores são dispostos sobre paletes com empilhamento máximo de dois paletes. O transporte ocorrerá em caminhões graneleiros até o cliente ou até a empresa exportadora, no caso de vendas para clientes fora do país. O transporte deve ser

feito com os cuidados necessários de modo a não danificar as embalagens, visando evitar a perda do produto.

O ácido láctico não é classificado como perigoso para o transporte de produtos perigosos, portanto cuidados adicionais não são necessários (ANIDROL, 2016). A comercialização do ácido láctico será principalmente para setores industriais, como indústrias de alimentos e cosméticos que o utilizarão nos seus processos produtivos.

2.3 MATÉRIAS-PRIMAS E INSUMOS

Para a produção do ácido láctico via fermentação tem-se a necessidade da disponibilidade do permeado de soro de leite, visto que essa é a principal fonte de nutrientes durante o processo fermentativo. Os insumos utilizados podem ser divididos em dois tópicos, sendo o primeiro os insumos utilizados durante o processo de desenvolvimento do inóculo (pré-fermentação) e o segundo relacionado com aqueles presentes durante a etapa de fermentação nos tanques industriais.

Durante a etapa de pré-fermentação, são utilizados glicose, ágar MRS, fosfato de amônio monobásico, sulfato de manganês e extrato de levedura, como nutrientes para compor o meio de cultivo dos microrganismos, de forma a prevalecer a sua divisão celular.

Durante a etapa de fermentação nos tanques industriais e recuperação do produto, além da matéria-prima (permeado de soro de leite), que fornece os nutrientes necessários para a fermentação, tanto o hidróxido de cálcio, quanto o ácido sulfúrico, são utilizados. O hidróxido de cálcio tem como objetivo a manutenção do pH durante todo o processo fermentativo e o ácido sulfúrico é adicionado durante a etapa de recuperação do ácido láctico.

2.3.1 Permeado de soro de Leite

O permeado de soro de leite é um ingrediente lácteo de alto teor de lactose, produzido através da remoção de proteína e outros sólidos do soro de leite, por meio de técnicas físicas de separação. Apresenta elevada solubilidade, sabor lácteo agradável e facilidade de incorporação em outros produtos. A Tabela 5 apresenta uma caracterização do permeado de soro de leite líquido.

Tabela 5 - Composição e características típicas do permeado de soro de leite líquido

Parâmetro	Caracterização
Acidez	24°D
pH	6,3
Densidade	1,070 g L ⁻¹
Brix	15,6°Brix
Gordura	<0,05%
Proteína	<0,10%
Cinzas	0,94%
Lactose	9,54%
Frutose	-
Galactose	-
Maltose	-
Sacarose	-
Cálcio	-
Sódio	0,038 mg 100 g ⁻¹
Potássio	-
Fósforo	-
Sulfato	-
Ácido cítrico	-
Ácido glutâmico	-
Ácido láctico	-
Ácido Málico	-
Ácido carboxílico	-
Pirolidona	-

Fonte: Adaptado de VIGNAGA I. R.L. (2017).

No presente estudo, considera-se que o permeado de soro de leite é adquirido principalmente da empresa SOORO, localizada na cidade de Marechal Cândido Rondon, e transportado por caminhões equipados com tanques isotérmicos, os mesmos de caminhões transportadores de leite, até a unidade. O armazenamento é feito em tanques refrigerados e agitados construídos com materiais adequados e com higienização pelo menos a cada 48 horas.

2.3.2 Hidróxido de Cálcio (Cal Hidratada)

O Hidróxido de Cálcio, fórmula molecular Ca(OH)_2 , produzido pela reação de óxido de cálcio com água é sólido em forma de pó branco, inodoro, não volátil e não explosivo (Cerro Branco, 2016). Suas principais propriedades estão apresentadas na Tabela 6.

A exposição em curto prazo a hidróxido de cálcio pode: em contatos com os olhos, causar dor e irritação bastante intensa; inalação de poeira, desconforto na parte superior do aparelho respiratório; ingestão, não é tóxico, mas em elevadas concentrações pode causar irritação no aparelho gastrointestinal; em contato com a pele: irritações na presença de umidade. Em longo prazo: contato com os olhos,

lesões permanentes nas vistas; inalação, lesões no aparelho respiratório; contato com a pele pode causar serias lesões, em especial na presença de umidade (Cerro Branco, 2016).

Tabela 6 - Propriedades do Hidróxido de cálcio (cal hidratada)

Propriedades Hidróxido de cálcio	
Ponto de fusão:	580°C
Ponto de ebulição:	Não aplicável
Ponto de ebulição:	Não aplicável
Ponto de fulgor:	Não aplicável
Taxa de evaporação:	Não aplicável
Inflamabilidade e explosividade:	Não inflamável e não explosivo
Pressão de vapor:	Não aplicável
Densidade:	2,24 g cm ⁻³
	1850 mg L ⁻¹ a 0°C
	1650 mg L ⁻¹ a 20°C
Solubilidade:	770 mg L ⁻¹ a 100°C
	(em solução aquosa)
	Também solúvel em ácidos e glicerina

Fonte: Cerro Branco (2016).

O hidróxido de cálcio será adquirido da empresa Maxical Ltda, localizada na cidade de Almitrante Tamandaré, em cargas a granel. O controle a exposição será feito com sistemas de ventilação como exaustor geral e/ou local e utilização de EPIs. A armazenagem será feita em silo localizado na área externa a produção.

2.3.3 Ácido Sulfúrico

O ácido sulfúrico, também conhecido como óleo de vitriol, é um líquido oleoso incolor, inodoro e solúvel em água, com fórmula molecular H₂SO₄ (PubChem, 2016). Suas principais propriedades estão apresentadas na Tabela 7.

Tabela 7 - Propriedades do ácido sulfúrico

Propriedades do Ácido sulfúrico	
Massa molecular:	98,1 g mol ⁻¹
Decompõe-se a:	340°C
Ponto de fusão:	10°C
Ponto de ebulição:	337°C
Densidade relativa (água = 1):	1,8 (20°C)
Solubilidade em água a 20 ° C:	Miscível
Pressão de vapor (Pa) a 20 ° C:	<10 insignificante
Densidade relativa do vapor (ar = 1):	3,4

Fonte: IPCS INCHEM (2016).

O ácido sulfúrico é um oxidante forte, reagindo com materiais combustíveis, redutores, materiais orgânicos e água, gerando risco de incêndio e explosão. É corrosivo para a maioria dos metais comuns. Decompõe-se ao aquecimento, produzindo gases tóxicos e corrosivos. Incluindo óxidos de enxofre (IPCS INCHEM, 2016).

O ácido sulfúrico é um ácido forte muito corrosivo para os olhos, pele e trato respiratório. Efeitos de exposição em curto prazo ocorrem por: ingestão, podendo causar asfixia devido ao inchaço na garganta; inalação, quando em altas concentrações pode causar edema pulmonar, mas somente após efeitos corrosivos iniciais nos olhos e no trato respiratório superior. Exposições prolongadas podem: em contato com a pele, causar dermatites; quando inaladas podem causar lesões nos pulmões e erosão dentária, além dos ácidos orgânicos fortes serem cancerígenos para os seres humanos (IPCS INCHEM, 2016).

O ácido sulfúrico será adquirido da empresa Alpha Galvano Química Brasileira Ltda., filial de Curitiba/PR, com pureza de 98%. O armazenamento será feito em tanque próprio para o armazenamento de ácidos fortes e estará localizado na área externa a produção.

2.3.4 Ágar MRS

O meio de cultivo Ágar MRS para Lactobacilos será utilizado na etapa de Inóculo sedo adquirido da empresa Merck S/A, localizada na cidade de Cotia/SP. Suas principais propriedades estão representadas na Tabela 8.

Tabela 8 - Propriedades do meio de cultivo Ágar MRS para Lactobacilos

Propriedades Físico-Químicas do meio Agar MRS para Lactobacilos	
Estado físico	Granular
Cor	Bege
Odor	A peptona
pH	5,6 - 5,9 em 68,2 g L ⁻¹ 25 °C (depois da autoclavagem)
Ponto de fusão	Não existem informações disponíveis
Ponto de ebulição	Não existem informações disponíveis
Ponto de inflamação	Não existem informações disponíveis
Pressão de vapor	Não existem informações disponíveis
Solubilidade em água	68,2 g L ⁻¹ em 100 °C
Propriedades oxidantes	Não
Densidade aparente	600 kg m ⁻³

Fonte: MERCK S. A. (2017).

O meio Ágar MRS não é classificado como uma mistura não perigosa, podendo causar apenas irritações leves na pele e olhos. Caso ocorra ingestão podem ocorrer fenômenos de irritação local, náuseas, vômitos, diarreia. Em caso de ingestões de grandes quantidades, podem ocorrer ações sistêmicas como: queda da pressão sanguínea, colapso circulatório, distúrbios do SNC, convulsões, entorpecimento, paragem respiratória, hemólise (MERCK, 2017).

Contudo, quando o produto é manuseado adequadamente é pouco provável a ocorrência de efeitos perigosos. O manuseio do mesmo seguirá de acordo com as boas práticas industriais de higiene e segurança. A armazenagem será feita em local fechado, em temperatura entre 2 e 8°C.

2.3.5 Glicose Pura

A glicose pura utilizada como suprimento de meio de cultivo na etapa de pré-fermentação será adquirida da empresa Quimidrol Comércio Indústria Importação Ltda., localizada na cidade de Joinville/SC. Suas principais propriedades estão representadas na Tabela 9.

Tabela 9 - Propriedades da glicose pura

Propriedades Físico-químicas da Glicose Pura	
Estado físico	Pó cristalino de sabor doce
Cor	Branco
Odor	Inodoro a leve odor característico
pH	4,0 a 6,0 (10 g L ⁻¹ a 20 °C)
Ponto de ebulição	Não disponível
Ponto de fusão	146 °C
Densidade:	1,019 g cm ⁻³
Solubilidade:	1g dissolve em 1,1 mL de água a 25 °C, em 120 mL de metanol a 20 °C, pouco solúvel em álcool, éter, acetona, piridina e anilina

Fonte: QUIMIDROL (2007).

O manuseio da glicose será feita em local seco e bem ventilado, longe de fontes quentes ou de ignição para evitar acidentes. O ambiente vai dispor de EPCs e o manuseio será realizado somente com utilização de EPIs adequados. O material será estocado sobre paletes em local seco e fresco com temperatura de 15 a 25°C (QUIMIDROL, 2007).

2.3.6 Fosfato de Amônio Monobásico

O fosfato de amônio monobásico PA, de fórmula molecular H_6NO_4P , será utilizado como suprimento ao meio de cultivo durante a pré-fermentação. Suas principais propriedades estão apresentadas na Tabela 10.

Tabela 10 - Propriedades do Fosfato de amônio monobásico PA

Propriedades Físico-Químicas do Fosfato de Amônio Monobásico PA	
Aspecto	Cristalino
Cor	Branco
Odor	Inodoro
pH	3,8 - 4,4 a 50 g L ⁻¹ a 25 °C
Ponto/intervalo de fusão	190 °C
Pressão de vapor	< 0.00001 hPa a 20 °C
Densidade relativa	1,81 g cm ⁻³ a 20 °C
Ponto de combustão	Não existem informações disponíveis
Temperatura de auto-ignição	Não existem informações disponíveis
Solubilidade em água	50 g L ⁻¹ em 90 °C

Fonte: ANIDROL (2014).

A aquisição será feita da empresa Anidrol Produtos para Laboratórios Ltda., localizada na cidade de Diadema/SP. O manuseio do Fosfato de Amônio Monobásico PA será permitido somente com utilização de todos os EPIs necessários. O armazenamento será feito em local fechado, seco e a temperatura ambiente (ANIDROL, 2014).

2.3.7 Sulfato de Manganês

O sulfato de manganês oso PA (1H₂O), de fórmula molecular $MnO_4S \cdot H_2O$, será adquirido da empresa Anidrol Produtos para Laboratórios Ltda., localizada na cidade de Diadema/SP. Suas principais propriedades estão apresentadas na Tabela 11.

O manuseio do sulfato de manganês será permitido somente com utilização de todos os EPIs necessários. O armazenamento será feito em local fechado, seco e a temperatura ambiente (ANIDROL, 2013).

Tabela 11 - Propriedades do Sulfato de manganês Oso PA (1H₂O)
Propriedades Físico-Químicas do Sulfato de Manganês Oso PA (1H₂O)

Estado físico	Sólido
Cor	Vermelho - Claro
Odor	Inodoro
pH	3,0 – 3,5 a 50 g L ⁻¹ a 20 °C
Ponto de ebulição	Não aplicável
Ponto de fusão	700 °C
Ponto de combustão	Não aplicável
Pressão do vapor	Não existem informações disponíveis.
Densidade relativa	Não existem informações disponíveis.
Solubilidade em água	Não existem informações disponíveis.
Propriedades oxidantes	Não

Fonte: ANIDROL (2013).

2.3.8 Extrato de Levedura

O extrato de levedura será utilizado para suplementação do meio de cultivo para a etapa de pré-fermentação. Será adquirido da empresa Nardini Agroindustrial Ltda., localizada na cidade de Vista Alegre do Alto/SP. Suas principais propriedades estão apresentadas na Tabela 12.

O manuseio do Extrato de Levedura será feito em área ventilada e permitido somente com utilização de todos os EPIs necessários. O armazenamento será em local ventilado e protegido da luz sola (Nardini Agroindustrial Ltda, 2016).

Tabela 12 - Propriedades do extrato de levedura

Propriedades Físico-Químicas do Extrato de Levedura	
Aspecto (estado físico, forma e cor)	Sólido em pó bege claro
Odor e limite de odor	Característico de levedura fresca
pH	4,0 a 5,5
Ponto de ebulição inicial e faixa de temperatura de ebulição	Não disponível
Ponto de fulgor	Não disponível
Taxa de evaporação	Não disponível
Inflamabilidade	Não inflamável
Densidade	Não disponível
Solubilidade	Solúvel em água

Fonte: Nardini Agroindustrial Ltda (2016).

3. METODOLOGIA

3.1 PESQUISA DOS MÉTODOS DE PRODUÇÃO INDUSTRIAL

Por meio da revisão bibliográfica determinou-se um método de produção de ácido láctico levando-se em consideração as principais etapas do processo, incluindo condições operacionais adequadas na fermentação e etapas de separação e purificação.

3.2 DEFINIÇÃO DA PLANTA INDUSTRIAL

A partir das etapas de produção, separação e purificação adequadas para a obtenção de ácido láctico, definiu-se, através disponibilidade de substrato e da avaliação dos rendimentos para cada etapa, o tamanho dos equipamentos necessários para cada etapa, bem como o tamanho total da planta e sua capacidade de produção.

3.3 DESCRIÇÃO DETALHADA DO PROCESSO

Definidas as etapas de produção, separação e purificação adequadas para a obtenção de ácido láctico realizou-se uma descrição detalhada de cada etapa do processo bem como elaborou-se um fluxograma operacional onde as referidas etapas foram evidenciadas.

3.4 MÉTODOS DE CÁLCULOS (BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA)

A partir da aplicação dos balanços de massa e energia nas operações utilizadas no processo produtivo e, posteriormente, foi realizado o dimensionamento da planta, assim como a determinação das linhas de fluxo, válvulas e material de construção utilizados nos equipamentos. Com base na aplicação dos balanços, também foram dimensionados a unidade de geração de energia (caldeira), além do dimensionamento dos trocadores de calor (quente e frio), tanques de armazenamento, misturadores, tanques pulmão, fermentadores, cristalizador, condensador, centrífugas, coluna de adsorção e filtros.

3.5 ELABORAÇÃO DO LAYOUT

Para demonstrar a disposição dos equipamentos, bem como as dimensões dos equipamentos e os fluxos produtivos, foi-se utilizado o *software* Revit (licença acadêmica)

3.6 ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR DO PROJETO

A análise econômica preliminar foi realizada considerando os custos fixos e variáveis, calculados a partir da metodologia proposta por Towler e Sinnott (2012). Os indicadores econômicos aplicados a fim de atestar a viabilidade do projeto foram descritos por Turton (2008).

4. ANÁLISE DE MERCADO

4.1 MERCADO MUNDIAL

A demanda global por ácido láctico foi estimada em 714.200 toneladas em 2013, com uma expectativa de crescimento anual de 15,5% para chegar a 1.960.100 toneladas até 2020 (ABDEL-RAHMAN; SONOMOTO, 2016). O mercado global está projetado para atingir US\$ 3,82 bilhões até 2020 e o ácido láctico vem crescendo a um CAGR (*Compound Annual Growth Rate* - Taxa de crescimento Anual Composta) de 18,6% durante o período de previsão. Em 2015, estimou-se que a América do Norte (em especial os Estados Unidos) seja o maior mercado consumidor de ácido láctico (31% do consumo total), seguido pela China e Europa Ocidental. Este mercado é impulsionado pela crescente demanda por produtos ecologicamente corretos e o alto custo dos produtos derivados de estoques petroquímicos estimula o crescimento do mercado de ácido láctico (Markets and Markets, 2015).

Os três principais fabricantes de ácido láctico do mundo são Corbion Purac, Cargill e Henan Jindan Lactic Acid Technology Co. Ltd. A Corbion Purac é uma multinacional holandesa, fundada em 1931, que possui plantas produtivas no Brasil, EUA, Espanha e Tailândia. Trata-se da maior produtora de ácido láctico no mundo, produzindo cerca de 350.000 toneladas em 2013. A Henan Jindan Lactic Acid Technology Co. Ltd, empresa chinesa fundada em 1984, é a segunda maior produtora e a maior da Ásia, produzindo cerca de 120.000 toneladas por ano. Já a Cargill empresa americana fundada em 1930, produz cerca de 35.000 toneladas por ano, direcionada exclusivamente para produção de PLA pela Natureworks. Dentre outros concorrentes do segmento estão: ADM, Cellulac, Galactic, Ningxia Hypow Bio-Technology Co. Ltd., Futerro, Galactic, Lactic Acid Technology Co. Ltd., Thyssenkrupp AG, Musashino Chemical Co. Ltd. e Vaishnavi Bio-Tech Ltd (BENEVENUTI; PEREIRA, 2016).

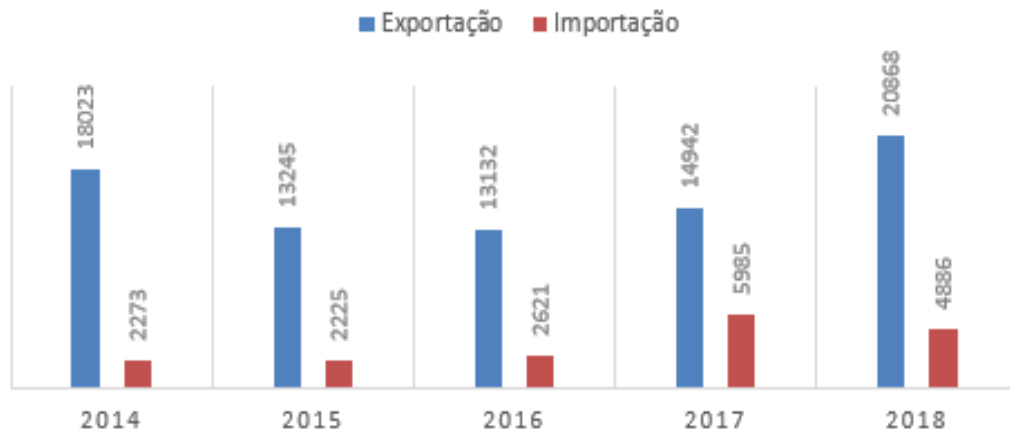
4.2 MERCADO NACIONAL

O mercado nacional representa uma fatia extremamente pequena em relação à Estados Unidos, China e Países Baixos, estes os maiores produtores de ácido láctico e seus derivados. Apesar disso, a demanda brasileira pelo produto

também não é expressiva, sendo que, dessa forma, a grande maioria do ácido produzido no país é exportada para os maiores mercados consumidores (Comex Stat, 2019), como mostra a Figura 4. A variação do preço de importação e exportação do ácido láctico nos últimos anos está apresentada na Figura 5.

Figura 5 - Balanço de importação e exportação de ácido láctico no Brasil (em ton/ano)

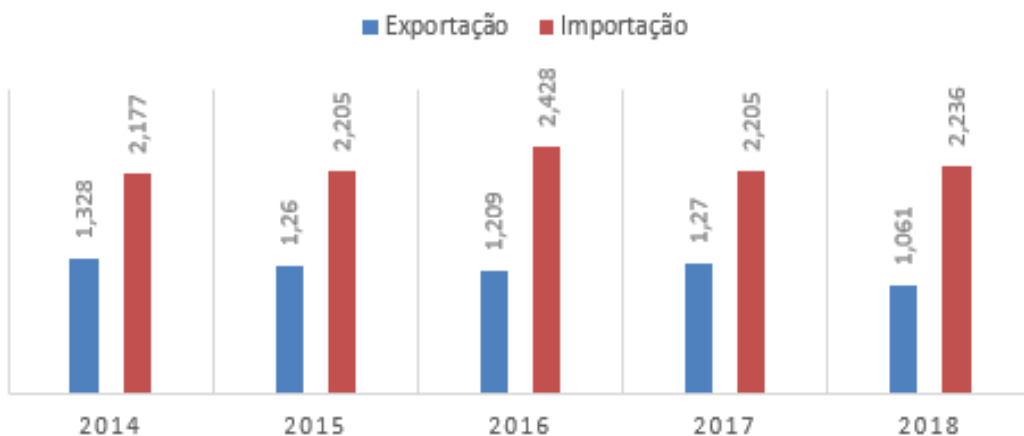
IMPORTAÇÃO E EXPORTAÇÃO DE ÁCIDO LÁCTICO NO BRASIL (TON X ANO)



Fonte: Adaptado de Comex Stat (2019).

Figura 6 - Preços de exportação e importação do ácido láctico no Brasil nos últimos anos

PREÇOS DE EXPORTAÇÃO E IMPORTAÇÃO DO ÁCIDO LÁCTICO (US\$/KG X ANO)



Fonte: Adaptado de Comex Stat (2019).

4.3 MERCADO PRETENDIDO

Analisando os mercados nacional e internacional percebe-se que a principal destinação do ácido láctico produzido em território nacional será o mercado externo. Neste mercado, destacam-se as aplicações alimentícias, sendo que a América do Norte detém a maior parte do mercado de ácido láctico com esta aplicação (36%), seguida pela Europa (23%) e Ásia-Pacífico (21%). Nos Estados Unidos cerca de 85% da demanda de ácido láctico está na aplicação relacionada a alimentos (Mordor Intelligence, 2018).

Neste sentido, o projeto em questão será direcionado para a produção de ácido láctico que atendam as especificações técnicas para sua aplicação nas indústrias alimentícias (i.e. pureza superior a 87,5%) (GONZALEZ *et al.*, 2007) permitindo que o mesmo possa ser exportado com esta finalidade.

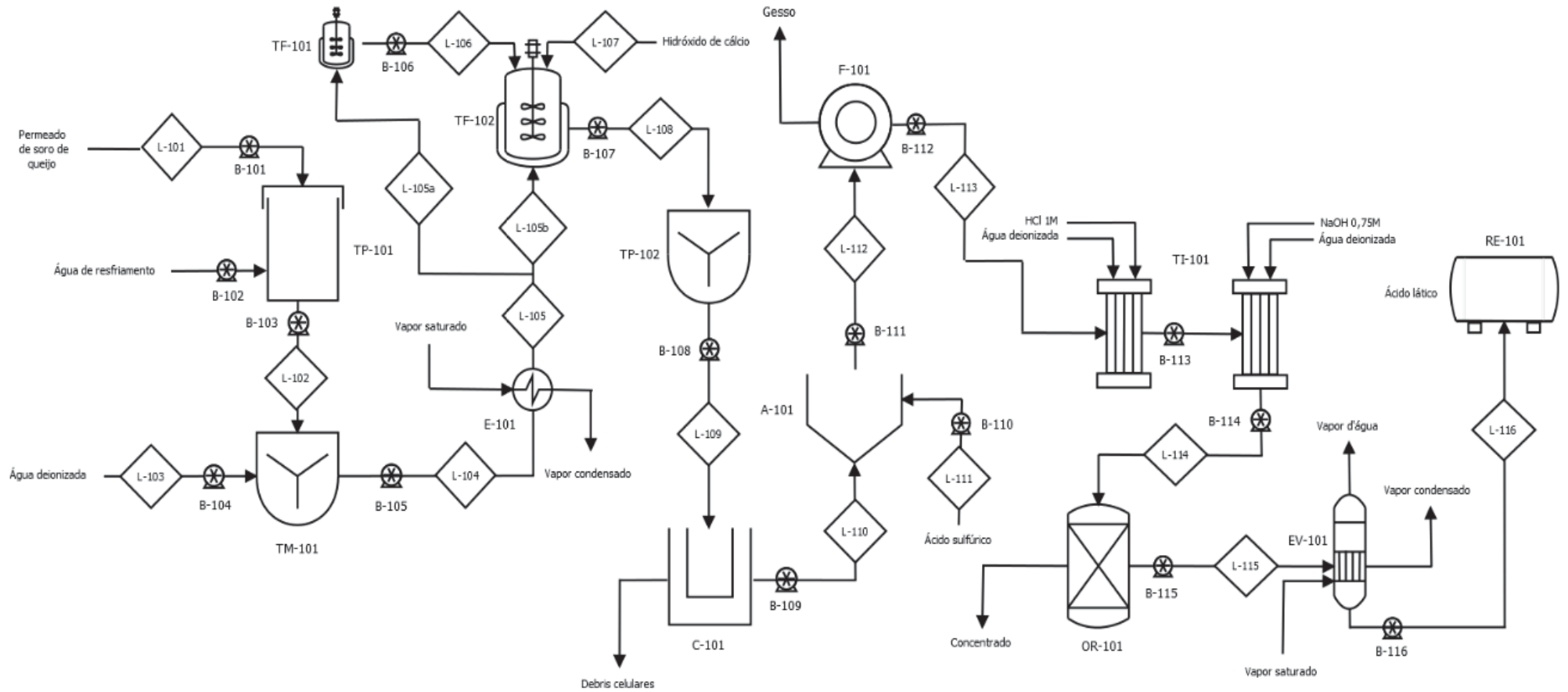
5. ENGENHARIA DE PROCESSO

Após a descrição geral das operações unitárias envolvidas no processo de produção de ácido láctico proposto neste projeto (descritas a partir do tópico 2.2), o tópico engenharia de processo visa abordar os equipamentos e condições adotadas em cada processo, assim como suas correntes de entrada e saída.

5.1 FLUXOGRAMA DE PROCESSO

A Figura 7 apresenta o fluxograma de processo proposto para a produção de ácido láctico utilizando permeado de soro de leite como substrato para a fermentação.

Figura 7 - Fluxograma de processo de produção de ácido láctico via fermentativa a partir da utilização do permeado de soro de leite como substrato



Fonte: Autores (2019).

5.1.2 Nomenclaturas e Abreviaturas dos Equipamentos e Etapas do Fluxograma de Processo

A Tabela 13 apresenta as nomenclaturas das correntes principais e de utilidades presentes no processo.

Tabela 13 - Nomenclatura das correntes principais e de utilidades presentes no processo

Correntes Principais	
Nomenclatura	Definição
L-101	Corrente de permeado de soro do leite recepcionado
L-102	Corrente de permeado de soro de leite resfriada
L-103	Corrente de água deionizada
L-104	Corrente de permeado de soro de leite com concentração de lactose ajustada para a fermentação
L-104a	Corrente de permeado de soro de leite pré-aquecido
L-104b	Corrente de permeado de soro de leite na temperatura de esterilização
L-104c	Corrente de permeado de soro de leite esterilizado
L-105	Corrente de permeado de soro de leite esterilizado
L-105a	Corrente de permeado esterilizado direcionada para a pré-fermentação
L-105b	Corrente de permeado esterilizado direcionada ao fermentador
L-106	Corrente de inóculo do pré-fermentador que alimenta o fermentador
L-107	Corrente de hidróxido de cálcio
L-108	Corrente de meio fermentado
L-109	Corrente de meio fermentado que deixa o tanque pulmão (TP-102)
L-110	Corrente de caldo fermentado centrifugado
L-111	Corrente de ácido sulfúrico
L-112	Corrente de caldo fermentado acidificado
L-113	Corrente de caldo fermentado filtrada
L-114	Corrente de caldo fermentado isenta de sulfato de cálcio
L-115	Corrente de ácido láctico purificada
L-116	Corrente de ácido láctico concentrado
Correntes de Utilidades	
W _{R1}	Corrente de água resfriada utilizada para resfriamento do permeado de soro de leite no tanque de armazenamento
W _{R2}	Corrente de água que sai da serpentina dos tanques de resfriamento e armazenamento de permeado de soro de leite
VP-1	Corrente de vapor saturado para aquecimento do permeado de soro de leite até a temperatura de esterilização
VP-2	Corrente de vapor condensado do processo de aquecimento do permeado de soro de leite até a temperatura de esterilização
HC	Corrente de hidróxido de cálcio
DC	Corrente de debris celulares
AS	Corrente de ácido sulfúrico
SC _R	Corrente de sulfato de cálcio residual
V _a	Corrente de vapor d'água gerado na etapa de concentração do ácido láctico

Fonte: Autores (2019).

A Tabela 14 apresenta um resumo das abreviaturas utilizadas nas etapas do processo.

Tabela 14 - Abreviaturas utilizadas no fluxograma de processo

Abreviatura	Equipamento
B	Bomba
TP	Tanque pulmão
EV	Evaporador
E	Esterilizador
A	Tanque de acidificação
C	Centrífuga
TF	Tanque de fermentação
F	Filtro rotativo a vácuo
TI	Troca iônica
OR	Osmose reversa
RE	Reservatório
L	Linha

Fonte: Autores (2019).

5.2 DESCRIÇÃO DAS ETAPAS DO FLUXOGRAMA DE PROCESSO

5.2.1 Tanque de Resfriamento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite (TP-101)

O tanque de armazenamento (TP-101) tem por função resfriar e armazenar o permeado de soro de leite a 5°C. O permeado de soro do leite é recepcionado na indústria a 20°C, sendo conduzido ao tanque, corrente L-101, através da bomba B-101. O sistema de resfriamento do tanque utiliza como fluido refrigerante água a 4°C, corrente W_{R1} , que é impulsionada através das serpentinas, presentes na parte interna do tanque, pela bomba B-102.

O permeado de soro de leite resfriado a 5°C deixa o tanque (TP-101), quando necessário, através da bomba B-103, sendo direcionado ao tanque de diluição, corrente L-102. A água de resfriamento que deixa o tanque (corrente W_{R2}) sai a 16,5°C e é conduzida novamente a sistema de refrigeração, sendo recirculada novamente para a serpentina do tanque TP-101.

5.2.2 Tanque de Mistura (TM-101)

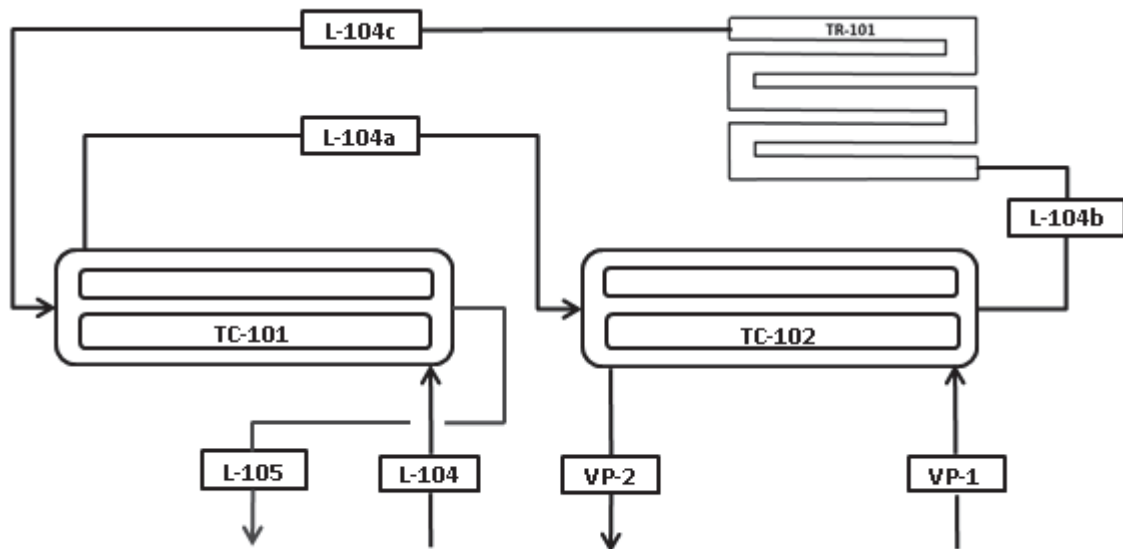
No tanque de mistura, TM-101, o permeado de soro de leite resfriado, corrente L-102, é misturado à água deionizada a temperatura de 20°C, corrente L-

103. Nesta etapa, ajusta-se a concentração de lactose no permeado de soro de leite para 0,053 (kg lactose/kg permeado), adequada para a etapa de fermentação. A corrente de saída do tanque de diluição, corrente L-104, tem temperatura de 11,2°C e é conduzida ao sistema de esterilização através da bomba B-105.

