



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

Ana Luisa Hentz
Carolina Marcela Kerkhoff
Felipe Coglione Botta
Isadora Argenta Preigschadt
Nádia Stefanello

PRODUÇÃO DE ÁCIDO LEVULÍNICO A PARTIR DO BAGAÇO DA LARANJA
PARA A OBTENÇÃO DE γ -VALEROLACTONA

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Santa Maria, RS, Brasil

2021

Ana Luisa Hentz
Carolina Marcela Kerkhoff
Felipe Coglione Botta
Isadora Argenta Preigschadt
Nádia Stefanello

PRODUÇÃO DE ÁCIDO LEVULÍNICO A PARTIR DO BAGAÇO DA LARANJA PARA
A OBTENÇÃO DE γ -VALEROLACTONA

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

Orientador: Dr. Eduardo Hiromitsu Tanabe

Santa Maria, RS, Brasil

2021

Ana Luisa Hentz
Carolina Marcela Kerkhoff
Felipe Coglione Botta
Isadora Argenta Preigschadt
Nádia Stefanello

PRODUÇÃO DE ÁCIDO LEVULÍNICO A PARTIR DO BAGAÇO DA LARANJA PARA
A OBTENÇÃO DE γ -VALEROLACTONA

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

Aprovado em 12 de fevereiro de 2021.

COMISSÃO EXAMINADORA:

Eduardo Hiromitsu Tanabe, Dr. (UFSM)
(Presidente/Orientador)

Gabriela Carvalho Collazzo, Dra. (UFSM)
(Professor convidado)

Guilherme Luiz Dotto, Dr. (UFSM)
(Professor convidado)

Santa Maria, RS, Brasil
2021

“O homem converte-se aos poucos naquilo que acredita poder vir a ser. Se me repetir incessantemente a mim mesmo que sou incapaz de fazer determinada coisa, é possível que isso acabe finalmente por se tornar verdade. Pelo contrário, se acreditar que a posso fazer, acabarei garantidamente por adquirir a capacidade para a fazer, ainda que não a tenha num primeiro momento”.

(Mohandas Gandhi)

RESUMO

PRODUÇÃO DE ÁCIDO LEVULÍNICO A PARTIR DO BAGAÇO DA LARANJA PARA A OBTENÇÃO DE γ -VALEROLACTONA

AUTORES: Ana Luisa Hentz, Carolina Marcela Kerkhoff, Felipe Coglione Botta, Isadora

Argenta Preigschadt e Nádia Stefanello

ORIENTADOR: Eduardo Hiromitsu Tanabe

O objetivo do presente trabalho foi projetar uma unidade industrial produtora de γ -valerolactona através de ácido levulínico obtido pelo bagaço da laranja. O empreendimento criado é a primeira indústria produtora no Brasil e a única fornecedora do produto para o mercado interno brasileiro, operando com uma produção diária de 20 toneladas no distrito industrial da cidade de Araraquara, no interior do Estado de São Paulo. A capacidade da planta visa contornar a utilização do bagaço de laranja do estado paulistano para fins pouco lucrativos, como a produção de ração animal. O preço de comercialização da γ -valerolactona foi definido como sendo de R\$ 8716,80/kg e o investimento inicial é de R\$ 22.201.729,66. Ao estimar a vida útil do projeto em 10 anos, o *payback* obtido foi de 4-5 anos, VPL equivalente a R\$ 5,58E⁺¹² e TIR igual a 66%. Concluiu-se que o projeto é viável de forma econômica e pela grande quantidade de bagaço de laranja disponível no país seria possível realizar sua expansão e, até mesmo, a criação de novas unidades.

Palavras-chave: Bagaço da Laranja. Ácido Levulínico. Gama-valerolactona.

ABSTRACT

PRODUCTION OF LEVULINIC ACID THROUGH ORANGE PACKAGE FOR THE OBTAINING OF γ -VALEROLACTONE

AUTHORS: Ana Luisa Hentz, Carolina Marcela Kerkhoff, Felipe Coglione Botta, Isadora

Argenta Preigschadt e Nádia Stefanello

ADVISOR: Eduardo Hiromitsu Tanabe

The objective of the present work was to design an industrial unit producing γ -valerolactone using levulinic acid obtained from the orange pomace. The venture created is the first producing industry in Brazil and the only supplier of the product to the Brazilian domestic market, operating with a daily production of 20 tons in the industrial district of the city of Araraquara, in the interior of the State of São Paulo. The plant's capacity aims to circumvent the use of orange pomace from the state of São Paulo for low-profit purposes, such as animal feed production. The commercialization price of γ -valerolactone was defined as R\$ 8716,80/kg and the initial investment is R\$ 22.201.729,66. When estimating the useful life of the project at 10 years, the payback obtained was 4-5 years, NPV equivalent to R\$ 5,58E⁺¹² and IRR equal to 66%. It was concluded that the project is economically viable and due to the large amount of orange pomace available in the country, it would be possible to expand and even create new units.

Keywords: Orange Bagasse. Levulinic Acid. Gamma-valerolactone.

LISTA DE VARIÁVEIS

X - Quantidade de matéria-prima (t);
C - Capacidade de matéria-prima (t/h);
 t_0 - Tempo de processamento (h);
x - Quantidade de caminhões (dia);
 C_d - Quantidade de matéria-prima por dia (t/dia);
m - Massa total transportada pelo caminhão (t);
Z - Quantidade de caminhões por turno;
 Q_C - Quantidade de caminhões por dia;
 t_D - Turnos do dia;
Af - Área da face da trincheira (m^2);
B - Largura da base maior (m);
b - Largura da base menor (m);
Ht - Altura da trincheira (m);
 ρ_{BU} - Massa específica do bagaço úmido (kg/m^3);
 x_a - Fração mássica de água no bagaço;
 ρ_a - Massa específica da água (kg/m^3);
 x_b - Fração mássica do bagaço;
 ρ_b - Massa específica do bagaço seco (kg/m^3);
 ρ - Massa específica da substância (kg/m^3);
 m_{sub} - Massa (kg);
V - Volume (m^3);
Comprimento - Comprimento da trincheira (m);
 V_T - Volume que a trincheira deve comportar (m^3);
 $\dot{m}_{ác}$ - Vazão mássica de ácido sulfúrico (kg/h);
 $\rho_{ác}$ - Densidade de ácido sulfúrico (g/cm^3);
 v_t - Vazão volumétrica total (m^3/h);
t - Tempo de armazenamento (h);
 C_1 - Concentração inicial do ácido sulfúrico (%);
 V_1 - Volume do ácido sulfúrico puro (m^3);
 C_2 - Concentração do ácido sulfúrico diluído (%);
 V_2 - Volume do ácido sulfúrico diluído (m^3);
 $F_{ác}$ - Vazão molar de ácido levulínico no final do arranjo (kmol/h);
 $F_{h/c}$ - Vazão molar de hexose na celulose (kmol/h);
 $F_{h/h}$ - Vazão molar de hexose na hemicelulose (kmol/h);
 v_b - Vazão volumétrica do bagaço (m^3/h);
 \dot{m}_p - Vazão mássica de bagaço (kg/h);
 V_r - Volume do reator (m^3);
 τ - Tempo espacial (h);
 Q_{rem} - Calor removido no processo (W);
 \dot{m} - Vazão mássica (kg/h);
 C_p - Calor específico da mistura (kJ/kg.K);
 ΔT - Diferença de temperatura da mistura ($^{\circ}C$);
f - Fator de correção da temperatura;
 A_{TT} - Área de troca térmica (m^2);
 ΔT_{ml} - Temperatura média logarítmica ($^{\circ}C$);
 $D_{ext,tubos}$ - Diâmetro externo dos tubos (m);
L - Comprimento dos tubos (m);
 $F_{ac/f}$ - Vazão molar de ácido fórmico e furfural (kmol/h);

MM - Massa molecular (kg/kmol);
V_t - Volume do tanque (m³);
η - Rendimento (%);
W_p - Potência do sistema (J/kg);
ΔP - Diferença de pressão entre o ponto de entrada e saída da tubulação (Pa);
Δu - Diferença de velocidade entre os pontos de entrada e saída da tubulação (m/s);
g - Aceleração da gravidade (m/s²);
ΔZ - Diferença de altura entre o ponto de entrada e saída da tubulação (m), foi considerada a altura dos equipamentos;
P_B - Potência da bomba (W);
Q_{total} - Vazão total requerida no processo (J);
Q_Q - Vazão da corrente quente (J);
Q_F - Vazão da corrente fria (J);
Q - Vazão volumétrica (m³/s);
v - Velocidade (m/s);
A - Área (m²);
D - Diâmetro (m);
V_{tanque} - Volume total do tanque (L);
V_{líquido} - Volume de líquido (L);
Q_v - Quantidade de vapor (cal/h);
ṁ_v - Vazão de vapor necessária (kg/h);
L_{vap} - Calor latente de vaporização da água (cal/kg);
γ - Volume específico do vapor (m³/kg);
D_{nom} - Diâmetro nominal da tubulação (cm);
ΔL - Dilatação linear (mm);
L - Comprimento da tubulação (m);
α - Constante de dilatação térmica do aço carbono (K⁻¹);
Q_{condensado} - Quantidade de condensado formado (kg);
C_{Aço} - Calor específico do aço (KJ/Kg°C);
P - Peso da tubulação de vapor vazio (kg/m);
l - Comprimento da tubulação de vapor (m);
T_{amb} - Temperatura inicial da tubulação, suposta igual à do meio ambiente (°C);
T_f - Temperatura final da tubulação, que será igual à do vapor (°C);
Hg - Altura geométrica total de elevação (m);
Há - Profundidade do nível dinâmico (m);
Hs - Submersão dinâmica do ponto de descarga (m);
fc - Fator de consumo de ar;
Cs - Coeficiente que depende da porcentagem de submersão;
q - Vazão de ar comprimido (m³/h);
Qa - Vazão de água (m³/h);
k - Coeficiente dos acessórios;
Re - Número de Reynolds;
μ - Viscosidade (Pa.s);
ε - Rugosidade relativa (mm);
fat - Coeficiente de atrito;
Pv - Custo de Vapor (R\$/Kg de vapor);
h_v - Entalpia específica do vapor (KJ/Kg);
h_{AA} - Entalpia específica da água de alimentação (KJ/Kg);
PCS - Maior poder calorífico do combustível (KJ/Kg);
PC - Preço do combustível (R\$/Kg de combustível);

η_{cal} - Eficiência da caldeira (%);
Cm - Custo médio (R\$/Kg);
Ct - Custo total de produção (R\$/ano);
Qt - Quantidade total produzida (Kg/ano);
PV - Preço de venda (R\$/Kg);
CC - Custo de comercialização (%);
MDL - Margem de Lucro (%).

LISTA DE ABREVIATURAS

GVL - γ -valerolactona;
SEBRAE - Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas;
BNDES - Banco Nacional do Desenvolvimento;
FISPQ - Ficha de Informação de Segurança de Produtos Químicos;
LWV - Pré-tratamento de Líquido com Água Quente;
HDS - Fração de líquido;
5-HMF – Hidroximetilfurfural;
WIPO - Organização Mundial da Propriedade Intelectual;
4-HPA - Ácido 4-hidroxipentanoico;
MPV - Reação de Meerwein-Ponndorf-Verle;
CFC's - Clorofluorcarbonetos;
NR - Norma Regulamentadora;
EPI's - Equipamentos de Proteção Individual;
INMETRO - Instituto Nacional de Metrologia, Normalização e Qualidade Industrial;
NBR - Norma Brasileira Regulamentadora;
ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas;
DNF - Determinação das fibras neutras;
ADF - Determinação das fibras ácidas;
ASTM - American Society for Testing and Materials;
HPLC - Cromatografia líquida de alta eficiência;
JUCESP - Junta Comercial do Estado de São Paulo;
CNPJ - Cadastro Nacional de Pessoa Jurídica;
APPCI - Alvará de Prevenção e Proteção Contra Incêndio;
CBPMESP - Corpo de Bombeiros Militar do Estado de São Paulo;
PNMA - Política Nacional de Meio Ambiente;
CETESB - Companhia de Tecnologia e Saneamento Ambiental do Estado de São Paulo;
LP - Licença Prévia;
LI - Licença de Instalação;
LO - Licença de Operação;
RAP - Relatório Ambiental Preliminar;
EIA - Estudo de Impacto Ambiental;
RIMA - Relatório de Impacto Ambiental;
CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente;
DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio;
ISO - Organização Internacional de Normalização;
IPTU - Imposto Predial e Territorial Urbano;
ASME - Sociedade do Engenheiros Mecânicos dos Estados Unidos;
ISA - Sociedade Internacional de Automação;
ANSI - Instituto Nacional Americano de Padrões;
CUB - Custo Unitário Básico;
SINDUSCON - Sindicato de Construção Civil do Estado de São Paulo;
OSBL - Offsite Battery Limits;
IBAPE - Instituto Brasileiro de Avaliações e Perícias de Engenharia;
FGTS - Fundo de Garantia;
ICMS - Imposto sobre Operações relativas à Circulação de Mercadorias e sobre Prestações de Serviços de Transporte Interestadual e Intermunicipal e de Comunicação;
COFINS - Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social;
VPL - Valor Presente Líquido;

TIR - Taxa Interna de Retorno;
TMA - Taxa Mínima de Atratividade.

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Propriedades da γ -valerolactona	23
Tabela 2 – Produção de laranjas no Brasil	25
Tabela 3 – Participação das regiões brasileiras na produção de laranjas no ano de 2019	26
Tabela 4 – Participação da produção de laranja nos Estados da região Sudeste no ano de 2019	26
Tabela 5 – Composição centesimal do bagaço da laranja industrial	33
Tabela 6 – Propriedades físicas do ácido levulínico.....	38
Tabela 7 – Distribuição dos funcionários na empresa.....	76
Tabela 8 – Componentes da corrente de saída no R-201	93
Tabela 9 – Componentes na saída do reator CSTR e suas respectivas quantidades	94
Tabela 10 – Componentes de saída do condensador	97
Tabela 11 – Componentes na entrada da unidade de destilação fracionada de ácido levulínico	99
Tabela 12 – Dados dos componentes da unidade de destilação fracionada a partir da simulação	100
Tabela 13 – Dimensionamento da coluna de destilação de ácido levulínico	102
Tabela 14 – Componentes do tanque de armazenamento de 5-HMF e ácido sulfúrico	103
Tabela 15 – Componentes de entrada do reator R-301	104
Tabela 16 – Componentes da corrente de saída do R-301	105
Tabela 17 – Componentes de entrada do reator R-302	107
Tabela 18 – Componentes de saída do reator R-302.....	107
Tabela 19 – Componentes na entrada da unidade de destilação fracionada de γ -valerolactona	109
Tabela 20 – Dados dos componentes da unidade de destilação fracionada a partir da simulação	110
Tabela 21 – Dimensionamento da coluna de destilação de γ -valerolactona	111
Tabela 22 – Componentes do tanque de armazenamento de GVL.....	112
Tabela 23 – Componentes do tanque de neutralização da corrente de fundo do destilador de GVL	115
Tabela 24 – Compostos constituídos na torta.....	121
Tabela 25 – Distribuição das utilidades de água fria na área industrial	123
Tabela 26 – Requerimento de vapor no pavilhão fabril	129
Tabela 27 – Investimentos para a obra	154
Tabela 28 – Custos com matéria-prima, reagentes e catalisadores	155
Tabela 29 – Custos de equipamentos e importação.....	155
Tabela 30 – Custo com energia elétrica em bombas e compressores.....	158
Tabela 31 – Quantidade de tubulação necessária e seu respectivo diâmetro	160
Tabela 32 – Estimação de valores para os acessórios	161
Tabela 33 – Custos OSBL	163
Tabela 34 – Custos com depreciação dos maquinários	169
Tabela 35 – Custos com depreciação da edificação	170
Tabela 36 – Custo anual com salários para funcionários	170
Tabela 37 – Custo anual com salários para funcionários	172
Tabela 38 – Custo dos funcionários	173
Tabela 39 – Custo com equipamentos de segurança	174
Tabela 40 – Custo com equipamentos de segurança	176
Tabela 41 – Custo com taxas de comercialização	176
Tabela 42 – Valores requeridos para a abertura do empreendimento	178