5.2.3 Sistema de Esterilização (E-101)

A esterilização de permeado de soro de leite, corrente L-104, é realizada de forma contínua. O sistema de esterilização consiste em dois trocadores de calor e um tubo de retenção, conforme Figura 8.

Figura 8 - Sistema de esterilização contínuo com integração energética



Fonte: Autores (2019).

O primeiro trocador de calor (TC-101) é responsável pelo pré-aquecimento da corrente L-104 até 83°C, utilizando como fluido quente a corrente de permeado na temperatura de esterilização (121°C), corrente L-104c. A corrente de permeado aquecida a 83°C, corrente L-104a é, então, direcionada ao segundo trocador de calor (TC-102).

O TC-102 é responsável pelo aquecimento da corrente L-104a até a temperatura de esterilização (121°C). O aquecimento é realizado utilizando vapor saturado a 184,1°C, corrente VP-1. A corrente de vapor que deixa o TC-102, VP-2, encontra-se condensada a 184,1°C e é direcionada para a caldeira.

Após atingir a temperatura de esterilização, o permeado de soro de leite segue para o tubo de retenção, corrente L-104b, onde é mantido, em fluxo constante, por 10 min. A corrente L-104c deixa o tubo de retenção e é direcionada à TC-101, onde se resfria a temperatura de fermentação (37°C), gerando a corrente L-105 que é direcionada para as etapas de pré-fermentação e fermentação, correntes L-105a e L-105b.

5.2.4 Fermentador (TF-102)

Após o volume (90% do volume de fermentação) de permeado de soro de leite ter sido bombeado para o fermentador, o restante do volume (10%) é completado com o caldo pré-fermentado (TF-101), corrente L-106, que é conduzido para o fermentador através da bomba B-106.

Durante a etapa de fermentação, a lactose é convertida em ácido láctico, causando uma diminuição do pH no meio de fermentação. Como forma de correção do pH, adiciona-se hidróxido de cálcio, Ca(OH)_2 , corrente L-107, formando, então, lactato de cálcio solúvel. O meio de fermentação, contendo lactado de cálcio, corrente L-108, é direcionado ao tanque de armazenamento através da bomba B-107.

5.2.5 Tanque Pulmão (TP-102)

O tanque pulmão (TP-102) é utilizado como forma de controle e equalização das vazões para os processos subsequentes a fermentação. A corrente de caldo fermentado, corrente L-108, é a corrente de entrada deste tanque. A corrente L-109 é a corrente de saída, e é conduzida para a etapa de centrifugação através da bomba B-108.

5.2.6 Centrifugação (C-101)

A etapa de centrifugação é empregada para remoção de sólidos (como células, restos celulares e açúcares residuais) presentes no caldo de fermentação, corrente L-109. Desta etapa, formam-se duas correntes: corrente de debrís celulares (DC), que contém em sua maioria materiais sólidos, e a corrente L-110, que

apresenta, principalmente, lactato de cálcio dissolvido em água. A corrente L-110 é direcionada para a etapa de acidificação através da bomba B-109.

5.2.7 Acidificação (A-101)

A etapa de acidificação é empregada para a recuperação do ácido láctico formado durante a fermentação. Nesta etapa, adiciona-se ácido sulfúrico, corrente L-111, recuperando o ácido láctico do lactato de cálcio, formando então sulfato de cálcio (gesso), que se encontra em estado sólido. A corrente de saída do tanque de acidificação, corrente L-112 é direcionada ao filtro rotativo através da bomba B-111.

5.2.8 Filtro Rotativo a Vácuo (F-101)

A filtração a vácuo é empregada para a remoção do sulfato de cálcio (gesso) gerado na etapa de acidificação. Nesta etapa, formam-se as correntes SC_R , composta principalmente pelo gesso, e a corrente L-110, que contém ácido láctico e grande quantidade de água. A corrente L-113 é direcionada para a etapa de troca iônica através da bomba B-112.

5.2.9 Troca Iônica (TI-101)

As colunas de troca iônica têm por finalidade remover cátions e ânions provenientes do permeado e que não foram metabolizados durante o processo fermentativo. Além disso, nesta etapa, remove-se o sulfato de cálcio residual presente no caldo de fermentação. A coluna de troca catiônica recebe o caldo fermentado pela corrente L-113. Após a etapa de troca iônica o caldo fermentado é direcionado para a etapa de osmose reversa, corrente L-114.

5.2.10 Osmose Reversa (OR-101)

A membrana de osmose reversa é utilizada para remover sais residuais e compostos orgânicos, presentes na corrente L-114, além de servir como uma operação de concentração do ácido láctico, removendo uma quantidade de água do produto, formando uma linha de concentrado, a corrente CA e a corrente L-115

contém, basicamente, água e ácido láctico e é direcionada para a etapa de evaporação.

5.2.11 Evaporação

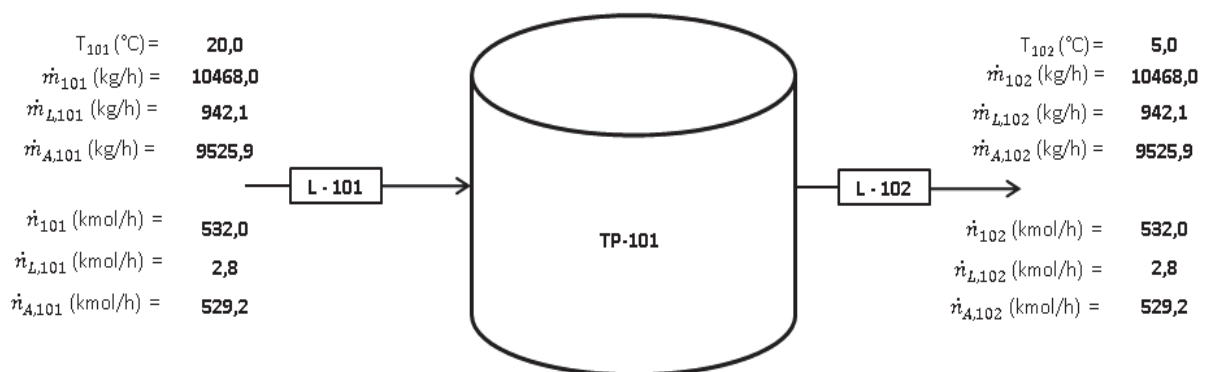
Na etapa de evaporação a corrente do processo L-115 que contém aproximadamente 10% (v/v) de ácido láctico em sua composição, é evaporada para a concentração de 50% (v/v) de ácido láctico e com pureza maior que 90%, originando as correntes de vapor de água V_a e de ácido láctico concentrado, corrente L-116 que é direcionada para o armazenamento.

5.3 BALANÇOS DE MASSA

5.3.1 Tanque de Resfriamento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite (TP-101)

A Figura 9 apresenta um esquema do tanque TP-101, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-101, e de descarga, L-102.

Figura 9 - Balanço de massa no tanque de resfriamento e armazenamento de permeado (TP-101)



Fonte: Autores (2019)

Considerações para o balanço de massa:

- Operação em regime permanente;
- Permeado é constituído somente por água (A) e lactose (L);

- Densidade do permeado calculada a partir da massa molar da água e da lactose, utilizando a fração mássica de lactose e o restante a da água.

Dados utilizados:

- $MM_{lactose}$: 342 (g mol⁻¹)
- $MM_{água}$: 18 (g mol⁻¹)
- $X_{lactose}$: 0,09 (kg lactose kg⁻¹ permeado)
- $V_{permeado}$: 240000 (L dia⁻¹)
- $\rho_{permeado}$: 1,047 (kg L⁻¹)

Descrição dos cálculos:

Para o regime permanente a vazão de entrada é igual à vazão de saída e o balanço da taxa de massa para o tanque de armazenagem é representado pela Equação 10.

$$\dot{m}_{L-101} = \dot{m}_{L-102} \quad (10)$$

O resultado do balanço de massa para o tanque TP-101 está apresentado na Tabela 15.

Tabela 15 - Balanço de massa para o tanque de armazenamento de permeado (TP-101)

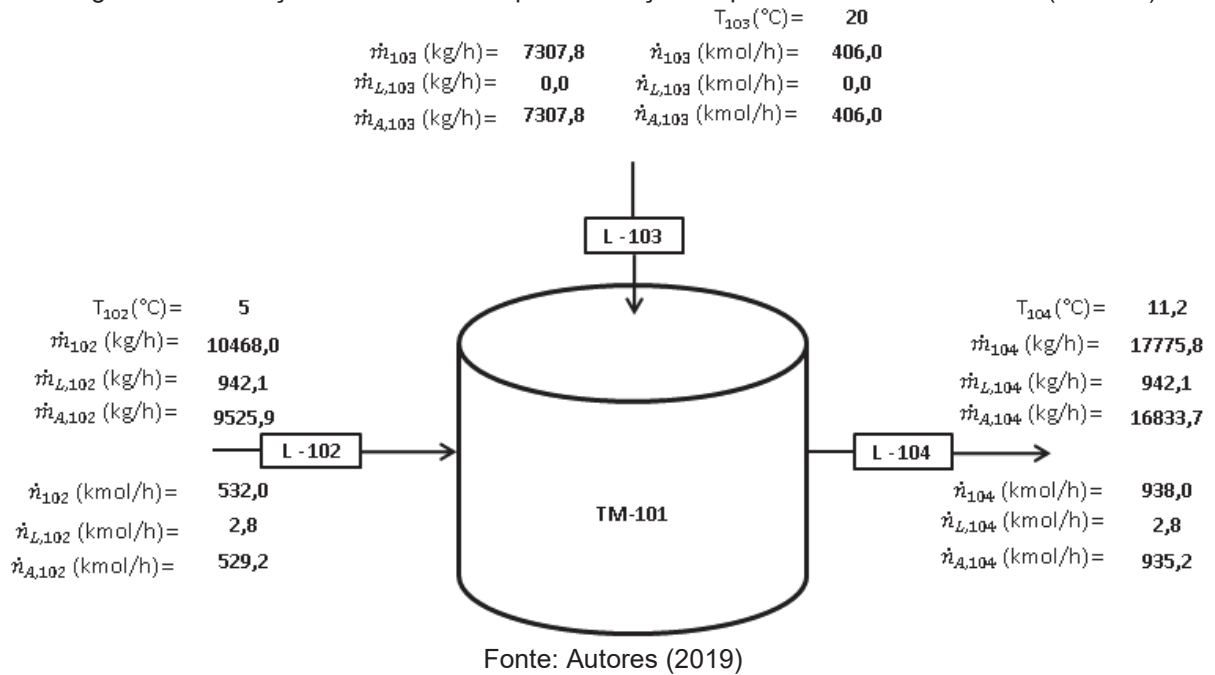
Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)	Saída (kg h ⁻¹)
	L-101	L-102
Água	9525,9	9525,9
Lactose	942,1	942,1
Total	10468,0	10468,0

Fonte: Autores (2019).

5.3.2 Tanque de Mistura (TM-101)

A Figura 10 apresenta um esquema do tanque de diluição TM-101, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-102, de água deionizada, L-103, e de descarga, L-104.

Figura 10 - Balanço de massa no tanque de diluição do permeado do soro de leite (TM-101)



Considerações para o balanço de massa:

- Operação em regime permanente.

Dados utilizados:

- $X_{L,102}$: 0,09 (kg lactose kg^{-1} permeado)
- $X_{L,104}$: 0,053 (kg lactose kg^{-1} permeado)

Descrição dos cálculos:

No regime permanente as vazões de entrada são iguais às vazões de saída e o balanço de massa para o tanque de diluição é representado pela Equação 11.

$$\dot{m}_{L-102} + \dot{m}_{L-103} = \dot{m}_{L-104} \quad (11)$$

O resultado do balanço de massa para o tanque de diluição está apresentado na Tabela 16.

Tabela 16 - Balanço da taxa de massa para o tanque de diluição do permeado (TM-101)

Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)		Saída (kg h ⁻¹)
	L-102	L-103	L-104
Água	9525,9	7307,8	16833,7
Lactose	942,1	0,0	942,1
Total	10468,0	7307,8	17775,8

Fonte: Autores (2019).

5.3.3 Sistema de Esterilização (E-101)

Para o balanço de energia, considerou-se o sistema contendo o TC-101, TC-102 e o Tubo de retenção, TR-101, como um volume de controle, onde o balanço de massa foi determinado através das correntes de alimentação do TC-101, corrente L-104 e de descarga do TC-102, corrente L-105 (permeado esterilizado).

Considerações para o balanço de massa:

- Regime permanente.

Descrição dos cálculos:

No regime permanente as vazões de entrada são iguais às vazões de saída e o balanço da taxa de massa para o sistema de esterilização é representado pela Equação 12.

$$\dot{m}_{L-104} = \dot{m}_{L-105} \quad (12)$$

O resultado do balanço de massa para o sistema de esterilização está apresentado na Tabela 17.

Tabela 17 - Balanço de massa para o sistema de esterilização (TC-101)

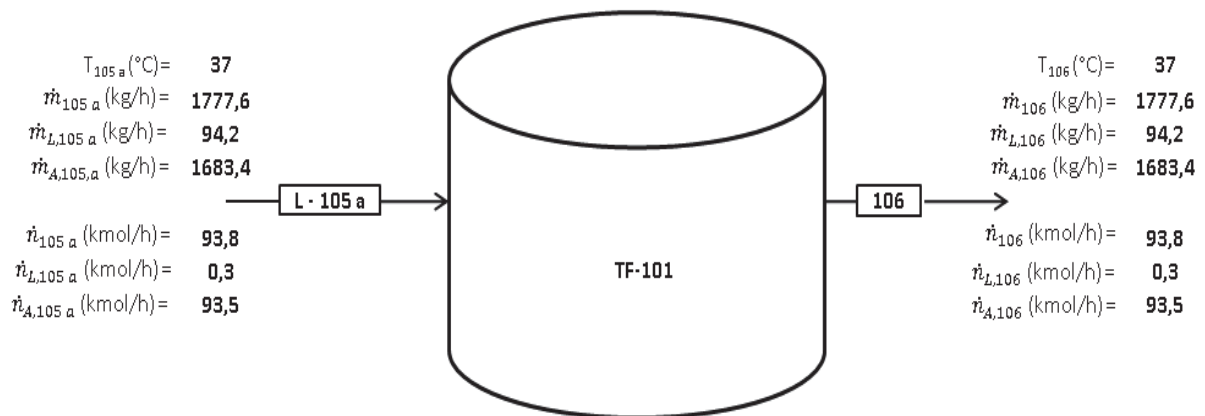
Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)	Saída (kg h ⁻¹)
	L-104	L-105
Água	16833,7	16833,7
Lactose	942,1	942,1
Total	17775,8	17775,8

Fonte: Autores (2019).

5.3.4 Pré-Fermentador (TF-101)

A Figura 11 apresenta um esquema do Tanque de Pré-fermentação TF-101, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-105a e de descarga, L-106.

Figura 11 - Balanço de massa no pré-Fermentador (TF-101)



Fonte: Autores (2019)

Considerações para o balanço de massa:

- Regime permanente.

Descrição dos cálculos:

Para o balanço de massa no pré-fermentador desconsiderou-se a formação de células e produto. No regime permanente as vazões de entrada são iguais às vazões de saída e o balanço da taxa de massa para a pré-fermentação está representada pela Equação 13.

$$\dot{m}_{L-105a} = \dot{m}_{L-106} \quad (13)$$

O resultado do balanço de massa para a pré-fermentação está apresentado na Tabela 18.

Tabela 18 - Balanço de massa para o sistema de esterilização (TF-101)

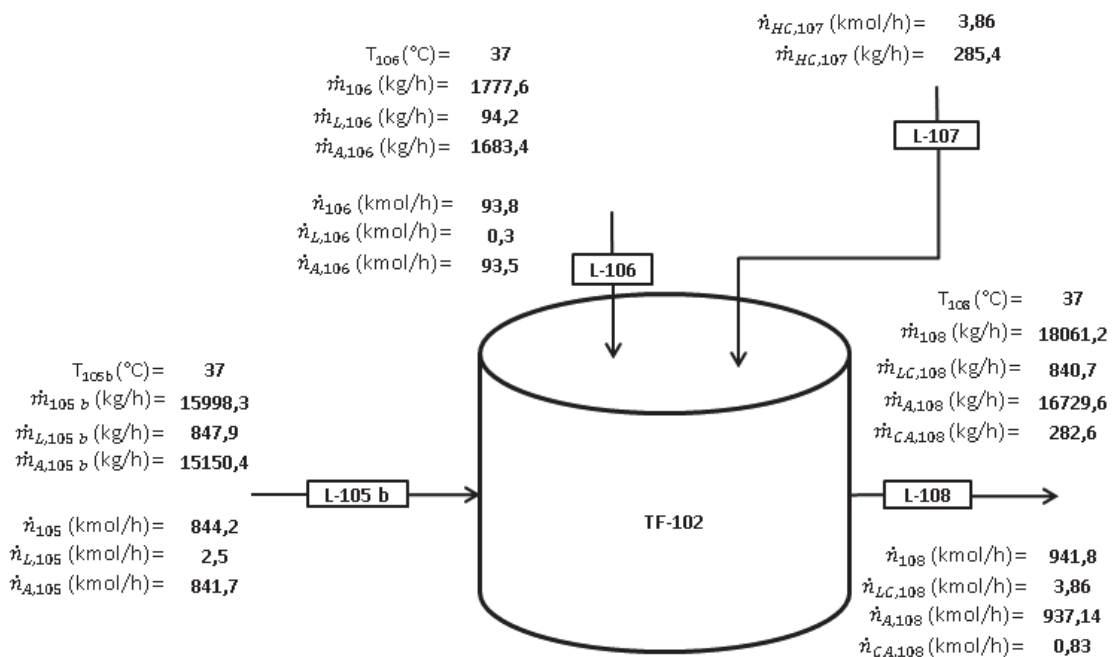
Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)		Saída (kg h ⁻¹)	
	L-105a	L-106	L-105a	L-106
Água	1683,4		1683,4	
Lactose	94,2		94,2	
Total	1777,6		1777,6	

Fonte: Autores (2019).

5.3.5 Fermentador (TF-102)

A Figura 12 apresenta um esquema do Fermentador TF-102, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-105b, L-106, L-107 (hidróxido de cálcio) e de descarga, L-108.

Figura 12 - Balanço de massa no tanque de fermentação (TF-102)



Fonte: Autores (2019).

Considerações para o balanço de massa:

- Regime permanente;
- 10% da corrente de permeado é destinada ao pré-fermentador e retorna ao fermentador pela corrente L-106;
- 70% do substrato é convertido em produto ($Y_{P/S} = 0,70$);
- 30% do substrato é convertido em células ou em subprodutos do metabolismo ($Y_{X/S} = 0,70$).

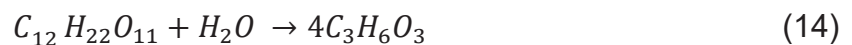
Dados Utilizados:

- $MM_{lactose}$: 342 (g mol⁻¹)
- $MM_{ácido\ láctico}$: 90 (g mol⁻¹)
- $MM_{Ca(OH)_2}$: 74 (g mol⁻¹)
- MM_{LC} : 218 (g mol⁻¹)

Descrição dos cálculos:

Para o cálculo do balanço de massa, 10% da corrente L-105, corrente L105a, de saída do sistema de esterilização foi considerada como tendo entrado no pré-fermentador e retornado ao fermentador, através da corrente L-106. A quantidade de células utilizadas para inóculo foram desconsideradas no balanço.

A equação geral de produção de ácido láctico a partir de lactose é mostrada na Equação 14, sendo esta utilizada para realizar o balanço de massa pela estequiometria da reação.



À medida que o ácido láctico é formado o mesmo é neutralizado, formando lactato de cálcio (LC), pela adição de hidróxido de cálcio (HC). Um fator 70% de conversão de substrato (considerando somente lactose) em produto foi considerado. Para simplificação dos cálculos, o restante da lactose (30%) adicionada ao fermentador foi considerada como convertida em células ou mantida como açúcar não fermentado (CA).

A vazão mássica de hidróxido de cálcio adicionado e a vazão mássica de lactato de cálcio formado formam determinados pela estequiometria da reação de formação e neutralização, conforme Equação 15.



No regime permanente as vazões de entrada são iguais às vazões de saída e o balanço da taxa de massa para o fermentador é representado pela Equação 16.

$$\dot{m}_{L-105b} + \dot{m}_{L-106} + \dot{m}_{L-107} = \dot{m}_{L-108} \quad (16)$$

A equação utilizada para aplicar o balanço estequiométrico é mostrada na Equação 17.

$$\sum ne_{i,j} = \sum ns_{i,j} \quad (17)$$

O resultado do balanço de massa para o fermentador está apresentado na Tabela 19.

Tabela 19 - Balanço de massa para o tanque de fermentação (TF-102)

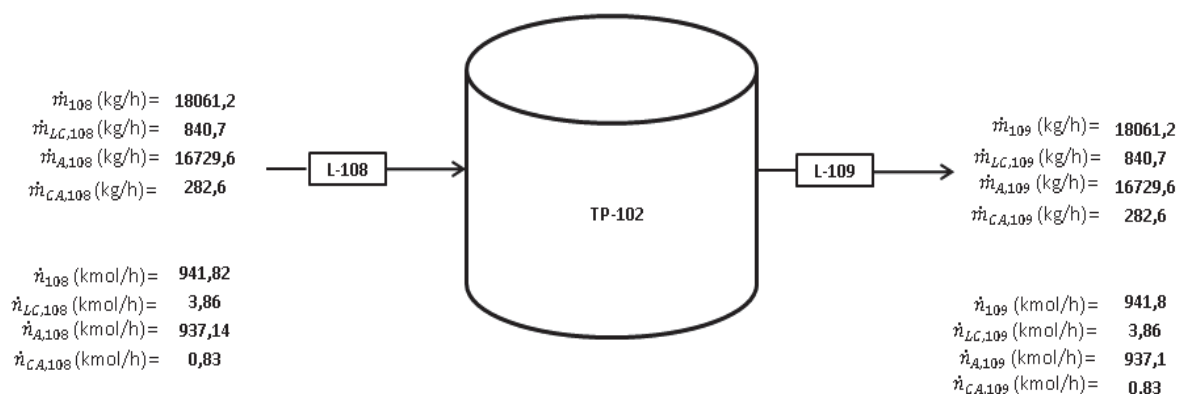
Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)	Entrada (kg h ⁻¹)	Entrada (kg h ⁻¹)	Saída (kg h ⁻¹)
	L-105b	L-106	L-107	L-108
Água	15150,4	1683,4	-	16729,6
Lactose	847,9	94,2	-	-
Hidróxido de cálcio	-	-	285,4	-
Lactato de cálcio	-	-	-	840,7
Células e açúcares	-	-	-	282,6
Total	15998,3	1777,6	285,4	18061,2

Fonte: Autores (2019).

5.3.6 Tanque Pulmão (TP-102)

A Figura 13 apresenta um esquema do Tanque Pulmão TP-102, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-108, e de descarga, L-109.

Figura 13 - Balanço de massa no tanque pulmão pós-fermentação (TP-102)



Fonte: Autores (2019)

Considerações para o balanço de massa:

- Regime permanente.

Descrição dos cálculos:

No regime permanente as vazões de entrada são iguais às vazões de saída e o balanço da taxa de massa para o tanque pulmão é representado pela Equação 18.

$$\dot{m}_{L-108} = \dot{m}_{L-109} \quad (18)$$

O resultado do balanço de massa para o tanque pulmão é apresentado na Tabela 20.

Tabela 20 - Balanço de massa para o tanque pulmão (TP-102)

Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)	Saída (kg h ⁻¹)
	L-108	L-109
Água	16729,6	16729,6
Lactato de cálcio	840,7	840,7
Células e açúcares	282,6	282,6
Total	18061,2	18061,2

Fonte: Autores (2019).

5.3.7 Centrífuga (C-101)

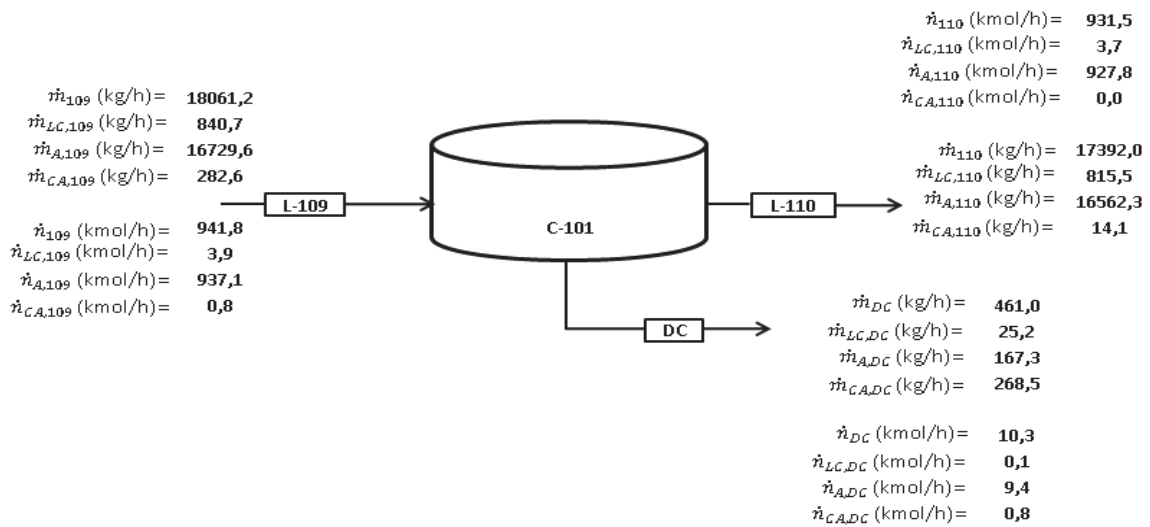
A Figura 14 apresenta um esquema da centrífuga C-101, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-109, e de descarga, Debris Celulares (DC) e L-110.

Considerações para o balanço de massa:

- Regime Permanente;
- 95% (m/m) das células e açúcares não fermentados são separadas do caldo de fermentação;
- 3% (m/m) de lactato de cálcio é perdido junto com as células e açúcares;

- 1% de água é removido junto com as células e açúcares.

Figura 14 - Balanço de massa para a centrifugação do caldo fermentado (C-101)



Fonte: Autores (2019).

Descrição dos cálculos:

Para os cálculos da etapa de centrifugação considerou-se uma remoção de células e resto de açúcar não fermentado de 95%. Além disso, 3% de lactato de cálcio e 1% de água saíram na corrente DC. O restante da porcentagem de cada componente continuou em meio líquido, corrente L-110. Considerando a operação em regime permanente, o balanço de massa para a centrifugação está representado na Equação 19.

$$\dot{m}_{L-109} = \dot{m}_{DC} + \dot{m}_{L-110} \quad (19)$$

O resultado do balanço de massa para a etapa de centrifugação está apresentado na Tabela 21.

Tabela 21 - Balanço de massa para a centrifugação (C-101)

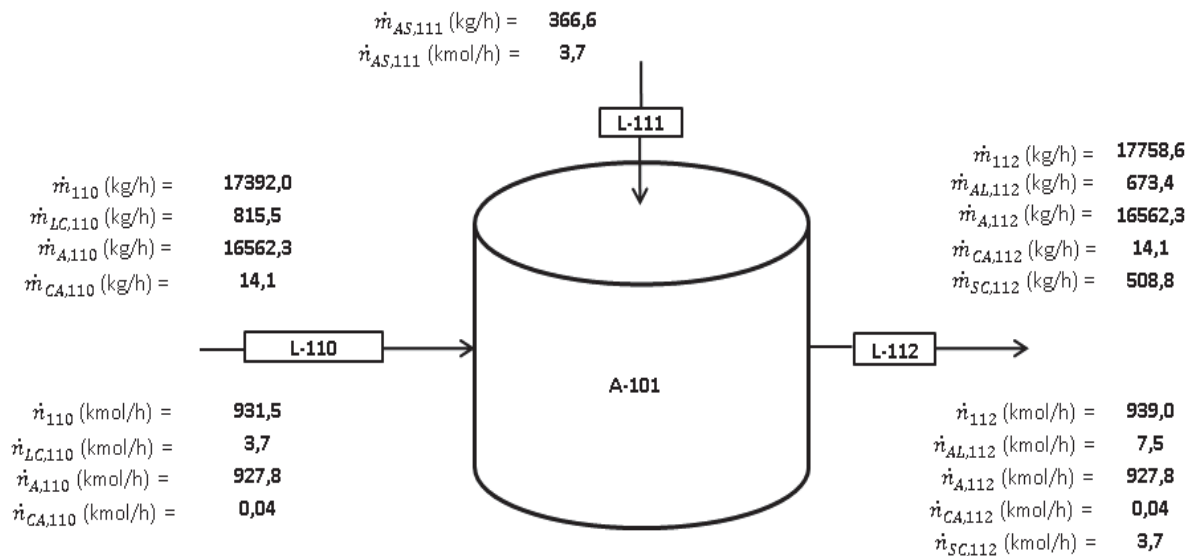
Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)	Saída (kg h ⁻¹)	
	L-109	DC	L-110
Água	16729,6	167,3	16562,3
Lactato de cálcio	840,7	25,2	815,5
Células e açúcares	282,6	268,5	14,1
Total	18061,2	461,0	17392,0

Fonte: Autores (2019).

5.3.8 Acidificação (A-102)

A Figura 15 apresenta um esquema do Tanque de acidificação A-102, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-110 e ácido sulfúrico L-111, e de descarga, L-112.

Figura 15 - Balanço de massa para a acidificação da corrente de lactato de cálcio (A-101)



Fonte: Autores (2019).

Considerações para o balanço de massa:

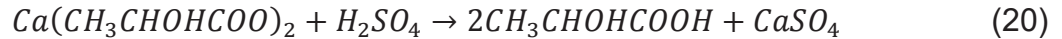
- 100% do ácido sulfúrico adicionado reage com o lactato de cálcio para formação de ácido láctico e sulfato de cálcio;
- Ácido sulfúrico utilizado é de alta pureza (97%).

Dados utilizados:

- $MM_{H_2SO_4}$: 98 (g mol⁻¹)
- MM_{SC} : 136 (g mol⁻¹)

Descrição dos cálculos:

Para o balanço da etapa de acidificação considerou-se que todo o ácido sulfúrico adicionado reagiu para a recuperação do ácido láctico e formação do sulfato de cálcio. A reação global do processo é representada pela Equação 20.



A quantidade de ácido adicionado e a quantidade de ácido láctico e sulfato de cálcio gerados na etapa foram determinados pela estequiometria da reação (Equação 6). Considerando a operação em regime permanente, o balanço de massa para a acidificação está representado na Equação 21.

$$\dot{m}_{L-110} + \dot{m}_{L-111} = \dot{m}_{L-112} \quad (21)$$

O resultado do balanço de massa para a etapa de acidificação está apresentado na Tabela 22.

Tabela 22 - Balanço da taxa de massa para o tanque de acidificação (A-101)

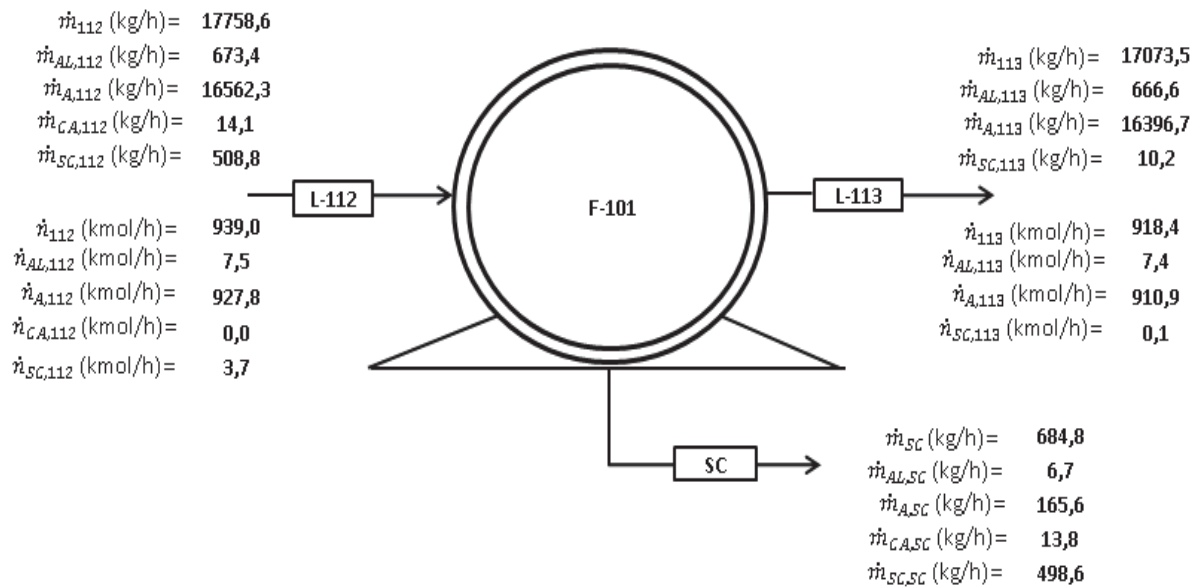
Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)		Saída (kg h ⁻¹)
	L-110	L-111	L-112
Água	16562,3	-	16829,0
Lactato de cálcio	815,5	-	-
Células e açúcares	14,1	-	14,1
Ácido sulfúrico	-	366,6	-
Sulfato de cálcio	-	-	508,8
Ácido láctico	-	-	673,4
Total	17392,0	366,6	17758,6

Fonte: Autores (2019).