Tabela 43 – Pagamento do financiamento.....	178
Tabela 44 – Custos variáveis	179
Tabela 45 – Custos fixos	180
Tabela 46 – VPL e VPL acumulado.....	181
Tabela B3.1 1 – Vazões das correntes de entrada do PFR (R-201).....	211
Tabela B3.1 2 – Componentes da corrente de entrada no PFR (R-201)	211
Tabela B3.1 3 –Vazões molares que se transformam em ácido levulínico	212
Tabela B3.1 4 – Componentes da corrente de saída no PFR (R-201).....	213
Tabela B3.2 1 – Vazões volumétricas das correntes de entrada do PFR (R-201).....	214
Tabela B4.1 1 – Componentes da corrente de saída no reator (R-202).....	216
Tabela B4.2 1 – Vazões volumétricas das correntes de entrada do CSTR (R-202).....	217
Tabela 5.1 1 – Componentes da corrente de entrada no filtro (F-201).....	219
Tabela 5.1 2 – Vazão mássica da torta e do filtrado no filtro (F-201)	219
Tabela 5.1 3 – Componentes do filtrado no filtro (F-201)	220
Tabela 6.1 1 – Componentes do tanque de armazenamento (TQ-202)	220
Tabela B7.3 1 – Dados atribuídos ao trocador de calor (C-201).....	225
Tabela B8.1 1 – Componentes de saída do condensador (C-201).....	225
Tabela B9.1 1 – Componentes de entrada do reator (R-301)	227
Tabela B9.1 2 – Componentes da corrente de saída do reator (R-301).....	228
Tabela B9.2 1 – Vazões volumétricas das correntes de entrada do reator (R-301).....	229
Tabela B10.1 1 – Componentes de entrada do filtro (F-301).....	230
Tabela B10.1 2 – Vazão mássica da torta e do filtrado no filtro (F-301).....	231
Tabela B10.1 3 – Componentes de filtrado no filtro (F-301).....	231
Tabela B11.1 1 – Componentes de entrada do reator (R-302)	232
Tabela B11.1 2 – Componentes de saída do reator (R-302).....	233
Tabela B11.2 1 – Vazões volumétricas das correntes de entrada do reator (R-302).....	234
Tabela B12.1 1 – Componentes da corrente de entrada do filtro (F-302).....	235
Tabela B12.1 2 – Vazão mássica da torta e do filtrado no filtro (F-302).....	235
Tabela B12.1 3 – Componentes do filtrado no filtro (F-302).....	236
Tabela B13.1 1 – Componentes do tanque de armazenamento de GVL (TQ-301).....	236
Tabela B14.1 1 – Componentes do tanque de neutralização (TQ-302).....	238
Tabela B15.2 1 – Dados atribuídos ao trocador de calor (C-301).....	240
Tabela C3 1 – Dados atribuídos ao trocador de calor da integração energética.....	245
Tabela D1.2 1 – Diâmetro nominal das tubulações de água fria.....	250
Tabela D1.2 2 – Velocidade real em cada trecho	256
Tabela D2.1 1 – Diâmetros nominais para a tubulação de água quente.....	264
Tabela D3.1 1 – Diâmetro nominal da tubulação de vapor em cada trecho.....	268
Tabela D3.1 2 – Velocidade real para as tubulações de vapor	270
Tabela D3.2 1 –Dilatação térmica de cada trecho	273
Tabela D3.3 1 – Espessura do isolamento em cada trecho.....	275
Tabela D3.4 1 – Vazão mássica do condensado formado	278
Tabela D4 1– Diâmetro nominal para a tubulação de água misturada.....	280
Tabela D4 2– Velocidade real para tubulação de água misturada.....	281
Tabela D5.1 1– Diâmetro nominal para a tubulação de ar comprimido.....	284
Tabela D5.1 2– Velocidade real para a tubulação de ar comprimido.....	285
Tabela D6 1– Diâmetros nominais para a tubulação de ácido sulfúrico	285
Tabela D6 2– Velocidade real para a tubulação de ácido sulfúrico	286
Tabela D7 1- Diâmetro nominal para a tubulação de hidrogênio.....	287
Tabela D7 2- Velocidade real para a tubulação de hidrogênio.....	288

Tabela D8 1 – Diâmetro nominal para a tubulação do processo	288
Tabela D8 2– Velocidade real para a tubulação do processo	289
Tabela D9 1– Potência da bomba do processo	290
Tabela D10 1 – Valores do coeficiente k para os acessórios utilizados na planta industrial .	293
Tabela D10 2 – Perda de carga nas linhas de vapor	294
Tabela D10 3 – Perda de carga nas linhas de água fria	297
Tabela D10 4 – Perda de carga nas linhas de água quente	301
Tabela D10 5 – Perda de carga nas linhas de água misturada	302
Tabela D10 6 – Perdas de carga nas linhas de hidrogênio	303
Tabela D10 7 – Perda de carga nas linhas de ar comprimido.....	303
Tabela D10 8 – Perda de carga nas linhas de ácido sulfúrico	304

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Diversas aplicações da γ -valerolactona.....	22
Figura 2 – Rotas de produção de GVL por hidrogenação de ácido levulínico.....	24
Figura 3 – Modelo de Negócios Canvas.....	29
Figura 4 – Estrutura química glicose e sua polimerização à celulose	34
Figura 5 – Hidrólise da celulose liberando unidades de glicose.....	35
Figura 6 – Representação dos açúcares que compõem a hemicelulose.....	35
Figura 7 – Álcoois formadores da molécula de lignina (álcool p-cumarílico, álcool sinapílico, álcool coniferílico).....	36
Figura 8 – Estrutura do ácido levulínico	37
Figura 9 – Processo produtivo do ácido levulínico	40
Figura 10 – Pré-tratamento da biomassa	40
Figura 11 – Produtos formados a partir da hidrólise da biomassa.....	43
Figura 12 – Processo de obtenção de ácido levulínico a partir de 5-HMF.....	44
Figura 13 – Mecanismo de conversão de álcool furfurílico a ácido levulínico.....	45
Figura 14 – Fluxograma da obtenção de γ -valerolactona a partir do ácido levulínico (WO2016135009A1).....	46
Figura 15 – Fluxograma da obtenção de γ -valerolactona a partir do ácido levulínico (US20170183321A1)	48
Figura 16 – Hidrogenação do ácido levulínico a GVL empregando Ru/C via ácido γ -hidroxivalérico.....	52
Figura 17 – Reação de Meerwein-Ponndorf-Verley (direta) e oxidação de Oppenauer (reversa)	53
Figura 18 – Produção de GVL utilizando ácido fórmico como fonte de hidrogênio	54
Figura 19 – Filtro tipo prensa	56
Figura 20 – Filtro de areia em dupla camada (filtro do tipo leito poroso granular)	56
Figura 21 – Filtro rotativo a vácuo	57
Figura 22 – Sistema para destilação simples com pressão normal.....	60
Figura 23 – Sistema para a destilação fracionada.....	61
Figura 24 – Fluxograma simplificado do controle de qualidade	77
Figura 25 – Definição do órgão licenciador	82
Figura 26 – Localização da unidade industrial.....	86
Figura 27 – Diagrama de blocos do processo.....	87
Figura 28 – Caminhão adequado para transporte de bagaço de laranja	88
Figura 29 – Balança de caminhão.....	89
Figura 30 – Silos trincheiras para armazenagem.....	90
Figura 31 – Trocador de calor casco e tubos tipo AES	97
Figura 32 – Trocador de calor casco e tubos	113
Figura 33 – Envasadora rotativa automática do modelo IG 9-3.....	115
Figura 34 – Fluxograma completo do processo industrial	118
Figura 35 – Sistema air-lift.....	133
Figura 36 – Sistema de controle nos reatores de hidrólise	150
Figura 37 – Sistema de controle no tanque	150
Figura 38 – Sistema de controle na coluna de destilação.....	152
Figura 39 – Comparação do VPL e VPL acumulado	183
Figura 40 – Dimensões de um silo trincheira.....	203

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	21
2	DEFINIÇÕES DO PRODUTO A SER DEFINIDO.....	22
2.1	DEFINIÇÃO DO PRODUTO A SER COMERCIALIZADO	22
2.2	ANÁLISE DE MERCADO	24
2.2.1	Laranja	24
2.2.2	γ -valerolactona.....	27
2.2.3	Ácido levulínico	28
2.3	PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DOS PRODUTOS	28
2.4	MODELO DE NEGÓCIO	29
2.4.1	Proposta de Valor	30
2.4.2	Segmentos de Mercado.....	30
2.4.3	Canais	30
2.4.4	Relacionamento com Clientes	30
2.4.5	Atividades-chave	31
2.4.6	Parceiros-chave.....	31
2.4.7	Recursos-chave	31
2.4.8	Fontes de Receitas	32
2.4.9	Estrutura de Custos	32
2.5	MATÉRIAS PRIMA	32
2.5.1	Bagaço da laranja.....	32
2.5.2	Ácido sulfúrico	36
2.5.3	Ácido levulínico	37
3	DEFINIÇÕES DO PROCESSO.....	38
3.1	ANÁLISE DAS TECNOLOGIAS	38
3.1.1	Rota produtiva de ácido levulínico.....	38
3.1.2	Rota produtiva de GVL a partir de ácido levulínico	46
3.1.3	Métodos de separação.....	54
3.1.4	Ácidos Minerais.....	61
3.1.5	Gases Inertes.....	63
3.1.6	Impactos Ambientais	66
3.1.7	Condições de Segurança.....	67
3.2	ESCOLHA DA TECNOLOGIA A SER EMPREGADA	69
3.2.1	Produção de ácido levulínico.....	70
3.2.2	Produção de γ -valerolactona.....	72
3.3	DISPONIBILIDADE DE MATÉRIA-PRIMA E ESCALA DE PRODUÇÃO.....	74
3.4	TEMPO DE PRODUÇÃO.....	75

3.5	FUNCIONÁRIOS.....	75
3.6	NECESSIDADE DE LABORATÓRIO	77
3.6.1	Matéria-prima	78
3.6.2	Análise do processo	79
3.6.3	Análise dos produtos	80
3.7	EXIGÊNCIAS LEGAIS	80
3.7.1	Legislação ambiental	81
3.7.2	Legislação referente ao uso do bagaço da laranja como matéria-prima.....	83
3.7.3	Legislação brasileira referente ao tratamento de resíduos gerados	84
3.8	LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL	85
4	PROJETO DO PROCESSO.....	87
4.1	DIAGRAMA DE BLOCOS	87
4.2	ESPECIFICAÇÕES DO PROCESSO.....	88
4.2.1	Recepção da matéria-prima	88
4.2.2	Balança	88
4.2.3	Tanques de armazenamento do ácido sulfúrico (TQ-401 à TQ-404).....	89
4.2.4	Tanques de armazenamento de água (TQ-701).....	90
4.2.5	Trincheiras de armazenamento da matéria-prima bruta (T-101).....	90
4.2.6	Moinhos de facas (M-101 e M-102).....	91
4.2.7	Tanques de diluição (TQ-405 e TQ-406)	91
4.2.8	Reator PFR (R-201).....	92
4.2.9	Reator CSTR (R-202).....	94
4.2.10	Condensador (C-201)	96
4.2.11	Tanque de neutralização de ácido fórmico e furfural (TQ-201).....	97
4.2.12	Filtro (F-201)	98
4.2.13	Destilador fracionado (D-201)	99
4.2.14	Tanque de armazenamento de 5-HMF e ácido sulfúrico (TQ-202)	102
4.2.15	Reator CSTR (R-301).....	103
4.2.16	Filtro (F-301)	106
4.2.17	Reator CSTR (R-302).....	106
4.2.18	Filtro (F-302)	108
4.2.19	Destilador da corrente de fundo do R-302 (D-301).....	109
4.2.20	Tanque de armazenamento de GVL	112
4.2.21	Condensador da corrente de topo do R-302 (C-301).....	113
4.2.22	Tanque de neutralização da corrente de fundo do destilador (TQ-302)	114
4.2.23	Envasadora.....	115
4.3	PROCEDIMENTO DE START-UP DA PRODUÇÃO.....	116

4.4	FLUXOGRAMA DO PROCESSO	117
4.5	INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	119
5	TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	120
5.1	EFLUENTES LÍQUIDOS	120
5.2	EFLUENTES SÓLIDOS	121
5.2.1	Efluente Sólido do F-201.....	121
5.2.2	Efluente Sólido F-301.....	121
5.2.3	Efluente Sólido F-302.....	122
6	PROJETO DE INSTALAÇÃO INDUSTRIAL.....	122
6.1	REQUERIMENTO DE ÁGUA FRIA.....	122
6.1.1	Tubulação	125
6.2	REQUERIMENTO DE ÁGUA QUENTE.....	125
6.2.1	Tubulação	127
6.3	REQUERIMENTO DE VAPOR.....	127
6.3.1	Caldeira.....	128
6.3.2	Requerimento de vapor na indústria.....	129
6.3.3	Tubulação	131
6.3.4	Juntas de expansão	131
6.3.5	Condensado	131
6.4	REQUERIMENTO DE AR COMPRIMIDO.....	132
6.4.1	Sistema <i>air-lift</i>	132
6.4.2	Compressores	133
6.4.3	Tubulação	134
6.5	REQUERIMENTO DE HIDROGÊNIO	134
6.5.1	Tubulação	134
6.6	REQUERIMENTO DE ÁCIDO SULFÚRICO	135
6.6.1	Tubulação	135
6.7	TUBULAÇÃO DO PROCESSO.....	135
6.8	DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS.....	135
6.9	PERDA DE CARGA NAS TUBULAÇÕES.....	137
7	CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO.....	148
7.1	MOEDOR DO BAGAÇO DA LARANJA	149
7.2	REATORES DE HIDRÓLISE (PFR E CSTR).....	149
7.3	TANQUE DE ÁCIDO SULFÚRICO.....	150
7.4	COLUNAS DE DESTILAÇÃO	151
8	ANÁLISE ECONÔMICA.....	152
8.1	CUSTO COM LICENÇAS.....	153

8.2	CUSTO COM ENCARGOS GERAIS E DE CAPITAL.....	153
8.3	CUSTO COM TERRENO.....	153
8.4	CUSTO COM MATÉRIAS PRIMA E REAGENTES	154
8.5	CUSTO COM EQUIPAMENTOS	155
8.6	CUSTO COM UTILIDADES	157
8.7	CUSTO COM TUBULAÇÃO E ACESSÓRIOS.....	160
8.8	CUSTO COM INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE	163
8.9	CUSTOS COM SUPERVISÃO	163
8.10	CUSTOS RELATIVOS AO PROCESSO.....	163
8.11	CUSTOS OSBL.....	163
8.12	CUSTOS COM MANUTENÇÃO E DEPRECIÇÃO	169
8.13	CUSTOS EMPREGATÍCIOS	170
8.14	CUSTOS COM EQUIPAMENTOS DE SEGURANÇA.....	173
8.15	CUSTO COM SEGUROS	175
8.16	CUSTO COM COMERCIALIZAÇÃO.....	175
8.17	CUSTO COM TRATAMENTO DE RESÍDUOS.....	177
8.18	CUSTO COM CAPTAÇÃO DE RECURSOS.....	177
8.19	ANÁLISE DE INVESTIMENTOS	179
8.19.1	Custos Fixos e Variáveis	179
8.19.2	Preço de Venda.....	180
8.19.3	Lucros	181
9	CONCLUSÃO	184
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	185
	APÊNDICE A – MATÉRIA-PRIMA	201
	A1 - DISPONIBILIDADE DE MATÉRIA PRIMA	201
	A2 - RECEPÇÃO DA MATÉRIA PRIMA.....	201
	A3 - SILOS TRINCHEIRA (T-101)	203
	A4 – TANQUES DE ÁCIDO SULFÚRICO (TQ-401 A TQ-404).....	206
	APÊNDICE B – BALANÇOS E DIMENSIONAMENTOS DO PROCESSO	207
	B1 - MOINHOS DE FACAS (M-101 E M-102).....	207
	B2 - TANQUES DE DILUIÇÃO (TQ-405 E TQ-406).....	208
	B3 - REATOR PFR (R-201).....	210
	B4 - REATOR CSTR (R-202).....	215
	B5 – FILTRO (F-201).....	218
	B6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE 5-HMF E ÁCIDO SULFÚRICO (TQ-202)	220
	B7 – CONDENSADOR (C-201).....	221

B8 - TANQUE DE NEUTRALIZAÇÃO DE ÁCIDO FÓRMICO E FURFURAL (TQ-201)	225
B9 - REATOR CSTR (R-301)	227
B10 - FILTRO PARA O Ru/C (F-301)	230
B11 - SEGUNDO REATOR CSTR (R-302)	232
B12 - FILTRO PARA A ZSM-5 (F-302)	234
B13 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE GVL (TQ-301)	236
B14 - TANQUE DE NEUTRALIZAÇÃO DA CORRENTE DE FUNDO DO DESTILADOR D-301 (TQ-302)	237
B15 - CONDENSADOR (C-301)	238
APÊNDICE C - INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	241
C.1 - PRIMEIRA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA ENTRE PROCESSOS	241
C.2 - SEGUNDA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA ENTRE PROCESSOS	242
C.3 - CONDENSADOR PARA CORRENTE DA INTEGRAÇÃO	243
APÊNDICE D - PROJETO DE INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS	245
D.1 ÁGUA FRIA	245
D.2 ÁGUA QUENTE	261
D.3 - VAPOR	265
D4 - TEMPERATURA PARA A ÁGUA DOS CHUVEIROS	280
D5 - AR COMPRIMIDO	281
D6 - ÁCIDO SULFÚRICO	285
D7 - HIDROGÊNIO	287
D8 - TUBULAÇÃO PROCESSO	288
D9 - BOMBAS	289
D10 - PERDA DE CARGA DAS TUBULAÇÃO	291
APÊNDICE E - ANÁLISE ECONÔMICA	304
E.1 UTILIDADES	305
E.2 PREÇO DE VENDA	305

1 INTRODUÇÃO

A γ -valerolactona (GVL) é um composto orgânico que pode ser obtido através da biomassa, sendo um potencial combustível verde. Além de sua crescente utilização em indústrias promissoras na produção de combustíveis sem serem de origem fóssil, o composto é amplamente utilizado em unidades industriais de alimentos, de fragrâncias e de plastificantes.

Várias são as maneiras para a formação da γ -valerolactona. O bagaço da laranja é um dos resíduos das indústrias produtoras de suco. Atualmente este resíduo se torna principalmente ração animal, um produto de baixo valor agregado. No entanto, é de conhecimento o fato de que o bagaço da laranja, caso seja tratado, apresenta significativas quantidades de compostos que podem ter um alto valor agregado. Logo, ressalta-se o ácido levulínico, um importante composto que pode ser extraído do bagaço da laranja e é uma das matérias-primas para a produção de GVL.

Desta forma, o presente trabalho de conclusão de graduação do curso de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM) visa a implementação de uma indústria de obtenção de ácido levulínico a partir do bagaço da laranja para posteriormente produzir e comercializar a γ -valerolactona de alta pureza. Este estudo se justifica pelo fato do baixo valor agregado que os produtos provenientes do bagaço da laranja possuem atualmente, como a ração animal, e a elevada expectativa acerca da utilização de γ -valerolactona.

Para a construção do projeto do trabalho em questão, em primeiro momento foi realizada uma pesquisa de mercado preliminar acerca da comercialização da γ -valerolactona. Posteriormente, uma análise das tecnologias disponíveis para o processo foi executada, escolhendo a que melhor se aplica ao caso em estudo. Além disso, as pesquisas sobre a documentação necessária para o empreendimento foram realizadas. Por fim, os dimensionamentos dos equipamentos e os cálculos necessários para a implantação da indústria foram realizados. A empresa será alocada no estado com maior produção de laranjas no Brasil: São Paulo.

Com a execução do projeto, almejou-se pôr em prática os conhecimentos adquiridos no curso de Engenharia Química para construir um projeto industrial viável economicamente. Ademais, objetivando que o processo siga de exemplo para outros empreendimentos acerca da obtenção de lucros através da contribuição para uma sociedade mais sustentável.

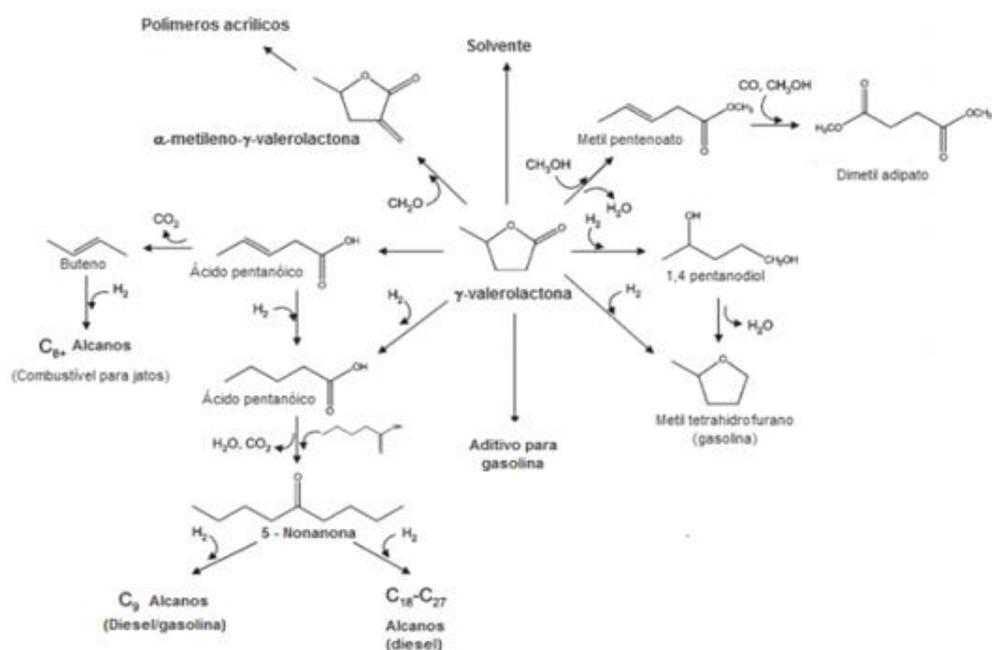
2 DEFINIÇÕES DO PRODUTO A SER DEFINIDO

2.1 DEFINIÇÃO DO PRODUTO A SER COMERCIALIZADO

O produto a ser comercializado será a γ -valerolactona (GVL), um combustível e solvente verde. A γ -valerolactona possui 97% de energia da glicose, sendo assim, pode ser usada como aditivo na gasolina. A mistura GVL e gasolina pode ser feita de forma semelhante ao etanol. Além do seu uso como biocombustível, a GVL também pode ser usada na produção de perfumes por possuir agradável aroma de ervas. Também pode ser aplicado como solvente verde na indústria de vernizes, adesivos, inseticidas e, até mesmo, como solvente alternativo na condução de reações diversas envolvendo biomassa (ALONSO *et al.*, 2013). Vale salientar que entre suas aplicações a indústria de alimentos representou a maior parcela de consumo deste produto, utilizando 80,57% do total produzido de GVL (FIORMARKETS, 2019).

Existe uma grande quantidade de rotas catalíticas cujo objetivo é a conversão de GVL em outros produtos de grande interesse e com maior valor agregado. Na Figura 1 está representada algumas dessas rotas mostrando a diversidade de produtos que podem ser obtidos a partir desse bioderivado (MAI, 2015).

Figura 1 – Diversas aplicações da γ -valerolactona



Fonte: Mai, 2015.

A γ -valerolactona, em temperatura ambiente, é um composto no estado líquido, incolor, miscível em água e estável na presença de ar. Suas propriedades podem ser visualizadas na Tabela 1. Possui ponto de fusão de -31°C , ponto de ebulição de 207°C e pressão de vapor de 0,65 kPa, valor inferior à pressão de vapor do metanol, etanol e metil terc-butil éter. Por esse motivo, a mistura contendo GVL torna-se um combustível de melhor performance. O processo final de separação desta água, é outro fator que favorece a produção da γ -valerolactona, que requer menor quantidade de energia quando comparada à separação do etanol da água, já que não há a formação de uma mistura azeotrópica, como é o caso do etanol (MAI, 2015).

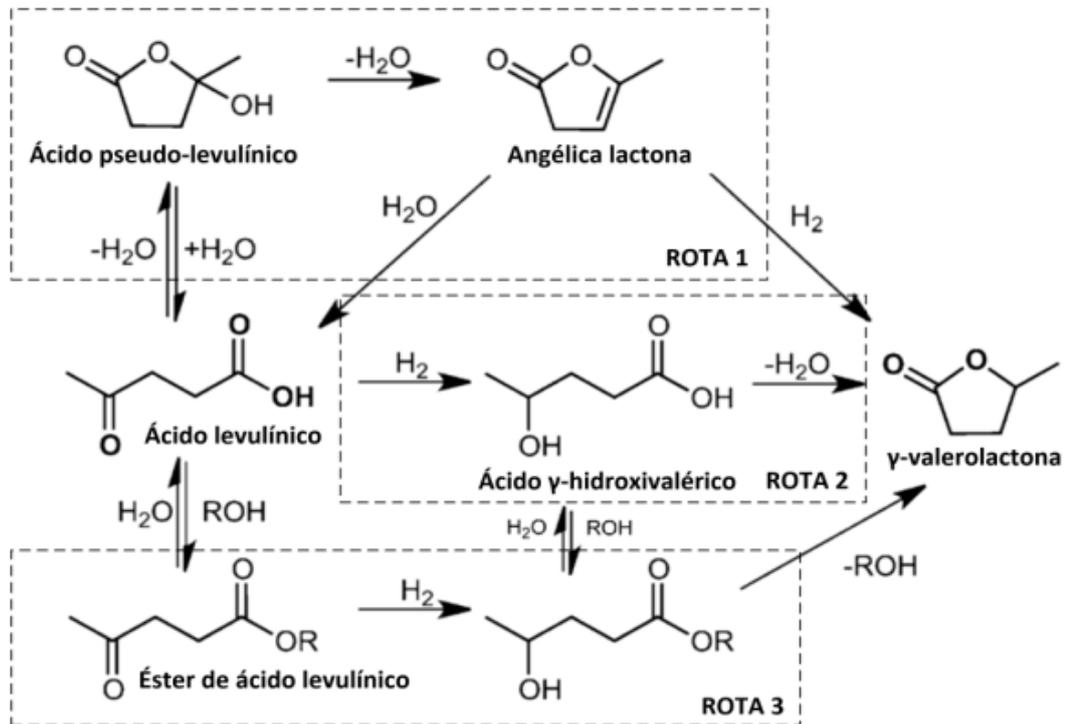
Tabela 1 – Propriedades da γ -valerolactona

Propriedades	Valores
Ensaio	99%
Pressão de vapor	0,65 kPa
Ponto de ebulição	207-208 $^{\circ}\text{C}$
Ponto de fusão	-31°C
Densidade	1.05 g/ml a 25°C
Peso molecular	100.12 g/mol
Fórmula molecular	$\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2$
Estado físico	Líquido
Nome IUPAC	5-methyldihydrofuran-2(3H)-one

Fonte: Adaptado de Scientific, 2020.

A γ -valerolactona é um produto obtido a partir da hidrogenação do ácido levulínico, sendo possível visualizar algumas de suas rotas de produção de GVL através da Figura 2. Esse ácido é produzido a partir da biomassa celulósica proveniente de matéria prima vegetal. A γ -valerolactona é um composto orgânico de fórmula $\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2$, um isômero estrutural da delta-valerolactona (ALBUQUERQUE, 2016).

Figura 2 – Rotas de produção de GVL por hidrogenação de ácido levulínico



Fonte: Adaptado de Wright *et. al*, 2012.

2.2 ANÁLISE DE MERCADO

2.2.1 Laranja

A laranja é uma das frutas mais cultivadas em todo o mundo, produzida pela laranjeira (*Citrus x sinensis*), uma árvore da família *Rutaceae* de porte médio e copa densa, arredondada e perene. O fruto tem sua origem na Ásia - provavelmente na China - por volta de 4.000 anos atrás, no qual foi introduzida no Brasil pelos portugueses na época da colonização, século XVI (CITRUSBR, 2010).

O Brasil detém 50% da produção mundial de suco de laranja, e exporta 98% do que produz e consegue incríveis 85% de participação no mercado mundial. Os estados da Flórida e de São Paulo detém 81% da produção mundial de suco, sendo que o Estado de São Paulo possui 53% do total (MARKESTRAT, 2010). Na Tabela 2, visualiza-se a produção de laranjas no Brasil de 2010 até 2020.

Tabela 2 – Produção de laranjas no Brasil

Tempo (anos)	Produção de Laranja (t)
2010	18.503.139
2011	19.811.064
2012	18.012.560
2013	17.549.536
2014	16.928.457
2015	16.953.015
2016	16.980.379
2017	17.492.882
2018	16.713.534
2019	15 729 014
2020 ¹	18.384.504

¹ Estimativa da quantidade de laranja.
 Fonte: Adaptado de IBGE, 2019.

A partir dos dados da Tabela 2 pode-se visualizar que a produção média de laranja no Brasil é de cerca de 18 milhões de toneladas da fruta por ano. Além disso, uma pesquisa de mercado foi realizada para a produção de laranja por regiões brasileiras no ano de 2019. Na Tabela 3, visualiza-se a participação das regiões do Brasil na produção de laranja.

Tabela 3 – Participação das regiões brasileiras na produção de laranjas no ano de 2019

Região	Porcentagem (%)
Norte	2
Nordeste	9.4
Centro-oeste	1.1
Sudeste	80
Sul	7.50

Fonte: Adaptado de IBGE, 2019.

Na Tabela 3, percebe-se que a maior participação da produção de laranja no Brasil é da região Sudeste, em que concentra 80% da produção. Além disso, na Tabela 4, obteve-se a participação da produção de laranja para cada estado que compõem a região Sudeste no ano de 2019.

Tabela 4 – Participação da produção de laranja nos Estados da região Sudeste no ano de 2019

Região	Porcentagem (%)
Espírito Santo	0.10
Minas Gerais	-
Rio de Janeiro	0.40
São Paulo	79.50

Fonte: Adaptado de IBGE, 2019.

Analisando a Tabela 4, percebe-se que o maior produtor de laranjas da região Sudeste é o Estado de São Paulo. Além disso, vale salientar que as cidades de Araraquara e Matão possuem as duas maiores indústrias de suco de laranja do mundo, e ficam localizadas no Estado

de São Paulo (A CIDADE ON, 2019). A Abecitrus representa o setor produtor e exportador de suco concentrado de laranja do Brasil. Ademais, esta associação é responsável por 98% da produção nacional – 10 indústrias e 19 mil propriedades rurais (ABECITRUS, 2010).

2.2.1.1 Os subprodutos da indústria da laranja

O processamento industrial dos frutos cítricos para a extração do suco resulta na sobra do bagaço ou polpa fresca, que é composto da casca, da película, da polpa propriamente dita e das sementes. É visto que 42% da massa total da laranja compõem seu bagaço, que é o principal resíduo das indústrias geradoras do suco de laranja (ÍTAVO, 2000). Os subprodutos da indústria de sucos cítricos, como o bagaço, são mundialmente usados na alimentação de ruminantes (LIMA, 2001). Entretanto, os resíduos cítricos são ricos em carboidratos solúveis (glicose, frutose, sacarose) e polissacarídeos insolúveis (pectina, celulose, hemicelulose) com alto potencial de conversão biológica (BENEDETTI *et al.*, 2009).

2.2.2 γ -valerolactona

Na atualidade, verifica-se que há algumas empresas produtoras de GVL mundialmente. As principais empresas produtoras são a Anhui Hyea Aromas, a Dideu Industries, a Kunshan Qiandeng Baihua, a Zhongyue Aroma, a Soda Aromatic, a Inoue Perfumery MFG, entre outras (FIORMARKETS, 2019).