5.3.9 Filtro Rotativo a Vácuo (F-101)

A Figura 16 apresenta um esquema do Filtro Rotativo a Vácuo F-101, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-112, e de descarga, sulfato cálcio (SC) e L-113.

Figura 16 - Balanço de massa para o filtro rotativo a vácuo (F-101)



Fonte: Autores (2019).

Considerações para o balanço de massa:

- Eficiência de 98% para a remoção de sólidos;
- 1% de líquido é removido junto com os sólidos;
- Células e açúcares residuais são totalmente removidos.

Descrição dos cálculos:

Para a etapa de filtração rotativa foi considerado uma eficiência de 98% na remoção de sulfato de cálcio. Também se considerou que 1% de água era removido juntamente com os sólidos. O restante da solução líquida filtrada seguiu o processo pela corrente L-110. Considerando a operação em regime permanente, o balanço de massa para a filtração está representado na Equação 22.

$$\dot{m}_{L-112} = \dot{m}_{SC} + \dot{m}_{L-113} \quad (22)$$

O resultado do balanço de massa para a etapa de filtração está apresentado na Tabela 23.

Tabela 23 - Balanço de massa para a filtração (F-101)

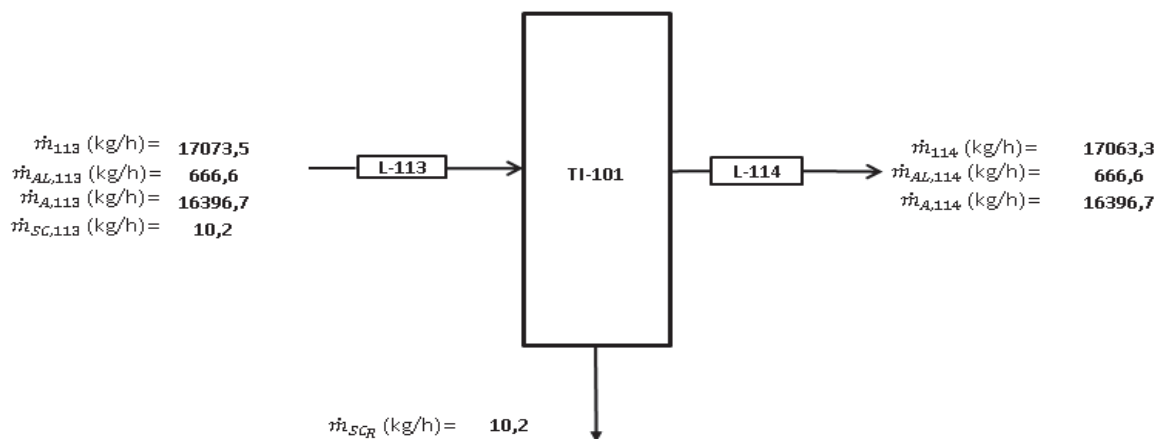
Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)		Saída (kg h ⁻¹)	
	L-112	SC	L-113	
Água	16562,3	165,6	16396,7	
Células e açúcares	14,1	13,8	-	
Sulfato de cálcio	508,8	498,6	10,2	
Ácido láctico	673,4	6,7	666,6	
Total	17758,6	684,8	17073,5	

Fonte: Autores (2019).

5.3.10 Troca Iônica (TI-101)

A Figura 17 apresenta um esquema da etapa de Troca Iônica TI-101, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-113, e de descarga, sulfato cálcio residual (SC_R) e L-114.

Figura 17 - Balanço de massa para a coluna de troca iônica (TI-101)



Fonte: Autores (2019).

Considerações para o balanço de massa:

- Regime permanente;
- Eficiência do processo muito próxima de 100%;
- Remoção completa do sulfato de cálcio residual.

Descrição dos cálculos:

No regime permanente as vazões de entrada são iguais às vazões de saída e o balanço da taxa de massa para ambas as colunas é representado pela Equação 23.

$$\dot{m}_{L-113} = \dot{m}_{SC_R} + \dot{m}_{L-114} \quad (23)$$

O resultado do balanço de balanço de massa para a troca iônica está apresentado na Tabela 24.

Tabela 24 - Balanço de massa para a troca iônica (TI-101)

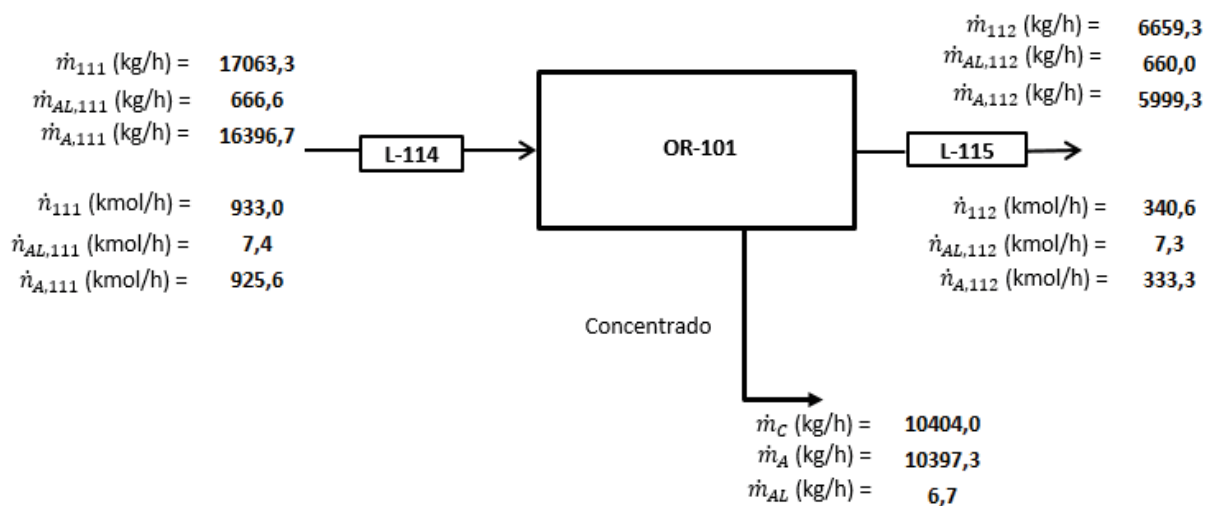
Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)		Saída (kg h ⁻¹)	
	L-113	SC _R	SC _R	L-114
Água	16396,7	-	-	16396,7
Ácido láctico	666,6	-	-	666,6
Sulfato de Cálcio Residual	10,2	10,2	10,2	-
Total	17073,5	10,2	10,2	17063,3

Fonte: Autores (2019).

5.3.11 Osmose Reversa (OR-101)

A Figura 18 apresenta um esquema da osmose reversa. A membrana de osmose reversa é utilizada para remover sais residuais e compostos orgânicos, além de servir como uma operação de concentração do ácido láctico, removendo uma quantidade de água do produto, formando uma linha de concentrado (C). A membrana recebe o caldo pela corrente L-111.

Figura 18 - Balanço de massa para a osmose reversa (OR-101)



Fonte: Autores (2019)

Considerações para o balanço de massa:

- Regime permanente;
- Membrana permeável a 99% do ácido láctico;
- Fluxo de permeado: $\dot{m}_{112} = 12 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$

Descrição dos cálculos:

A vazão de permeado é obtida através da determinação da área de membrana (vide capítulo de Dimensionamentos – Seção 4.6), que deve ser multiplicada pelo fluxo de permeado apresentado anteriormente. No regime permanente, as vazões de entrada são iguais às vazões de saída e o balanço de massa para é representado pela Equação 24.

$$\dot{m}_{L-114} = \dot{m}_C + \dot{m}_{L-115} \quad (24)$$

O resultado do balanço de massa para a etapa de osmose reversa está representado na Tabela 25.

Tabela 25 - Balanço de massa para a osmose reversa (OR-101)

Componentes	Entrada (kg h ⁻¹)	Saída (kg h ⁻¹)	Saída (kg h ⁻¹)
	111	C	112
Água	16660,74	10397,31	6263,43
Ácido láctico	669,04	6,69	662,35

Fontes: Autores (2019).

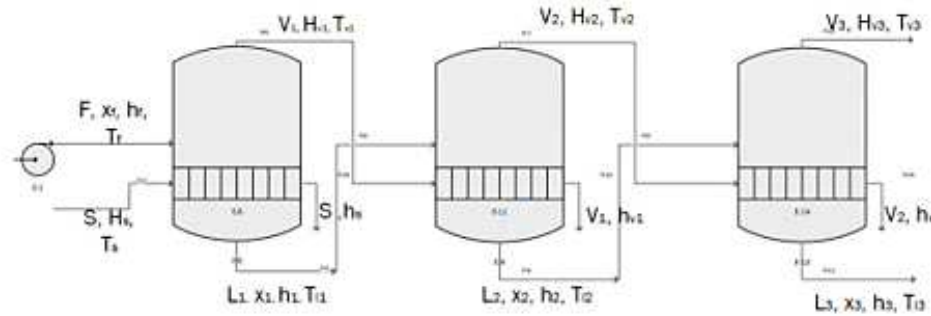
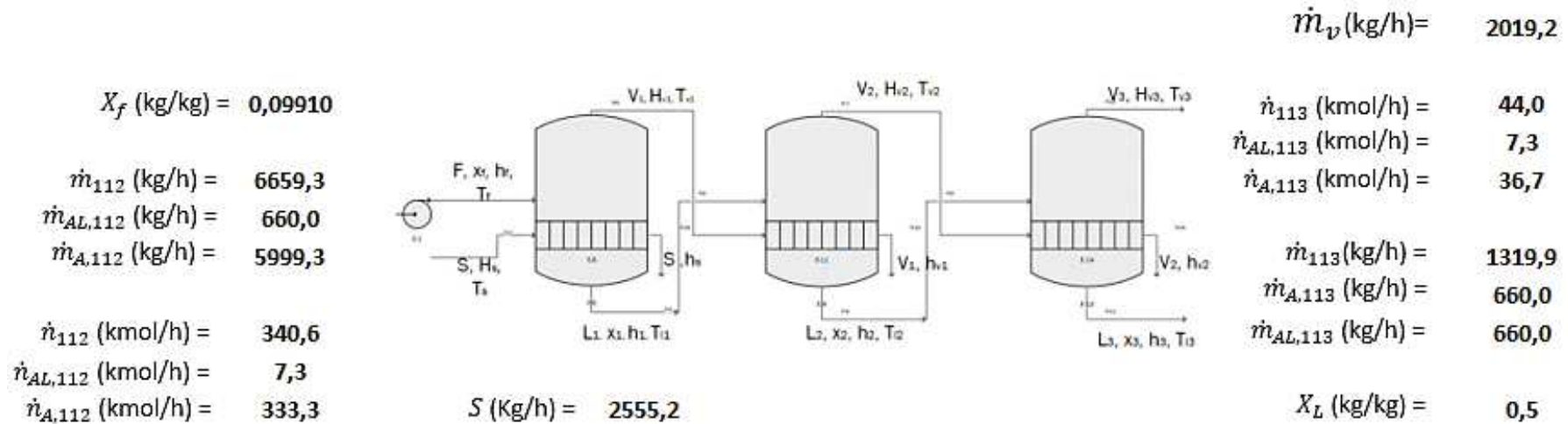
5.3.12 Evaporador (EV-101)

A Figura 19 apresenta um esquema do evaporador triplo efeito EV-101, onde as vazões mássica e molar são apresentadas para as correntes de alimentação, L-112, e de descarga, L-113.

Considerações para o balanço de massa:

- Regime permanente;
- Propriedades termodinâmicas do fluido próximas às da água (sistema diluído).

Figura 19 - Balanço de massa para o evaporador triplo efeito (EV-101)



Fonte: Autores (2019).

Correntes: F – Alimentação do evaporador; S – Vapor saturado de aquecimento; V_1 – Vapor d'água produzido no primeiro efeito; V_2 - Vapor d'água produzido no segundo efeito; V_3 - Vapor d'água produzido no terceiro efeito; L_1 – Caldo concentrado do primeiro efeito; L_2 - Caldo concentrado do segundo efeito; L_3 - Caldo concentrado do terceiro efeito.

Considerações para o balanço de massa:

- Regime permanente;
- Propriedades termodinâmicas do fluido próximas às da água (sistema diluído).

Dados utilizados:

- $X_F = 0,095$
- $X_{F3} = 0,5$
- $X_{a3} = 0,5$

Descrição dos cálculos:

No regime permanente, o balanço por componente é determinado pela Equação 25:

$$FX_F = L_3X_{F3} \quad (25)$$

A fim de determinar a quantidade de vapor de aquecimento necessário para o processo (vide capítulo de balanço de energia), faz-se necessário a aplicação de três balanços de massa, um para cada efeito, relacionados com três equações de balanço de energia para os mesmos efeitos, obtendo assim um sistema de 6 equações algébrico-lineares e 6 variáveis, cuja resolução se deu a partir de uma planilha de cálculos. As Equações 26, 27 e 28 representam as equações dos balanços de massa utilizados.

$$F = V_1 + L_1 \quad (26)$$

$$L_1 = V_2 + L_2 \quad (27)$$

$$L_2 = V_3 + L_3 \quad (28)$$

O resultado do balanço de massa por componente (determinado pela equação 25) para a etapa de evaporação é representado na Tabela 26.

Tabela 26 - Balanço de massa para a evaporação (EV-101)

Componentes	Entrada (kg h⁻¹)	Saída (kg h⁻¹)
	L-115	L-116
Água	5999,3	660
Ácido láctico	660	660
Total	6659,32	1320

Fonte: Autores (2019)

5.3.13 Resumo das Correntes do Balanço de Massa

A Tabela 27 apresenta um resumo das propriedades físicas das correntes principais do processo.

Tabela 27 - Propriedades físicas das correntes do processo

	Unidade	L-101	L-102	L-103	L-104	L-105	L-106	L-107	L-108	L-109	L-110	L-111	L-112	L-113	L-114	L-115	L-116
Temperatura	°C	20	5	20	11,2	37	37	25	37	37	37	37	37	37	37	37	53
Vazão molar	kmol h ⁻¹	532	534	406	938	938	945	3,86	941,8	942	931,55	3,74	939	933	933	340,6	44
Vazão mássica	kg h ⁻¹	10468	10468	7307,8	17775	17775	1777,5	285,4	18061	18061	17392	366,6	17758	17073	17063	6659,3	1320
Vazão volumétrica	m ³ h ⁻¹	10	10	7,3	17,7	17,7	1,75	0,13	18	18	17,4	5	17,8	17	17	6,65	1,3
Vazão molar por componente																	
Lactose		2,8	2,8	-	2,8	2,8	0,28	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água		529,1	531	406	835,2	835,2	94	-	937,14	937,14	927,7	-	927,7	911	911	333,3	36,66
Lactato de cálcio	kmol h ⁻¹	-	-	-	-	-	-	-	3,86	3,86	3,74	-	-	-	-	-	-
Células e açúcares		-	-	-	-	-	-	-	0,83	0,83	0,041	-	0,041	-	-	-	-
Sulfato de cálcio		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,74	0,075	-	-	-
Ácido láctico		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,48	7,41	7,33	7,33	7,33

Fonte: Autores (2019).

5.4 BALANÇOS DE ENERGIA

Além dos balanços de massa, realizou-se balanços de energia das etapas que envolvem realização de trabalho e/ou transferência de calor ao longo do processo, sendo elas, tanque de resfriamento, tanque de mistura, esterilização, fermentação, tanque pulmão, acidificação e evaporação, a fim de definir a demanda energética do processo produtivo.

5.4.1 Tanque de Resfriamento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite (TP-101)

Para a armazenagem do permeado de soro de leite considera-se a utilização de tanques de resfriamento, cujo volume seja o suficiente para armazenar o volume de permeado recebido em um dia admitido nos balanços de massa. Para tanto, considerou-se a utilização de três tanques com volume unitário de 80 m^3 .

No balanço de energia do tanque de resfriamento e armazenamento de permeado (TP-101) considera-se o trabalho associado ao sistema de agitação e homogeneização do mesmo, bem como a transferência de calor entre a água de refrigeração, corrente W_{R1} , e o permeado.

Considerações para o balanço de energia:

- Operação em regime permanente;
- Mistura no tanque é completa;
- Configurações e dimensões características de tanque padrão (a altura do líquido no interior do tanque é um múltiplo inteiro do seu diâmetro);
- Utilização de propriedades da água pura (meio diluído);
- Vazão mássica em cada tanque igual a $1/3$ da vazão de permeado que chega à indústria.
- Transferência de calor para o ambiente desprezível devido ao isolamento térmico (Sistema adiabático);
- Tanques equipados com turbinas tipo Rushton;
- Eficiência do sistema de agitação de 90%.

Dados utilizados:

- V_p : 1,8 (m s⁻¹)
- T_e : 20 (°C)
- T_s : 5 (°C)
- $\bar{\mu}(\bar{T})$: 1,25x10⁻³ (N s m⁻²) (na temperatura média)
- $C_{p,permeado}$: 4,196 (kJ kg⁻¹ K⁻¹)
- $V_{permeado}$: 240000 (L)
- $\rho_{permeado}$: 1,05 (kg L⁻¹)

Descrição dos cálculos:

A Tabela 28 apresenta dados obtidos da literatura referentes às condições de operação definidas para o processo.

Tabela 28 - Propriedades do permeado de soro de leite obtidas na literatura

Temperatura (°C)	*Viscosidade (N s m ⁻²)	**Entalpia (kJ kg ⁻¹)
5,0	~ 0,001422	20,98
12,5	~ 0,001225	~ 52,30
20,0	~ 0,000959	83,96

* BERGMAN *et al.* (2017); ** MORAN *et al.* (2016); ~ Valores Aproximados.

Fonte: Autores (2019)

Descrição dos cálculos:

A Equação 29 apresenta o balanço de energia para o tanque de armazenamento de permeado.

$$\dot{Q} = \dot{W}_a - \dot{m}(h_{L-101} - h_{L-102}) \quad (29)$$

O número de rotações do impelidor (rpm) é obtida através da Equação 30.

$$V_p = \frac{\pi D_i N}{60} \quad (30)$$

Com o número de rotações, a densidade do meio, a viscosidade do meio e o diâmetro impelidor, determina-se o número de Reynolds. Com o número de

Reynolds e o tipo de impelidor, pode-se determinar, graficamente, Anexo A, o número de potência (N_{PO}). Com o número de potência pode-se se determinar, através da Equação 31, a potência (\dot{W}) necessária para a mistura do permeado durante o armazenamento.

$$\dot{W} = N_{PO} N^3 D_i^5 \rho \quad (31)$$

Calculada a potência para uma turbina, determina-se a potência requerida para o sistema de agitação do tanque, multiplicando-se a potência de uma turbina pelo número de turbinas constantes no tanque. A Tabela 29 apresenta os resultados do balanço de energia para os tanques de armazenamento de permeado de soro de leite.

Tabela 29 - Resultados dos balanços de energia para os tanques de armazenamento de permeado

Potência de agitação por Impelidor	1,28 kW
Potência de agitação por Tanque	3,83 kW
Potência de agitação para o sistema	11,49 kW
Taxa de transferência de Calor por Tanque	64,81 kW
Taxa de Transferência de Calor Total	194,42 kW

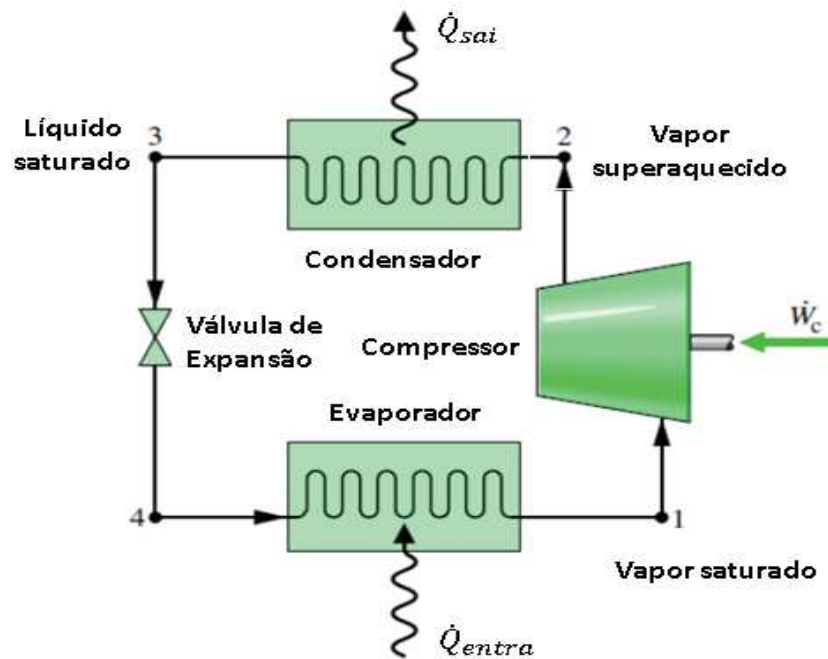
Fonte: Autores (2019).

5.4.2 Sistema de Refrigeração (R-101)

Para o resfriamento do permeado de soro de leite utiliza-se água como fluido refrigerante nas serpentinas dos tanques TP-101. A água entra nas serpentinas, corrente W_{R1} , a 4°C e as deixa a 16,5°C, corrente W_{R2} . O permeado entra nos tanques TP-101 a 20°C e os deixa a 5°C através, respectivamente, das correntes L-101 e L-102.

A corrente de água que deixa as serpentinas dos tanques TP-101, corrente W_{R2} , é conduzida ao sistema de refrigeração (R-101). Este sistema de refrigeração utiliza o Fluido Refrigerante 134a e é responsável por resfriar a corrente W_{R2} até a temperatura de 4°C, dando origem a corrente W_{R1} , que é novamente conduzida aos tanques TP-101. Um esquema ilustrativo do sistema de refrigeração (R-101) é apresentado na Figura 20.

Figura 20 - Esquema do sistema de refrigeração (R-101)



Fonte: Autores (2019).

Considerações para o balanço de energia:

- Cada componente do ciclo de refrigeração é analisado como um volume de controle em regime permanente;
- Desconsiderou-se a queda de pressão no evaporador e no condensador (i.e. variações de energia cinética e potencial desprezíveis);
- O compressor opera adiabaticamente com uma eficiência isentrópica de 70%;
- Considerou-se o uso do fluido refrigerante R134a;
- Processo de expansão é considerado como isentálpico;
- Considera-se uma temperatura média do ambiente quente igual a 30°C;
- Vapor saturado entra no compressor (compressão à seco) e líquido saturado sai do condensador;
- Qualquer subresfriamento do fluido refrigerante no condensador é desconsiderado, tendo em vista que para o líquido (i.e. fluido incompressível) as propriedades termodinâmicas do líquido subresfriado são aproximadamente iguais à do líquido saturado ($h_L(T, P) \approx h_{sat}(T)$);
- Desconsiderou-se a perda de calor para o ambiente

Dados utilizados:

- $T_F = T_{e,água}$ (Ambiente Frio): 14 (°C)
- $T_{s,água}$ 4 (°C)
- T_Q (Ambiente quente): 30 (°C)
- $T_{evaporador}$: -6 (°C)
- $T_{condensador}$: 40 (°C)
- Pressão de saída condensador: 10 (bar)
- $\dot{m}_{água}$: 12 (m³ h⁻¹).

A Tabela 30 apresenta dados obtidos da literatura referentes às condições de operação definidas para o processo.

Tabela 30 - Propriedades termodinâmicas para as correntes de água e fluido refrigerante R134a

Componente	Estado	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Entalpia (kJ kg ⁻¹)	Entropia (kJ kg ⁻¹ K ⁻¹)
Água	Subresfriada	4,0	-	16,78	-
Água	Subresfriada	14,0	-	58,80	-
R 134a	Vapor Saturado (1)	-6	~ 2,23	~ 242,90	~ 0,92
R 134a	Superaquecido (2s)	~ 44,7	10	~ 274,09	~ 0,92
R 134a	Superaquecido (2)	~ 56,5	10	-	~ 0,96
R 134a	Líquido Saturado (3)	39,39	10	105,29	0,38

~ Valores obtidos por interpolação MORAN *et al.* (2016).

Descrição dos cálculos:

O sistema de refrigeração é responsável pelo resfriamento de água suficiente para os três tanques de armazenamento de permeado de soro de leite. A quantidade de calor que deve ser retirada da água de refrigeração é determinada pela Equação 32.

$$\dot{Q}_{R-101} = \dot{m}_{WR1}(h_1 - h_2) \quad (32)$$

Na entrada do evaporador, Estado 1, o fluido refrigerante encontra-se como vapor saturado e os dados de pressão, entalpia e entropia podem ser obtidos da tabela de propriedades do fluido Refrigerante 134a saturado (líquido-vapor).

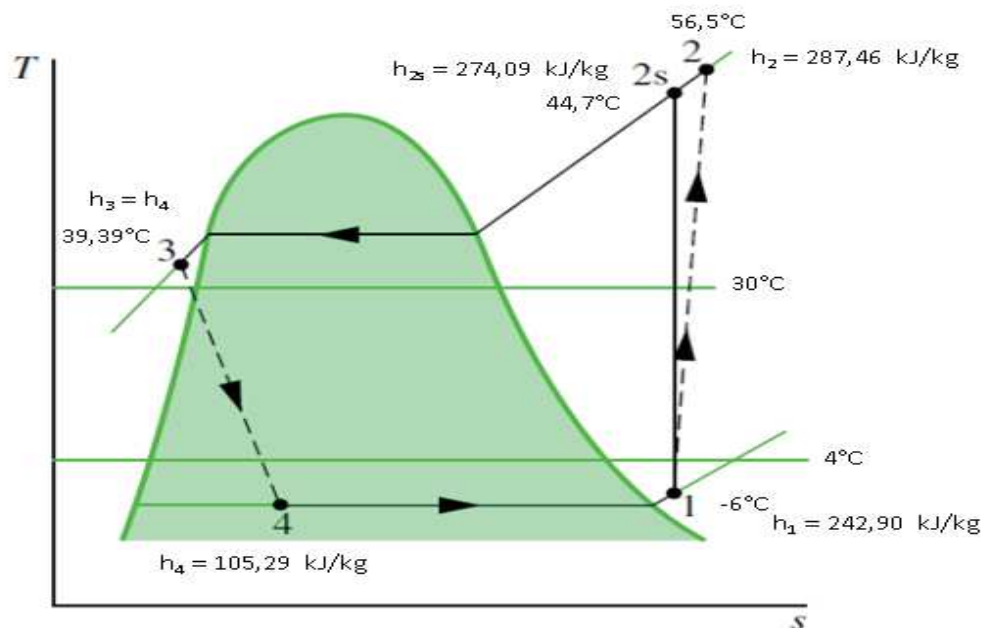
Partindo do Estado 1 (vapor saturado), o fluido passa por um processo de compressão adiabática até o Estado 2s, onde o vapor encontra-se superaquecido sob uma pressão de 10 bar. Considerando-se, inicialmente, a compressão isentrópica até o Estado 2s (processo ideal), a entropia em 2s é igual à entropia em 1. Desta forma, a temperatura e a entalpia no Estado 2s são determinadas por meio da tabela de propriedades do Refrigerante 134a superaquecido. Com a eficiência isentrópica do compressor, determina-se a entalpia no Estado 2 (processo real) empregando-se a Equação 33.

$$\eta_c = \frac{(h_{2s} - h_1)}{(h_2 - h_1)} \quad (33)$$

Com o valor da entalpia em 2 pode-se determinar a temperatura no Estado 2 pela tabela de propriedades do Refrigerante 134a superaquecido. Considerando a condição de saída do condensador, Estado 3, o qual encontra-se como líquido saturado a 10 bar, obtêm-se diretamente a temperatura, entalpia e entropia da tabela de propriedades do Refrigerante 134a saturado (líquido-vapor).

Considerando a expansão do fluido refrigerante através da válvula como um processo isentálpico, tem-se que $h_4 = h_3$. Desta forma obtêm-se as propriedades do ciclo de refrigeração como apresentadas na Figura 21.

Figura 21 - Figura 21 – Diagrama T x s do ciclo de refrigeração (R-101)



Fonte: Autores (2019).

Com as propriedades determinadas para cada estado do ciclo de refrigeração determina-se, o coeficiente de performance do refrigerador (COP), a vazão mássica necessária do fluido refrigerante (\dot{m}_{R134a}) e a potência do compressor (\dot{W}_c), respectivamente, através das Equações 34, 35 e 36.

$$COP = \frac{(h_1 - h_4)}{(h_2 - h_1)} \quad (34)$$

$$\dot{Q}_{entra} = \dot{m}_{R134a}(h_1 - h_4) \quad (35)$$

$$\dot{W}_c = \dot{m}_{R134a}(h_2 - h_1) \quad (36)$$

Os resultados dos cálculos de quantidade de calor retirado da água de resfriamento, do COP, do fluxo mássico de fluido refrigerante e da potência necessária para o compressor para o ciclo de refrigeração (R-101) estão apresentados na Tabela 31.

Tabela 31 - Resultados do balanço de energia e parâmetros de performance do ciclo de refrigeração (R-101)

\dot{Q}_{R-101}	140,1 kW
COP	2,91
\dot{m}_{R134a}	3664,3 kg/h
\dot{W}_c	45,36 kW

Fonte: Autores (2019).

5.4.3 Tanque de Mistura (TM-101)

Considerações para o balanço de energia:

- Operação em regime permanente;
- Mistura completa;
- Configurações e dimensões características de tanque padrão;
- Propriedades da água pura (meio diluído);
- Transferência de calor para o ambiente desprezível;
- Variações de energia cinética e potencial desprezíveis.

Dados utilizados:

- V_p : 1,8 (m/s)
- $T_{e,permeado}$: 5 (°C)
- $T_{e,água}$: 20 (°C)
- $\rho_{lactose}$: 1,52 (g L⁻¹)
- $\rho_{água}$: 1,0 (g L⁻¹)
- $X_{l,entrada}$: 0,09 (kg kg⁻¹)
- $X_{l,descarga}$: 0,053 (kg kg⁻¹)
- $n\dot{W}_a$: 90 (%)
- $\bar{\mu}(\bar{T})$: 0,00225 N s m⁻² (a 12°C) (BERGMAN *et al*, 2017).

Descrição dos cálculos:

Com as frações de lactose na corrente de alimentação e descarga do tanque determina-se a vazão mássica da corrente de descarga e, desta forma, a quantidade de água utilizada na diluição. Com a fração de lactose na corrente de descarga determina-se a densidade da corrente.

A temperatura da corrente de descarga é determinada através da Equação 37, simplificada do balanço de energia através da consideração de que a Capacidade Calorífica (C_p) era igual para ambas as correntes.

$$T_{L-104} = \frac{(T_{L-102}\dot{m}_{L-102}) + (T_{L-103}\dot{m}_{L-103})}{(\dot{m}_{L-102} + \dot{m}_{L-103})} \quad (37)$$

Com a velocidade periférica de agitação determina-se a velocidade de agitação (rpm) através da Equação 38.

$$V_p = \frac{\pi D_i N}{60} \quad (38)$$

Com a velocidade de agitação determina-se o número de Reynolds e, por meio do método gráfico, Anexo H, o número de potência. Com o número de potência

determina-se a potência de cada impelidor e, como consequência, a potência total de agitação. Os resultados estão apresentados na Tabela 32.

Tabela 32 - Potência necessária para a agitação do tanque de diluição	
Potência por impelidor	0,67 kW
Potência Total	1,21 kW

Fonte: Autores (2019).

5.4.4 Pré-fermentador (TF-101)

Considerações para o balanço de energia:

- Operação em regime permanente;
- Mistura completa;
- Configurações e dimensões características de tanque padrão;
- Utilização de propriedades da água pura (meio diluído);
- Transferência de calor para o ambiente desprezível;
- Energias cinética e potencial desprezíveis.

Dados utilizados:

- V_p : 1,8 (m s⁻¹)
- $n\dot{W}_a$: 90 (%)
- μ : 0,001225 (N s m⁻²).

Descrição dos cálculos:

Com a velocidade periférica de agitação determina-se a velocidade de agitação (rpm) através da Equação 39.

$$V_p = \frac{\pi D_i N}{60} \quad (39)$$

Com a velocidade de agitação determina-se o número de Reynolds e, através do método gráfico, Anexo H, o número de potência. Com o número de

potência determina-se a potência de cada impelidor e, desta forma, a potência total de agitação. Os resultados estão apresentados na Tabela 33.

Tabela 33 - Potência necessária para a agitação do tanque de pré-fermentação	
Potência por impelidor	0,44 kW
Potência Total	4,37 kW

Fonte: Autores (2019)

5.4.5 Fermentador (TF-102)

Considerações para o balanço de energia:

- Regime transiente;
- Energia cinética e potencial desprezíveis;
- Sem perdas por evaporação;
- Trabalho de eixo desprezível;
- Capacidade calorífica constante.

Dados utilizados:

- $\Delta H^{\circ}_{lactose}$: -5,65 (kJ kmol⁻¹)
- $\Delta H^{\circ}_{\acute{a}gua}$: 0 (kJ kmol⁻¹)
- $\Delta H^{\circ}_{\acute{a}cido\ l\acute{a}tico}$: -1,37 (kJ kmol⁻¹)
- $\Delta H^{\circ}_{biomassa}$: -21300 (kJ kmol⁻¹)
- $\Delta H^{\circ}_{Ca(OH)_2}$: -1,1 (kJ kmol⁻¹)
- ΔH°_{LC} : -2,76 (kJ kmol⁻¹)
- $Y_{x/s}$: 0,3
- Temperatura da água de resfriamento: 298 (K)
- V_p : 1,8 (m s⁻¹)
- $n\dot{W}_a$: 90 (%)
- μ : 0,001225 (N s m⁻²)

Descrição dos cálculos:

O balanço de energia do processo fermentativo foi determinado pela Equação 40.

$$-H_{RX} = \dot{Q} \quad (40)$$

Em que:

H_{RX} : Entalpia de reação (kJ kg^{-1})

A entalpia de reação, por sua vez, é determinada pela Equação 41:

$$H_{RX} = nhc^{\circ}_L - nhc^{\circ}_{BIOMASSA} - nhc^{\circ}_{AL} \quad (41)$$

Em que:

H_c : Entalpia molar de combustão (kJ kmol^{-1}).

A equação foi aplicada para as duas reações presentes no processo (Equações 13 e 14), de forma que o calor final necessário é igual a soma das entalpias das duas reações. Desta forma, obteve-se:

$$\dot{Q} = -1,47 \text{ kW}$$

A quantidade de água necessária para manter a temperatura do processo, por sua vez, foi calculada, sendo:

$$\dot{m}_A = 15,04 \text{ kg h}^{-1}$$

Para o cálculo da potência consumida para a agitação dos fermentadores define-se a velocidade de agitação (rpm) através da Equação 42.

$$V_p = \frac{\pi D_i N}{60} \quad (42)$$

Com a velocidade de agitação determina-se o número de Reynolds e, através do método gráfico, Anexo H, o número de potência. Com o número de potência determina-se a potência de cada impelidor e, multiplicando-se pelo número total de impelidores, a potência total de agitação. Os resultados estão apresentados na Tabela 34.

Tabela 34 - Potência necessária para a agitação do tanque de fermentação	
Potência por impelidor	2,03 kW
Potência Total	40,61 kW

Fonte: Autores (2019).

5.4.6 Tanque Pulmão (TP-102)

Considerações para o balanço de energia:

- Operação em regime permanente;
- Mistura completa;
- Configurações e dimensões características de tanque padrão;
- Utilização de propriedades da água pura (meio diluído);
- Transferência de calor para o ambiente desprezível;
- Energias cinética e potencial desprezíveis.

Dados utilizados:

- V_p : 1,8 (m s⁻¹)
- nW_a : 90 (%)
- $\mu_{fermentação}$: 0,001225 (N s m⁻²).

Descrição dos cálculos:

Com a velocidade periférica de agitação determina-se a velocidade de agitação (rpm) através da Equação 43.

$$V_p = \frac{\pi D_i N}{60} \quad (43)$$

Com a velocidade de agitação determina-se o número de Reynolds e, através do método gráfico, Anexo H, o número de potência. Com o número de potência determina-se a potência de cada impelidor e, como consequência, a potência total de agitação. Os resultados estão apresentados na Tabela 35.

Tabela 35 - Potência necessária para a agitação do tanque pulmão	
Potência por impelidor	2,50 kW
Potência Total	4,99 kW

Fonte: Autores (2019).

5.4.7 Acidificação (A-101)

Considerações para o balanço de energia:

- Entalpia de mistura desprezível.

Dados utilizados:

- ΔH_f ácido láctico: -0,688 (KJ kmol⁻¹)
- ΔH_f SC: -1,43 (KJ kmol⁻¹)
- ΔH_f H₂SO₄: -0,814 (KJ kmol⁻¹)
- ΔH_f lactato: 0 (KJ kmol⁻¹).

Descrição dos cálculos:

A entalpia total do processo reacional foi obtida através da Equação 44:

$$\Delta H^\circ = n\Delta H_f^\circ{}_{prod} - n\Delta H_f^\circ{}_{reag} \quad (44)$$

Em que:

ΔH_f° : Entalpia de formação (kJ kg⁻¹);

n: Número de mols (determinado no balanço de massa).

Através disso, conclui-se que:

$$\Delta H^{\circ}_f = -7,47885 \text{ kJ h}^{-1}$$

Logo:

$$\dot{Q} = -0,00208 \text{ kW}$$

5.4.8 Evaporador (EV-101)

Considerações para o balanço de energia:

- Propriedades do caldo próximas a da água (sistema diluído) (i.e. sem elevação no ponto de ebulição – EPE = 0);
- Evaporador com injeção de vapor paralela à entrada de produto;
- Corrente de vapor de aquecimento entra como vapor saturado no primeiro efeito e sai como condensado na condição de saturação;
- Taxa de transferência de calor é igual para os três efeitos;
- Variações de energia potencial e cinética desprezíveis;
- Sem dissipação de energia para as vizinhanças.

Dados utilizados:

- T_{fe} : 303 (K)
- T_s : 393 (K)
- T_3 : 326 (K)
- $C_{p_{caldo}}$: 4,12 (kJ Kg⁻¹ K⁻¹)
- U_1 : 2319 (W m⁻² K⁻¹)
- U_2 : 2194 (W m⁻² K⁻¹)
- U_3 : 1296 (W m⁻² K⁻¹)

Descrição dos cálculos:

O balanço de energia do evaporador inicia-se com a determinação da variação de temperatura global do processo, sendo este expresso pela Equação 45.

$$\Delta T = T_S - T_3 \quad (45)$$

A partir da variação de temperatura global, determinou-se a variação de temperatura dentro de cada efeito, considerando seus respectivos coeficientes globais de troca térmica, através da Equação 46.

$$\Delta T_n = \Delta T \left(\frac{\frac{1}{U_n}}{\left(\frac{1}{U_1}\right) + \left(\frac{1}{U_2}\right) + \left(\frac{1}{U_3}\right)} \right) \quad (46)$$

Em que:

n: Número do efeito.

Por fim, determinou-se a temperatura interna (da câmara de evaporação) de cada efeito por meio da Equação 47.

$$T_n = T_{n-1} + \Delta T_n \quad (47)$$

Para o primeiro efeito, a temperatura T_{n-1} é a temperatura do vapor de aquecimento (T_S). A Tabela 36 apresenta as temperaturas obtidas em cada efeito.

Tabela 36 - Temperaturas das câmaras de evaporação calculadas para os três efeitos

	Efeito 1	Efeito 2	Efeito 3
Temperatura da câmara (K)	375,6	357,2	53

Fonte: Autores (2019).

As temperaturas encontradas são importantes para determinar as entalpias de vaporização para cada uma delas. Essas entalpias são utilizadas nos balanços de energia, específicos para efeito e mostrados nas Equações 48, 49 e 50.

Primeiro efeito:

$$S\gamma_1 = V_1 h_{V1} - F h_f \quad (48)$$

Segundo efeito:

$$V_2\gamma_2 = L_1 h_1 + V_1 H_{vap,1} \quad (49)$$

Terceiro efeito:

$$V_3\gamma_3 = L_2 h_2 + V_2 H_{vap,2} \quad (50)$$

Em que:

γ_1 : Entalpia de vaporização do vapor de aquecimento do primeiro efeito (kJ kg^{-1});

γ_2 : Entalpia da corrente de vapor d'água do segundo efeito (kJ kg^{-1});

γ_3 : Entalpia da corrente de vapor d'água do terceiro efeito (kJ kg^{-1});

H_{V1} : Entalpia da corrente de vapor d'água do primeiro efeito (kJ kg^{-1});

$H_{vap,1}$: Entalpia de vaporização da corrente de vapor d'água do efeito 1, utilizada como vapor de aquecimento no efeito 2 (kJ kg^{-1});

$H_{vap,2}$: Entalpia de vaporização da corrente de vapor d'água do efeito 2, utilizada como vapor de aquecimento no efeito 3 (kJ kg^{-1});

h_f, h_1 e h_2 : Entalpia das correntes líquidas de alimentação de cada efeito (kJ kg^{-1}).

As entalpias das correntes líquidas de cada efeito foram determinadas pela Equação 51.

$$h = C_p(T - T_n) \quad (51)$$

Os valores de entalpia considerados foram obtidos através de tabelas de vapor (INCROPERA *et al.*, 2000). A Tabela 37 mostra as propriedades consideradas.

Tabela 37 - Entalpia das correntes do evaporador

	Entalpia (kJ kg ⁻¹)
γ_1	2202
γ_2	2250,3
γ_3	2298
H_{v1}	2250,3
H_{vap1}	2250,3
H_{vap2}	2298

Fonte: INCROPERA *et al.* (2000).

As entalpias das correntes líquidas de alimentação, por sua vez são mostradas na Tabela 38.

Tabela 38 - Entalpia das correntes de alimentação

	Entalpia (kJ kg ⁻¹)
h_F	-271,45
h_1	71,07
h_2	122,62

Fonte: Autores (2019).

Como explicado no capítulo de balanço de massa, as três equações de balanço de energia obtidas foram relacionadas com as três equações de balanço de massa, originando um sistema de equações com 6 equações e 6 variáveis. Para resolvê-lo, utilizou-se planilhas eletrônicas. A Tabela 39 mostra os resultados obtidos a partir da resolução desse sistema.

Tabela 39 - Vazões das correntes obtidas pelos balanços de massa e energia

Corrente	Vazão (kg h ⁻¹)
Vapor de aquecimento (S)	2588,1
Vapor d'água do primeiro efeito (V ₁)	1697,1
Vapor d'água do segundo efeito (V ₂)	1862,2
Vapor d'água do terceiro efeito (V ₃)	2041,8
Vazão de concentrado do primeiro efeito (L ₁)	5228,7
Vazão de concentrado do segundo efeito (L ₂)	3366,5

Fonte: Autores (2019).

A partir da vazão das correntes de vapor determinadas, aplicaram-se as Equações 52, 53 e 54 para determinar a quantidade de calor cedida destas para o meio. A Tabela 40 apresenta os resultados finais dos balanços de energia.

Primeiro efeito:

$$q_1 = S\Delta H_{VAPS} \quad (53)$$

Segundo efeito:

$$q_2 = V_1 \Delta H_{VAPV1} \quad (53)$$

Terceiro efeito:

$$q_3 = V_2 \Delta H_{VAPV2} \quad (54)$$

Tabela 40 - Resultados dos balanços de energia (calor trocado) em cada efeito do evaporador

	Efeito 1	Efeito 2	Efeito 3
Q (kW)	1583	1061	1188,7

Fonte: Autores (2019).

O balanço de energia da evaporação é representado na Equação 55.

$$F h_F + S(H_S - h_S) = L H_L + V H_V \quad (55)$$

Em que:

h_f - Variação da entalpia da corrente de entrada (kJ kg^{-1});

S - Vazão mássica de vapor (kg h^{-1});

H_S - Variação de entalpia do vapor (kJ kg^{-1});

h_S - Variação de entalpia relacionada a condensação do vapor (kJ kg^{-1});

H_L - Variação de entalpia da corrente concentrada (kJ kg^{-1});

H_V - Variação de entalpia da corrente de vapor d'água (kJ kg^{-1}).

A variação da entalpia da corrente de entrada é determinada pela Equação 56.

$$h_F = C_p(T_F - T_1) \quad (56)$$

A variação de entalpia da corrente de vapor d'água é encontrada através da Equação 57:

$$H_V = H_{VAP} - h_{LIQ} \quad (57)$$

Em que:

H_{vap} = Variação da entalpia de vaporização (kJ kg^{-1});

h_{LIQ} = Variação da entalpia da água líquida (kJ kg^{-1}).

Os dois parâmetros utilizados nessa equação foram encontrados pelas tabelas de vapor para água saturada. A variação de entalpia do vapor e a variação de entalpia relacionada a condensação do vapor também são determinadas através das tabelas de vapor.

Após a determinação da quantidade de vapor necessária para o processo, determina-se a quantidade de calor necessário para o mesmo, através da Equação 58.

$$Q = S\Delta H_{vap,S} \quad (58)$$

Em que:

$\Delta H_{vap,S}$ = Diferença entre a variação de entalpia do vapor e a variação de entalpia relacionada a condensação do vapor (kJ kg^{-1}).

Os resultados dos balanços de energia são representados na Tabela 41.

Tabela 41 - Balanço de energia do evaporador (EV-101)

$h_F (\text{kJ kg}^{-1})$	-288,4
$H_V (\text{kJ kg}^{-1})$	2257,06
$H_S (\text{kJ kg}^{-1})$	2691,5
$h_s (\text{kJ kg}^{-1})$	461,3
Q (kW)	11770,51

Fonte: Autores (2019).

5.4.9 Resumo do Balanço de Energia

Tabela 42 - Resumo do balanço de energia para as principais etapas do processo

Equipamento	Energia elétrica (kW)	Energia Térmica (kW)
TP-101	11,5	-194,4
R-101	45,4	140,1
TM-101	1,2	-
TF-101	4,4	-
TF-102	40,6	-1,47
TP-102	5,0	-
A-101	-	-0,00208
EV-101	-	11.770,5
E-101	-	790,7
Total	108,0	12.505,4

Fonte: Autores (2019).

5.5 ESPECIFICAÇÕES E DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

5.5.1 Tanque de Resfriamento e Armazenamento do Permeado de Soro de Leite (TP-101)

Para o armazenamento do permeado de soro de leite foi dimensionado um sistema de três tanques com capacidade de armazenamento total igual ao recebimento de um dia de matéria-prima, equivalente à 240.000 L. As especificações para a construção e funcionamento dos tanques de armazenamento do permeado se basearam na Instrução Normativa SDA nº53 de agosto de 2002 (BRASIL, 2002), a qual estabelece regulamentação técnica para fabricação, funcionamento e ensaios de eficiência de tanques refrigeradores de leite a granel.

A definição da geometria e demais considerações de construção foram baseadas em Moffat, *et al.*, (2016). As relações entre as dimensões de construção do tanque e do sistema de agitação seguiram as apresentadas por Doran (2013).

Os tanques de armazenamento do permeado do soro do leite são construídos nos mesmos padrões de tanques destinados ao armazenamento de leite. A parte interna, externa e outras partes, exceto visores e juntas de vedação, que entram em contato com o permeado, serão construídas em aço inoxidável AISI 304 (MOFFAT *et al* 2016).

O resfriamento do permeado de soro de leite é realizado por meio de serpentina utilizando como fluido refrigerante a água. O sistema de resfriamento e isolamento deve garantir um armazenamento à temperatura de 4-5°C (BRASIL, 2002).

O permeado é bombeado para o interior pela parte superior do tanque. O sistema de limpeza é automático. A agitação é contínua para permitir um resfriamento uniforme de todo o volume. O sistema de agitação é mecânico, de tipo vertical, e construído em aço inoxidável com um número adequado de impelidores (MOFFAT *et al.*, 2016). A velocidade periférica de agitação é de 1,8 m/s (BRASIL, 2002).

As especificações técnicas para os tanques de armazenagem estão apresentadas no Quadro 1. O volume útil de cada tanque é de um terço do volume diário de matéria-prima mais 10%, como margem de segurança (*headspace*). As

dimensões dos tanques de armazenamento foram determinadas segundo as Equações 59, 60, 61 e 62.

$$H_L = 3D_T \quad (59)$$

$$V_U = \frac{(\pi D_T^2) H_L}{4} \quad (60)$$

$$D_I = \left(\frac{1}{3}\right) D_T \quad (61)$$

$$V_T = \frac{(\pi D_T^2) H_T}{4} \quad (62)$$

Em que:

D_I : Diâmetro do impelidor (m);

D_T : Diâmetro do tanque (m);

H_L : Altura do líquido (m);

H_T : Altura do tanque (m);

V_U : Volume útil (m³);

V_T : Volume total do tanque (m³).

Quadro 1 - Especificações técnicas dos tanques de armazenamento do permeado de soro de leite

Equipamento	Tanque de Armazenamento Refrigerado
TAG	TP-101
Quantidade	3
Material de Construção	Aço inox AISI 304 SS
Sistema de Resfriamento	Serpentina em aço inox AISI 304 SS
Fluido Refrigerante	Água Refrigerada a 3°C
Temperatura de armazenamento	4-5°C
Juntas, visores e Vedações	Materiais inertes e não Tóxicos
Formato	Cilíndrico com fundo inclinado em 15° em direção a válvula de descarga
Acabamento interno	Polido
Espessura das folhas de Aço inoxidáveis interna	3 mm
Espessura das folhas de Aço inoxidáveis externa	2 mm
Isolamento	Espuma de poliuretano
Agitação	Mecânica
Impelidores	Tipo Rushton
Velocidade periférica na agitação	1,8 m s ⁻¹

Fonte: Autores (2019).

O número de impelidores foi determinado através da Equação (63):

$$N = \frac{H_L \rho_P}{D_T} \quad (63)$$

Em que:

N = Número de impelidores;

ρ_p = Massa específica média do permeado (kg m^{-3}).

O dimensionamento dos tanques de armazenagem está representado na Tabela 43.

Tabela 43 - Especificação e dimensões dos tanques de armazenagem de permeado de soro de leite

Resultado do dimensionamento dos tanques de armazenagem	
Diâmetro do impelidor (m)	1,08
Diâmetro do tanque (m)	3,24
Altura do líquido (m)	9,72
Altura do tanque (m)	10,67
Volume útil (m^3)	80,0
Volume do tanque (m^3)	88,0
Número de impelidores	3
Altura do primeiro impelidor (m)	1,08
Distância entre os impelidores (m)	2,5

Fonte: Autores (2019).

O sistema de resfriamento foi baseado no trabalho de Rosa e Júnior (2017). Para o dimensionamento foi considerado que o permeado de soro de leite chega à indústria com uma temperatura de 20°C e é resfriado a uma temperatura de 5°C . Para o resfriamento é destinado $4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de água a 4°C .

Para o dimensionamento do sistema de troca térmica desprezou-se a dissipação de calor para o ambiente (*i.e.* sistema isolado). Tal hipótese é razoavelmente aceita devido ao bom isolamento térmico característicos de tanques destinados ao armazenagem e leite.

Além disso, devido à pequena diferença de temperatura entre o meio e a água de refrigeração, consideraram-se constantes e iguais os calores específicos de ambos os fluidos. Desta forma pode-se determinar a temperatura final da água de refrigeração através da Equação 64, em que a densidade da água e do meio foram consideradas iguais a 1000 kg m^{-3} .

$$T_{\text{refri},2} = \frac{\dot{m}_{\text{permeado}}}{\dot{m}_{\text{refri}}} (T_{\text{permeado},2} - T_{\text{permeado},1}) + T_{\text{refri},1} \quad (64)$$

Em que:

$T_{\text{refri},2}$: Temperatura final do fluido de refrigeração (°C);

$T_{\text{refri},1}$: Temperatura inicial do fluido de refrigeração (°C);

$\dot{m}_{\text{permeado}}$: Fluxo mássico de soro (kg h^{-1});

$\dot{m}_{\text{refrigeração}}$: Fluxo mássico da água de refrigeração (kg h^{-1});

$T_{\text{permeado},1}$: Temperatura inicial do soro de leite (°C);

$T_{\text{permeado},2}$: Temperatura final do soro de leite (°C).

Considerou-se como diâmetro interno e externo da serpentina conforme trabalho de Rosa e Júnior (2017), (diâmetro interno = 0,072 m e diâmetro externo = 0,076 m). Com o do diâmetro interno determinou-se a velocidade da água de refrigeração através da Equação 65.

$$v = \frac{4\dot{V}}{\pi D_{Is}^2} \quad (65)$$

Em que:

v : Velocidade média da água de refrigeração (m s^{-1});

\dot{V} : Vazão volumétrica da água de refrigeração ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$);

D_{Is} : Diâmetro interno da serpentina (m).

Com a velocidade média da água de refrigeração e a temperatura média da água de refrigeração determinou-se o coeficiente convectivo interno através da correlação descrita no trabalho de Rosa e Júnior (2017), Equação 66.

$$h_i = 1429(1 + 0,0146\bar{T})v^{0,8}/D_{Is}^{0,2} \quad (66)$$

Em que:

h_i : Coeficiente de transferência de calor por convecção interno ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$);

\bar{T} : Temperatura média da água de refrigeração (°C).

Para correção do coeficiente de transferência de calor por condução interno em relação a superfície externa do tubo, Rosa e Júnior (2017) propõem a utilização da Equação 67.

$$h_{io} = h_i \frac{D_{Is}}{D_{Es}} \quad (67)$$

Em que,

h_{io} : Coeficiente de transferência de calor por convecção interno corrigido ($W m^{-2} K$);

D_{Es} : Diâmetro externo da serpentina (m).

Com os dados de temperatura média do permeado de soro de leite obteve-se os dados de condutividade térmica ($k_{permeado}$), o número de Prandtl ($Pr_{permeado}$) e a Viscosidade ($\mu_{permeado}$), conforme Tabela 44.

Tabela 44 - Propriedades da água utilizadas como propriedades do permeado de leite	
Propriedades da água (meio diluído)	Temperatura: 8°C ≈ 280 K
$k_{permeado} (W m^{-1} K^{-1})$	0,582
$Pr_{permeado}$	10,26
$\mu_{permeado} (N s m^{-2})$	0,001422

Fonte: Autores (2019).

Desta forma, determinou-se o número de Reynolds externo (Re_{ex}) e o número de Nusselt (Nu) através, respectivamente, das Equações 68 e 69.

$$Re_{ex} = \frac{D_I^2 N \rho_{permeado}}{\mu_{permeado}} \quad (68)$$

$$Nu = 17,88 Re^{0,27} Pr^{0,29} \quad (69)$$

Em que:

N : Número de rotações do impelidor (s^{-1});

$\rho_{permeado}$: massa específica do permeado de soro de leite ($kg m^{-3}$).

Com o número de Nusselt e o diâmetro do tanque determinou-se o coeficiente de transferência de calor por condução externo, h_e ($\text{W m}^{-2} \text{K}$) através da Equação 70.

$$h_e = \frac{Nu K_{\text{permeado}}}{K_{\text{permeado}}} \quad (70)$$

Em que:

K_{permeado} : condutividade térmica do soro ($\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$).

Com os coeficientes de transferência de calor por convecção interno (corrigido) e externo, desprezando o efeito da resistência a transferência de calor pelo metal da serpentina, determinou-se o coeficiente global de troca térmica (U_r) para o tanque de resfriamento através da Equação 71.

$$\frac{1}{U_r} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_e} \quad (71)$$

Com as diferenças de temperatura entre o soro de entrada e a temperatura de refrigeração, 20°C e 5°C , respectivamente, o calor específico a temperatura média ($12,5^\circ\text{C} \approx 286 \text{ K}$, $C_{p, \text{água}} \approx C_{p, \text{permeado}} = 4189 \text{ J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$, (INCROPERA, 2017)) e a vazão mássica do soro determinou-se, através da Equação 72, a taxa de transferência de calor ($\dot{Q}_{\text{permeado}}$) necessária para o resfriamento do permeado de soro até a temperatura desejada (5°C).

$$\dot{Q}_{\text{permeado}} = \dot{m}_{\text{permeado}} C_{p, \text{permeado}} (T_{\text{permeado},2} - T_{\text{permeado},1}) \quad (72)$$

Em que:

$\dot{Q}_{\text{permeado}}$: Taxa de transferência de calor do permeado para a água (W).

Com as diferenças entre as temperaturas do fluido de refrigeração e do soro de leite na entrada e na saída do sistema de refrigeração, e considerando que o calor transferido é integralmente destinado a transferência de calor de um fluido ao

outro, determinou-se a área de troca térmica para o sistema de resfriamento através da Equação 73.

$$\dot{Q} = U_r A_{ser} \Delta T_{lm} \quad (73)$$

Em que:

\dot{Q} : Taxa de transferência de calor (W);

A_{ser} : Área de troca térmica da serpentina (m^2);

ΔT_{lm} : média logarítmica das diferenças de temperaturas (K).

O sistema de troca de calor foi aproximado como sendo um trocador de calor com escoamento em contracorrente, desta forma ΔT_{lm} foi calculado através da Equação 74.

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{permeado,saída} - T_{\acute{a}gua,entrada}) - (T_{permeado,entrada} - T_{\acute{a}gua,saída})}{\ln((T_{permeado,saída} - T_{\acute{a}gua,entrada}) / (T_{permeado,entrada} - T_{\acute{a}gua,saída}))} \quad (74)$$

Com a área de troca térmica calculada, determinou-se o comprimento da serpentina através da Equação 75.

$$L_{ser} = \frac{A}{\pi D_{Es}} \quad (75)$$

Em que:

L_{ser} : comprimento da serpentina de troca térmica (m)

Considerando uma distância entre a serpentina e a parede interna do tanque de cerca de 0,1 m pode-se determinar, aproximadamente, pela Equação 76, quantas voltas da serpentina vão estar contidas no tanque.

$$n_{ser} = \frac{L}{\pi D_{Es}} \quad (76)$$

Em que:

n_{ser} : Quantidade aproximada de voltas da serpentina no interior do tanque.

O dimensionamento do sistema de refrigeração dos tanques de armazenamento está representado na Tabela 45.

Tabela 45 - Especificações e dimensões do sistema de resfriamento

Resultado do dimensionamento do sistema de refrigeração	
Temperatura inicial do permeado de soro de leite, $T_{permeado,entrada}$ (°C)	20,0
Temperatura final do permeado de soro de leite, $T_{permeado,saída}$ (°C)	5,0
Temperatura inicial da água de resfriamento, $T_{água,entrada}$ (°C)	4,0
Temperatura final da água de resfriamento, $T_{água,saída}$ (°C)	16,5
Taxa de transferência de calor do sistema, \dot{Q} (W)	64806,4
Fluxo mássico do fluido frio, $\dot{m}_{refrigeração}$ (m ³ h ⁻¹)	4,0
Média log das diferenças de temperaturas, ΔT_{lm} (°C)	2,0
Diâmetro interno da serpentina, D_{is} (m)	0,072
Diâmetro externo da serpentina, D_{Es} (m)	0,076
Coefficiente convectivo interno corrigido, h_{io} (m ² K)	932,5
Número de Reynolds externo, Re_{ex}	528829,4
Número de Nusselt, Nu	1232,8
Coefficiente convectivo externo, h_e (W m ⁻² K ⁻¹)	221,5
Coefficiente global de troca térmica, U_r (W m ⁻¹ K ⁻¹)	179,0
Área de troca térmica da serpentina, A_{ser} (m ²)	60,5
Comprimento da serpentina de troca térmica, L_{ser} (m)	253,4
Quantidade de voltas da serpentina no interior do tanque, n_{ser}	26,6

Fonte: Autores (2019).

5.5.2 Tanque de Mistura (TM-101)

O tanque de diluição é utilizado para ajustar a concentração de lactose na corrente de fermentação, de forma que a concentração de lactato de cálcio formado na fermentação não aceda 50 g L⁻¹, evitando assim sua precipitação e posteriores dificuldades nas etapas de purificação.

As especificações de construção serão as mesmas dos fermentadores e estão especificadas junto com as especificações de operação no Quadro 2.

Quadro 2 - Especificações técnicas para o tanque de diluição

Equipamento	Tanque de Diluição
TAG	TM-101
Quantidade	1
Material de Construção	Aço inox AISI 304
Juntas, visores e Vedações	Materiais inertes e não Tóxicos
Formato	Cilíndrico com fundo inclinado em 15° em direção a válvula de descarga
Isolamento	Não há
Agitação	Mecânica
Impelidores	Rushton
Velocidade periférica na agitação	1,8 m s ⁻¹
Temperatura do meio concentrado	5°C
Temperatura da água de diluição	20°C
Temperatura do meio diluído	11,2°C

Fonte: Autores (2019).

O tanque de diluição terá um volume útil de 18,0 m³, suficiente para uma hora de armazenamento nas vazões do processo, e um volume final 10% maior, como margem de segurança. As dimensões do tanque de diluição foram determinadas através das Equações 77, 78, 79 e 80.

$$H_L = 2D_T \quad (77)$$

$$V_U = \frac{(\pi D_T^2) H_L}{4} \quad (78)$$

$$D_I = \left(\frac{1}{3}\right) D_T \quad (79)$$

$$V_T = \frac{(\pi D_T^2) H_T}{4} \quad (80)$$

Em que:

D_I: Diâmetro do impelidor (m);

D_T: Diâmetro do tanque (m);

H_L: Altura do líquido (m);

H_T: Altura do tanque (m);

V_U: Volume útil (m³);

V_T: Volume do tanque (m³)

O resultado do dimensionamento do tanque de diluição está representado na Tabela 46.

Tabela 46 - Dimensões do tanque de diluição

Resultado do dimensionamento do Tanque de Diluição	
Diâmetro do impelidor (m)	0,8
Diâmetro do tanque (m)	2,3
Altura do líquido (m)	4,5
Altura do tanque (m)	5,0
Volume útil (m ³)	18,0
Volume do tanque (m ³)	19,8
Numero de impelidores	2
Altura do primeiro impelidor (m)	0,75
Distância entre os impelidores (m)	1,5

Fonte: Autores (2019).

5.5.3 Sistema de Esterilização (TC-101)

O sistema de esterilização proposto considerou dois trocadores de calor casco-tubo, operando em contracorrente, e um tubo de retenção para garantir o tempo de esterilização. A operação é em regime constante. A Figura 8 apresenta um esquema ilustrativo do sistema de esterilização proposto.

No sistema de esterilização, vapor saturado proveniente da caldeira, corrente VP-1, é utilizado para aquecer o caldo de fermentação até a temperatura de esterilização. O caldo seguirá então para um tubo de retenção isolado do ambiente permanecendo no mesmo por 10 min. Após a esterilização o caldo é resfriado a 37°C.

Considerações para o dimensionamento dos trocadores de calor:

- Meio diluído, as propriedades do meio foram aproximadas às da água;
- Propriedades constantes e determinadas na temperatura média entre a entrada e a saída do fluido do trocador de calor;
- A perda de calor para a vizinhança foi considerada desprezível, assim como as variações na energia cinética e potencial;
- Desprezou a resistência térmica na parede do tubo e os fatores de deposição;
- Supôs-se escoamento plenamente desenvolvido para os dois fluidos, de forma que o coeficiente global de troca térmica fosse independente da posição no trocador de calor.

Os trocadores de calor foram dimensionados simultaneamente utilizando técnica de solução iterativa. A análise dos trocadores de calor foi realizada através do uso da média logarítmica das diferenças de temperaturas, sendo o equacionamento semelhante para os dois trocadores de calor dimensionados.

Para a determinação da taxa de transferência de calor, do fluxo mássico, ou para a determinação da temperatura de entrada ou de saída do trocador de calor, utilizaram-se as Equações 81 e 82.

$$\dot{Q} = \dot{m}C_p(T_{sai} - T_{ent}) \quad (81)$$

$$\dot{Q} = \dot{m}\Delta H_v \quad (82)$$

Em que:

\dot{Q} : Taxa de transferência de calor (W);

\dot{m} : Vazão mássica (kg s^{-1});

C_p : Calor específico ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$);

ΔH_v : Entalpia de vaporização (J kg^{-1}).

A média logarítmica das diferenças de temperatura na entrada e saída dos trocadores de calor foi determinada através da Equação 83.