A Anhui Hyea Aromas no ano de 2016 possuía uma capacidade de produção de 2.600 toneladas de γ -lactonas e 500 toneladas de δ -lactonas, o que os tornava o maior fabricante de lactonas aromáticas da China (ANHUI HYE AROMAS CO. LTD, 2016). Além disso, esta empresa é a maior produtora de γ -valerolactona, possuindo 62% de participação na produção global (FIORMARKETS, 2019).

A maior demanda por γ -valerolactona são da América do Norte, Europa e China. Os EUA importam γ -valerolactona da China para atender sua demanda. Em 2017, 13,8 Mt foram consumidas nos EUA, enquanto a China consumiu 29,81% de γ -valerolactona (FIORMARKETS, 2019). A região da Ásia-Pacífico abriga o mercado de crescimento mais rápido do mundo para a γ -valerolactona, que se reflete no tamanho de sua indústria e na rápida taxa de expansão da produção nos últimos anos. Atualmente, diferentes empresas têm como objetivo produzir γ -valerolactona em muitos outros países, desenvolvendo novos projetos que

estão passando por testes contínuos de exploração e viabilidade (GAULOS AUSTRALIS, 2019).

Vale ressaltar que a empresa GF Biochemicals tem um projeto em desenvolvimento chamado de GreenSolRes, em que visa projetar e otimizar o processo de conversão do ácido levulínico nos produtos desejados 2-metil-tetra-hidrofurano (2-MTHF), γ -valerolactona (GVL) e 1-metil-1,4-butanodiol (MeBDO) (GF BIOCHEMICALS Ltd., 2020).

2.2.3 Ácido levulínico

As maiores empresas de produção do ácido levulínico são: Langfang Hawk Technology & Development Co. Ltd, GF Biochemicals, Heroy Chemical Industry Co., Ltd., Hefei TNJ Chemical Industry Co. (BERKEL, 2016).

O ácido levulínico é aplicado principalmente na área farmacêutica, fertilizantes, aditivos em alimentos, cosmética, aditivos em combustíveis, polímeros, produtos de limpeza, resinas e tintas (GRAND VIEW SEARCH, 2015). A maior empresa produtora de ácido levulínico é a GF Biochemicals, uma empresa italiana que produz atualmente 10.000 toneladas ao ano. A base de produção é a matéria-prima proveniente de fontes renováveis (BERKEL, 2016).

2.3 PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DOS PRODUTOS

A γ -valerolactona, principal produto produzido na indústria detalhada neste trabalho, será comercializado em galões de plástico, pois o produto será vendido como matéria-prima para outras empresas, em grandes quantidades. Porém, caso o interesse fosse vender o GVL em quantidades menores, poderia ser utilizado frascos de vidro (SIGMA ALDRICH, 2020).

Os preços variam de acordo com a quantidade do produto em gramas. Assim, neste tópico foi feita uma pesquisa dos valores cobrados pela empresa Sigma Aldrich (2020). Existem duas possibilidades para compra de 100 ou 500 gramas do produto. Caso o consumidor queira 100 gramas do produto, o valor cobrado é de R\$ 625,00, se ele optar pela compra de 500 gramas, o valor cobrado é de R\$ 2459,00. Destaca-se que esses preços são provenientes de uma pesquisa de mercado, não serão aplicados ao preço final do produto deste trabalho, porém poderão seguir como base comparativa.

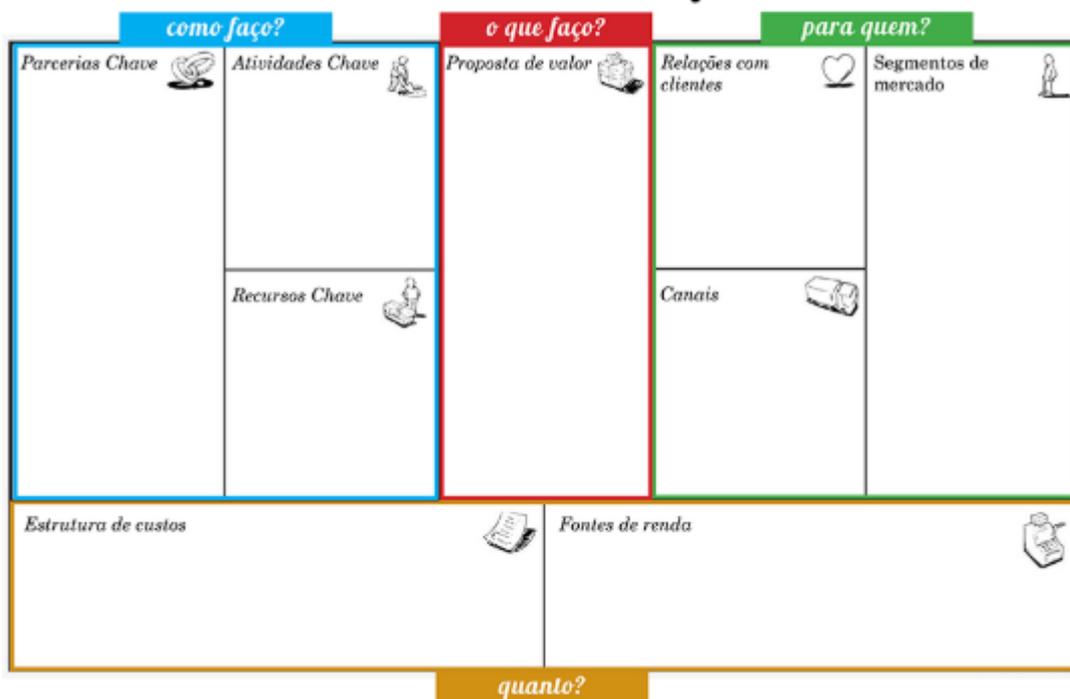
Deve ser identificado os possíveis riscos quando mal manuseado. Entre eles, cita-se complicações como irritações na pele, irritação respiratória, e ainda, irritação ocular grave.

Existem normas de segurança quanto ao manuseio do produto por parte do consumidor que serão melhores destacadas na sequência do trabalho.

2.4 MODELO DE NEGÓCIO

Com a finalidade de construir o modelo de negócio para a indústria em questão, utilizou-se a ferramenta *Business Model Canvas*, popularmente conhecida como Canvas (Figura 3). Por meio do Canvas é possível planejar de forma simples e lógica uma estrutura de modelos de negócios novos ou já existentes (SEBRAE, 2016). Esta ferramenta foi empregada como forma de planejar estrategicamente o negócio através de um esboço da produção da indústria apresentada.

Figura 3 – Modelo de Negócios Canvas



Fonte: Penteado, 2015.

Dornelas *et al.* (2018) explica que o modelo de negócio Canvas tem por objetivo que o empreendedor responda de forma sucinta e objetiva às perguntas de cada bloco. Os autores sugerem que tenha início pela proposta de valor ou pelos segmentos dos clientes, para, então, dar continuidade às questões dos blocos do lado direito: relacionamentos e canais.

Posteriormente, os autores recomendam que o restante dos blocos seja respondido a fim de que os últimos sejam os de receitas e custos.

2.4.1 Proposta de Valor

A proposta de valor da indústria é a obtenção de ácido levulínico a partir do bagaço da laranja oriundo da produção de suco de laranja, para posterior produção e a comercialização de γ -valerolactona de alta pureza. A GVL apresenta promissor destaque no mercado por seu potencial como um combustível verde, uma vez que pode ser misturada sozinha na gasolina apresentando desempenho semelhante às misturas etanol/gasolina (MAI, 2015).

2.4.2 Segmentos de Mercado

Os segmentos de mercado definem os distintos grupos de organizações e/ou pessoas que a indústria pretende atingir, em outras palavras, seu público alvo (SOUSA, 2013). Desta forma, o público alvo da unidade industrial seria indústrias de fragrâncias, alimentícias, plastificantes e fábricas promissoras na elaboração de combustível verde a partir de GVL.

2.4.3 Canais

Com a finalidade de facilitar o transporte entre o mercado consumidor e a principal matéria-prima da indústria em questão (bagaço de laranja), definiu-se a localização do empreendimento como sendo no estado de São Paulo. A localização escolhida foi de forma estratégica, uma vez que neste local a indústria ficará próxima às maiores indústrias de suco de laranja do Brasil.

A localização simplificará a logística rodoviária com a utilização de transportadoras terceirizadas para o tráfego terrestre da matéria-prima principal. Vale salientar a necessidade de transporte terrestre em um futuro consumo interno, uma vez que no Brasil ainda não se é utilizado a γ -valerolactona.

2.4.4 Relacionamento com Clientes

Um bom relacionamento com os clientes é primordial para que a empresa alcance o sucesso. Este relacionamento será, em primeiro momento, com serviços de atendimento ao cliente por meio do site do empreendimento. Outrossim, a empresa contará com representantes comerciais para fortalecer a relação entre o consumidor e a empresa. Com o objetivo de garantir a fidelização do cliente, planeja-se um atendimento personalizado e transparente, além de periódicos questionários de satisfação a fim de melhorar constantemente o produto da indústria e a relação empresa-cliente.

2.4.5 Atividades-chave

A atividade-chave do empreendimento é a extração do ácido levulínico a partir do bagaço da laranja para, então, a produção e comercialização do composto γ -valerolactona com elevada pureza. Banelli (2010) afirma que o bagaço da laranja é utilizado amplamente para a ração animal, desta forma, objetiva-se com a produção de GVL obter um produto com maior valor agregado com este resíduo agroindustrial.

2.4.6 Parceiros-chave

O empreendimento terá como principais parceiras as indústrias que produzem suco de laranja no Brasil, mais precisamente indústrias localizadas no estado de São Paulo, uma vez que são potenciais fornecedoras de bagaço de laranja. Por esta perspectiva, parcerias poderiam ser firmadas com as produtoras de suco de laranja como Cutrale, Cisol e a Citrosuco. Ademais, também são parceiras essenciais as indústrias de equipamentos e manutenção dos mesmos, além de parcerias com empreendedores que fornecerão alimentação para os funcionários da indústria. Por fim, vale salientar a importância de parcerias com futuras unidades industriais que comprarão a GVL.

2.4.7 Recursos-chave

Os recursos-chave são aqueles que permitem que a indústria realize as atividades-chave, desta maneira, pode-se citar como recursos indispensáveis para a empresa mão de obra qualificada; recursos financeiros para a manutenção tanto de equipamentos quanto do *marketing* da empresa, por exemplo, o site; custos de terreno; recursos financeiros para a compra de materiais (equipamentos, reagentes, matérias-primas, etc.); custo de utilidades como

água, energia elétrica, vapor, linhas de ar comprimido, hidrogênio, etc.; recursos para a distribuição do produto; recursos humanos e para a implantação da indústria.

2.4.8 Fontes de Receitas

A fonte de receitas se dá pelas formas de entrada de capital na empresa, desta forma, ressalta-se nesse tópico que para a implantação da mesma será feito por um financiamento no Banco Nacional do Desenvolvimento (BNDS). Após o início da produção na indústria, ela terá como fonte de renda a comercialização de GVL com elevada pureza para o Brasil, assim como a venda do resíduo do processo composto por cinzas e outros sólidos para empresas de fertilizantes.

2.4.9 Estrutura de Custos

A estrutura de custos refere-se aos principais custos que estão envolvidos e são resultados da unidade industrial. Estes custos podem ser classificados em fixos ou variáveis. Os custos fixos se referem desde salários dos funcionários; equipamentos de segurança; encargos gerais; taxas e licenças; encargos de capital; depreciação; custos relativos à instalação de tubulações, acessórios e equipamentos; manutenção; supervisão e seguros. Já os custos variáveis abordam a compra de insumos, como matéria-prima e reagentes; pagamento por utilidades, tais quais energia elétrica, água, vapor e linhas de ar comprimido; custos com tratamento dos efluentes e comercialização.

2.5 MATÉRIAS PRIMA

A principal matéria prima utilizada para a produção de GVL pela rota tecnológica escolhida para esse trabalho é a biomassa vegetal. Como fonte, escolheu-se o bagaço de laranja, resíduo abundante das indústrias produtoras de suco e atualmente com pouco valor agregado.

2.5.1 Bagaço da laranja

Na unidade industrial desenvolvida, o bagaço da laranja é a principal matéria prima para a produção do ácido levulínico e, conseqüentemente, da γ -valerolactona. Isto se deve em função desse material ser um lignocelulósico que contém lignina e polissacarídeos em sua estrutura, componentes necessários para a produção do ácido levulínico (MUKHERJEE *et al.*, 2015). Além disso, é o principal resíduo das indústrias geradoras do suco dessa fruta, já que 42% da massa total da laranja compõem seu bagaço (ÍTAVO, 2000).

Com o intuito de desenvolver todas as etapas do processo, utilizou-se como composição base, a caracterização do bagaço de laranja realizado em resíduos industriais provenientes da empresa Citrosuco (São Paulo), fornecedora da indústria de GVL do presente trabalho. A caracterização deste bagaço está apresentada na Tabela 5.

Tabela 5 – Composição centesimal do bagaço da laranja industrial

Componente	Composição centesimal (%)
Água	78,23 \pm 2,25%
Sólidos totais	21,76 \pm 2,34%
Cinzas	9,566 \pm 0,25%
Proteínas	5,51 \pm 0,03%
Celulose	4,30 \pm 0,20%
Hemicelulose	1,38 \pm 0,03%
Lignina	0,91 \pm 0,15%
Pectina	0,104 \pm 0,090%

Fonte: Adaptado de Cypriano, 2015.

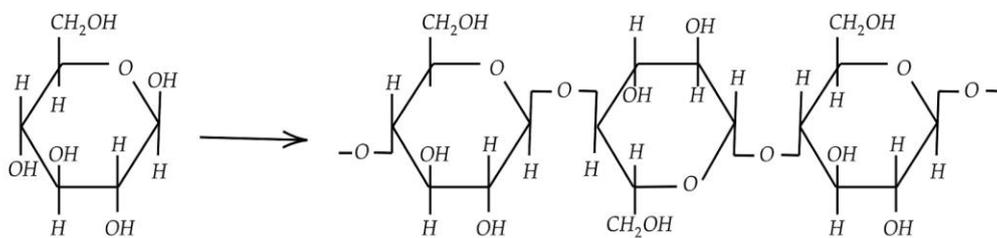
A armazenagem do bagaço que chega na indústria será em silos construídos no formato de trincheiras de concreto, cobertos por uma manta de material polimérico. Esta escolha foi realizada devido ao baixo custo, resistência e durabilidade (CARNEIRO, 1948). A

armazenagem nas trincheiras será de apenas 1 dia, pois o bagaço úmido se degrada muito facilmente e em curto período de tempo. Essa armazenagem servirá de reserva caso algum imprevisto vir acontecer durante o transporte de matéria-prima até a unidade industrial. Além disso, o processo de limpeza ocorrerá de forma periódica e pré agendada, levando em consideração o curto período de armazenagem, pois este procedimento garante segurança na qualidade da matéria-prima.

2.5.1.1.1 Celulose

A celulose $(C_6H_{10}O_5)_n$ é o principal componente da parede celular dos vegetais e o composto orgânico mais abundante na natureza (SANTOS, 2011). A estrutura da celulose, apresentada na Figura 4, se forma pela união de moléculas de β -glicose através de ligações β -1,4-glicosídicas (SHEBANI *et al.*, 2008).

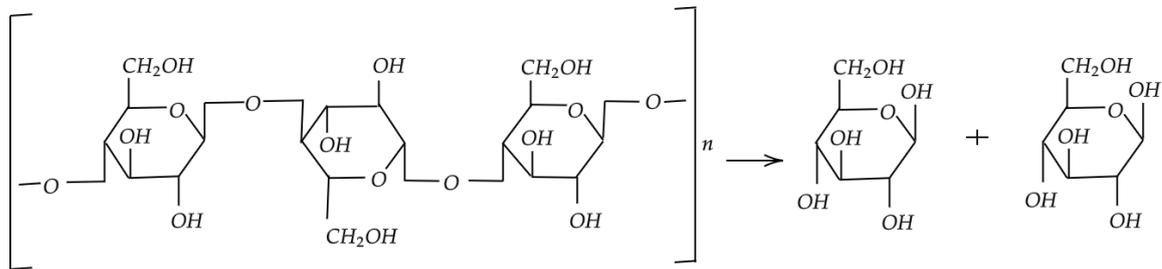
Figura 4 – Estrutura química glicose e sua polimerização à celulose



Fonte: Adaptado de Bevilacqua, 2010.