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{q,saída} - T_{f,entrada}) - (T_{q,entrada} - T_{f,saída})}{\ln((T_{q,saída} - T_{f,entrada}) / (T_{q,entrada} - T_{f,saída}))} \quad (83)$$

Em que:

$T_{q,saída}$: Temperatura do fluido quente na saída do trocador de calor ($^{\circ}\text{C}$);

$T_{q,entrada}$: Temperatura do fluido quente na entrada do trocador de calor ($^{\circ}\text{C}$);

$T_{f,saída}$: Temperatura do fluido frio na saída do trocador de calor ($^{\circ}\text{C}$);

$T_{f,entrada}$: Temperatura do fluido frio na entrada do trocador de calor ($^{\circ}\text{C}$).

Para a região interna dos tubos do trocador de calor o número de Reynolds foi determinado utilizando a Equação 84.

$$Re_{int,tubo} = \frac{4\dot{m}}{\pi D_{int,tubo} \mu} \quad (84)$$

Em que:

$Re_{int,tubo}$: Número de Reynolds para a região interna dos tubos do trocador de calor (-);

$D_{int,tubo}$: Diâmetro interno dos tubos do trocador de calor (m);

μ : Viscosidade da solução (N s m^{-2}).

Com o número de Reynolds e o número de Prandtl (Pr), obtido em tabelas, determinou-se o número de Nusselt para a região interna dos tubos ($Nu_{int, tubo}$) por meio da equação de Dittus-Boelter, válida para escoamentos internos turbulentos e plenamente desenvolvidos, Equação 85.

$$Nu_{int,tubo} = 0,023Re_{int,tubo}^{4/5}Pr^{0,4} \quad (85)$$

Com o número de Nusselt, determinou-se o coeficiente convectivo interno através da Equação 86.

$$h_{int,tubo} = Nu_{int,tubo} \frac{k}{D_{int,tubo}} \quad (86)$$

Em que:

$h_{int, tubo}$: coeficiente de transferência de calor por convecção interno ($W m^{-2} K^{-1}$);

k: Condutividade Térmica ($W m^{-1} K^{-1}$).

Devido a dificuldade em calculá-lo o coeficiente convectivo externo foi obtido da literatura (considerando no TC-101, água no casco e no TC-102, vapor no casco, obtendo-se os valores do coeficiente convectivo externo de 3000 ($W m^{-1} K^{-1}$) e 11000 ($W m^{-1} K^{-1}$)), para os respectivos trocadores de calor. Com os coeficientes convectivos interno e externo, determinou-se o coeficiente global de troca térmica através da Equação 87.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{int,tubo}} + \frac{1}{h_{ext,tubo}} \quad (87)$$

Os valores obtidos para o coeficiente global de troca térmica dos trocadores TC-101 e TC-102, apresentados, respectivamente, nos Quadros 4 e 5, estão em acordo com os valores apresentados por Bergman *et al.* (2017) (para o sistema água para água 850-1700 ($W m^{-2} K^{-1}$) e para o condensador de vapor de água (água nos tubos) 1000-6000 ($W m^{-2} K^{-1}$)).

A área de troca térmica foi determinada através da Equação 88.

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{lm} \quad (88)$$

Em que:

A : área de troca térmica (m^2).

O comprimento total do tubo para o trocador de calor foi determinado através da Equação 89.

$$L = \frac{A}{\pi D_{ext,tubo}} \quad (89)$$

Em que:

L : comprimento total do tubo de troca térmica (m);

$D_{ext, tubo}$: Diâmetro externo dos tubos (m).

Os comprimentos dos tubos foram estipulados através de uma análise de sua influência sobre os demais parâmetros relevantes para o projeto do trocador de calor, como: temperaturas, número de Reynolds e número de tubos necessários.

Com o comprimento do tubo requerido para a troca térmica e o comprimento de um tubo proposto, pode-se determinar o número de tubos necessários. As especificações técnicas para o trocador de calor 1 estão apresentadas no Quadro 3.

O TC-101 é proposto para o aproveitamento energético, utilizando a corrente de permeado esterilizada a 121°C para pré-aquecimento de meio diluído, proveniente do tanque de diluição. Além disto, o meio esterilizado é resfriado a temperatura de fermentação, 37°C .

O TC-102 tem por finalidade elevar a temperatura do caldo de fermentação, pré-aquecido em TC-101, até a temperatura de esterilização. As especificações técnicas para o trocador de calor 2 estão apresentadas no Quadro 4.

Quadro 3 - Especificações técnicas para o trocador de calor 1 (TC-101)

Ficha de Dados do Trocador de Calor 1			
Equipamento	Trocador de Calor Casco e Tubo		
TAG	TC-101		
Quantidade	1		
Serviço	Pré-aquecimento do Meio de Fermentação		
Posição	Horizontal		
Especificações	Tubo		Casco
Material de construção	Aço inoxidável AISI 304		
Localização dos fluidos	Meio diluído esterilizado		Meio diluído frio
Vazão Mássica, kg s ⁻¹	4,94		4,94
Temperatura (entrada/saída), °C	121	37	11,2 83,0
Calor Específico Médio, J kg ⁻¹ K ⁻¹	4195		4179
Diâmetro (interno/externo), m	0,01905	0,02540	- -
Viscosidade média, N s m ⁻²	0,000365		-
Número de Reynolds	10164,4		-
Número de Prandtl	2,29		-
Número de Nusselt	51,4		-
Condutividade Térmica, W m ⁻¹ K ⁻¹	0,668		-
Taxa de Transferência de Calor, kW	1740,0		
Coefficiente de Transferência de Calor, W m ⁻² K ⁻¹	1803,9		3000
Coefficiente Global de Transferência de Calor, W m ⁻² K ⁻¹	1126,5		
Média Log das Diferenças de Temperatura, °C	31,5		
Área de Troca Térmica, m ²	49,0		
Comprimento do Tubo de Troca Térmica, m	614,3		
Comprimento dos Tubos, m	6,9		
Número Aproximado de Tubos	89		

Fonte: Autores (2019).

O dimensionamento do sistema de tubos de retenção, necessários para garantir o tempo de esterilização adequado, foi efetuado utilizando o tempo de esterilização de 10 min, como proposto por Guha *et al.*, (2013). Além disso, desprezou-se a transferência de calor para o ambiente. O diâmetro do tubo de retenção será de 0,15 m. Desta forma, o comprimento do tubo de retenção pode ser determinado através das Equações 90, 91 e 92.

$$A = \pi \frac{D^2}{4} \quad (90)$$

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho A} \quad (91)$$

$$L = v t \quad (92)$$

Quadro 4 - Especificações técnicas para o trocador de calor 2 (TC-102)

Ficha de Dados do Trocador de Calor 2			
Equipamento	Trocador de Calor Casco e Tubo		
TAG	TC-102		
Quantidade	1		
Serviço	Aquecimento do meio de fermentação até a temperatura de Esterilização		
Posição	Horizontal		
Especificações	Tubo		Casco
Material de construção	Aço inoxidável AISI 304		
Localização dos fluidos	Meio diluído pré-aquecido		Vapor de água saturado (pressão = 10 bar)
Vazão Mássica, kg s^{-1}	4,94		1,41
Temperatura (entrada/saída), °C	83,0	121,0	184,1 184,1
Calor Específico Médio, $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$	4214		-
Entalpia de Evaporação $\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$	-		2015,3
Diâmetro (interno/externo), m	0,01905	0,02540	- -
Viscosidade média, N s m^{-2}	0,00026		-
Número de Reynolds	51208,0		-
Número de Prandtl	1,61		-
Número de Nusselt	162,9		-
Condutividade Térmica, W/m K	0,683		-
Taxa de Transferência de Calor, kW	790,7		
Coefficiente de Transferência de Calor, $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$	5840,6		11000
Coefficiente Global de Transferência de Calor, $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$	3815,0		
Média Log das Diferenças de Temperatura, °C	80,6		
Área de Troca Térmica, m^2	2,6		
Comprimento do Tubo de Troca Térmica, m	32,2		
Comprimento dos Tubos, m	1,3		
Número Aproximado de Tubos	25		

Fonte: Autores (2019).

As especificações técnicas o sistema de retenção está apresentado no Quadro 5.

Quadro 5 - Especificações técnicas do sistema de retenção (TR-101)

Equipamento	Sistema de Retenção
TAG	TR-101
Quantidade	1
Material	Aço inoxidável AISI 304
Tempo de esterilização, min	10
Diâmetro dos tubos de esterilização, m	0,15
Velocidade de escoamento, m s^{-1}	0,27
Comprimento total dos tubos, m	163,2
Comprimento das seções transversais retas, m	5,0
Quantidade aproximada de seções retas, m	33

Fonte: Autores (2019).

5.5.4 Pré-fermentador (TF-101)

As especificações de construção dos pré-fermentadores serão as mesmas dos fermentadores. Como critério de aumento de escala (*scale up*) assumiu-se a manutenção da mesma velocidade periférica no sistema de agitação. As relações para o dimensionamento também foram consideradas como as mesmas que as utilizadas nos reatores, de forma a manter as mesmas relações geométricas entre os tanques.

As especificações técnicas para os pré-fermentadores estão apresentadas no Quadro 6. O dimensionamento dos pré-fermentadores está representado na Tabela 47.

Quadro 6 - Especificações técnicas dos pré-fermentadores (TF-101)

Equipamento	Fermentador
TAG	TF-101
Quantidade	5
Material de Construção	Aço inox AISI 304
Sistema de Resfriamento	-
Juntas, visores e Vedações	Materiais inertes e não Tóxicos
Formato	Cilíndrico
Acabamento interno	Polido
Isolamento	-
Agitação	Mecânica
Impelidores	Rushton
Velocidade periférica na agitação	1,8 m s ⁻¹

Fonte: Autores (2019).

Tabela 47 - Dimensões dos pré-fermentadores

Resultado do dimensionamento dos Pré-fermentadores	
Diâmetro do impelidor (m)	0,6
Diâmetro do tanque (m)	1,9
Altura do líquido (m)	3,8
Altura do tanque (m)	4,8
Volume útil (m ³)	11,0
Volume do tanque (m ³)	13,8
Número de impelidores	2
Altura do primeiro impelidor (m)	0,6
Distância entre os impelidores (m)	1,9
Largura da Chicanas (m)	0,16

Fonte: Autores (2019).

5.5.5 Fermentador (TF-102)

A fermentação ocorre em bateladas, porém o processo de fabricação do ácido láctico é contínuo, de forma que as fermentações ocorram em estágios

diferentes em cada fermentador. A corrente de alimentação dos fermentadores e a corrente destinada às etapas de separação e purificação serão constantes. Devido ao processo ser anaeróbico os fermentadores não necessitam de sistema de aeração.

Do balanço de energia, observou-se que o aquecimento do meio durante a fermentação é relativamente pequeno, desta forma, não será dimensionado um sistema de troca térmica para os fermentadores. O sistema de agitação é mecânico e será dotado de impulsores do tipo Rushton de 6 pás. O metal empregado na construção será o aço inox AISI 304 com acabamento interno polido. As especificações técnicas para os fermentadores estão apresentadas no Quadro 7.

Quadro 7 - Especificações técnicas dos fermentadores (TF-102)

Equipamento	Fermentador
TAG	TF-102
Quantidade	10
Material de Construção	Aço inox AISI 304
Sistema de Resfriamento	-
Juntas, visores e Vedações	Materiais inertes e não Tóxicos
Formato	Cilíndrico
Acabamento interno	Polido
Isolamento	-
Agitação	Mecânica
Impelidores	Rushton
Velocidade periférica na agitação	1,8 m s ⁻¹

Fonte: Autores (2019).

As relações e equações utilizadas no dimensionamento dos fermentadores são semelhantes às utilizadas no dimensionamento dos tanques de armazenagem. Para os fermentadores propôs-se um volume total 25% maior que o volume utilizado (*headspace*). O dimensionamento dos fermentadores está representado na Tabela 48.

Tabela 48 - Dimensões dos fermentadores

Resultado do dimensionamento dos Fermentadores	
Diâmetro do impelidor (m)	1,4
Diâmetro do tanque (m)	4,1
Altura do líquido (m)	8,2
Altura do tanque (m)	10,3
Volume útil (m ³)	110,0
Volume do tanque (m ³)	137,5
Número de impelidores	2
Altura do primeiro impelidor (m)	1,4
Distância entre os impelidores (m)	4,0
Largura da Chicanas (m)	0,36

Fonte: Autores (2019).

5.5.6 Tanque Pulmão (TP-102)

Como forma de controle dos processos de purificação, posteriores a fermentação, será proposto à construção de um tanque pulmão antes das etapas de *downstream*. Este tanque tem um volume útil de armazenamento de 150 m³. As especificações de construção são as mesmas dos tanques de diluição, sendo necessária agitação, a fim de não deixar o lactato de cálcio precipitar.

As especificações técnicas para o tanque pulmão (TP-102) estão apresentadas no Quadro 8.

Quadro 8 - Especificações técnicas para o tanque pulmão (TP-102)

Equipamento	Tanque Pulmão
TAG	TP-102
Quantidade	1
Material de Construção	Aço inox AISI 304
Juntas, visores e Vedações	Materiais inertes e não Tóxicos
Formato	Cilíndrico com fundo inclinado em 15° em direção a válvula de descarga
Isolamento	Não há
Agitação	Mecânica
Impelidores	Rushton
Velocidade periférica na agitação	1,8 m s ⁻¹

Fonte: Autores (2019).

O dimensionamento do Tanque pulmão seguiu as relações utilizadas no dimensionamento do tanque de diluição e estão apresentadas na Tabela 49.

Tabela 49 - Dimensões do tanque pulmão (TP-102)

Resultado do dimensionamento do Tanque Pulmão	
Diâmetro do impelidor (m)	1,5
Diâmetro do tanque (m)	4,6
Altura do líquido (m)	9,1
Altura do tanque (m)	10,1
Volume útil (m ³)	150,0
Volume do tanque (m ³)	165,0
Número de impelidores	2
Altura do primeiro impelidor (m)	1,5
Distância entre os impelidores (m)	4,5

Fonte: Autores (2019).

5.5.7 Centrífuga (C-101)

O processo de centrifugação tem por objetivo remover a biomassa residual do caldo fermentativo. Para isso, será utilizada uma centrífuga clarificadora de

discos, ideal para separações sólido-líquido. Diante disso, escolheu-se a centrífuga AC 1500 da empresa Flottweg – Separation Technology. O Quadro 9 ilustra as especificações do equipamento.

Quadro 9 - Especificações técnicas da centrífuga de discos (C-101)

Centrífuga clarificadora de discos	
TAG	C-101
Modelo	AC 1500
Quantidade	1
Material	Aço inoxidável Super Duplex
Capacidade hidráulica (L/h)	20000
Volume máx. da câmara (L)	14
Volume máx. de sólidos (L)	7
Peso bruto (kg)	1550
Comprimento (mm)	1500
Altura (mm)	1700
Largura (mm)	1000
Potência do motor (kW)	18,5



Fonte: Flottweg SE (2015).

O dimensionamento da centrífuga consiste em, primeiramente, determinar o raio de trajetória da célula dentro do campo centrífugo, que é determinado pela Equação 93:

$$A_c = w^2 R \quad (93)$$

Em que:

A_c : Aceleração centrífuga ($m\ s^{-2}$);

w : Velocidade angular ($rad\ s^{-1}$).

A aceleração centrífuga e velocidade angular típicas para esse tipo de separação são, de acordo com Foust *et al.* (1982):

$$A_c = 137340\ m\ s^{-2}$$

$$w = 1047,2\ rad\ s^{-1}$$

Na sequência, determina-se o tempo de residência da partícula no equipamento através da Equação 94.

$$t = \left(\ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right) 18\mu \right) \left(\frac{1}{w^2 (\rho_s - \rho) D_p^2} \right) \quad (94)$$

Em que:

r_1 : Raio do cone externo (m);

r_2 : Raio de trajetória externo (m);

μ : Viscosidade cinemática ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$);

ρ_s : Densidade das células (kg m^{-3});

ρ : Densidade do caldo fermentado (kg m^{-3});

D_p : Diâmetro de partícula (m).

Os valores desses parâmetros utilizados foram:

$$r_1 = 0,1m$$

$$\mu = 8 \times 10^{-4} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

$$\rho_s = 1180 \text{ kg m}^{-3}$$

$$\rho = 1000 \text{ kg m}^{-3}$$

$$D_p = 8 \times 10^{-6} \text{ m}$$

Por fim, determinou-se o volume de caldo dentro do equipamento, através da Equação 95.

$$V = Qt \quad (95)$$

A vazão volumétrica utilizada no cálculo foi determinada no balanço de massa da centrifugação. A Tabela 50 resume os resultados obtidos no dimensionamento do equipamento.

Tabela 50 - Resultados do dimensionamento da centrífuga (C-101)

Raio de trajetória externo (m)	0,225
Tempo de residência (s)	1,08
Volume de material na centrífuga (L)	5,26

Fonte: Autores (2019).

5.5.8 Filtro Tambor Rotativo à Vácuo (F-101)

O processo de filtração à vácuo com o auxílio de um tambor rotativo tem como intuito a diminuição da concentração de sólidos, principalmente sulfato de cálcio, proveniente da etapa anterior de acidificação.

Pela necessidade de dados experimentais correlacionados ao caldo utilizado e a torta formada, adotou-se como referência para o dimensionamento deste equipamento, tabelas de dimensões padrões de filtros tambores rotativos à vácuo, levando-se em conta, principalmente, as taxas de filtração referentes à concentração de sólidos presentes no caldo a ser fermentado.

Através da taxa de filtração, descrita no manual para seleção de filtros e, também, com os dados de vazão mássica e concentração de sólidos, pode-se obter a área de filtração necessária.

Condições para o dimensionamento do filtro tambor rotativo à vácuo:

- Resistência do meio filtrante desprezível;
- Dados sobre a formação de torta não foram considerados;
- Funcionamento contínuo;
- Fração submersa de 33%.

A partir dos balanços de massa, obtemos a corrente de entrada do filtro, juntamente com a concentração de sólidos. Com o auxílio da taxa de filtração, que representa a capacidade de remoção dos sólidos em função da área do filtro e do tempo de filtração, presente no Anexo B, calcula-se a área de filtração necessária, conforme a equação 91.

$$A_F = \dot{m}_{L-112} \frac{dF}{dt} \quad (91)$$

Em que:

\dot{m}_{L-112} - Vazão mássica de entrada no filtro de tambor rotativo à vácuo (kg h⁻¹);

$\frac{dF}{dt}$ - Taxa de filtração (kg h⁻¹ m⁻²);

A_F = Área de filtração do tambor rotativo à vácuo (m²).

A partir da área de filtração, obteve-se um filtro tambor rotativo à vácuo para atender as exigências necessárias. O modelo de filtro escolhido é o TSF 36.6/65,

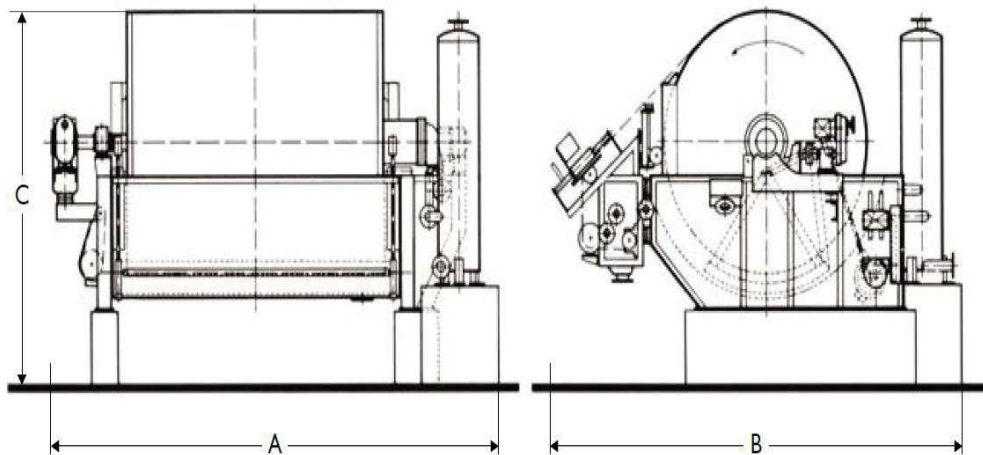
fornecido pela empresa ANDRITZ. As dimensões espaciais do filtro tambor rotativo à vácuo estão descritas conforme a Tabela 51.

Tabela 51 - Dimensões do Filtro Tambor Rotativo à Vácuo (F-101)	
Resultado dimensionamento filtro rotativo à vácuo	
Modelo do filtro	TSF 36.6/65
Área do filtro (m ²)	75
Diâmetro do tambor (mm)	3660
Largura do tambor (mm)	7500
Número de células	28
Dimensão A (mm)	9250
Dimensão B (mm)	5700
Dimensão C (mm)	4200
Peso total do filtro (ton)	59
Potência (kW)	8

Fonte: Autores, 2019.

Para fins de orientação, a figura 22 apresenta as ilustrações para as dimensões A, B e C.

Figura 22 - Demonstração ilustrativa das dimensões A, B e C



Fonte: Catálogo TEFSA

As especificações de construção e operação do filtro tambor rotativo à vácuo (F-101) estão descritas abaixo no Quadro 10.

Quadro 10- Especificações técnicas para o filtro tambor rotativo à vácuo (F-101)	
Equipamento	Filtro tambor rotativo à vácuo
TAG	F-101
Quantidade	1
Material de construção	Aço Carbono
Modo de operação	Contínuo
Temperatura de operação (°C)	100 °C
Capacidade de filtração (L m ⁻² h ⁻¹)	1271
Modo de descarga da torta	Raspador, rolo.

Fonte: Autores, 2019.

5.5.9 Troca Iônica (TI-101)

O dimensionamento sistemas de troca iônica e de adsorção requer a informação de dados de equilíbrio e de cinética do processo, geralmente, obtidos por meio do levantamento de curvas de ruptura experimentais em condições operacionais definidas. Desta forma, devido à grande especificidade destes tipos de processos, a especificação e o dimensionamento real só é possível por meio de obtenção de dados experimentais para um determinado sistema, neste sentido, neste projeto optou-se pela utilização de um processo já dimensionado por González *et al.* (2007), no qual o volume de suas bateladas corresponde ao mesmo volume das bateladas do presente projeto. As condições propostas pelos autores são mostradas na Tabela 52.

Tabela 52 - Condições de operação das colunas de troca iônica (TI-101)

	Coluna de troca catiônica	Coluna de troca aniônica
Volume de resina (m³)	8	1,1
Velocidade (m h⁻¹)	5	5
Temperatura (°C)	40	40
Eficiência (%)	99	100

Fonte: González *et al.* (2007).

Através desses dados, iniciou-se o dimensionamento das colunas de troca iônica. Primeiramente, determinou-se a massa de resina necessária para as etapas, considerando o volume determinado pelos autores como volume total da coluna e, através do cálculo de sua porosidade pela correlação de Ribeiro *et al.* (2010) (Equação 92), determinou-se o volume de sólidos porosos pela Equação 93. Na sequência, através da densidade das resinas, determinou-se a massa das mesmas por meio das Equações 97, 98 e 99.

$$\varepsilon = 0,373 + 0,917 \exp\left(-0,824\left(\frac{D}{D_p}\right)\right) \quad (97)$$

Em que:

D: Diâmetro da coluna (m);

D_p: Diâmetro de partícula (m).

$$\varepsilon = \frac{V_v}{V} \quad (98)$$

Em que:

V_v : Volume de espaços vazios (m^3);

V : Volume total do sistema (m^3).

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (9)$$

Na sequência, foi determinada a área de seção transversal das colunas pela Equação 100, sendo esta posteriormente utilizada para determinar o diâmetro das mesmas pela Equação 101.

$$Q = vA \quad (100)$$

$$D = \sqrt{\frac{2A}{\pi}} \quad (101)$$

Por fim, determinou-se a altura da coluna considerando o volume de resina e o diâmetro das colunas, empregando a Equação 102.

$$h = \frac{V}{r^2} \quad (102)$$

As dimensões calculadas das colunas são mostradas, por fim, na Tabela 53.

Tabela 53 - Dimensões das colunas de troca iônica

	Coluna de troca catiônica	Coluna de troca aniônica
Massa de resina (kg)	6220	703,5
Área de seção transversal (m^2)	3,51	3,51
Diâmetro (m)	1,5	1,5
Altura (m)	14,3	1,97

Fonte: Autores (2019).

5.5.9.1 Trocador catiônico

A resina utilizada no processo de González *et al.* (2007) é a Lewatit® S2568, produzida pela empresa Lenntech. As especificações da resina são mostradas no Quadro 11.

Quadro 11 - Especificações técnicas da resina de troca catiônica

Resina Levawit S2568	
Grupo funcional	Ácido sulfônico
Matriz	Poliestireno reticulado
Estrutura	Macroporosa
Tamanho médio do grânulo (mm)	0,6 – 0,7
Densidade (g mL ⁻¹)	1,24
Retenção de água (%)	52 – 57
Capacidade total (mEq L ⁻¹)	1,7
Temperatura de operação máxima (°C)	120
pH de operação	0 – 14
Velocidade linear de retrolavagem (m h ⁻¹)	10 – 12
Velocidade linear de regeneração (m h ⁻¹)	5
Queda de pressão específica (kPa h m ⁻²)	0,8
Queda de pressão máxima (kPa)	300
Armazenamento	2 anos
Temperatura de armazenamento (°C)	20 - 40

Fonte: Lenntech (2018).

5.5.9.2 Trocador aniônico

A resina desta etapa é a Lewatit® S4428, também produzida pela empresa Lenntech. O Quadro 12 mostra as especificações desta resina.

Quadro 12 - Especificações técnicas da resina de troca aniônica

Resina Levawit S4428	
Grupo funcional	Amina terciária/quaternária
Matriz	Poliestireno reticulado
Estrutura	Macroporosa
Tamanho médio do grânulo (mm)	0,4 – 1,2
Densidade (g mL ⁻¹)	1,02
Retenção de água (%)	52 – 58
Capacidade total (mEq L ⁻¹)	1,6
Temperatura de operação máxima (°C)	70
pH de operação	0 – 8
Velocidade linear de retrolavagem (m h ⁻¹)	3 – 4
Velocidade linear de regeneração (m h ⁻¹)	5
Queda de pressão específica (kPa h m ⁻²)	1,1
Queda de pressão máxima (kPa)	250
Armazenamento	2 anos
Temperatura de armazenamento (°C)	20 – 40

Fonte: Lenntech (2013).

5.5.10 Osmose Reversa (OR-101)

A primeira etapa de concentração do ácido láctico também foi baseada no dimensionamento proposto por González *et al.* (2007), no qual aplicou-se a membrana em espiral MSCB 2521 R99, cujas especificações e condições de operação são mostradas no Quadro 13.

Quadro 13 - Condições de operação da membrana de osmose reversa

Membrana de poliamida aromática MSCB 2521 R99	
Área de membrana (m ²)	867
Temperatura de operação (°C)	25
Pressão de operação (bar)	30
Velocidade do escoamento (m s ⁻¹)	2
Vazão de operação (m ³ h ⁻¹)	17,34
Fluxo médio de permeado (L h ⁻¹ m ⁻²)	12
VCR	3
Vida útil	2 anos

Fonte: González *et al.* (2007)

Partindo dessas especificações, determinou-se a área de seção transversal da tubulação necessária para que se obtenha a velocidade de escoamento ideal para o processo. Dessa forma, obteve-se:

$$A = 0,241 \text{ cm}^2$$

5.5.11 Silo de Armazenamento de Cal (SL-101)

O dimensionamento do silo de armazenamento de cal foi proposto para o armazenamento de uma quantidade suficiente de uma semana de operação. O sistema deverá fornecer quantidades suficientes de cal para o processo de forma automática em função da variação do pH. As especificações técnicas para o silo de armazenamento de cal estão apresentadas no Quadro 14.

Quadro 14 - Especificações técnicas para o silo de armazenamento de cal

Equipamento	Silo de Armazenamento
TAG	-
Quantidade	1
Material de Construção	Aço Galvanizado
Enchimento	Superior
Alimentação do processo	Contínuo – Transporte Pneumático controlado pela variação do pH no Fermentador
Formato	Cilíndrico com sistema de descarga em forma de cone com inclinação de 45°
Isolamento	Não há

Fonte: Autores (2019).

O silo tem duas regiões cônicas com inclinação em 45°, uma superior, com entrada centralizada e uma inferior para descarga, que estará conectada diretamente na tubulação de condução aos fermentadores. Fixando o diâmetro e

ângulo de inclinação, obteve-se a altura das regiões cônicas e, desta forma o volume destas regiões através da Equação 103.

$$V_c = \frac{\pi D^2 h_c}{6} \quad (103)$$

Em que:

V_c = Volume das regiões cônicas (m^3);

D = diâmetro do silo (m);

h_c = altura da região cônica (m).

O volume da região cilíndrica foi determinado através da Equação 104.

$$V_{ci} = \frac{\pi D^2 h_{ci}}{4} \quad (104)$$

Em que:

V_{ci} = Volume da região cilíndrica (m^3);

h_{ci} = altura da região cilíndrica (m).

Os resultados do dimensionamento estão apresentados na Tabela 54.

Tabela 54 - Dimensões do silo de armazenamento de cal (SL-101)

Resultado do dimensionamento do Silo de Armazenamento de Cal	
Volume do silo (m^3)	21,77
Capacidade de armazenamento (ton)	48,12
Volume das seções cônicas (m^3)	7,06
Volume da seção cilíndrica (m^3)	14,71
Altura das seções cônicas (m)	1,50
Altura da seção cilíndrica (m)	2,08
Diâmetro do silo (m)	3
Ângulo da região de descarga (°)	45
Ângulo do telhado (°)	45
Altura da região de descarga (m)	1,00
Altura total (m)	6,08

Fonte: Autores (2019).

5.5.12 Caldeira à Vapor (CA-101)

Conforme as demandas energéticas do sistema de esterilização (TC-101) e do sistema de evaporação (EV-101) é necessário a instalação e utilização de um

complexo caldeira para fornecer o vapor demandado pelas operações. Segundo a Tabela 50, o sistema de evaporação (EV-101) demanda 2588,1 kg h⁻¹ de vapor e o sistema de esterilização (TC-101) 1411 kg h⁻¹, fazendo com que haja uma necessidade mínima de 4 ton h⁻¹ de vapor para suprir os processos citados. Sabendo-se das quantidades mínimas necessárias, foi projetada uma caldeira para atender as especificações com o auxílio da empresa especializada Benecke Irmãos & CIA LTDA. A imagem ilustrativa do complexo caldeira é apresentada na Figura 23. As especificações técnicas, dimensionais e operacionais estão descritas na Tabela 55 e no Quadro 15, respectivamente.

Tabela 55 - Condições de operação do complexo caldeira (CA-101)

	Carga da Caldeira	100 %
	Produção de vapor (água de alimentação a 20°C)	4.000 kg h ⁻¹
	Produção de vapor (água de alimentação a 80°C)	4.400 kg h ⁻¹
	Pressão máxima de operação - PMO	10,0 bar (g)
	Pressão máxima de trabalho admissível – PMTA	10,4 bar (g)
	Pressão de teste hidrostático	15,6 bar (g)
	Temperatura do vapor saturado	184,1 °C
	Temperatura da água de alimentação	20 °C
	Temperatura dos gases na saída da fornalha	897 °C
	Temperatura dos gases na saída da caldeira	255 °C
	Temperatura dos gases na saída do pré-aquecedor	178 °C
	Temperatura dos gases na chaminé	178 °C
	Temperatura do ar de combustão	130 °C
	Excesso de ar	60 %
	Liberação térmica na fornalha	3169.623 kcal h ⁻¹
	Combustível	60% madeira 40% Serragem
	Umidade máxima do combustível	55 %
	PCI - Poder calorífico inferior do combustível	1.750 kcal kg ⁻¹
	PCS - Poder calorífico superior do combustível	4.670 kcal kg ⁻¹
	Consumo de combustível	1.811 kg h ⁻¹
	Vazão de ar de combustão	8.705 kg h ⁻¹
	Vazão de gases de combustão	11.242 kg h ⁻¹
	Eficiência (PCI)	81,3 %

Fonte: Benecke Irmãos (2018)

**Desempenho
e eficiência**

Quadro 15 - Especificações técnicas e dimensionais do complexo da caldeira (CD-101)

Silo Dosador	Tipo	Rosca de alimentação
	Capacidade de armazenagem	5 m ³
	Quantidade de roscas	2
	Material	Aço ASTM A 36
	Acionamento das roscas	1,0 cv
	Acionamento do mexedor	1,0 cv
Grelha	Tipo	Móvel de avanço
	Inclinação	8 °
	Material dos fundidos	Liga de Ferro Fundido 10% Cr
	Comprimento	3,679 m
	Largura	1,455 m
	Superfície de queima	5,35 m ²
Fornalha aquatubular	Comprimento	4,998 m
	Largura	1,934 m
	Altura	2,283 m
	Tipo construtivo	Paredes membranas
	Material dos tubos	Aço ASTM A 178 Grau A
	Diâmetro dos tubos	0,0635 m
	Espessura dos tubos	0,00305 m
	Espaçamento entre tubos	0,1005 m
	Material das aletas	Aço ASTM A 36
	Espessura das aletas	0,00635 m
	Material dos coletores	Aço ASTM A 106 Grau B
	Diâmetro dos coletores	0,0889 / 0,1413 m
Espessura dos coletores	0,00549 / 0,00655 m	
Tubulão de Vapor	Material do corpo	Aço ASTM A 285 Grau C
	Comprimento do corpo	4,100 m
	Diâmetro interno do corpo	1,918 m
	Espessura do corpo	0,01587 m
	Material dos espelhos	Aço ASTM A 285 Grau C
	Espessura dos espelhos	0,01587 m
	Material dos tubos	Aço ASTM A 178 Grau A
	Diâmetro dos tubos	0,0635 m
	Espessura dos tubos	0,00277 m
	Quantidade de tubos	219 m
Superfície de aquecimento	Fornalha	43,8 m ²
	Tubulão de vapor	161,1 m ²
	Total	204,9 m ²
	Taxa de evaporação	19,5 kg m ⁻² h ⁻¹

Fonte: Benecke irmãos (2018)

Figura 23 - Imagem ilustrativa do complexo caldeira (CA-101)



Fonte: Benecke irmãos (2018)

5.6 LAYOUT DAS INSTALAÇÕES

Nesta seção é apresentado o *layout* proposto para o projeto de indústria de produção de ácido láctico. Conforme ilustrado na Figura 24, a proposta contém todas áreas úteis da indústria de maneira geral e, em maiores detalhes, na área de produção.

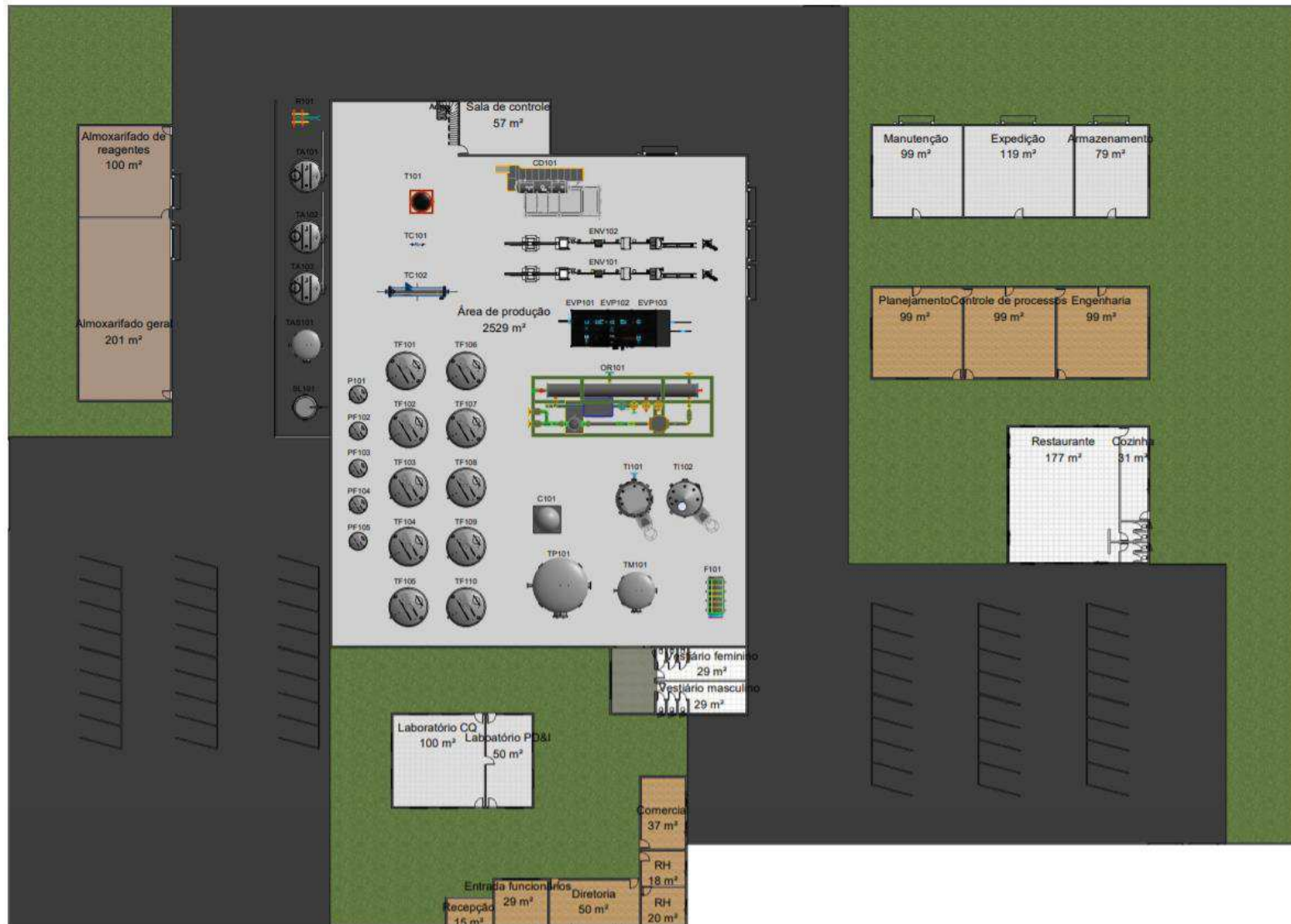
Os setores foram alocados de forma a facilitarem o fluxo do processo, portanto, áreas que possuem maior necessidade de estarem próximas, como por exemplo a área de produção, manutenção e expedição, foram dispostas de tal forma.

Citando o setor de produção, os equipamentos foram dispostos de forma à estarem de acordo com a NR-12 que trata da segurança no trabalho em máquinas e equipamentos e, conforme a norma, os equipamentos foram instalados de forma a facilitar o trânsito entre as operações e também obedecendo dois limites de segurança padronizados neste *layout*: foram adotados, no mínimo, 2 metros de distância entre equipamentos que não liberam calor e, no mínimo, distância de 5 metros entre equipamentos que possuem liberação de calor, como por exemplo, os trocadores de calor (TC-101, TC-102) utilizado do permeado de soro de leite.

O *layout* apresentado neste projeto foi construído utilizando o *software* AutoDesk (licença acadêmica), Revit e por conta de algumas limitações em relação ao mesmo, alguns equipamentos não obedecem fielmente às dimensões propostas, portanto, possuem caráter ilustrativo. O mesmo conta com duas apresentações, o plano em duas dimensões em vista superior (planta baixa) e o seu formato renderizado (três dimensões) em perspectiva, portanto, ambos serão apresentados posteriormente nesta seção.

Conforme ilustrado na Figura 24, a planta baixa possibilita a visualização das áreas (m²) que serão ocupadas por todos os setores da indústria, contendo, também, a logística da disposição dos setores, incluindo estacionamentos e área de entrada.

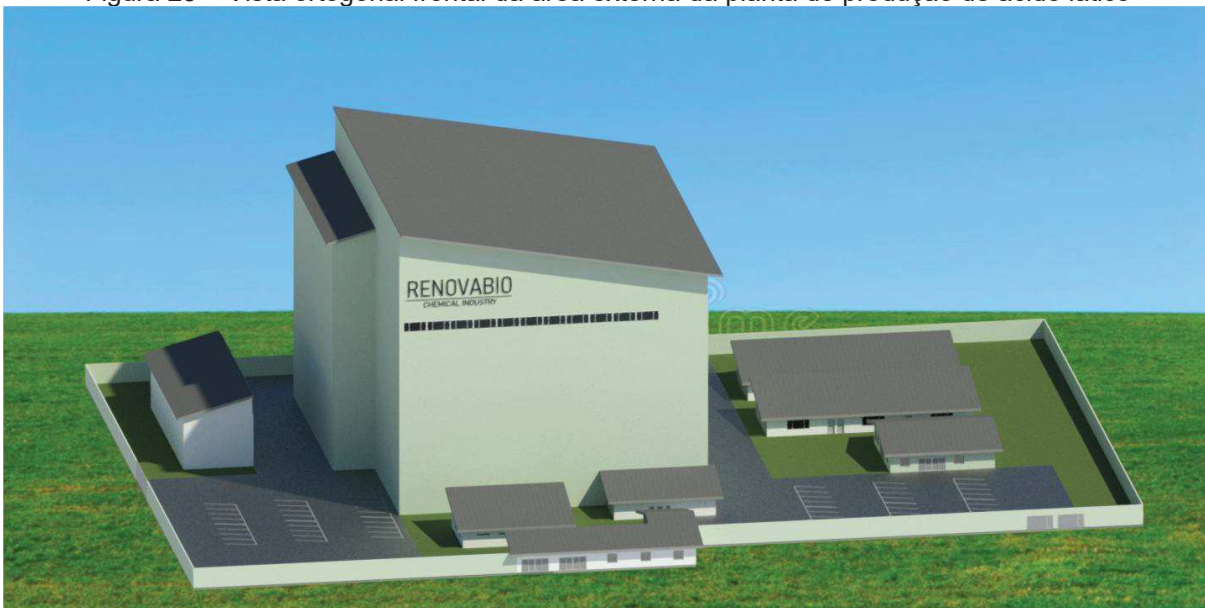
Figura 24 - Planta baixa proposta do processo de produção de ácido láctico com a utilização de permeado de soro de leite



Fonte: Autores (2019).

A seguir, serão apresentadas as renderizações realizadas a partir da planta baixa do projeto, com o auxílio do *software* Revit. As renderizações auxiliam na visualização da planta de maneira geral (Figura 25) e demonstram o setor industrial a partir da visão de diferentes ângulos (Figuras 26, 27 e 29).

Figura 25 – Vista ortogonal frontal da área externa da planta de produção de ácido láctico



Fone: Autores (2019).

Figura 26 - Vista ortogonal sudoeste isométrico dos equipamentos do setor de produção



Fonte: Autores (2019).

Figura 27 – Vista ortogonal sudeste dos equipamentos do setor de produção



Fonte: Autores (2019).

5.7 MAPA DE RISCO DOS SETORES

Nesta seção serão apresentados os riscos atrelados a cada setor da indústria de produção de ácido láctico, o mapa de risco foi efetuado com o auxílio do *layout*, apresentado na seção anterior, conforme a Figura 24.

Para a padronização do mapa de risco foram considerados cinco riscos, sendo eles: Risco Ergonômico, Risco Mecânico, Risco Físico, Risco Químico e Risco Biológico. Os setores ilustrados pela planta baixa (Figura 24) foram todos considerados, com exceção da entrada de funcionários, recepção, vestiários e estacionamentos.

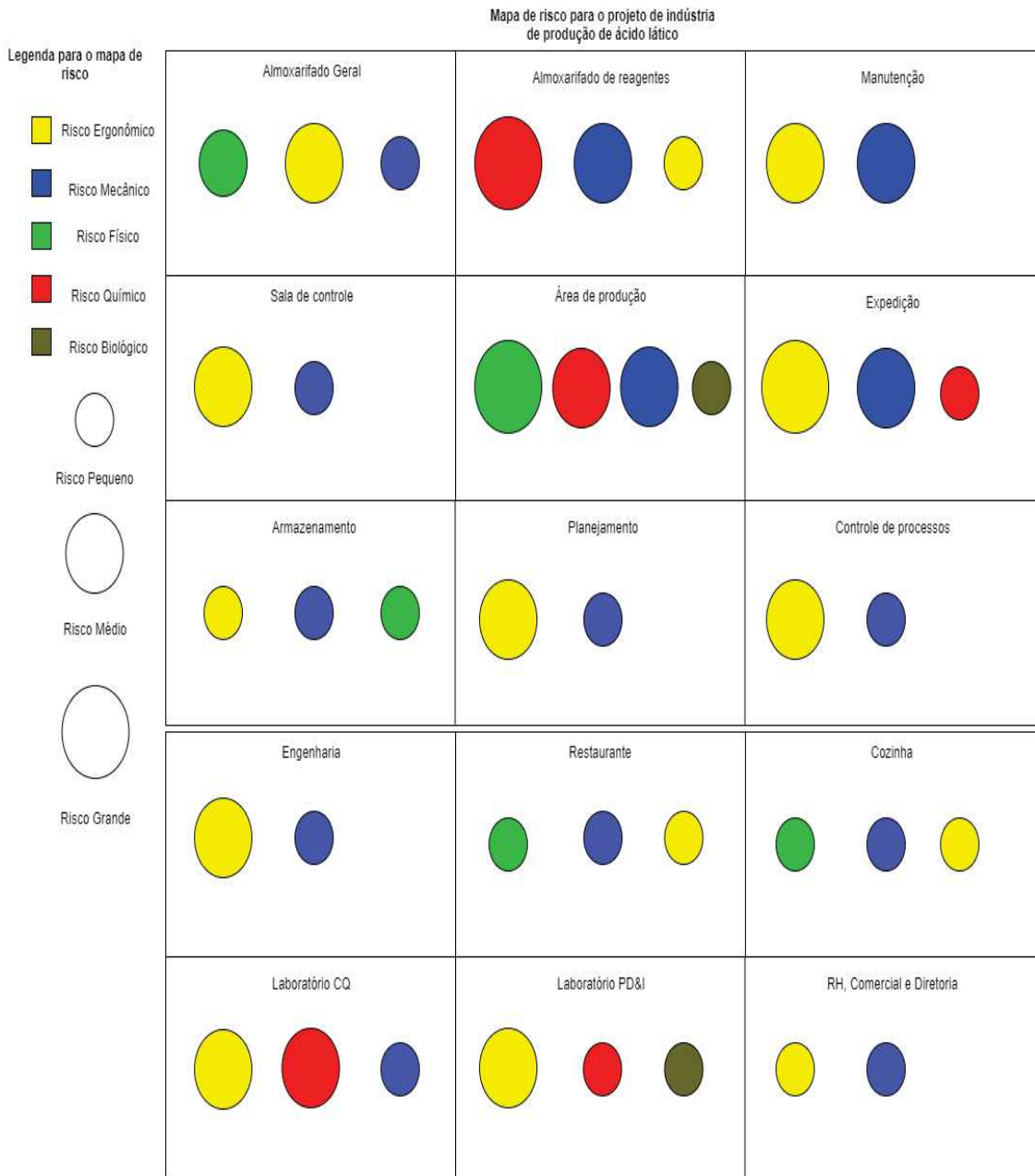
Os principais riscos considerados para cada setor podem ser citados como:

- Riscos ergonômicos: Esforço físico excessivo, levantamento e transporte de peso, controle rígido de produtividade, postura inadequada, monotonia e repetitividade;
- Riscos mecânicos: Probabilidade de incêndio e explosão, arranjo físico inadequado e armazenamento inadequado;
- Riscos físicos: ruído, calor, frio, pressão, umidade, radiações ionizantes e não-ionizantes e vibração;

- Riscos químicos: Contaminação química por exposição a pele, ingestão ou inalação nas formas de poeiras, gases, névoas, vapores ou líquidos;
- Riscos biológicos: Exposição a bactérias, vírus e/ou fungos.

Para fins de melhor visibilidade, além da disposição das esferas de risco na planta baixa da indústria, o mapa de risco é apresentado a seguir, conforme a Figura 28, em formato de quadro, onde indica-se os níveis de risco segundo o setor em questão.

Figura 28 - Mapa de risco proposto para o projeto de indústria de produção de ácido láctico



Fonte: Autores (2019).

Com o auxílio da Figura 28, observam-se as intensidades dos riscos para cada área e, a seguir, há a representação destes riscos na planta baixa, conforme a Figura 29.

Figura 29 - Representação dos riscos presentes nos setores industriais da planta baixa



Fonte: Autores (2019).

6. ENGENHARIA DE PROJETO E CONSTRUÇÃO

6.1 DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA HIDRÁULICO

O dimensionamento hidráulico do projeto consiste em estabelecer os tipos de tubulações mais adequados para cada etapa, tal como seus respectivos diâmetros interno e nominal, tornando possível o dimensionamento das principais bombas de deslocamento de fluidos do mesmo.

6.1.1 Materiais das Tubulações

A escolha do material de uma tubulação é um problema complexo, cuja solução depende da pressão e da temperatura de trabalho, do fluido conduzido, do custo, do grau de segurança necessário e das perdas de carga associadas ao processo.

6.1.1.1 Aço carbono

De modo geral, tubos de aço-carbono são os mais utilizados industrialmente, principalmente devido ao seu baixo custo e excelentes qualidades mecânicas, que permitem sua utilização em uma faixa de temperatura entre -45 a 400°C , além de sua alta condutividade térmica. Esse material pode ser utilizado no escoamento de água doce, vapor de baixa pressão, condensado, ar comprimido, óleos, gases e muitos outros fluídos pouco corrosivos.

Todavia, devido ao fato de ser constituído basicamente de ferro e carbono, este material é passível de sofrer oxidação, tornando sua aplicação no deslocamento de compostos orgânicos inviável. Para tanto, sua utilização no presente projeto restringe-se ao escoamento de vapor saturado, água de resfriamento e fluido refrigerante (SENAI, 2007).

6.1.1.2 Policloreto de vinila

O policloreto de vinila, também conhecido como PVC, é um dos termoplásticos (polímeros de cadeia reta) de maior uso industrial, tendo uma

resistência a temperatura entre -20 °C e 130 °C. Quando comparados a tubulações de materiais ferrosos, o PVC apresenta algumas vantagens, tais como: baixa condutividade térmica e elétrica; elevada resistência a corrosão; baixo coeficiente de atrito. Portanto, esse tipo de tubulação vem sendo muito empregada para deslocamento de águas, esgotos, ácidos, álcalis e outros produtos corrosivos diluídos (SENAI, 2007).

Todavia, devido a sua baixa condutividade térmica e resistência mecânica, esse material não é indicado para utilização em processos de troca térmica. Além disso, o deslocamento de fluidos orgânicos provoca a extração dos plastificantes existentes no material, provocando aumento de sua dureza e eventualmente fragilização (BRASKEM, 2002). Para tanto, a utilização deste material nesse projeto se restringe ao deslocamento de ácido sulfúrico na etapa de acidificação.

6.1.1.3 Aço inoxidável

As tubulações de aço inoxidável são consideradas as mais seguras e resistentes a corrosão e contaminação, além de baixas e altas temperaturas. Seu principal aprimoramento em relação ao aço-carbono está na presença de, no mínimo, 12% de cromo, que confere ao material uma elevada resistência a oxidação. Além disso, elementos como níquel (que confere resistência a baixas temperaturas) e usualmente molibdênio (resistência a altas temperaturas) geralmente são utilizados na formação dessa liga metálica, além de outros compostos em menores quantidades.

A AISI (*American Iron and Steel Institute* – Instituto Americano de Ferro e Aço) classifica os diferentes tipos de aços inoxidáveis existentes em três grupos de acordo com sua composição: austeníticos, ferríticos e martensíticos. O grupo dos austeníticos é o mais utilizado industrialmente, muito em função de sua facilidade de conformação e maior resistência a rupturas e trincas, mesmo em baixas temperaturas.

Dentro desse grupo, o aço AISI 304 é o mais popular, cuja composição é formada por ferro, carbono, silício, manganês, fósforo, enxofre, cromo e níquel. Suas aplicações variam desde indústrias químicas, farmacêuticas, alimentícias, petroquímicas, têxteis, etc., podendo constituir, além de tubulações, reatores,

sistemas de agitação, tanques de mistura e eixos rotativos de bombas centrífugas (TELLES, 2001).

Apesar de custar cerca de 11,5 vezes mais que o aço-carbono, o aço 304 ainda é menos dispendioso que outros modelos austeníticos empregados nas indústrias. O aço AISI 304L, por exemplo, é um modelo aprimorado do aço 304 que apresenta uma menor quantidade de carbono em sua composição. Essa diminuição na quantidade de carbono reduz a possibilidade de ocorrência de corrosão intercrystalina, caracterizada pela deterioração da solda (deterioração localizada), sendo esta muito comum em aços inoxidáveis. Todavia, não há possibilidade de ocorrência desse efeito no presente projeto, haja vista que essa corrosão só ocorre a altas temperaturas (superiores a 700 °C, podendo ocorrer durante a soldagem ou durante o processo) (GENTIL, 1994).

Outros modelos comumente empregados como AISI 316 e AISI 316L também são resistentes a esse tipo de corrosão (em especial o 316L), além de possuírem molibdênio em sua composição (TELLES, 2001), o que os torna ainda mais dispendiosos. Portanto, considerando as condições brandas de temperatura e a composição dos meios utilizados no processo (extremamente diluídos), conclui-se que a utilização do aço AISI 304 corresponde as propriedades necessárias para que as características dos fluidos sejam mantidas constantes durante todo o processo.

6.1.2 Determinação do Diâmetro das Tubulações

O conceito utilizado para calcular o diâmetro interno das tubulações do processo foi o de "diâmetro econômico" que, de acordo com Favetta (1998), é o diâmetro que reduz ao mínimo a soma dos custos da tubulação e da energia. Para o cálculo desse parâmetro, a velocidade de escoamento é a variável crítica, pois velocidades muito altas podem causar danos aos equipamentos e velocidades muito baixas podem provocar deposição de sólidos na linha.

Portanto, conclui-se que, para uma mesma vazão, quanto maior o diâmetro do tubo, menor será a queda na pressão e menor será o custo energético no bombeamento do fluido durante a operação da planta. Entretanto, o custo da tubulação, o qual seria o custo de compra de material e montagem de todo aparato que envolve o sistema, cresce com o diâmetro (API 14E RP, 1991).

A Tabela 56 mostra as faixas de velocidade econômica considerada para este projeto. Considerou-se que, devido ao fato de ser muito diluído, o fluido deslocado durante todo o processo possui densidade e viscosidade muito próximas a da água. Apenas após o processo de evaporação considerou-se uma velocidade econômica para fluidos com propriedades próximas as do ácido láctico.

Tabela 56 - Faixa de velocidade econômica nas tubulações utilizadas no processo

Fluido	Material da tubulação	Velocidade econômica (m s⁻¹)
Água	Aço	0,9 a 2
Ácido láctico 50%	Aço	0,79 a 1

Fonte: TELLES; BARROS (1998).

Através do diâmetro interno determinado pela Equação 105, utilizou-se as dimensões normalizadas estabelecidas pelas normas ANSI B.36.10 (para tubulações em aço-carbono) e ANSI. B.36.19 (para tubulações em aço inox) (Anexo C para determinar um diâmetro nominal ideal para cada etapa (TELLES, 2001). A fim de minimizar a diferença entre os diâmetros determinados e os diâmetros de sucção e recalque encontrados em catálogo de bombas, optou-se por utilizar a maior velocidade econômica possível para todas as etapas do processo. Para fins didáticos, determinou-se que apenas quatro correntes seriam dimensionadas no presente projeto.

$$D = 2 \sqrt{\frac{A}{\pi}} \quad (105)$$

As dimensões das tubulações calculadas são mostradas na Tabela 56.

Tabela 57 - Dimensões das tubulações do processo

Corrente	Velocidade econômica (m s⁻¹)	Diâmetro interno (mm)	Diâmetro nominal (mm)*
L-101	2	40,8	48
L-102	2	40,8	48
L-108	2	54	73
L-116	1	20,7	33

Fonte: Autores (2019).

*Diâmetro nominal determinado conforme padrão ANSI

6.1.3 Determinação da Altura Manométrica

A altura manométrica de cada tubulação é determinada pela Equação de Bernoulli, conforme Equação 106.

$$H_{man} = H_0 + \alpha \left(\frac{\Delta v^2}{2g} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\gamma} \right) + h_p \quad (106)$$

Em que:

H_0 : Altura total do sistema (m);

α : Coeficiente de Coriolis (adimensional);

Δv : Variação de velocidade do fluido (m s^{-1});

ΔP : Variação de pressão do fluido (Pa);

γ : Volume específico ($\text{m}^3 \text{kg}^{-1}$);

h_p : Perda de carga (m).

Considerando que não há variação de velocidade e pressão do fluido durante o escoamento e incluindo a existência das perdas de carga localizadas e distribuídas, tem-se a Equação 107 para determinação da altura manométrica.

$$H_{man} = H_0 + h_{p,d} + h_{p,l} \quad (107)$$

Em que:

$h_{p,d}$: Perda de carga distribuída (m);

$h_{p,l}$: Perda de carga localizada (m).

6.1.4 Perda de Carga Distribuída

A perda de carga distribuída é calculada pela Equação de Darcy-Weisbach (Equação 108) para escoamento turbulento. Previamente, determinou-se o número de Reynolds para estabelecer regime de escoamento do sistema.

$$h_p = f_D \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) \quad (108)$$

Em que:

f_D : Fator de atrito (adimensional);

L : Comprimento da tubulação (m);

D : Diâmetro interno da tubulação (m);

v : Velocidade de escoamento (m s^{-1});

g : Aceleração da gravidade (m s^{-2}).

O fator de atrito foi determinado através do Diagrama de Moody (Anexo D). A rugosidade relativa das tubulações é determinada pela Equação 109.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} \quad (109)$$

Em que:

K : Rugosidade absoluta (m);

D : Diâmetro interno da tubulação (m).

Tem-se a consideração de que a rugosidade absoluta do aço inox é de 0,0000015 m.

6.1.5 Perda de Carga Localizada

As perdas de carga localizadas consideradas para todas as tubulações são mostradas na Tabela 58. Considerando que todas as bombas estão afogadas, não foi considerada a utilização de crivo de sucção na entrada. A Tabela 59 mostra as alturas manométricas calculadas para cada corrente.

Tabela 58 - Perdas de carga localizadas das tubulações	
Objeto	Perda de carga (m)
Cotovelo 90° raio longo	0,9
Válvula de retenção tipo leve	3,2
Alargamento gradual	0,6
Saída	0,75

Fonte: LUDWIG (1997).

Tabela 59 - Alturas manométricas calculadas

Corrente	Altura do sistema (m)	Comprimento da tubulação (m)	Perda de carga distribuída (m)	Perda de carga localizada (m)	Altura manométrica (m)
L-101	10,67	17	1,64	7,55	19,86
L-102	4,9	8	0,774	8,45	14,12
L-108	14,26	19	1,39	7,55	23,2
L-116	8	17	0,67	7,55	16,22

Fonte: Autores (2019).

6.1.6 Dimensionamento de Bombas

Utilizando-se a altura manométrica calculada, a vazão do sistema determinada nos balanços de massa e um gráfico de escamas (Anexo E) fornecido pelo fornecedor de bombas centrífugas (ideais para deslocamento de fluidos) escolhido (empresa Dancor S.A. Indústria Mecânica), determinou-se o melhor modelo para cada operação.

Em seguida, construiu-se a curva característica da bomba (também com dados fornecidos pelo fabricante) junto com a curva de operação, obtendo assim a curva característica de instalação. O ponto de intersecção entre as duas curvas determina o ponto ótimo de operação da bomba, tanto para vazão quanto para altura manométrica. A eficiência de cada bomba também foi fornecida pelo fabricante.

Com o ponto ótimo de operação determinado, utilizou-se a Equação 110 para determinar a potência de operação da bomba.

$$P = \frac{1000Qh_b}{75n_b} \quad (110)$$

Em que:

Q : Vazão volumétrica ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$);

h_b : Altura manométrica (m);

n_b : Eficiência da bomba (%).

Aplicando-se um fator de segurança mostrado na Tabela 59, determinou-se a potência total de cada bomba. Com a potência total calculada, buscou-se novamente no catálogo o modelo que melhor se ajustasse às condições de cada etapa. Os resultados do dimensionamento de bombas obtidos são mostrados na Tabela 60.

Tabela 60 - Fator de segurança para bombas

Potência calculada (CV)	Margem de segurança (%)
Até 2	50
2 a 5	30
5 a 10	20
10 a 20	15
Acima de 20	10

Fonte: Autores (2019).

Tabela 61 - Condições de operação das bombas escolhidas para o processo

Corrente	Bomba	H_{man} (m)	Vazão de operação (m^3/h)	Modelo	Potência (CV)	Vazão da bomba ($m^3 h^{-1}$)
L-101	B-101	19,86	10	CAM W-10	3	13,3
L-102	B-103	14,12	10	CAM W-16	2	10,8
L-108	B-107	23,2	17,56	CAM W-21	3	18,6
L-116	B-116	16,22	1,1	CAM W4-NE	1/2	1,55

Fonte: Autores (2019).

As curvas características de cada uma das bombas são mostradas na lista de Apêndices A. As curvas de eficiência fornecidas pelo fabricante são mostradas nos Anexos F até I.

6.2 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO

O controle dos parâmetros de um processo é fundamental para garantir a funcionalidade de suas operações, buscando ao máximo minimizar erros causados por perturbações do ambiente ou falhas humanas, além de garantir a segurança e um retorno econômico.

Para que seja possível realizar o controle de um processo, é necessário a medição e leitura de uma série de variáveis físicas e químicas relevantes para o mesmo. Para tanto, a utilização de instrumentos de faz extremamente necessária para se manter a estabilidade de um processo industrial (RIBEIRO, 1999).

6.2.1 Instrumentos

De acordo com a Eletrobrás (2008), os componentes básicos de uma malha de controle podem ser classificados em sensores, transmissores, transdutores, controladores e atuadores. Os sensores são dispositivos que respondem a estímulos físicos, gerando um sinal de saída capaz de ser convertido e interpretado por outros dispositivos tal como um CLP (Controlador Lógico Programável) ou

uma IHM (Interface Homem Máquina). Esse tipo de elemento varia de acordo com a variável a ser medida, tal como a estratégia adotada para tal medição.

Os transmissores, por sua vez, são instrumentos que detectam as variações na variável medida/controlada através do elemento primário (podendo este fazer parte ou não do transmissor) e transmitem-na à distância.

Na sequência, os transdutores são responsáveis pelo recebimento do sinal, modificando-o para um sinal de saída que possa ser reconhecido pelo controlador, quando necessário.

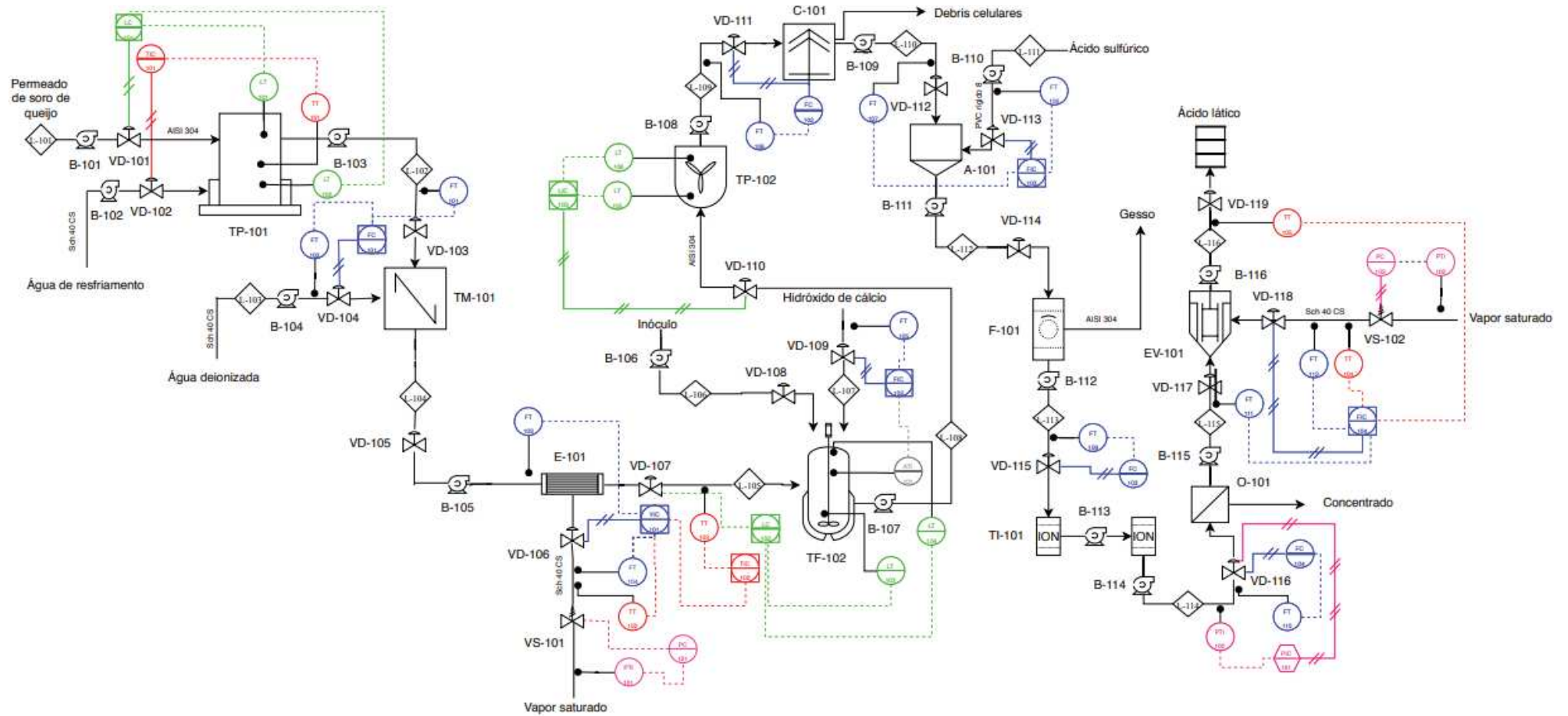
O controlador é o instrumento que compara a variável de processo com um valor desejado, fornecendo um sinal de saída, a fim de manter a variável de processo em um valor específico ou entre valores determinados.