A celulose tem elevada massa molecular, devido ao grau de polimerização da celulose pode ser da ordem 7 mil a 10 mil monômeros por molécula. Ela pode sofrer despolimerização, através de processo de hidrólise, liberando os monômeros de glicose que podem ser utilizados como intermediários na produção de insumos químicos (BEVILACQUA, 2010). Esse processo está representado na Figura 5.

Figura 5 – Hidrólise da celulose liberando unidades de glicose

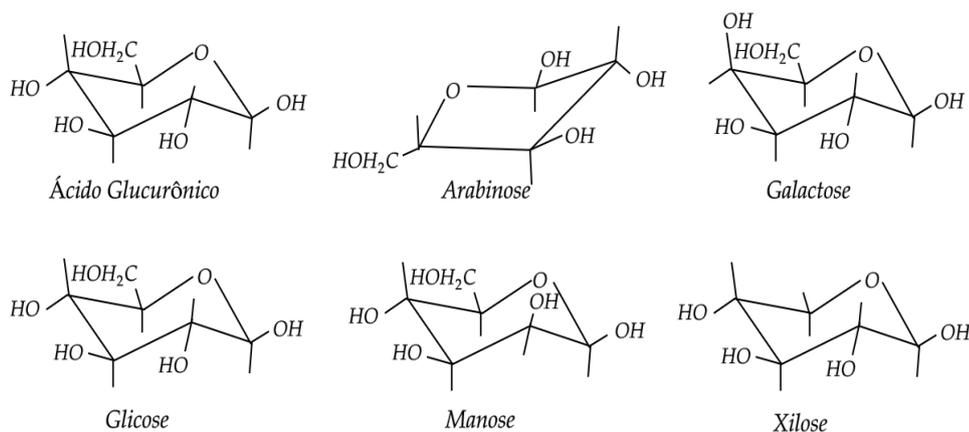


Fonte: Adaptado de Bevilacqua, 2010.

2.5.1.2 Hemicelulose

A hemicelulose (polioses), diferentemente da celulose, é uma mistura de polímeros de hexoses, pentoses e ácidos urônicos, que podem ser lineares ou ramificados (BENEVIDES, 2015). Além disso, são o segundo tipo de polissacarídeos mais importante da parede celular (OGATA, 2013). A Figura 6 apresenta as principais moléculas básicas que compõem a hemicelulose.

Figura 6 – Representação dos açúcares que compõem a hemicelulose



Fonte: Adaptado de Cypriano, 2015.

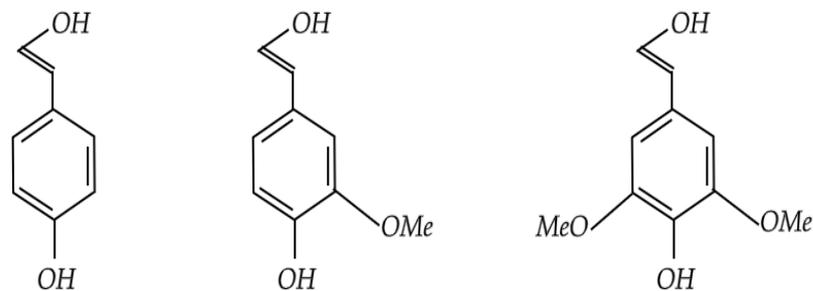
São definidas como uma classe heterogênea de polissacarídeos de baixa massa molecular, uma vez que normalmente têm um grau de polimerização com 100 a 200 monômeros (OGATA, 2013). Além disso, possuem ligações químicas mais fracas e estruturas amorfas,

logo, sendo mais suscetível ao tratamento ácido (tratamento mais adequado para abordar no presente trabalho) (BEVILACQUA, 2010).

2.5.1.3 Lignina

A lignina é um polímero amorfo e heterogêneo, cuja função é proteger os elementos vasculares, além de ser um elemento de suporte para toda a célula (SANTOS, 2011). Ela não é um polissacarídeo, como a celulose e a hemicelulose, mas é uma macromolécula amorfa, multifuncional, aromática e tridimensional com alta massa molecular e insolúvel em meio aquoso (PÉREZ *et al.*, 2002). A lignina é formada basicamente por três álcoois, como representado na Figura 7.

Figura 7 – Álcoois formadores da molécula de lignina (álcool p-cumarílico, álcool sinapílico, álcool coniferílico)



Fonte: Adaptado de Bevilacqua, 2010.

A estrutura deste componente é bem mais complexa do que a da celulose e da hemicelulose devido à presença de diversas unidades precursoras, além do grande número de possíveis combinações entre as mesmas (OGATA, 2013).

2.5.2 Ácido sulfúrico

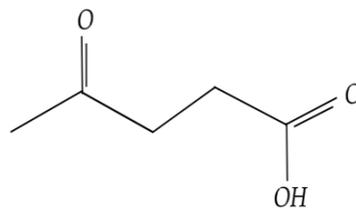
Conforme a Ficha de Informação de Segurança de Produtos Químico (FISPQ), o ácido sulfúrico caracteriza-se por um líquido incolor, solúvel em água (reação exotérmica) com ponto de fusão a 10,49°C, ebulição a 340°C e com massa específica de 1835 Kg/m³ a 20°C. O ácido é estável quando armazenado à temperatura ambiente, em equipamentos fechados e sob condições normais de estocagem e manuseio (PROJESAN, 2019).

Como descrito na normativa anteriormente citada, o produto deve ser armazenado em tanques de material compatível, como aço carbono ASTM – A – 283, podendo ser utilizados revestimentos de borracha e tijolo antiácido. Com isso, pode-se concluir que para o presente trabalho que tanques de armazenagem de aço-carbono são os mais adequados.

2.5.3 Ácido levulínico

Para a produção do principal produto de interesse, a GVL da unidade industrial, utiliza-se como matéria prima principal o ácido levulínico, oriundo do bagaço da laranja. Este ácido, também chamado de ácido 4-oxopentanóico, é um cetoácido, ou seja, um ácido orgânico que contém um grupo funcional carbonila e um grupo ácido carboxílico como apresentado na Figura 8 (BOZZEL, 2000).

Figura 8 – Estrutura do ácido levulínico



Fonte: Adaptado de Bozzel *et al.*, 2000.

Além disso, em temperatura ambiente é um sólido branco cristalino que apresenta baixa massa molecular, sendo altamente polar, sendo solúvel em água, álcool, cetona, aldeído, ácidos orgânicos, ésteres e éteres (BEVILACQUA, 2010). De acordo com a Ficha de Informações de Segurança de Produtos Químicos (FISPQ), o ácido levulínico deve ser armazenado em um local hermeticamente fechado, em local seco e sem indicações de produtos incompatíveis (MERCK, 2017). Na Tabela 6, encontram-se algumas propriedades químicas pertencentes a esse ácido.

Tabela 6 – Propriedades físicas do ácido levulínico

Propriedades físicas	Valores
Ponto de fusão	37 °C
Ponto de ebulição	246 °C
Densidade (20°C)	1,14 g/cm ³
Massa molar	116,11 g/mol

Fonte: Adaptado de Bevilaqua, 2010.

3 DEFINIÇÕES DO PROCESSO

A definição do processo consiste em analisar as tecnologias disponíveis para desenvolver os produtos e subprodutos, assim como os diferentes meios necessários para a implantação da unidade industrial de produção γ -valerolactona. Desta maneira, o propósito deste tópico será apresentar as rotas de produção do ácido levulínico e da γ -valerolactona, analisar as tecnologias disponíveis conforme os custos operacionais e de produção, além de discutir os impactos das mesmas sobre o ambiente e as condições de segurança necessárias para utilização.

3.1 ANÁLISE DAS TECNOLOGIAS

3.1.1 Rota produtiva de ácido levulínico

A rota produtiva do ácido levulínico foi baseada na patente norte-americana US005608105A. Essa invenção apresenta um processo para a produção de ácido levulínico a partir de materiais contendo carboidratos. Neste processo, se utiliza dois reatores: o primeiro tubular e o segundo do tipo tanque. Vale salientar que os parâmetros de temperatura, de tempo de reação e o conteúdo de ácido são rigorosamente controlados nas reações (FITZPATRICK, 1997).

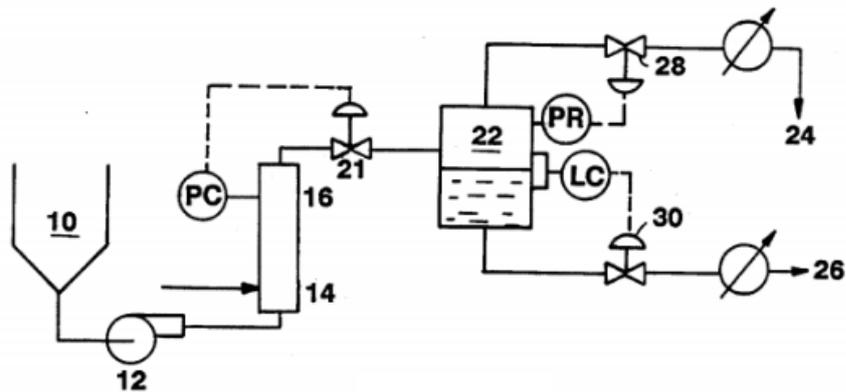
A matéria-prima contendo carboidrato é continuamente fornecido a um primeiro reator e hidrolisado entre 210 e 230°C por 13 a 25 segundos, na presença de 1 a 5% em peso de ácido mineral (ácido sulfúrico ou ácido clorídrico). Se for usado muito ácido, pode haver problemas de corrosão no equipamento e a degradação do primeiro estágio pode ocorrer muito rapidamente. Se for usado muito pouco ácido, a degradação pode não prosseguir a uma taxa suficientemente rápida. Os produtos de degradação não devem ser expostos a temperaturas elevadas por um longo período, pois pode ocorrer decomposição indesejada substancial dos produtos, por isso o tempo de reação deve ser rigorosamente controlado. Como resultado dessa hidrólise, tem-se a produção de hidroximetilfurfural que é removido continuamente desse primeiro reator e então fornecido continuamente a um segundo reator (FITZPATRICK, 1997).

Na segunda etapa do processo, em um segundo reator, hidroximetilfurfural é hidrolisado a temperatura entre 195 e 215°C num período entre 15 e 30 minutos. Além disso, ocorre a presença de 3 a 7% em peso de ácido mineral para então produzir ácido levulínico - que é continuamente removido do segundo reator. O ácido levulínico é produzido em 70% do rendimento teórico na saída do segundo reator, com base no teor aproximado de hexose do bagaço contendo carboidratos (FITZPATRICK, 1997).

Se a temperatura no segundo reator for muito alta, indesejável, poderá ocorrer decomposição dos componentes da mistura e a pressão do reator poderá ser muito alta. Se a temperatura estiver muito baixa, a conversão do hidroximetilfurfural em ácido levulínico pode ser muito lenta. Além disso, se o tempo médio de permanência for muito curto, a degradação para os produtos desejados pode não estar completa. Se o tempo médio de permanência for muito longo, a eficiência do sistema poderá diminuir (FITZPATRICK, 1997).

Após a hidrólise no segundo reator, há duas correntes de saída. Uma das correntes que sai do segundo reator passa pelo processo de filtração ou centrifugação para a retirada dos sólidos. A Figura 9 apresenta o processo produtivo da patente, sendo possível visualizar que na corrente 26 tem-se a saída do ácido levulínico. Por outro lado, na corrente 24 há a evaporação de ácido furfural e fórmico do segundo reator, sendo possível esses produtos serem condensados externamente (FITZPATRICK, 1997).

Figura 9 – Processo produtivo do ácido levulínico

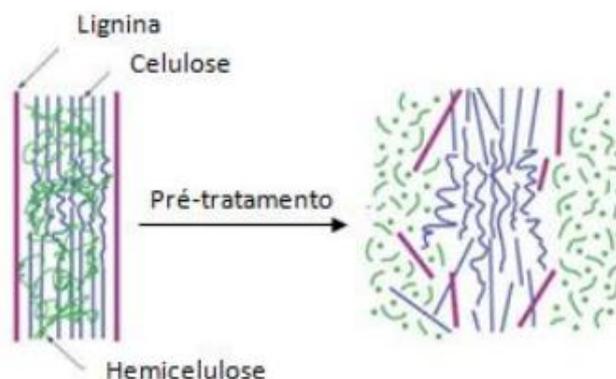


Fonte: Fitzpatrick, 1997.

3.1.1.1 Pré-tratamentos da biomassa

Os métodos de pré-tratamento referem-se à separação e também à solubilização de um ou mais componentes dessa biomassa. O pré-tratamento desse material representa uma etapa imprescindível na rota de produção devido à natureza cristalina da celulose. A barreira física formada por ligninas ao redor das fibras celulósicas e a presença de complexas interações entre hemicelulose e celulose presentes nas paredes celulares dos vegetais e entre estes polissacarídeos e ligninas mostram a necessidade do pré-tratamento. Neste caso objetiva-se separar a matriz de lignina, reduzir a cristalinidade da celulose, aumentar a fração amorfa da mesma e solubilizar a hemicelulose, como representado na Figura 10. Dessa forma, o hidrolisado da celulose é separado para que este fique mais acessível às hidrólises biológicas e químicas (SARKAR *et al.*, 2012).

Figura 10 – Pré-tratamento da biomassa



Fonte: Balat, 2020.

Os tratamentos químicos são feitos com compostos orgânicos ou inorgânicos, sendo eles bases, ácidos ou solventes orgânicos. Nesta etapa, objetiva-se romper a estrutura lignocelulósica por meio da solubilização da hemicelulose no meio ácido, o que promoverá um aumento da digestibilidade da celulose nas etapas posteriores. Entre os ácidos mais utilizados estão o sulfúrico, clorídrico e o fosfórico (RABELO, 2010).

No tratamento alcalino tem-se o uso de bases, nos quais as mais usadas estão os hidróxidos de sódio, potássio, cálcio e hidróxido de amônio. Nesse pré-tratamento ocorre o processo de degradação do éster e das cadeias glicosídicas, ocorrendo a alteração da estrutura da lignina, o inchaço da celulose, descristalização parcial de celulose e parcial da hemicelulose (BRODEUR *et al.*, 2011).

O pré-tratamento com solventes orgânicos promove a deslignificação do material lignocelulósico, isso ocorre quando se faz a solubilização da lignina e de parte da hemicelulose. Os solventes com maior utilização são etanol, metanol, propanol e acetona (SARKAR *et al.*, 2012).

No pré-tratamento físico há a classificação em dois processos, a redução mecânica e por micro-ondas. O processo de redução mecânica é feito através da moagem, em que há o aumento do desempenho da enzima pelo aumento da área superficial e, em alguns casos, pela redução do grau de polimerização e cristalinidade da celulose (OGEDA *et al.*, 2010). Os requisitos de energia para trituração mecânica de materiais agrícolas dependem do tamanho das partículas e também do gasto característico da biomassa. Assim, as reduções do tamanho do custo de energia podem tornar o tratamento caro. A diminuição no tamanho das partículas leva ao aumento da superfície disponível e uma redução no grau de polimerização (SANTOS *et al.*, 2011; HENDRIKS *et al.*, 2009).

O método de pré-tratamento com micro-ondas faz uso de alta eficiência do aquecimento de um forno de micro-ondas. Este promove efeitos térmicos gerados por micro-ondas em ambientes aquosos. A radiação do equipamento gera um calor que resulta de vibrações das ligações polares na biomassa e do ambiente aquoso ao redor (SARKAR *et al.*, 2012).

Há processos físico-químicos que vêm sendo atualmente pesquisados, nos quais se destacam a explosão a vapor, a explosão com CO₂ e o tratamento com água quente. O método de explosão a vapor combina ruptura mecânica e ações químicas, consistindo no aquecimento da biomassa com vapor saturado, seguido de uma descompressão súbita do sistema pressurizado. No processo, as temperaturas empregadas estão entre 180 a 240°C e pressões em

torno de 5 a 20 kgf/cm². O tempo de reação varia de 2 a 30 minutos, podendo ser realizado na presença ou não de um catalisador (SINGH *et al.*, 2014; AGUIR *et al.*, 2013; OLIVEIRA *et al.*, 2013; CHEN *et al.*, 2014).

O vapor da reação penetra no material lignocelulósico e, no interior desse material, ele se condensa e forma água líquida. Após a reação, segue uma descompressão explosiva, em que a água é rapidamente evaporada gerando a destruição da estrutura da biomassa. Esse processo causa a hidrólise parcial de hemiceluloses e da lignina, além da desfibrilação dos feixes de celulose. Como resultado tem-se o aumento da acessibilidade pelas enzimas nessas estruturas, facilitando a hidrólise e posterior fermentação (SINGH *et al.*, 2014; AGUIR *et al.*, 2013; OLIVEIRA *et al.*, 2013; CHEN *et al.*, 2014).

O pré-tratamento da biomassa por explosão com vapor apresenta algumas vantagens em relação aos outros. Cita-se a menor utilização de produtos químicos perigosos, à sua alta eficiência no uso de energia e o baixo impacto ambiental (ROCHA *et al.*, 2012).

O pré-tratamento de explosão com CO₂ utiliza condições termodinâmicas supercríticas durante o processo. Para um fluido ser supercrítico, ele precisa estar acima da temperatura crítica e da pressão crítica, em que o líquido e o gás podem coexistir. O CO₂ como fluido supercrítico não é inflamável nem tóxico, porém é muito volátil. Por esse motivo é capaz de penetrar na estrutura do material lignocelulósico diminuindo sua cristalinidade (BRODEUR *et al.*, 2011).

O tratamento com CO₂ supercrítico pode representar uma opção interessante, pois ele pode ser operado a temperaturas mais baixas em relação aos tratamentos térmicos (SANTOS *et al.*, 2011). O fluido perturba as ligações entre a celulose e a hemicelulose aumentando a área acessível para o ataque enzimático. Neste processo, obteve-se algumas melhoras significativas comparadas às de outros pré-tratamentos, tendo em vista o rendimento de açúcar produzido (BRODEUR *et al.*, 2011).

O pré-tratamento de Líquido com Água Quente (LHW) é um processo em que se expõe a biomassa em água quente com elevada pressão, a fim de desintegrar e separar a matriz lignocelulósica. A água pressurizada penetra na estrutura da biomassa desintegrando a matriz lignocelulósica, e assim, solubiliza e remove parte da hemicelulose, devido à acidez da água a elevadas temperaturas (MORO, 2015).

A temperatura e o tempo são fatores dominantes quanto aos tipos de açúcar formados. As temperaturas podem variar de 160 a 240°C e os intervalos de tempo vão desde alguns minutos até uma hora (BRODEUR *et al.*, 2011). Na saída deste processo, verifica-se a formação de dois produtos: o solubilizado (HDS) que consiste em oligossacarídeos de hemicelulose

(remoção quase total), lignina (35 - 60%) e uma pequena quantidade de celulose (4 - 15%); fração sólida, composta majoritariamente por celulose (BRODEUR *et al.*, 2011; BALAT, 2011).

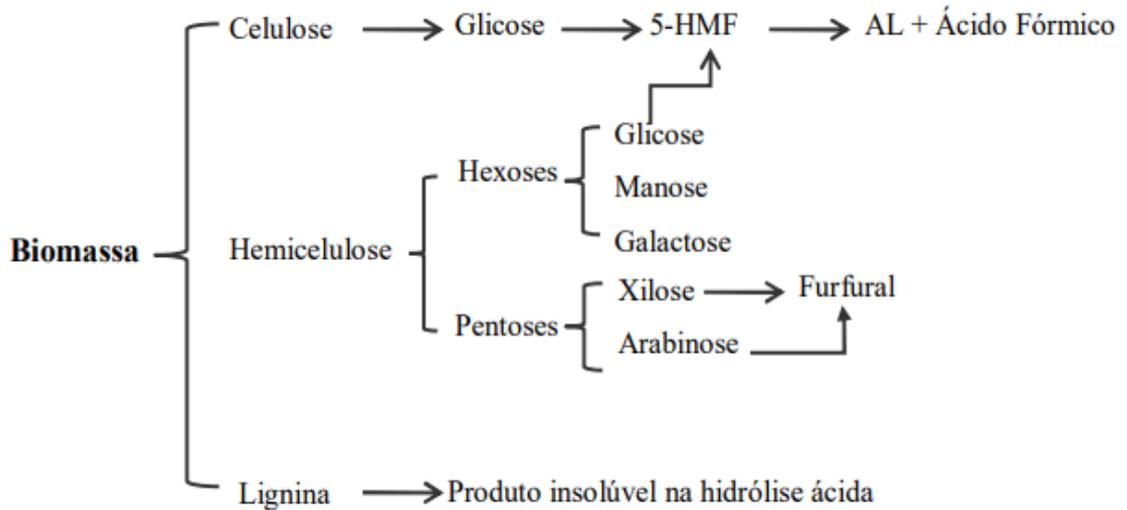
Para que um pré-tratamento de líquido com água quente seja eficaz, a porção de lignina do material lignocelulósico deve ser incluído na fração de líquido (HDS), de modo que possa não inibir a formação desses açúcares simples durante a hidrólise enzimática. Baixas temperaturas de processo durante o tratamento, podem aumentar a solubilização da lignina, permitindo maior hidrólise enzimática da fração sólida (BRODEUR *et al.*, 2011; BALAT, 2011).

Uma vantagem do pré-tratamento de líquido com água quente é que não há aditivos, como catalisadores ácidos. Cita-se também que os reatores não são caros devido à natureza de baixa corrosividade para esta técnica e os produtos químicos que são envolvidos (BRODEUR *et al.*, 2011). Quando comparado ao pré-tratamento a vapor, este apresenta elevados custos de energia, devido às altas pressões e à necessidade de uma grande quantidade de água fornecida ao sistema (BRODEUR *et al.*, 2011).

3.1.1.2 Processos de hidrólise

Nesse processo o produto intermediário hidroximetilfurfural (5-HMF) formado será convertido em ácido levulínico. A hidrólise ácida é sem dúvidas uma das mais aplicadas em níveis industriais e na Figura 11 tem-se a representação dos produtos formados a partir desse processo.

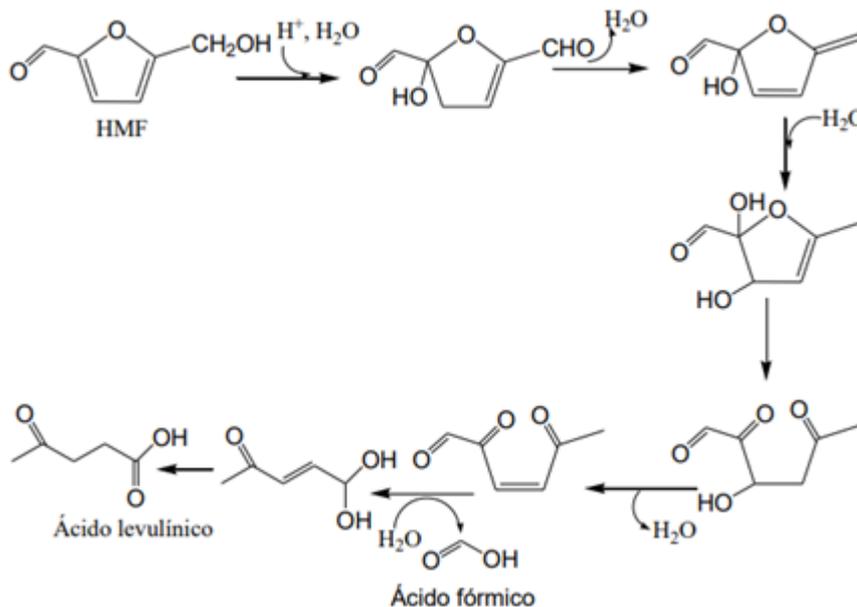
Figura 11 – Produtos formados a partir da hidrólise da biomassa



Fonte: Bevilaqua, 2010.

Logo após a formação do 5-HMF, a molécula então é hidratada para formar o ácido levulínico. Nesta reação também ocorre a formação do subproduto ácido fórmico (CUNHA *et al.*, 2019). A Figura 12 mostra o processo de obtenção do ácido levulínico a partir do 5-HMF.

Figura 12 – Processo de obtenção de ácido levulínico a partir de 5-HMF



Fonte: Cunha *et al.*, 2019.

A hidrólise em si pode acontecer de duas maneiras: com ácidos concentrados ou diluídos. Na hidrólise com ácido concentrado, a hemicelulose e a celulose presentes na biomassa são quebradas usando soluções aquosas de ácidos minerais, tais como o ácido

sulfúrico, clorídrico ou fosfórico, a temperaturas inferiores aos 100°C. Como principal desvantagem, esta técnica requer equipamentos que sejam resistentes à corrosão (RUEDA, 2010).

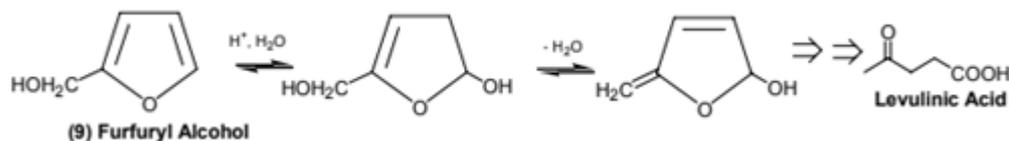
No processo com ácido diluído, ocorre o aquecimento da biomassa e da solução ácida, em um reator hermético. As soluções utilizadas são de ácido sulfúrico, clorídrico, fosfórico, nítrico e acético, com temperaturas que variam de 130 a 240°C. Em condições mais brandas de temperatura, há favorecimento da conversão da hemicelulose, enquanto em condições mais altas há favorecimento da conversão da celulose (SUN *et al.*, 2001).

Além disso, há também o subproduto furfural e a lignina que não reagiu. Esta última por sua vez é um sólido e pode ser retirada no próprio pré-tratamento ou também por filtração (após esse processo). Em seguida, o furfural pode ser convertido em ácido levulínico se o processo parecer vantajoso (CUNHA *et al.*, 2019).

3.1.1.3 Conversão de furfural para ácido levulínico

Uma rota intermediária da produção de ácido levulínico é através do furfural, obtido da fração de pentose hemicelulósica da biomassa (HAYES *et al.*, 2006). A formação de ácido levulínico a partir do furfural se dará pela desidratação da xilose catalisada por ácido para a produção de furfural. Posteriormente, ocorre a hidrogenação do furfural catalisada por metal até a formação do álcool furfurílico. Por fim, é realizada uma hidrólise catalisada pelo ácido de Brønsted convertendo o álcool furfurílico a ácido levulínico (YAN *et al.*, 2015). A Figura 13 demonstra o mecanismo para a produção do ácido levulínico a partir do álcool furfurílico.

Figura 13 – Mecanismo de conversão de álcool furfurílico a ácido levulínico.



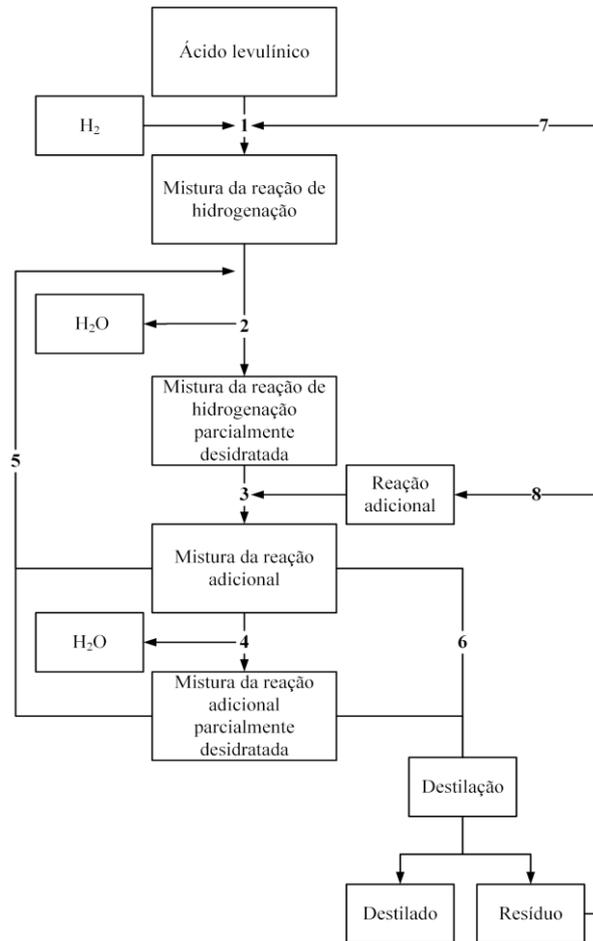
Fonte: Hayes *et al.*, 2006.

3.1.2 Rota produtiva de GVL a partir de ácido levulínico

A definição da rota tecnológica para a produção de γ -valerolactona foi baseada a partir do ácido levulínico da patente concedida pela Organização Mundial da Propriedade Intelectual - *World Intellectual Property Organization* (WIPO) - WO2016135009A1 e a patente norte-americana US20170183321A1. Ambas as patentes se complementam, das quais pôde-se chegar na rota tecnológica escolhida para o processo produtivo (GUIT E FERNÁNDEZ, 2016; TOPPINEN, 2017).

Na Figura 14, visualiza-se o fluxograma do processamento do ácido levulínico para γ -valerolactona retirado da patente WO2016135009A1 do ano de 2016, cujos autores são Rudolf Philippus Maria Guit e Alejandro Varela Fernández e com cessionário DSM IP ASSETS B.V. Ressalta-se que este fluxograma será utilizado como uma das bases para a definição do processo produtivo do trabalho em questão (GUIT E FERNÁNDEZ, 2016).

Figura 14 – Fluxograma da obtenção de γ -valerolactona a partir do ácido levulínico (WO2016135009A1)



Fonte: Adaptado de Guit e Fernández, 2016.

Na etapa 1 ocorre a hidrogenação do ácido levulínico transformando em ácido 4-hidroxipentanóico (4-HPA, ácido γ -hidroxivalérico), γ -valerolactona e água na presença de um catalisador sólido. Além disso, esta etapa ocorre entre uma temperatura de 100 a 180°C e pressão de 10 a 30 bar. Nesta reação, a conversão do ácido levulínico pode chegar até em 98%. Já na etapa 2, a mistura passa por um processo de remoção de água para aumentar a taxa de conversão do ácido 4-hidroxipentanóico para a γ -valerolactona (GUIT E FERNÁNDEZ, 2016).

Posteriormente, na etapa 3 ocorre a reação em condições adequadas para que ocorra a transformação do ácido 4-hidroxipentanóico em γ -valerolactona. Ressalta-se que nesta etapa se utiliza catalisador sólido ácido como por exemplo ZSM5. Ademais, a água pode ser removida em uma stripper com um volume inferior estendido para permitir a conversão suficiente de 4-HPA em GVL (GUIT E FERNÁNDEZ, 2016).