Por fim, os atuadores são os instrumentos que sofrem a ação determinada pelo controlador, sendo este o dispositivo que causa a alteração desejada na variável em questão. De maneira geral, as válvulas são os equipamentos mais empregados para esta manipulação.

6.2.2 Diagrama de Tubulação e Instrumentação

A fim de ilustrar as malhas de controle aplicadas no processo, desenvolveu-se primeiramente um Diagrama de Tubulação e Instrumentação (PI&D – *Piping and Instrumentation Diagram*) que ilustra os principais instrumentos e sistemas de controle do processo, Figura 30.

Figura 30 - Diagrama de tubulação e instrumentação da indústria de produção de ácido láctico a partir de permeado de soro de leite



Fonte: Autores (2019)

O Quadro 16 mostra as abreviações utilizadas no mesmo, a fim de simplificar o entendimento do diagrama.

Quadro 16 - Abreviações utilizadas na instrumentação e controle

Abreviação	Significado
VD	Válvula diafragma
VS	Válvula de segurança
LT	Sensor/transmissor de nível
LC	Controlador de nível
LIC	Controlador/indicador de nível
TT	Sensor/transmissor de temperatura
TI	Indicador de temperatura
TC	Controlador de temperatura
TIC	Controlador/indicador de temperatura
FT	Sensor/transmissor de vazão
FC	Controlador de vazão
FIC	Controlador/indicador de vazão
ATI	Sensor/transmissor/indicador de pH
PT	Sensor/transmissor de pressão
PIC	Controlador/indicador de pressão

Fonte: Autores (2019).

6.2.2.1 Upstream

As etapas de *upstream* são responsáveis pelo preparo da matéria-prima para que esta seja utilizada no processo fermentativo. Para tanto, o controle dos parâmetros de cada operação se faz extremamente necessário para o sucesso do processo.

6.2.2.1.1 Tanque de armazenamento de permeado (TP-101)

O *upstream* do processo se inicia no tanque de armazenamento de permeado TP-101, onde deve-se controlar a temperatura (constante a 5 °C) e o nível do mesmo. O tanque possui uma chave de nível mínimo, cuja função é emitir um sinal quando o nível do tanque ficar baixo o suficiente para causar o fenômeno de cavitação na bomba B-103, além de uma chave de nível máximo, que emite um sinal quando o tanque atinge o limite de segurança do reservatório, evitando assim um transbordamento. Ambos os sinais, quando transmitidos, são recebidos e, então, ocorre a resposta por meio de um controlador compartilhado presente no painel principal de controle, LC-101. O controlador regula, então, a vazão de entrada de permeado de soro de leite na unidade produtiva através da válvula VD-101.

O controle de temperatura é feito através da manipulação da vazão de água de resfriamento que circula dentro do tanque. O sensor, localizado no interior do tanque, emite um sinal referente à temperatura interna do mesmo. O sinal transmitido é reconhecido por um controlador/indicador discreto presente no painel principal TIC-101, que regula a vazão de água de resfriamento manipulando a válvula VD-102.

6.2.2.1.2 Tanque de mistura (TM-101)

No tanque de mistura TM-101 é necessária a determinação da vazão de entrada de permeado, a fim de manipular a vazão de água deionizada necessária para que se obtenha a diluição desejada. Para tanto, sensores de vazão emitem um sinal que é transmitido a um controlador compartilhado presente no painel principal FC-101, que regula a vazão de água deionizada manipulando a válvula VD-104.

6.2.2.1.3 Esterilização (E-101)

O esterilizador E-101 é composto por dois trocadores de calor que utilizam vapor saturado para esterilizar o meio de cultivo e, na sequência, diminuir sua temperatura até a temperatura de fermentação. Para todos os trocadores de calor, aplicou-se a mesma lógica de controle.

A manipulação da vazão de vapor saturado é controlada por meio de um sensor de temperatura localizado na extremidade final do equipamento, cujo sinal é transmitido e recebido por um controlador/indicador compartilhado TIC-102, que emite um sinal elétrico para um controlador de vazão FIC-101 que também recebe um sinal referente à vazão do próprio vapor saturado. Há também um sensor/transmissor de vazão localizado no início da corrente FT-103, que emite um sinal referente à vazão de entrada no trocador de calor. Através dessas três informações, o controlador YIC-101 manipula a vazão de vapor saturado no sistema por meio da válvula VD-106. Nos casos de redução de vazão de vapor ocasionada por resposta do controlador ou devido a qualquer outro fator que aumente a pressão do mesmo, a válvula de segurança VS-101 é ativada, liberando o vapor em excesso e reduzindo a pressão da tubulação.

6.2.2.2 Fermentação (TF-102)

A etapa de fermentação é a etapa crítica para garantir o rendimento e a qualidade do processo produtivo, tendo em vista a sensibilidade às oscilações operacionais. As variáveis controladas nessa operação são o nível de meio de cultivo e o pH do mesmo durante a batelada. Como já fora determinado e discutido anteriormente nos balanços de energia, a temperatura da operação não varia expressivamente, sendo esta uma variável cujo controle é desnecessário.

O nível dentro dos fermentadores é controlado de duas chaves de nível, LT-103 e LT-104, responsáveis pela detecção de níveis mínimos e máximos, respectivamente. Ambos emitem um sinal que é reconhecido pelo controlador compartilhado LC-102, que regula a vazão de entrada de meio no sistema através da válvula VD-108.

O pH, por sua vez, necessita de correção com hidróxido de cálcio a fim de evitar inibição por excesso de produto. Para tanto, o sensor/transmissor/indicador de pH ATI-101 transmite um sinal quando o pH do meio começa a diminuir. Este é reconhecido pelo controlador FIC-105 que regula a entrada da base no fermentador pela válvula VD-109.

6.2.2.3 Downstream

As etapas de *downstream* são determinantes para a obtenção do produto em pureza e concentração desejada. Portanto, seu controle é muito importante para o sucesso do processo.

6.2.2.3.1 Tanque pulmão (TP-102)

O tanque pulmão TP-102, que armazena o caldo fermentado, necessita de um controle de nível mínimo e máximo, sendo este detectado e transmitido pelas chaves de nível LT-105 e LT-106, cujo sinal é recebido pelo controlador LIC-103, que regula o nível do tanque manipulando a válvula VD-110.

6.2.2.3.2 *Centrífuga (C-101)*

Para que a produção se mantenha contínua, a vazão de saída do tanque pulmão e entrada na centrífuga deve ser mantida constante. Portanto, utiliza-se um sensor/transmissor de vazão FT-106, cujo sinal é identificado pelo controlador de campo FC-102 cuja função é manipular a vazão na tubulação pela válvula VD-111.

6.2.2.3.3 *Acidificação (A-101)*

A etapa de acidificação necessita de um controle das vazões de entrada do caldo e do ácido sulfúrico no tanque. Para isso, os sensores/transmissores FT-107 e FT-108 transmitem um sinal para o controlador FIC-103 que, de acordo com a vazão de caldo fermentado, regula a adição de ácido pela válvula VD-113, de forma que o balanço estequiométrico da reação permaneça correto.

6.2.2.3.4 *Troca iônica (TI-101)*

O principal controle da etapa de adsorção também se refere a vazão de entrada do caldo nas colunas. Para esse caso, uma baixa vazão ocasionaria uma diminuição da pressão do sistema, que pode diminuir a eficiência da adsorção. Por outro lado, uma alta vazão pode transformar o sistema em um leito fluidizado, devido ao aumento da pressão.

O controle é realizado pela recepção de sinal do sensor/transmissor FT-109 pelo controlador de campo FC-103, que manipula a vazão pela válvula VD-115.

6.2.2.3.5 *Osmose reversa (OR-101)*

Pra que essa operação seja realizada em condições ótimas, a pressão de alimentação na membrana deve ser mantida constante em 2 bar. Para isso, um sensor/transmissor/indicador de pressão PTI-102 indica perturbações nessa variável, que são corrigidas através do controlador/indicador PIC-101, que regula a pressão de alimentação através da válvula VD-116.

6.2.2.3.6 *Evaporação (EV-101)*

O processo de evaporação necessita de controle rigoroso, haja vista que a operação assegura ao produto final a concentração desejada dentro do processo. Para isso, sensores/transmissores de vazão de produto (FT-111) e de temperatura do produto final (TT-105) e do vapor saturado (TT-104) emitem sinais que são reconhecidos pelo controlador compartilhado FIC-104, que manipula a válvula VD-118 para regular a vazão de vapor que alimenta o equipamento. No caso de necessidade de diminuição de vazão, uma válvula de segurança VS-102 é ativada para evitar um aumento de pressão dentro da tubulação.

7. ENGENHARIA ECONÔMICA

7.1 CUSTOS DE INSTALAÇÃO

Os custos de instalação (CAPEX – *Capital Expenditure* ou custos de capital) de um processo são definidos como o montante de dinheiro necessário para aquisição dos bens de capital que serão utilizados na construção e operação de uma planta industrial (HOFMANN *et al.*, 2012). Para tanto, deve-se considerar os custos referentes à compra de equipamentos, instrumentos e tubulações, além das utilidades necessárias para o processo, considerando custos de instalação, inflação, fluxo de caixa, dentre outros.

7.1.1 Custos de Equipamentos

Os equipamentos do processo foram cotados a partir do portal online Matches (Matches Chemical Engineering, 2019). Os preços obtidos são referentes ao ano de 2014 e, portanto, foram corrigidos através do CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index* – Índice de Custo de Plantas de Engenharia Química), ou seja, considerando a variação do preço devido à inflação. A Tabela 62 mostra os índices aplicados para o presente projeto.

Tabela 62 - CEPCIs utilizados na análise econômica do projeto

Ano	CEPCI
2014	576,1
2018	603,1

Fonte: Chemical Engineering Online (2018).

Os índices considerados foram aplicados na Equação 106:

$$\frac{C_2}{C_1} = \frac{I_2}{I_1} \quad (106)$$

Em que:

C_1 : Custo referente a 2014;

C_2 : Custo referente a 2018;

I_1 : CEPCI de 2014;

I_2 : CEPCI de 2018.

Outro fator considerado foi o fator de localização. Sua utilização é importante devido a diferenças de preços e disponibilidade de mão-de-obra, infraestrutura e transporte entre diferentes localidades. Os preços obtidos pelo portal Matches têm como referencial a Costa do Golfo dos EUA. Para tanto, Turton *et al.* (2008) lista diversos fatores adimensionais de localização, inclusive para o Brasil, cujo valor de 1,14 fora aplicado para este projeto. O fator de localização é utilizado no balanço econômico através da Equação 107:

$$C_E = C_2 f_l \quad (107)$$

Em que:

C_E : Custo corrigido em relação a inflação e localização;

f_l : Fator de localização.

O último fator considerado foi o fator de instalação. Para este, utilizou-se os valores propostos por Towler & Sinnott (2012) para processos que envolvam fundamentalmente fluidos. Os subfatores considerados pelos autores são mostrados na Tabela 63, de forma que a soma de todos estes é considerado o fator de instalação total.

Tabela 63 - Fator de instalação utilizado na análise econômica do projeto

Subfator	
Mobilização de equipamentos	0,3
Tubulações	0,8
Controle e instrumentação	0,3
Sistema elétrico	0,2
Civil	0,3
Estruturas e construções	0,2
Pinturas e acabamentos	0,1
Utilidades	0,3
Design e engenharia	0,3
Contingência	0,1
Total	2,7

Fonte: TOWLER; SINNOTT (2012).

O fator de instalação é aplicado no processo através da Equação 108.

$$C_{TE} = \sum C_E f_i \quad (108)$$

Em que:

C_{TE} : Custo total de equipamentos;

f_i : Fator de instalação.

A Tabela 64 mostra os custos finais obtidos para cada equipamento (considerando a quantidade necessária para cada caso), tal como o custo total destes.

Tabela 64 - Custos totais de equipamentos		
Equipamento	Quantidade	Preço (\$)
TP-101	3	528.450,00
TM-101	1	130.203,00
E-101	1	9.786,00
TF-101	5	612.825,00
TF-102	10	8.497.209,00
TP-102	1	174.718,00
C-101	1	23.511,00
A-101	1	145.718,00
F-101	1	533.462,00
TI-101	1	207.955,00
OR-101	1	525.234,00
EV-101	1	648.867,00
RE-101	1	6.683,00
Caldeira	1	225.500,00
Bombas	16	133.664,00
CTE		33.490.218,00

Fonte: Autores (2019).

7.1.2 Terreno

O objetivo deste tópico é justificar a localização escolhida para que a empresa seja instalada, de forma que, todos os aspectos, como disponibilidade de matéria-prima, condições de exportação e rotas de transporte comerciais estejam disponíveis.

Tratando-se de um projeto de indústria que propõe a utilização de grandes vazões de entrada de matéria-prima (240 m³ de permeado de soro de leite diariamente), este é um fator crucial que foi considerado para determinar a localização da indústria. Portanto, considerando a proximidade da matéria-prima como o principal fator, o projeto tem como proposta a implantação das atividades

industriais no município de Marechal Cândido Rondon (PR) que comporta a empresa SOORO.

A empresa SOORO foi fundada no ano de 2001 em Marechal Cândido Rondon (PR) e tem como principal atividade a utilização de soro de leite para a produção de *Whey protein* (WPC), *Whey protein isolated* (WPI) e Soro de leite em pó. A produção destes produtos gera um subproduto com potencial valor agregado: permeado de soro de leite, cujo qual atualmente não é utilizado para aproveitar seu potencial como substrato para produção de produtos com valor agregado, como por exemplo, o ácido láctico.

A empresa RenovaBIO (nome proposto para o projeto de indústria em questão), será situada na Rodovia BR 163 de forma que o recebimento de matéria-prima associado à logística e custos de transporte do produto final envasado sejam facilitados. Além disso, a disposição da empresa fora do perímetro de habitação municipal é uma prevenção contra futuros impactos sociais e ambientais, pois, por se tratar de um subproduto industrial, o permeado de soro de leite pode apresentar odor característico.

Além da proximidade com a matéria-prima, a região considerada para implantação da sede da empresa RenovaBIO possui acesso a recursos hídricos, energéticos e mão-de-obra qualificada, pois, na região existem universidades como UNIOESTE, UTFPR, UFPR, FAG, UNIPAR, dentre outras, que garantem a qualificação da mão-de-obra necessária.

A área encontrada situa-se na Rodovia BR 163 km 272, ao lado da indústria de frios Samollé. Mais detalhes sobre a área podem ser observados na Figura 31.

Figura 31 - Foto de satélite da área onde será instalada a indústria RenovaBIO



Fonte: Google Earth, 2010

O custo de compra do terreno, segundo pesquisas no mercado imobiliário regional, é de aproximadamente R\$ 550.000,00 e possui área total de 20.000 m², garantindo a possibilidade de expansão futura da planta industrial.

7.1.3 Custo de Capital Total

O custo capital total do processo considerou, além do custo total de equipamentos, o custo de aquisição de terreno e o capital de giro (este último importante para atender necessidades de matérias-primas, transporte, folha de pagamento, etc; antes que se tenha um produto para vender), sendo este considerado 15% da soma do custo total de equipamentos e o custo do terreno (TOWLER; SINNOTT, 2012). A Tabela 65 mostra o custo de capital total determinado para o processo.

Tabela 65 - Custo de capital total (CAPEX)

Custos finais	Custo (\$)
Custo total de equipamentos	33.490.218,00
Terreno	137.500,00
Capital de giro	5.044.158,00
CAPEX	38.671.876,00

Fonte: Autores (2019).

7.2 CUSTOS DE OPERAÇÃO

Os custos de operação (OPEX – *Operational Expenditure* – Despesas Operacionais) de um processo estão relacionados com as necessidades de um projeto para que este produza seu produto de interesse. Esses custos são divididos em dois grupos: custos fixos e custos variáveis.

Os custos fixos são despesas de organização, administração, mão-de-obra e depreciação de equipamentos. Por outro lado, os custos variáveis são despesas relativas à quantidade produzida pela empresa, podendo ser custos de matérias-primas, utilidades, manutenção, embalagens, transporte, etc (TURTON, 2008). O presente projeto considera esses custos em sua análise de despesas de operação, tal como sua relação com os custos de capital determinados anteriormente.

6.2.1 Custos Fixos

Os custos relativos à mão-de-obra foram obtidos, primeiramente, a partir da determinação do número de operadores da planta (Equação 109). Considerou-se que a empresa irá operar de forma contínua, ou seja, com três turnos de trabalho.

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{np})^{0,5} \quad (109)$$

Em que:

N_{OL} : Número de operadores necessários para cada turno de trabalho;

P : Etapas de processamento envolvendo sólidos particulados;

N_{np} : Etapas de processamento não-particulados.

Paralelo a determinação do número de operadores, também foi determinado seu salário e, conseqüentemente, os custos com encargos trabalhistas

(considerados como 50% dos salários). Dessa forma, obteve-se o custo de mão-de-obra (COL) da planta, que é mostrado na Tabela 66.

Tabela 66 - Custo de mão-de-obra

Número de turnos	3
Quantidade de operadores	35
Salário de operadores (\$)	380
Encargos trabalhistas (\$)	6.662,36
Custo total de mão-de-obra (\$)	19.897,08

Fonte: Autores (2019).

A partir do custo de mão-de-obra, obteve os custos de supervisão (que representam 18% do COL), suprimentos operacionais (6%) e laboratoriais (10%). Além destes, os custos fixos de manutenção (que representa 10% do FCI – Capital Fixo de Investimento) e taxas e seguros (1,4%) (TURTON, 2008).

Também se determinou os custos fixos indiretos da planta (que representam 50% da soma dos custos de mão-de-obra, supervisão e manutenção) e custos administrativos (15%) (TURTON, 2008).

Por fim, os custos de venda/distribuição e de pesquisa e desenvolvimento foram obtidos foram considerados como 2 e 5 % do custo total de operação, respectivamente (TURTON, 2008). A Tabela 67 resume os custos fixos obtidos para a planta.

Tabela 67 - Custos fixos de operação

	Custo mensal (\$)
Mão-de-obra	19.897,08
Supervisão	3.581,47
Suprimentos operacionais	1.193,82
Suprimentos laboratoriais	1.989,71
Manutenção	773.437,52
Taxas e seguros	541.406,27
Custos indiretos	398.458,04
Administração	119.537,41
Venda e distribuição	39.355,94
Pesquisa e desenvolvimento	98.389,85
Total	1.967.797,06

Fonte: Autores (2019).

7.2.2 Custos Variáveis

O cálculo dos custos variáveis considerou as principais utilidades e insumos utilizados no processo. A matéria-prima permeada de soro de leite, devido à

ausência de preço definido (pelo fato de ser um resíduo geralmente descartado), não teve um preço considerado. A Tabela 68 resume os custos variáveis obtidos.

	Custo (\$)
Água	1.265,82
Eletricidade	11.286,54
Vapor	30.748,60
Hidróxido de cálcio	10.311,00
Ácido sulfúrico	54.683,54
Total	108.296,00

Fonte: Autores (2019).

Com a determinação de todos os custos de operação, determinou-se o custo de operação total – OPEX e, conseqüentemente, o custo de produção do ácido láctico, mostrado na Tabela 69.

	Custo (\$)
Custos fixos	1.997.247,13
Custos variáveis	108.296,00
OPEX	2.150.542,86
Custo geral do produto (kg)	2,17
Preço estabelecido (kg)	3,91

Fonte: Autores (2019).

7.3 ANÁLISE DE FLUXO DE CAIXA

A análise de fluxo de caixa e a avaliação de viabilidade do processo foi realizada através de indicadores econômicos, apresentados a seguir, baseados em Turton (2008).

7.3.1 Payback

O *payback* do projeto representa o período de tempo desde seu início (incluindo as etapas anteriores a operação, montagem e *start-up*) até o momento de recuperação de capital de investimento.

7.3.2 Taxa Interna de Retorno - TIR

A taxa interna de retorno representa uma taxa de desconto hipotética que, quando aplicada a um fluxo de caixa, faz com que os valores das despesas, trazidos ao valor presente, seja igual aos valores dos retornos dos investimentos, também trazidos ao valor presente.

7.3.3 Valor Presente Líquido - VPL

Conceito que considera que o valor monetário varia com o tempo. O valor presente líquido consiste em trazer para a data presente todos os fluxos de caixa do projeto de investimento e somá-los ao capital de investimento inicial, considerando uma taxa mínima de atratividade. Um valor presente líquido de projeto superior a zero indica que o mesmo é economicamente atrativo.

7.3.4 Taxa mínima de atratividade - TMA

A taxa mínima de atratividade representa o mínimo de retorno esperado no projeto, quando comparado ao custo de uma oportunidade referencial, como poupança, taxa SELIC ou títulos de dívida pública. Uma TMA inferior a taxa interna de retorno é um indicativo de viabilidade do projeto.

7.3.5 Relação custo-benefício - RCB

A relação custo-benefício relaciona os benefícios (receitas) e custos do projeto. Geralmente é expresso em valor presente, contudo sua utilização considerando valor futuro também é utilizada.

7.3.6 Fluxo de caixa e indicadores econométricos

A simulação de fluxo de caixa e depreciação foi realizada partindo de um financiamento do capital de investimento em 18 meses, sem considerar os juros do mesmo. A depreciação considerada foi de 2% ao mês, e a vida útil da empresa de

20 anos. A Tabela 69 mostra os resultados dos indicadores econômicos estudados, atestando a viabilidade do projeto, assim como o gráfico mostrado na Figura 32.

Payback	38 meses
TIR	3,15% ao mês
TMA	0,54% ao mês
RCB (VP)	1,1326 \$/\$
VPL	45,39 M\$
Fluxo monetário acumulado	53,64 M\$

Fonte: Autores (2019).

Figura 32 - Perfil de fluxo de caixa do projeto ao longo do seu horizonte de operação



Fonte: Autores (2019)

A partir dos parâmetros econômicos analisados, conclui-se que o presente projeto apresenta viabilidade, com um tempo de retorno de investimento relativamente baixo e um fluxo monetário acumulado elevado. Além disso, o alto valor presente líquido atestado indica que o mesmo apresenta um baixo investimento, quando comparado ao retorno obtido futuramente.

8. CONCLUSÕES

Durante todo o decorrer do projeto, os membros do grupo tiveram a oportunidade de aplicar os conceitos aprendidos ao longo da graduação de Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia, de forma que, foi possível o estudo de todo o processo produtivo de ácido láctico, seu entendimento, dimensionamento, análise técnica e econômica. Visto que as literaturas referentes às técnicas de produção de ácido láctico a partir do permeado de soro de leite são limitadas, os presentes autores deste projeto conseguiram propor diversas alternativas criativas e embasadas para solucionar problemas, o que proporcionou um grande enriquecimento para com a área de projetos industriais, processos fermentativos e *downstream*.

Com o auxílio de referências externas e colaboradores (professores, alunos e profissionais da área), foi-se possível propor e discutir um fluxograma sólido do processo de produção do ácido láctico via fermentação com permeado de soro de leite, de forma a garantir a pureza necessária para a comercialização nacional e internacional do ácido láctico produzido.

A partir do fluxograma e da análise das operações unitárias escolhidas, viabilizou-se a realização dos balanços de massa e energia dos processos escolhidos, garantindo o dimensionamento adequado e seguro dos equipamentos propostos por esse projeto, fazendo com que houvesse a otimização das etapas e também inter-relações entre elas, como reaproveitamentos energéticos.

Com a compilação das informações de todos os equipamentos, processos e estudos econômicos, realizou-se a análise econômica do processo, que por sua vez, mostrou-se satisfatória, fazendo com que a empresa possa alcançar retorno financeiro em um prazo relativamente curto, mesmo considerando-se os elevados custos de investimento na instalação e aquisição de equipamentos e utilidades do complexo industrial.

De modo geral, com base no projeto preliminar de uma indústria de produção de ácido láctico por via fermentativa, é possível concluir que o uso do permeado do soro do leite como principal matéria-prima possui elevado potencial. Dado os indicadores econométricos favoráveis, este processo vem a contribuir com a valorização deste subproduto industrial e, conseqüentemente, fortalecer a cadeia produtiva do setor do leite.

Neste sentido, proposta de implantação da empresa RenovaBIO apresentou-se como uma alternativa viável técnica, econômica e ambiental para a utilização de um subproduto para a produção de um produto com valor agregado, tendo a oportunidade de promover o desenvolvimento na região oeste paranaense e, também, contribuir na estabilidade e diversificação do fornecimento de ácido láctico para os principais consumidores mundiais.

Por fim, conclui-se que, a experiência e responsabilidade, bem como o desafio de projetar e avaliar a viabilidade de uma indústria produtora de ácido láctico a partir do permeado de soro de leite, a qual apresentava pouquíssimas referências industriais acessíveis, tornou-se um aprendizado enriquecedor para todos, evidenciando as diversas áreas de atuação e processos a se especializar e, afirma-se que isso auxiliará nas futuras atividades profissionais atuando como Engenheiro de Bioprocessos e Biotecnologia.

9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDEL-RAHMAN, M. A.; SONOMOTO, K. Opportunities to overcome the current limitations and challenges for efficient microbial production of optically pure lactic acid. **Journal of biotechnology**, v. 236, p. 176-192, 2016.

ABDEL-RAHMAN, M. A.; TASHIRO, Y.; SONOMOTO, K. Recent advances in lactic acid production by microbial fermentation processes. **Biotechnology Advances**, v. 31(6), p. 877–902, 2013.

ANIDROL. **Fosfato de Amônio Monobásico PA – Ficha de Informação de Segurança para Produto Químico – FISPQ**, 2014. Disponível em: <<http://www.anidrol.com.br/fispq/FOSFATO%20DE%20AMONIO%20MONOBASICO%20PA%20A-1301.pdf>>. Acesso em 31 Mar. 2019.

ANIDROL. **Sulfato de manganês Oso PA (1H₂O) – Ficha de Informação de Segurança para Produto Químico – FISPQ**, 2013. Disponível em: <[http://www.anidrol.com.br/fispq/SULFATO%20DE%20MANGANES%20OSO%20PA%20\(1H2O\)%20A-1957.pdf](http://www.anidrol.com.br/fispq/SULFATO%20DE%20MANGANES%20OSO%20PA%20(1H2O)%20A-1957.pdf)>. Acesso em: 30 Mar. 2019.

API RP 14E. Recommended Practice for Design and Instalation of Offshore Production Platform Piping Systems, **American Petroleum Institute**, Ed. 5, v.5, 1991.
BARILE, D.; TAO, N.; LEBRILLA, C. B.; COISSON, J. D.; ARLORIO, M.; GERMAN, J. B. Permeate from cheese whey ultrafiltration is a source of milk oligosaccharides. *International Dairy Journal*. v. 19, p.524-530, 2009.

BAUR, P.; DAVIES, L. E.; PONTZEN, R.; ROCHLING, A. Use of lactate esters for improving the action of agricultural pesticides. **U.S. Patent Application n. 12/066,040**, 25 dez. 2008.

BENEVENUTI, C. S. J., PEREIRA, N. Technological forecasting of lactic acid production within the context of biorefinery: Trends and opportunities. **Espacios Magazine**, v. 37, n. 23, p. 10, 2016.

BERGMAN, T. L.; LAVINE, A. S.; INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P. **Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa**. 7 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2017.

BRASIL. Instrução Normativa SDA/nº53 de 16 de agosto de 2002. Aprova o regulamento técnico para fabricação, funcionamento e ensaios de eficiência de tanques refrigeradores de leite a granel.

BRASKEM. Resistência química dos compostos de PVC. **Boletim técnico**, 2002. Disponível em: <https://www.braskem.com.br/Portal/Principal/Arquivos/html/boletmtecnico/Tabela_de_Resistencia_Quimica_dos_Compostos_de_PVC.pdf>. Acesso em: 19 jun 2019.

CERRO BRANCO. **Cal Hidratada Industrial – Ficha de Informação de Segurança de Produto Químico – FISPQ**, 2016. Disponível em: <https://d335luupugsy2.cloudfront.net/cms/files/43153/1536671162FISPQ-207_-_HIDRATADA_INDUSTRIAL_v02.pdf>. Acesso em: 30 Mar. 2019.

- CERRO BRANCO. **Cal Hidratada Industrial – Ficha Técnica do Produto**, 2016. Disponível em: <https://d335luupugsy2.cloudfront.net/cms/files/43153/1536670961FTP-202_-_Cal_Hidratada_Industrial_v03.pdf>. Acesso em: 30 Mar. 2019.
- CHEMICAL ENGINEERING ONLINE. **The chemical engineering plant cost index**. Disponível em: <<https://www.chemengonline.com/pci-home>>. Acesso em: 10 Jul. 2019.
- COMEX STAT. **Exportação e importação geral – Ácido láctico, seus sais e**, 2019. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/p t/geral>>. Acesso em: 25 Mar. 2019.
- DANCOR. **Catálogo geral de produtos**. Disponível em: <http://www.dancor.com.br/dancor-site-novo/public/uploads/catalogogeral/catalogo_geral-2014.pdf>. Acesso em: 20 jun 2019.
- DATTA, R.; HENRY, M. Lactic acid: recent advances in products, processes and technologies—a review. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology: International Research in Process, Environmental & Clean Technology**, v. 81, n. 7, p. 1119-1129, 2006.
- DATTA, R.; TSAI, S.; BONSIGNORE, P.; MOON, S.; FRANK, J. Technological and economic potential of poly (lactic acid) derivatives and lactic acid. **FEMS Microbiology Reviews** v. 16, p. 221–231, 1995.
- DORAN, P. M. *Bioprocess engineering principles*. 2ª ed. Elsevier, 2013.
- ELETROBRÁS. *Instrumentação e Controle: Guia Básico*. **Brasília: IEL/NC**, 2008.
- FAVETTA, G. M. Estudo econômico do sistema de adução em equipamentos de irrigação do tipo pivô central. 1998. 110p. **Tese (Doutorado em Agronomia) - Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz**, Piracicaba, SP.
- FOUST, A.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. **B. Princípios das operações unitárias**. Editora Guanabara Dois SA, 1982.
- GAO, C.; MA, C.; XU, P. Biotechnological routes based on lactic acid production from biomass. **Biotechnology Advances**, v. 29(6), p. 930-939, 2011.
- GENTIL, V. *Corrosão*. **LTC – Livros Técnicos e Científicos**, Rio de Janeiro, 1994.
- GHAFFAR, T.; IRSHAD, M.; ANWAR, Z.; AQIL, T.; ZULIFQAR, Z.; TARIQ, A.; MEHMOOD, S. Recent trends in lactic acid biotechnology: a brief review on production to purification. **Journal of Radiation Research and Applied Sciences**, v. 7, n. 2, p. 222-229, 2014.
- GOMIDE, Reynaldo. **Manual de operações unitárias**. Edição do Autor, 1991.
- GONZALEZ, M. I. et al. Economic evaluation of an integrated process for lactic acid production from ultrafiltered whey. **Journal of food engineering**, v. 80, n. 2, p. 553-561, 2007.

GUHA, Antara; BANERJEE, Soumitra; BERA, Debabrata. Production of lactic acid from sweet meat industry waste by *Lactobacillus delbruckii*. **Int J Res Eng Tech**, v. 2, n. 4, p. 630-634, 2013.

HOFMANN, E.; MAUCHER, D.; HORNSTEIN, J.; DEN OUDEN, R. Capital equipment purchasing: Optimizing the total cost of CapEx sourcing. **Springer Science & Business Media**, 2012.

INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P.; BERGMAN, T. L. Fundamentos de Transferência de Calor E de Massa. **Grupo Gen-LTC**, 2000.

INSUMOS. **A Corbion Purac celebra 60 anos no Brasil**, 2015. Disponível em: <http://insumos.com.br/aditivos_e_ingredientes/votacao_empresas/53.pdf>. Acesso em: 28 Mar. 2019.

IPCS INCHEM. **Sulfuric Acid, concentration (> 51% e <100%)**, 2016. Disponível em: <<http://www.inchem.org/documents/icsc/icsc/eics0362.htm>>. Acesso em: 30 Mar. 2019.

JOGLEKAR, H. G.; RAHMAN, I.; BABU, S.; KULKARNI, B. D.; JOSHI, A. Comparative assessment of downstream processing options for lactic acid. **Separation and Purification Technology**, v. 52, n. 1, p. 1-17, 2006.