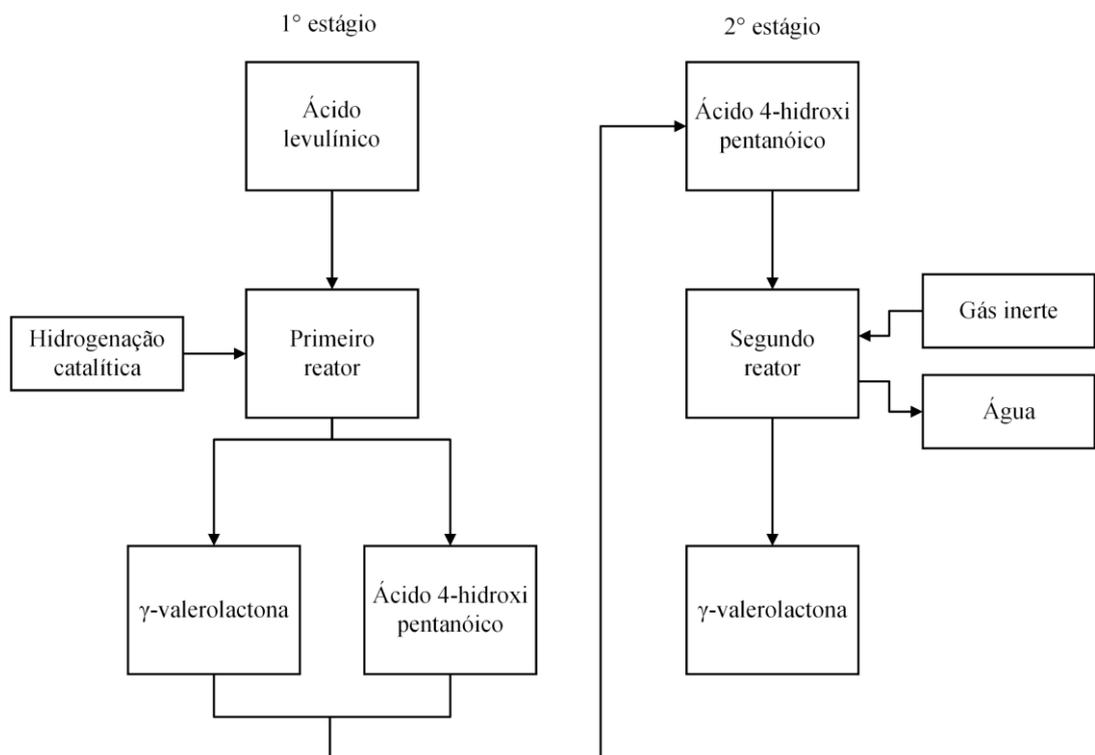
Além disso, após a segunda reação pode ocorrer a modalidade da etapa 4, em que consiste a remoção da água, esta etapa é particularmente vantajosa se a presença de água no produto final não for desejada (GUIT E FERNÁNDEZ, 2016).

Após a segunda reação pode ocorrer opcionalmente a modalidade da etapa 5, em que ocorre o reciclo de uma parte da mistura para a etapa 2, a remoção de água, e novamente ocorrendo a reação de transformação do ácido 4-hidroxi-pentanóico para γ -valerolactona. Esta etapa de reciclagem pode ser favorável para evitar uma etapa da unidade de remoção de água. Também é vantajoso se a conversão na reação de hidrogenação estiver quase completa, e se a primeira mistura da reação é pobre em ácido levulínico (GUIT E FERNÁNDEZ, 2016).

Em uma outra modalidade, pode ocorrer a etapa 6 que consiste em sujeitar a mistura - parcialmente desidratada - a uma etapa de destilação para produzir um destilado e um resíduo de destilação. Nas etapas 7 e 8, recicla-se pelo menos parte do referido resíduo de destilação de volta à etapa 1 ou 3. Destaca-se que a etapa 7 é particularmente vantajosa quando a primeira mistura de reação compreendeu o ácido levulínico (GUIT E FERNÁNDEZ, 2016).

Por outro lado, a Figura 15 apresenta o fluxograma do processamento do ácido levulínico para γ -valerolactona retirado da patente US20170183321A1 do ano de 2017, cujo autor consiste em Sami Toppinen com cessionário Neste Oyj. Salienta-se que este fluxograma também será utilizado como base para a definição do processo produtivo do trabalho em questão (TOPPINEN, 2017).

Figura 15 – Fluxograma da obtenção de γ -valerolactona a partir do ácido levulínico (US20170183321A1)



Fonte: Adaptado de Toppinen, 2017.

No primeiro estágio do processamento de ácido levulínico em γ -valerolactona, há a conversão do ácido levulínico em 4-hidroxipentanóico e γ -valerolactona. Este processo é possível por meio de uma hidrogenação catalítica do ácido levulínico, resultando nos produtos já comentados. Desta maneira, para este estágio é necessária uma fonte de hidrogênio, temperatura e pressão dentro de uma faixa adequada e a presença de um catalisador (TOPPINEN, 2017).

No primeiro reator, a reação transcorre na fase líquida a baixas pressões e com a temperatura selecionada entre 80 e 110°C. Essas condições demonstram experimentalmente fornecer ácido levulínico com satisfatória conversão, concomitantemente, baixas quantidades de produtos secundários indesejados. Indica-se o uso de catalisador metálico do Grupo VIII da Tabela Periódica de Elementos (preferencialmente Co, Ni, Ru, Pd e Pt ou uma combinação dos mesmos). Um exemplo é a utilização do catalisador Ru em um transportador (TOPPINEN, 2017).

No segundo estágio, o referido ácido 4-hidroxipentanóico reage para γ -valerolactona sob condições que impeçam mais hidrogenação. Salienta-se que a hidrogenação bem-sucedida requer controle e otimização das condições reacionais. Desta forma, é possível que a transição para o segundo estágio possa ser implementada apenas pela remoção de pelo menos um dos parâmetros necessários para que a hidrogenação ocorra (TOPPINEN, 2017).

No segundo reator, a reação transcorre com uma temperatura selecionada na faixa de 150 e 170°C e a pressão é preferencialmente mais baixa do que no primeiro reator. Com o objetivo de impedir a hidrogenação, há o fornecimento de gás inerte na forma de um fluxo para o reator, havendo a possibilidade de a reação ser promovida pela remoção da água durante a reação. A água retirada da reação modifica o equilíbrio da reação para a direção desejada, ou seja, para a formação de γ -valerolactona (TOPPINEN, 2017).

3.1.2.1 Rotas de obtenção de γ -valerolactona

Estudos demonstram diferentes rotas de obtenção de γ -valerolactona a partir do ácido levulínico. Uma possível rota seria a ciclização do ácido em meio aquoso levando a formação do ácido pseudo-levulínico, cuja desidratação resulta na formação de angélica lactona, que dá origem à γ -valerolactona por hidrogenação (ALBUQUERQUE, 2016).

Alternativamente em outra rota, o ácido levulínico pode sofrer hidrogenação do grupo carbonílico do carbono quatro, formando o ácido γ -hidroxivalérico, um intermediário instável que é rapidamente desidratado a γ -valerolactona. Uma última forma de obtenção é colocar o ácido em meio alcoólico e convertê-lo em um éster, que pode ser hidrogenado a γ -valerolactona. É importante salientar os diferentes fatores que podem influenciar a rota reacional, como por exemplo, pressão, temperatura, natureza dos catalisadores e acidez do suporte (ALBUQUERQUE, 2016).

O que determina a rota pela qual ocorre a reação é a presença ou não de um ácido forte e a temperatura de reação. A presença de ácidos fortes e ou temperaturas elevadas favorecem primeiramente a desidratação e ciclização do ácido levulínico, conduzindo à formação do intermediário γ -valerolactona (GOMES, 2013). Assim, por utilizar de condições mais moderadas de temperatura, a segunda rota foi a escolhida para maiores estudos.

3.1.2.2 Tipos de catalisadores utilizados

Os processos utilizando catalisadores apresentam muitas vantagens, entre algumas delas cita-se: realizar uma reação química com menor gasto energético ou menor tempo de reação, e conseqüentemente, apresentando uma economia de tempo e dinheiro para a empresa. Normalmente, as hidrogenações são feitas com catalisadores metálicos de metais nobres como Pt, Pd e Rh (ALMEIDA, 2018).

Para a produção da γ -valerolactona a partir do ácido levulínico, recomenda-se a utilização de catalisadores metálicos que estão situados nos grupos 6-14 da Tabela Periódica, visto que a utilização destes aumenta a taxa de transferência de hidrogênio. Destaca-se que os melhores catalisadores para a reação de conversão para a γ -valerolactona são os rutênio e estanho (DUMESIC *et al.*, 2012).

Além disso, salienta-se que a utilização de catalisadores a base de metais nobres apresenta custo elevado (por exemplo o Au, Ag, Pt, Ru). Desta forma, a utilização destes materiais eleva o custo do processo, e conseqüentemente, o preço do produto final, tornando-o economicamente inviável (MAI, 2015).

Notabiliza-se também que os catalisadores heterogêneos utilizados em processos industriais são preferíveis, dado que a separação do produto da reação com o catalisador é facilitada, pois pode-se utilizar uma centrífuga para separar o catalisador da solução, e assim, fazer o descarte correto ou reutilizar o catalisador. Isto em função da não necessária utilização

de solvente, como no caso dos catalisadores homogêneos, assim, não se requer um maior gasto energético para a regeneração do solvente (LIGUORI, 2015).

A partir de um estudo na literatura, observou-se a taxa de conversão da hidrogenação do ácido levulínico em γ -valerolactona e a seletividade da γ -valerolactona utilizando o catalisador Ru/C (rutênio suportado por carbono). As condições da reação de hidrogenação foram as seguintes: temperatura de 130°C, pressão de hidrogênio a 1,2 MPa, catalisador a 5,0% em base na fração mássica do ácido levulínico, sendo utilizado como solvente o metanol e um tempo de reação de 160 min. Ao final da reação, a conversão foi de 92% e a seletividade da γ -valerolactona foi de 99% (YAN, 2009).

Salienta-se que as zeólitas também podem ser utilizadas como catalisadores, e quando utilizadas apresentam uma boa eficiência se a sua estrutura permite sítios ativos, e principalmente sítios ativos ácidos em que se tem a presença do átomo de alumínio. Além disso, se a estrutura da zeólita apresentar cavidades interconectadas permitindo uma superfície interna muito grande, e se a estrutura apresenta dimensões uniformes, pois confere uma seletividade e tamanho, forma e estados de transição das moléculas no momento da reação. As zeólitas são aluminossilicatos microporosos, pois o diâmetro de poro (d_p) é menor que 2 nm. Possuem estrutura formados por tetraedros (AlO_4^-) e SiO_4 , ligados entre si por átomos de oxigênio. Na estrutura as cargas negativas dos tetraedros são compensadas geralmente por cátions dos grupos 1 e 2 da Tabela Periódica, os metais alcalinos ou alcalinos terrosos respectivamente (DARIM, 2015).

A presença de sítios ácidos nas zeólitas permite a utilização das mesmas como catalisadores ácidos nas indústrias. Vale salientar que a sua atividade catalítica está ligada diretamente com o número de sítios ativos ácidos da estrutura da zeólita, no qual estão relacionados com o número e tipo de sítios ácidos de Brönsted e Lewis existente na estrutura desses sólidos (DARIM, 2015).

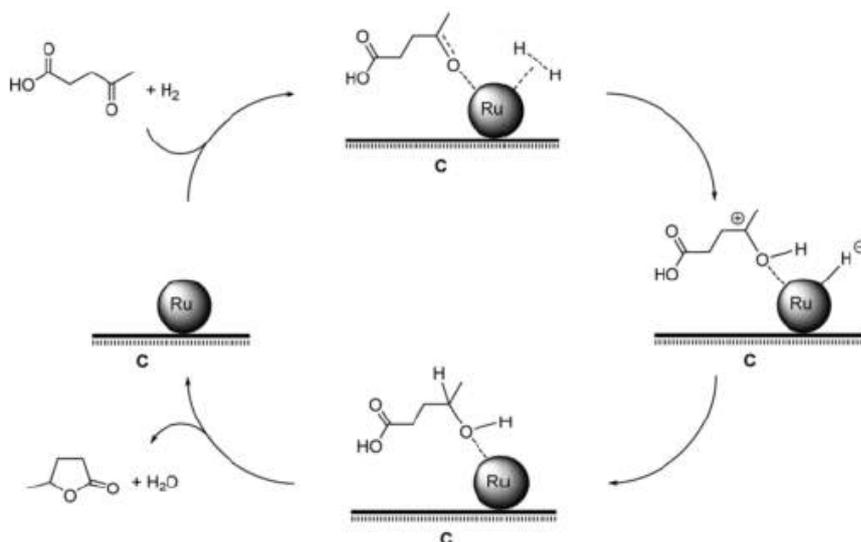
3.1.2.3 Fontes de hidrogênio

A fonte de hidrogênio é uma variável na produção de γ -valerolactona a partir do ácido levulínico, uma vez que além da utilização do hidrogênio molecular, há a possibilidade de se utilizar álcool ou ácido fórmico como princípio da hidrogenação (ALBUQUERQUE, 2016). Vale ressaltar que cada maneira de hidrogenação tem suas vantagens e desvantagens, desta forma, sendo analisada a aplicação no processo do trabalho em questão.

A maior parte dos estudos da produção de γ -valerolactona via redução catalítica do ácido levulínico emprega o uso de hidrogênio molecular. Esta rota é a mais comumente utilizada para hidrogenação de ácidos orgânicos dada a facilidade de separação do hidrogênio dos produtos líquidos finais (TANG *et al.*, 2014). Sendo o processo uma hidrogenação com a utilização de catalisador, afirma-se que os resultados mais expressivos em relação à atividade catalítica e a seletividade a γ -valerolactona são com os catalisadores à base de metais nobres, em especial o rutênio, seja empregando a catálise heterogênea ou a homogênea (MAI, 2015).

É possível realizar a hidrogenação com uso de hidrogênio molecular em uma reação em fase líquida, conforme esquema apresentado na Figura 16. De acordo com a ideia, primeiramente há uma adsorção do ácido levulínico e do hidrogênio nos sítios ativos do rutênio, logo, enquanto o hidrogênio de maneira dissociativa se adsorve, o ácido levulínico se junta ao sítio ativo por meio do oxigênio de sua carbonila do carbono 4. Após, é transferido hidrogênio para o carbono da carbonila adsorvida acarretando na produção de um intermediário que se estabiliza devido ao Ru. Na hipótese deste intermediário receber outro hidrogênio, há a formação de ácido-hidróxi valérico, o qual sofre desidratação e passa por lactonização (YAN *et al.*, 2009).

Figura 16 – Hidrogenação do ácido levulínico a GVL empregando Ru/C via ácido γ -hidroxivalérico

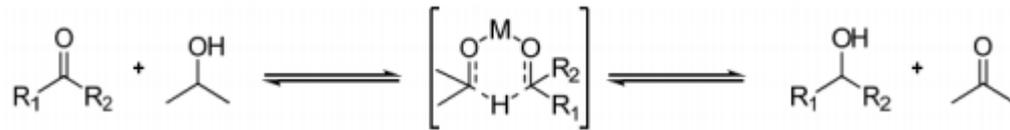


Fonte: Liguori *et al.*, 2015.

Outra alternativa ao fornecimento de hidrogênio necessário para a produção de GVL é a utilização de álcoois como doadores de hidrogênio na reação de hidrogenação. A transferência

catalítica de hidrogênio ocorre por meio da reação de Meerwein-Ponndorf-Verley (MPV) na qual na presença de um álcool, cetonas são reduzidas a seus respectivos álcoois, processo representado na Figura 17 (TANG *et al.*, 2014).

Figura 17 – Reação de Meerwein-Ponndorf-Verley (direta) e oxidação de Oppenauer (reversa)



Fonte: Mai, 2015. **R1** e **R2**: radicais; **M**: metal.

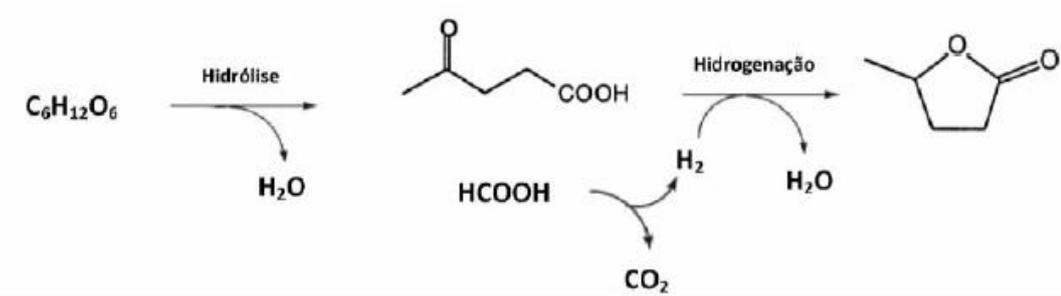
A hidrogenação com a utilização de álcoois possui excelente seletividade química para a redução de grupamentos carbonílicos em dadas condições moderadas de reação. Ademais, é possível recuperar no final da reação, com o uso de catalisadores de cobre ou níquel, o álcool empregado como doador de hidrogênio na reação de MPV ou até mesmo comercializar como uma cetona (MAI, 2015).