JOHN, R. P.; NAMPOOTHIRI, K. M.; PANDEY, A. Fermentative production of lactic acid from biomass: an overview on process developments and future perspectives. **Applied microbiology and biotechnology**, v. 74, n. 3, p. 524-534, 2007.

KIM, H. O.; WEE, Y. J.; KIM, J. N.; YUN, J. S.; RYU, H. W. Production of lactic acid from cheese whey by batch and repeated batch cultures of *Lactobacillus sp.* RKY2. In: **Twenty-Seventh Symposium on Biotechnology for Fuels and Chemicals**. Humana Press, 2006. p. 694-704.

KOMESU, A.; OLIVEIRA, J. A. R.; MARTINS, L. H. S.; MACIEL, M. R. W.; FILHO, R. M. Produção de ácido láctico para purificação: uma revisão. **BioResources**, v. 12, n. 2, p. 4364-4383, 2017.

LUDWIG, E. E Projeto de processo aplicado para plantas químicas e petroquímicas. **Publicação Profissional do Golfo**, v. 2, 1997.

MARKETS AND MARKETS. **Lactic acid market worth 3,82 billion USD % polylactic acid market worth 5,16 billion USD by**, 2015. Disponível em: <<https://www.marketsandmarkets.com/PressReleases/polylacticacid.asp>>. Acesso em: 11 Out. 2018.

MARQUES, S.; SANTOS, J. A. L.; GÍRIO, F. M.; ROSEIRO, J. C. Lactic acid production from recycled paper sludge by simultaneous saccharification and fermentation. **Biochemical Engineering Journal**, v. 41, p. 210-216, 2008.

MARTINEZ, F. A. C.; BALCIUNAS, E. M.; SALGADO, J. M.; GONZÁLEZ, J. M. D.; CONVERTI, A.; OLIVEIRA, R. P. S. Lactic acid properties, applications and production: a review. **Trends in food science & technology**, v. 30, n. 1, p. 70-83, 2013.

MATCHES. **Equip cost**. Disponível em: <<http://www.matche.com/equipcost/Default.html>>. Acesso em: 10 Jul. 2019.

MERCK S. A. Agar MRS Agar para Lactobacillus segundo DE MAN, ROGOSA e SHARPE para microbiologia. **Ficha de Informações de Segurança de Produtos Químicos – FISPQ**. Revisão 18 Set. 2017.

MIZRAHI, Joseph et al. **Process for producing a purified lactic acid solution**. U.S. Patent n. 7,026,145, 11 abr. 2006.

MOFFAT, F.; KHANAL, S.; BENNETT, A.; THAPA, T. B.; GEORGE, S. Technical and investment guidelines for milk cooling centres. 2016.

MORAN, J. M.; SHAPIRO, H. N.; BOETTNER, D. D.; BAILEY, M. B. **Princípios de Termodinâmica Para Engenheiros**. 7 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2016.

MORDOR INTELLIGENCE. **Lactic acid market size, share, value – by application (meat, poultry, and fish, beverage, confectionery, bakery, fruits and vegetable, dairy), by source (natural source, synthetic source), and geography – growth, trend, and forecast (2019 – 2024)**, 2018. Disponível em: <<https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/lactic-acid-market>>. Acesso em: 26 Mar. 2019.

NARAYANAN, N.; ROYCHOUDHURY, P. K.; SRIVASTAVA, A. L (+) lactic acid fermentation and its product polymerization. **Electronic journal of Biotechnology**, v. 7, n. 2, p. 167-178, 2004.

NARDINI AGROINDUSTRIAL LTDA. **Levedura – Ficha de Informações de Segurança de Produtos Químicos – FISPQ**, 2016. Disponível em: <http://www.nardini.ind.br/files/produtos_4_3.pdf>. Acesso em: 31 Mar. 2019.

NGUYEN, C. M.; CHOI, G. J.; CHOI, Y. H.; JANG, K. S.; KIM, J. C. D- and L-lactic acid production from fresh sweet potato through simultaneous saccharification and fermentation. **Biochemical Engineering Journal**, v. 81, p. 40-46, 2013.

NR, Norma Regulamentadora Ministério do Trabalho e Emprego. **NR-12 - Máquinas e Equipamentos**. 2009.

OKANO, K.; TANAKA, T.; OGINO, C.; FUKUDA, H.; KONDO, A. Biotechnological production of pure enantiomeric lactic acid from renewable resources: recent achievements, perspectives and limits. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 85, n. 3, p. 413-423, 2010.

PAL, P.; SIKDER, J.; ROY, S.; GIORNO, L. Process intensification in lactic acid production: a review of membrane based processes. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 48, n. 11-12, p. 1549-1559, 2009.

QUIMIDROL. **Glicose Pura – Ficha de Informações de Segurança do Produto Químico – FISQP**, 2007. Disponível em: <<http://www.hcrp.fmrp.usp.br/sitehc/fispq/Glicose%20Pura.pdf>>. Acesso em: 30 Mar. 2019.

RIBEIRO, A. M.; NETO, P.; PINHO, C. Mean porosity and pressure drop measurements in packed beds of monosized spheres: side wall effects. **International Review of Chemical Engineering**, v. 2, n. 1, p. 40-46, 2010.

RIBEIRO, M. A. Instrumentação. **Tek Treinamentos LTDA**, 1999.

SENAI. Tubulação industrial e estrutura metálica. **Programa de Certificação Operacional CST**, 2007. Disponível em: <<http://www.abraman.org.br/arquivos/51/51.pdf>>. Acesso em: 18 jun 2019.

TELLES, P. C. S. Tubulações industriais: materiais, projeto e montagem. **Livros Técnicos e Científicos**, 2001.

TELLES, P. C. S.; BARROS, D. G. P. Tabelas e gráficos para projetos de tubulações. **Interciência**, 1998.

TODARO, Celeste M.; VOGEL, Henry C. (Ed.). **Fermentation and biochemical engineering handbook**. William Andrew, 2014.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design. **Elsevier**, 2012.

TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A. Analysis, synthesis and design of chemical processes. **Pearson Education**, 2008.

VIGNAGA, I. R. L. Obtenção de etanol a partir da fermentação do permeado de soro de queijo utilizando a levedura *Saccharomyces cerevisiae*. **Dissertação de Mestrado**. Universidade Tecnológica Federal do Paraná, 2017.

VIJAYAKUMAR, J.; ARAVINDAN, R.; VIRUTHAGIRI, T., Recent trends in the production, purification and application of lactic acid. **Chemical and biochemical engineering quarterly**, v. 22, n. 2, p. 245-264, 2008.

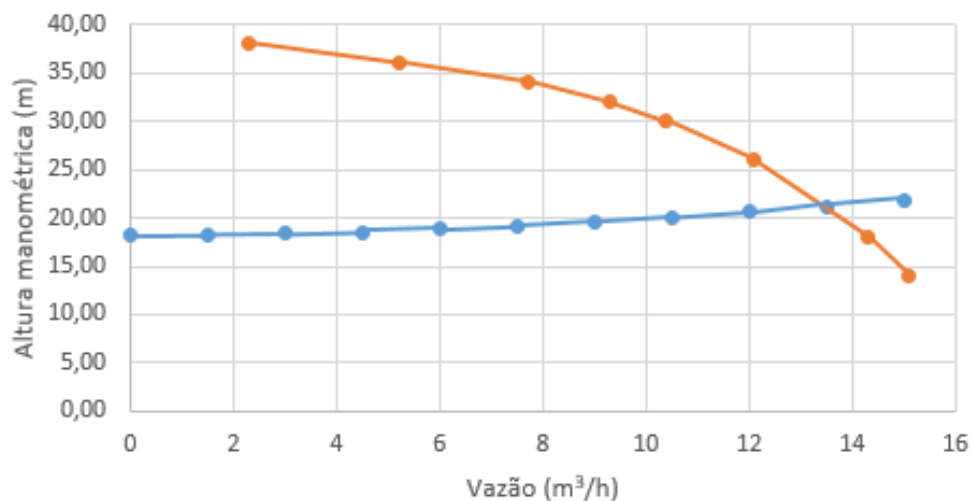
WEE, Y.; KIM, J.; RYU, H. Biotechnological production of lactic acid and its recent applications. **Food Technology and Biotechnology**, v. 44, n. 2, p. 163-172, 2006.

WESSELS, S.; AXELSSON, L.; HANSEN, E. B.; DE VUYST, L.; LAULUND, L.; LAHTEENMAKI, L.; LINDGREN, S.; MOLLET, B.; SALMINEM, S.; WRIGHT, A. V. The lactic acid bacteria, the food chain, and their regulation. **Trends in food science & technology**, v. 15, n. 10, p. 498-505, 2004.

Apêndice A – Curvas características de instalação das bombas do processo

Apêndice A1 - Curvas características de instalação da bomba B-101

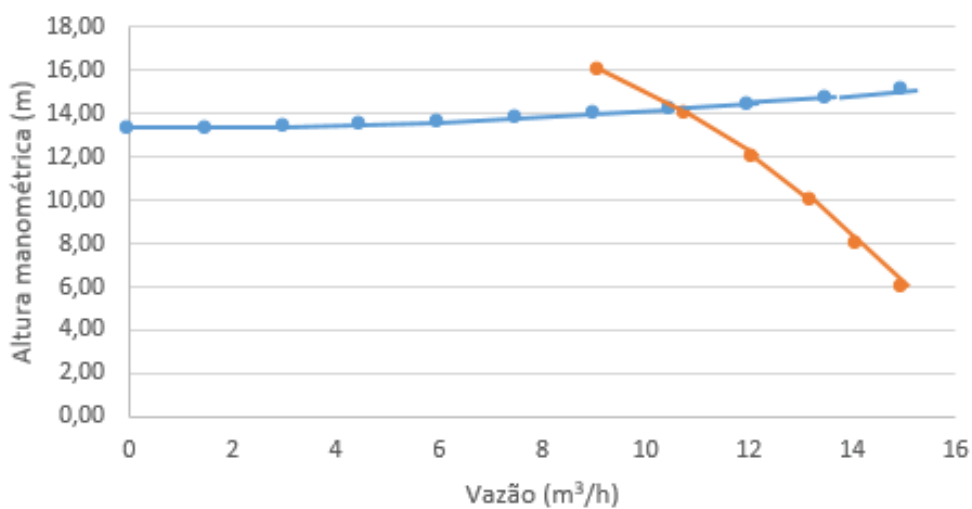
Curva Característica de Instalação



Fonte: Autores (2019).

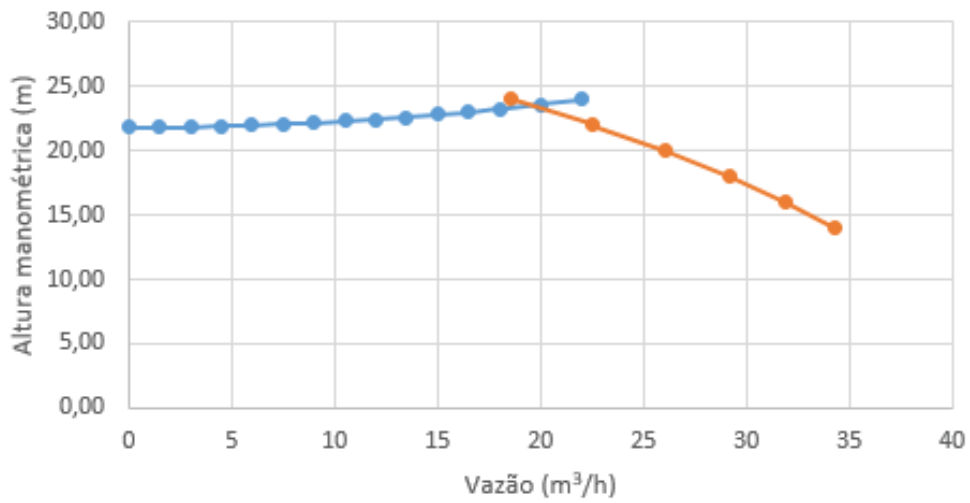
Apêndice A2 – Curva característica de instalação da bomba B-103

Curva Característica de Instalação



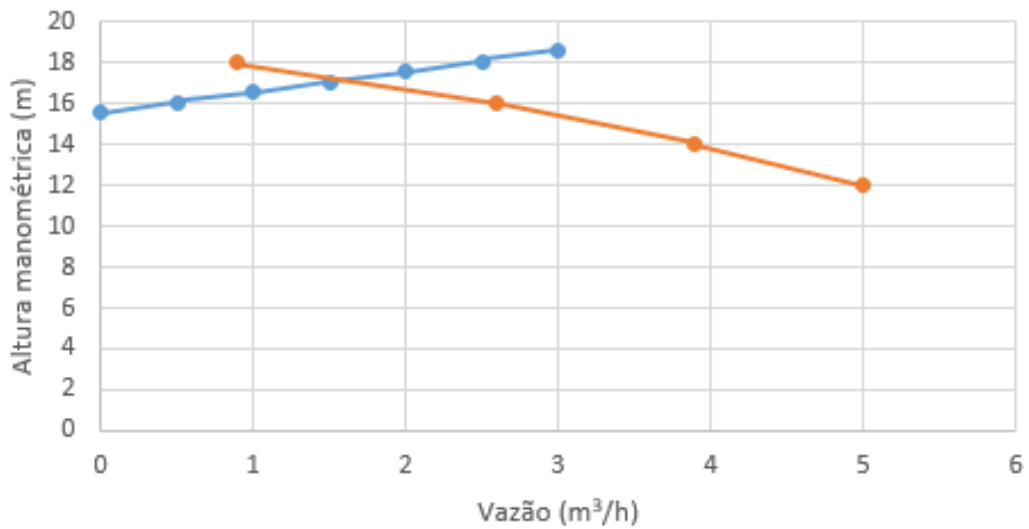
Fonte: Autores (2019).

Apêndice A3 – Curva característica de instalação da bomba B-107
Curva Característica de Instalação



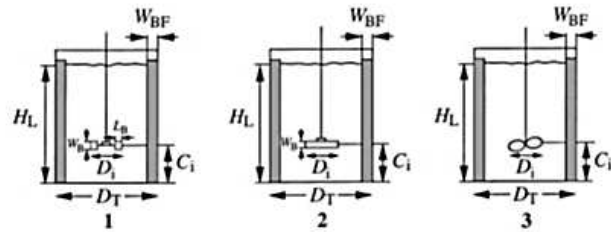
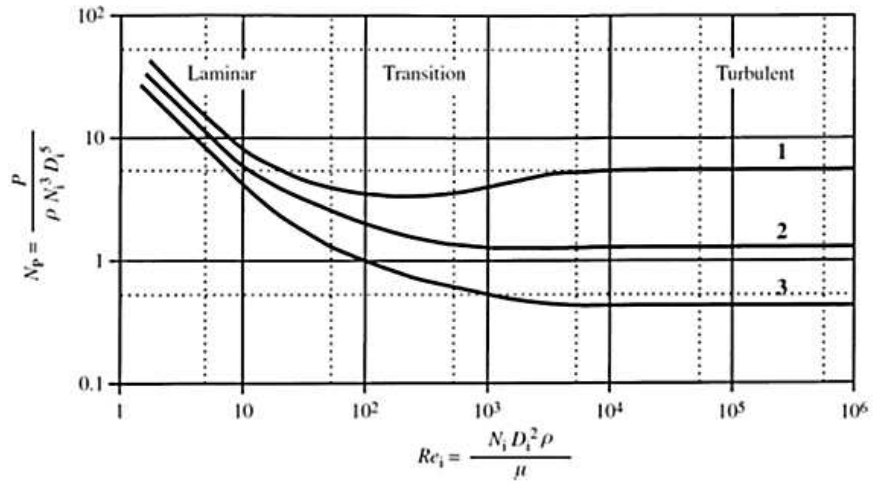
Fonte: Autores (2019).

Apêndice A4 – Curva característica de instalação da bomba B-116
Curva característica de Instalação



Fonte: Autores (2019).

Anexo A – Gráfico para cálculo de N_{po} e Re_e .



Impeller	D_i/D_T	H_L/D_T	C_i/D_T	Baffles	
				W_{BF}/D_T	Number
1. Rushton turbine $w_B/D_i = 0.2, l_B/D_i = 0.25$	0.33	1	0.33	0.1	4
2. Pitched-blade turbine $w_B/D_i = 0.125, 6$ blades, 45° , downward pumping	0.33	1	0.33	0.1	4
3. Marine propeller 3 blades, pitch = D_i	0.33	1	0.33	0.1	4

Fonte: DORAN (2013).

Anexo B – Guia de dimensionamento de filtros

Table 3. Guide to Filter Selection

Slurry Characteristics	Fast Filtering	Medium Filtering	Slow Filtering	Very Dilute	Dilute
Cake Formation	in/sec.	in/sec	0.05 to 0.25 in/min	0.05 in/min	no cake
Normal concentration	20%	10 to 20%	1 to 10%	5%	0.1%
Settling rate	rapid, difficult to suspend	fast	slow	slow	–
Leaf test rate, lb/hr/sq ft	500	50 to 500	5 to 50	5	–
Filtrate Rate, gal/min/sq ft	5	0.2 to 5	0.01 to 0.02	0.01 to 2	0.01 to 2
Filter Application					
Continuous Vacuum					
Multicompartment drum					
Single-compartment drum					
Dorroco					
Hopper dewaterer					
Top feed					
Scroll-discharge					
Tilting-pan					
Belt-discharge					
Continuous vacuum disk					
Continuous vacuum Precoat					
Continuous pressure Precoat					
Batch vacuum leaf					
Batch nutsche					
Batch pressure filters					
plate-and-frame					
vertical leaf					
tubular					
horizontal plate					
cartridge edge					

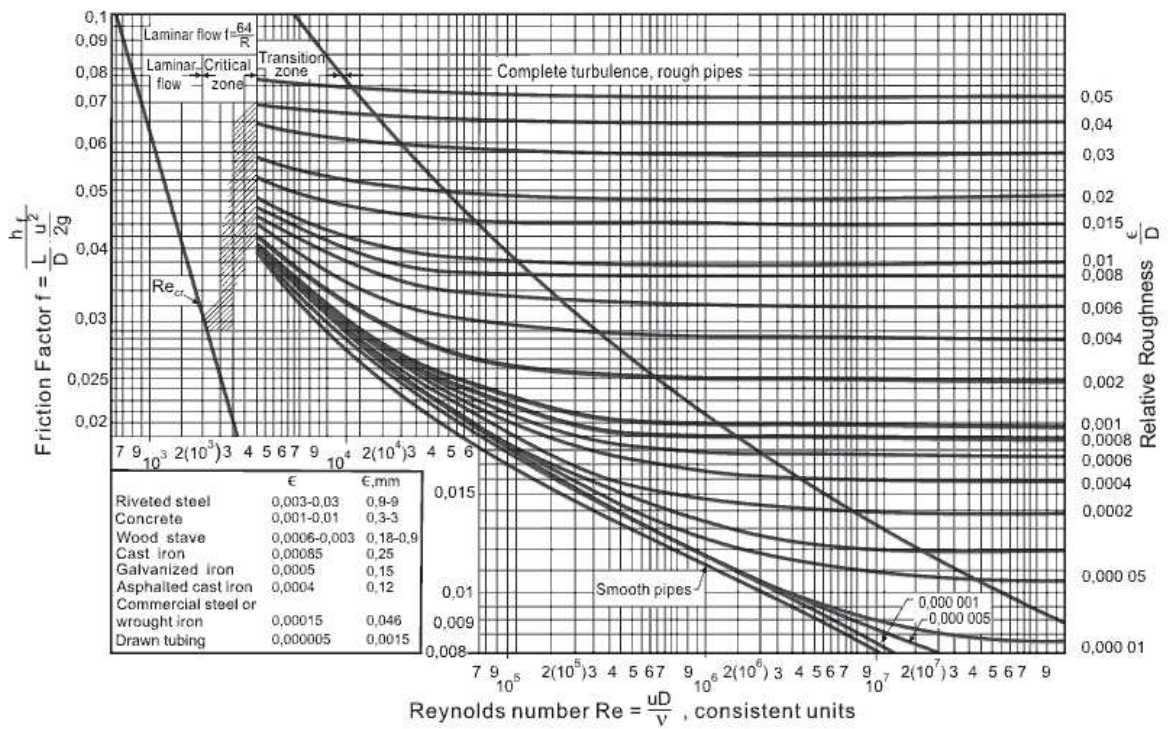
Fonte: VOGEL (2014).

Anexo C – Normas ANSI B.36.10 e ANSI. B.36.19

Diâmetro nominal (pol.) - Diâmetro externo (mm) (v. Nota 5)	Designação de espessura (v. Nota 3)	Espessura de Parede (mm) (v. Nota 4)	Diâmetro interno (mm)	Área de secção livre (cm ²)	Área de secção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aprox. (kg/m)		Seção transversal		
							Tubo vazio (v. Nota 6)	Conteúdo de água (v. Nota 7)	Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Raio de giração (cm)
1/4	10S	1,65	10,4	0,85	0,62	0,043	0,49	0,085	0,116	0,169	0,430
-	Std.40,40S	2,23	9,2	0,67	0,81	↓	0,62	0,067	0,138	0,202	0,413
13,7	XS.80,80S	3,02	7,7	0,46	1,01	↓	0,79	0,046	0,157	0,229	0,393
3/8	10S	1,65	13,8	1,50	0,81	0,054	0,63	0,150	0,236	0,285	0,551
-	Std.40,40S	2,31	12,5	1,23	1,08	↓	0,84	0,123	0,304	0,354	0,531
17,1	XS.80,80S	3,20	10,7	0,91	1,40	↓	1,10	0,090	0,359	0,419	0,506
1/2	Std.40,40S	2,77	15,8	1,96	1,61	0,071	0,42	0,20	0,71	0,67	0,66
-	XS.80,80S	3,73	13,8	1,51	2,06	↓	1,62	0,15	0,84	0,78	0,64
21	160	4,75	11,8	1,10	2,47	↓	1,94	0,11	0,92	0,86	0,61
-	XXS	7,47	6,4	0,32	3,52	↓	2,55	0,03	1,01	0,95	0,56
3/4	Std.40,40S	2,87	20,9	3,44	2,15	0,083	1,68	0,34	1,54	1,16	0,85
-	XS.80,80S	3,91	18,8	2,79	2,80	↓	2,19	0,28	1,86	1,40	0,82
27	160	5,54	15,8	1,91	3,68	↓	2,88	0,19	2,19	1,85	0,77
-	XXS	7,82	11,0	0,95	4,63	↓	3,63	0,10	2,41	1,81	0,72
1	Std.40,40S	2,87	26,6	5,57	3,19	0,105	2,50	0,56	2,64	2,18	1,07
-	XS.80,80S	4,55	24,3	4,64	4,12	↓	3,23	0,46	4,40	2,63	1,03
33	160	6,35	20,7	3,37	5,39	↓	4,23	0,34	5,21	3,12	0,98
-	XXS	9,09	15,2	1,82	6,94	↓	5,44	0,18	5,85	3,50	0,92
1 1/4	Std.40,40S	3,56	35,0	9,65	4,32	0,132	3,38	0,96	8,11	3,85	1,37
-	XS.80,80S	4,85	32,5	8,28	5,68	↓	4,46	0,83	10,06	4,77	1,33
42	160	6,35	29,4	6,82	7,14	↓	5,80	0,68	11,82	5,61	1,29
-	XXS	9,70	22,7	4,07	9,90	↓	7,76	0,41	14,19	6,74	1,20
1 1/2	Std.40,40S	3,68	40,8	13,1	5,15	0,151	4,04	1,31	12,90	5,34	1,58
-	XS.80,80S	5,08	38,1	11,4	6,89	↓	5,40	1,14	16,27	6,75	1,54
48	160	7,14	33,9	9,07	9,22	↓	7,23	0,91	20,10	8,33	1,48
-	XXS	10,16	27,9	6,13	12,2	↓	9,53	0,61	23,64	9,80	1,39
2	Std.40,40S	3,91	52,5	21,7	6,93	0,196	5,44	2,17	27,72	9,20	2,00
-	XS.80,80S	5,54	49,2	19,0	9,53	↓	7,47	1,90	36,13	11,98	1,95
60	160	8,71	42,9	14,4	14,1	↓	11,08	1,44	48,41	16,05	1,85
-	XXS	11,07	38,2	11,4	17,1	↓	13,44	1,14	54,61	18,10	1,79
2 1/2	Std.40,40S	5,16	62,7	30,9	11,0	0,235	8,62	3,09	63,68	17,44	2,41
-	XS.80,80S	7,01	59,0	27,3	14,5	↓	11,40	2,73	80,12	21,95	2,35
73	160	9,52	54,0	22,9	19,0	↓	14,89	2,29	97,94	26,83	2,27
-	XXS	14,0	44,9	15,9	26,0	↓	20,39	1,59	119,5	32,75	2,14

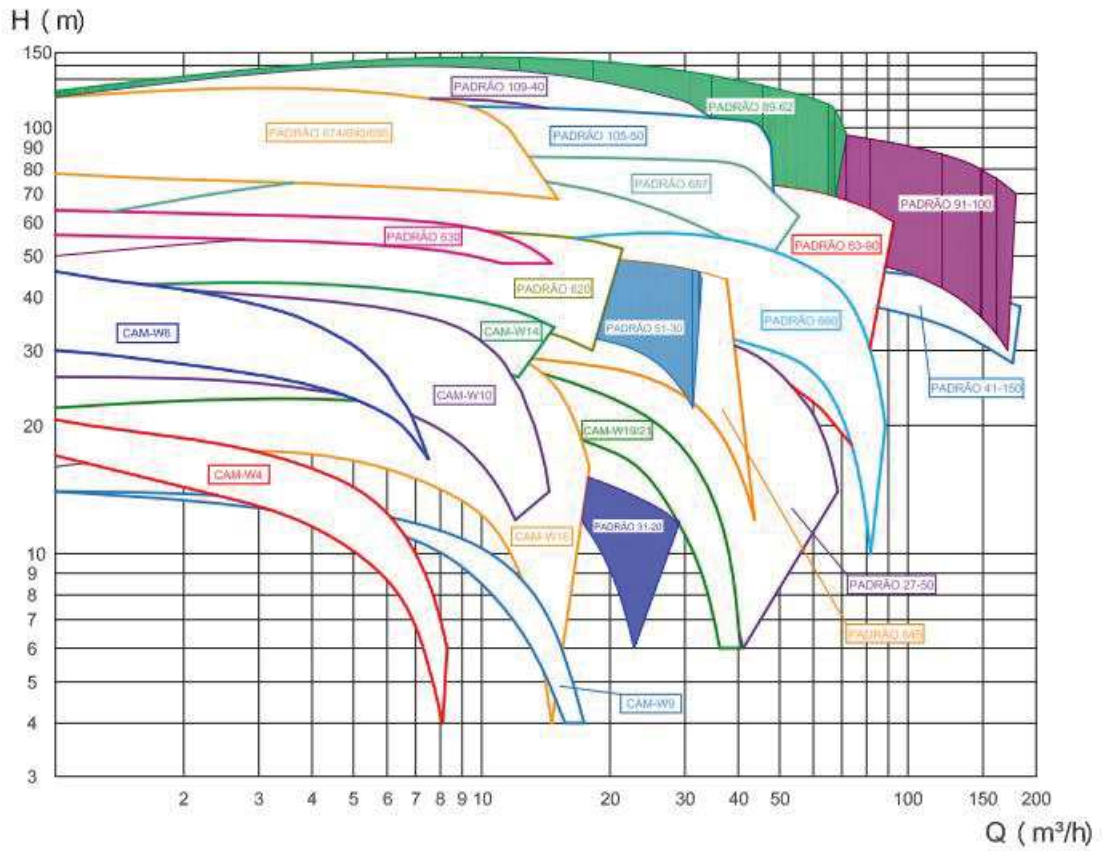
Fonte: TELLES (2001).

Anexo D – Diagrama de Moody para fator de atrito em tubulações de seção circular para fator de atrito em tubulações de seção circular.



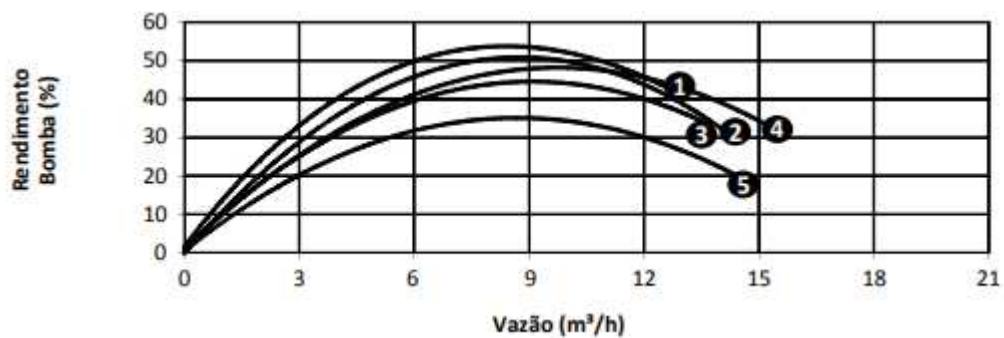
Fonte: LUDWIG (1997).

Anexo E – Gráfico de escamas de bombas centrífugas de múltiplas aplicações

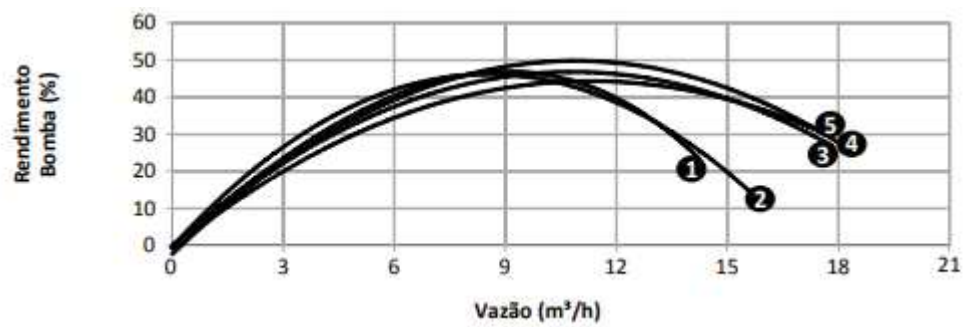


Fonte: DANCOR (2014).

Anexo F – Curva de eficiência da bomba B-101

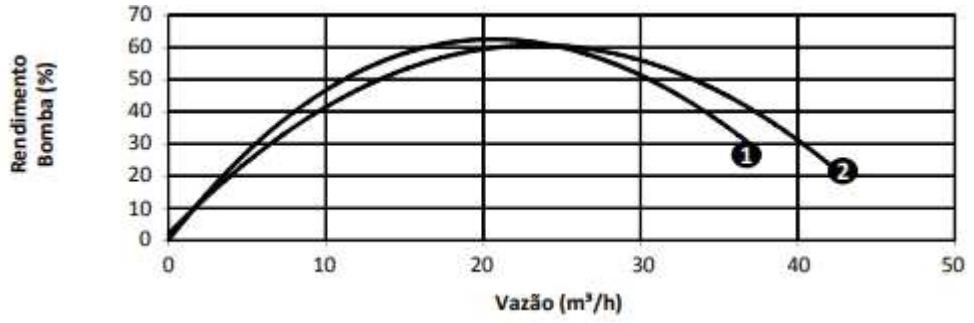


Fonte: DANCOR (2019).

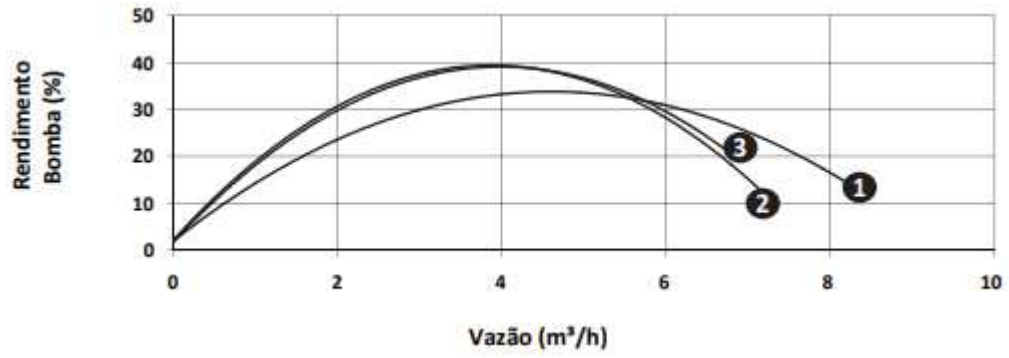
Anexo G – Curva de eficiência da bomba B-103

Fonte: DANCOR (2019).

Anexo H – Curva de eficiência da bomba B-110



Fonte: DANCOR (2019)

Anexo I – Curva de eficiência da bomba B-120

Fonte: DANCOR (2019).