Por outro lado, a hidrogenação por meio de ácido fórmico também se mostra vantajosa para a produção de γ -valerolactona. O ácido fórmico é produzido em quantidades equimolares ao ácido levulínico durante a hidrólise ácida no tratamento da celulose e/ou hemicelulose da biomassa. Desta forma, torna-se particularmente interessante o seu uso como fonte de hidrogênio, dado que seria produzido no próprio sistema produtivo (MAI, 2015).

Vale ressaltar que a separação do ácido fórmico do ácido levulínico pode ser realizada por meio de destilação se o processo mostrar que é vantajoso. Se o ácido fórmico não é utilizado para hidrogenação no próprio processo produtivo, acaba sendo vendido diretamente como uma *commodity* química, possuindo mercado promissor como regenerador de catalisadores metálicos envenenados por enxofre (MAI, 2015; KAMM *et al.*, 2006).

O ácido fórmico apresenta-se bastante vinculado com a produção de hidrogênio, já que o mesmo apresenta elevada densidade energética e possui ótima estabilidade à temperatura ambiente. Além disso, a sua utilização possibilita que a etapa de hidrogenação ocorra sem a prévia separação do ácido levulínico, conforme a Figura 18, e sem a necessidade da utilização de hidrogênio molecular como principal fonte de hidrogênio - acarretando na diminuição do custo e aumento da eficiência atômica do processo (ALBUQUERQUE, 2016; SARAVIA, 2014).

Figura 18 – Produção de GVL utilizando ácido fórmico como fonte de hidrogênio



Fonte: Wright e Palkovits, 2012.

3.1.3 Métodos de separação

Os métodos de separação são importantes operações unitárias. São utilizados em sínteses de novas substâncias que devem ser separadas do solvente utilizado ou de subprodutos gerados na reação. A separação de resíduos ou elementos podem ser utilizados em outros processos industriais, ou seja, com valor comercial; ou, também, para purificação de um produto. Para a avaliação da melhor operação unitária, deve-se levar em consideração os estados físicos dos componentes, considerando as miscibilidades entre estes, e por fim, o grau de pureza requerido (MATOS, 2015).

3.1.3.1 Sólido-líquido

Sabe-se que esse tipo de mistura se caracteriza por ser uma mistura heterogênea, ou seja, apresenta mais de uma fase e é facilmente identificada por apresentar diversos componentes (COSTA, 2019). De acordo com o estado físico dos componentes envolvidos pode haver diferentes processos conforme descritos a seguir (MATOS, 2015).

A decantação também chamada de sedimentação tem como princípio a sedimentação por ação da gravidade, assim, o material mais denso tende a ficar no fundo do recipiente, conhecido por sedimentador (CREMASCO, 2012). Destaca-se que essa operação pode ser considerada grosseira, visto que nem sempre a separação é totalmente efetiva, já que após decantado se utiliza a sifonação, ou seja, um sifão para remoção da fase líquida. Assim, deve ser utilizada em processos que não exijam um grau de pureza elevado, ou ainda, utilizada antes da filtração (MATOS, 2015).

A centrifugação é entendida como operação mecânica que acelera o fenômeno da decantação (CREMASCO, 2012). Esta operação é obtida, movendo-se a mistura em uma trajetória circular, impondo uma força centrífuga (LEAL, 2015). Em operação com dimensões industriais, existem diversos equipamentos, tais como centrífugas: de cestos, contínua, tubular e de múltiplos discos. É bastante utilizada na indústria alimentícia, de borracha, farmacêutica e para purificação de reagentes químicos (MATOS, 2015).

A filtração é a operação unitária que diz respeito à separação mecânica entre uma fase particulada que está suspensa à uma fluida, para tal finalidade utiliza-se um meio poroso que é permeável a fase fluida, porém, retém a fase sólida. Desta maneira, a filtração fundamenta-se nos princípios de escoamento em meios porosos (CREMASCO, 2012).

A passagem do fluido ocorre em razão da diferença de pressão entre os meios em contato com ela. Portanto, ela pode se dar pela ação da gravidade por causa da existência de uma coluna hidrostática ou por uma diferença de pressão considerável, o que acelera o processo (MATOS, 2015).

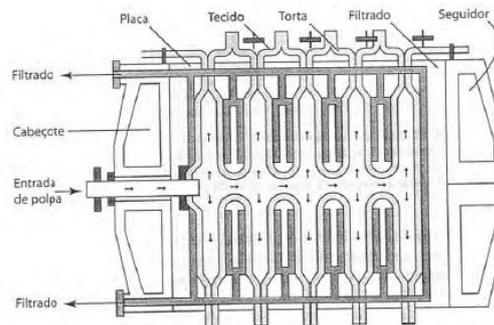
Os equipamentos de filtração ou filtros podem ser operados em batelada, em que a torta é retirada em cada ensaio de filtração, e de forma contínua. Cremasco (2012) classifica os filtros entre filtro de pressão ou simples e filtração a vácuo.

a) Filtros de pressão ou simples

A filtração de pressão ou simples é quando a filtração ocorre por meio da ação da gravidade (MATOS, 2015). Normalmente, este tipo de filtro opera em forma de batelada ou de modo contínuo, o que inclui a lavagem do meio filtrante e o modo que é feita a descarga da torta ao fim do ciclo de filtração (exceto o filtro do tipo de pressão de tambor rotativo).

Em regime de batelada, os filtros podem operar fechados, por exemplo, os filtros que apresentam placas horizontais, folhas verticais e do tipo Nutsche, além de poderem operar abertos, como é o caso do filtro prensa. Entretanto, os filtros de pressão contínua operam pressurizados, por exemplo, os filtros de tambor e de pressão. Entre os filtros de pressão em batelada, o mais amplamente utilizado é o filtro prensa de quadros e placas (Figura 19). Este tipo de filtro tem por característica apresentar quadros e placas que são separadas entre si pelo meio filtrante (CREMASCO, 2012).

Figura 19 – Filtro tipo prensa

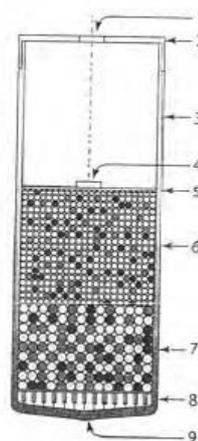


Fonte: Cremasco, 2012.

As vantagens e desvantagens do filtro tipo prensa são várias, cita-se benefícios como: podem ser automatizados, há baixo teor de umidade nas tortas resultantes, além de precisarem de uma menor área de implantação comparado aos métodos naturais de tratamento. Entretanto, ressalta também desvantagens como: a eficiência da filtração é significativamente sensível às variações das características dos resíduos, as placas podem sofrer fissuras e rachaduras, a filtração necessita de energia elétrica, entre outras (CREMASCO, 2012).

Por outro lado, entre os filtros contínuos o filtro mais empregado é o do tipo leito poroso granular ou leito fixo (Figura 20). Este filtro é amplamente utilizado em estações de tratamento de água, local que existe pequenas quantidades de particulados a serem separadas em grandes volumes de suspensão. Além disso, possui como característica principal a presença de uma ou mais camadas de material granular, como areia, cascalho ou antracito, por exemplo (CREMASCO, 2012).

Figura 20 – Filtro de areia em dupla camada (filtro do tipo leito poroso granular)



Fonte: Cremasco, 2012. **1.** orifício de entrada do efluente que será tratado; **2.** tampa do filtro; **3.** espaço que o efluente a ser tratado ocupará; **4.** placa de distribuição; **5.** rede de suporte; **6.** camada de areia com o menor diâmetro de grão; **7.** camada de areia com maior diâmetro de grão; **8.** crepina; **9.** orifício de saída do filtrado.

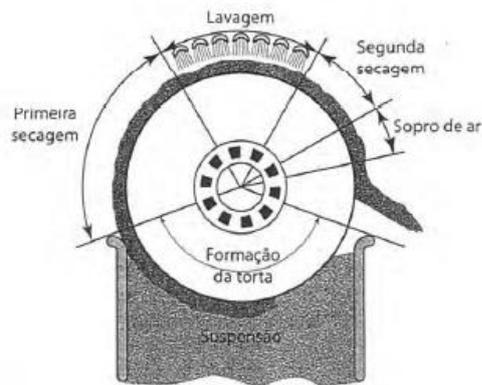
Cremasco (2012) cita as vantagens dos filtros granulares sendo a não apresentação de problemas de pressão inferior à atmosférica, a viabilidade de serem automatizados e a possibilidade de permitir maior carga, considerando a pressão em que o filtrado deixa o equipamento. Já as desvantagens, o autor cita a necessidade de um tratamento prévio antes de ser filtrada na suspensão a ser tratada, além de apresentar problemas operacionais devido à dificuldade de se observar as condições do meio filtrante.

b) Filtros a vácuo

A filtração a vácuo, também conhecida como filtração a pressão reduzida ou filtração por sucção, é transportada de tal modo que a suspensão pode ser alimentada no fundo ou no topo do equipamento (MATOS, 2015). Destaca-se que o filtro do tipo tambor e do tipo a disco são os mais utilizados dentre os filtros a vácuo com alimentação na base do equipamento. Já com a alimentação no topo se destaca os filtros tipo horizontal, mesa, bandeja inclinada e o Nutsche. O filtro granular também pode ser utilizado sob vácuo, conseqüentemente, terá um aumento de sua capacidade de filtração (CREMASCO, 2012).

O filtro mais amplamente utilizado na indústria é o filtro contínuo de tambor rotativo a vácuo, por exemplo utilizado na indústria sucroalcooleira. Este filtro produz tortas secas e de espessuras menores a 1 cm. Possui como vantagens a fácil remoção de sua torta, baixo custo de manutenção e um fácil controle dos parâmetros operacionais. No entanto, possui como desvantagens a necessidade constante de lavagem do meio filtrante, consumo elevado de energia tendo em vista a utilização do vácuo, entre outras (CREMASCO, 2012). O esquema deste filtro está representado na Figura 21.

Figura 21 – Filtro rotativo a vácuo



Fonte: Cremasco, 2012.

Outra técnica de separação sólido líquido é a utilização de membranas. Existem diferentes tipos de separação por membranas, tais como osmose reversa, ultrafiltração, microfiltração e diálise, em que o meio filtrante é uma membrana (MATOS, 2015). Comparada a outras técnicas de membranas, a osmose reversa é caracterizada por rejeitar contaminantes mesmo muito pequenos, ao contrário das técnicas de microfiltração e de ultrafiltração, as quais são indicadas para contaminantes de maior tamanho (BURGARDT, 2017).

No caso da extração, a operação consiste em remover algo de um meio utilizando um princípio de afinidade química, a solubilidade. A extração sólido-líquido, lixiviação ou percolação, consiste na separação de um ou mais componentes de uma mistura sólida através do uso de um solvente líquido. Após a solubilização do sólido as próximas etapas dependerão do produto de interesse.

A dissolução fracionada consiste na adição de um solvente em uma mistura sólida contendo dois ou mais componentes. Para ocorrer a separação, o solvente deve apresentar afinidade química com apenas um componente, solubilizando-o. Dessa forma, pela operação de filtração ocorre a separação. Caso o produto de interesse seja o sólido solubilizado, há necessidade de uma etapa de evaporação (MATOS, 2015).

Na operação de floculação ocorre a agregação de partículas coaguladas ou desestabilizadas para formar agregados maiores ou flocos, viabilizando a separação de forma física por filtração ou decantação. Salienta-se que estes agregados são formados com a aplicação de substâncias aglutinantes que se unem às partículas (MAGALHÃES, 2014).

Na flotação ocorre a introdução de bolhas de ar em uma suspensão de partículas (MATOS, 2015). O processo consiste basicamente em quatro etapas: geração de bolhas; contato entre as bolhas e as partículas suspensas; interação entre elas elevando o aglomerado de partículas; flotação (flutuação) até retiradas das partículas (MAGALHÃES, 2014).

Por fim, a separação magnética é utilizada para separar compostos que respondam a um estímulo magnético e também pode ser conhecida por imantação. É utilizada com materiais que ofereçam resposta a um campo magnético, ou seja, possuam a propriedade conhecida como suscetibilidade magnética. A existência de materiais, como os ferromagnéticos, que são atraídos fortemente por esse campo, enquanto os paramagnéticos que são atraídos fracamente. Por outro lado, há materiais repelidos por um campo magnético, os diamagnéticos (MATOS, 2015). Salienta-se que o elemento químico rutênio, utilizado no trabalho aqui apresentado, apresenta propriedades magnéticas, classificado como ferromagnético em temperatura ambiente (INOVAÇÃO TECNOLÓGICA, 2018).

3.1.3.2 Líquido-líquido

Existem diferentes métodos para separação de líquidos, explica-se abaixo os comumente utilizados. A decantação é um método utilizado com líquidos imiscíveis, que se separam por diferença de densidade. Primeiro se faz a retirada do líquido mais denso, deixando-o escoar até que se atinja a interface entre os dois líquidos. Posteriormente, em outro material coletor, faz-se a remoção do líquido menos denso (MATOS, 2015). Se houver mais de dois líquidos, a operação terá que ocorrer mais vezes, da mesma forma, sempre separando um líquido por vez (MATOS, 2015).

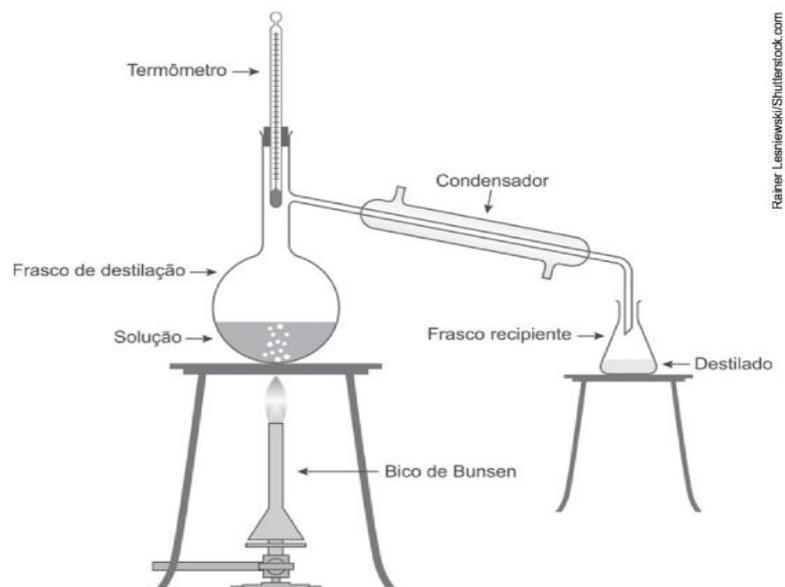
Na extração líquido-líquido, o princípio se baseia na distribuição de um ou mais solutos entre duas fases líquidas, nas quais ele apresenta diferentes solubilidades (MATOS, 2015). O soluto migrará do líquido da mistura para o líquido do solvente extrator. Passado um tempo será formada uma interface entre os meios líquidos, que depois podem ser separados através de um funil de decantação, em escala laboratorial (MATOS, 2015). Posteriormente é feito a separação do soluto do seu líquido extrator. Essa separação pode ser realizada com a evaporação do solvente (MATOS, 2015).

Na operação de destilação, salienta-se como um procedimento comumente utilizado para retirar um solvente, purificar um líquido ou para separar os constituintes presentes em uma mistura de líquidos, ou ainda separar líquidos de sólidos (CLASEN, 2020). Independentemente do tipo de destilação, os fenômenos envolvidos baseiam-se na evaporação da substância mais volátil da mistura seguida da sua condensação (MATOS, 2015). Os métodos de destilação estão citados abaixo.

a) Destilação simples com pressão normal

A destilação simples realizada a pressão atmosférica ocorre com aquecimento gradual da mistura até atingir o seu ponto de ebulição (MATOS, 2015). A Figura 22 nos mostra uma representação de um sistema para a destilação. Os materiais presentes na destilação são os seguintes: bico de Bunsen utilizado para o aquecimento direto, o balão de destilação contendo a mistura, o suporte universal e a garra sustentando o balão, o termômetro para monitorar a temperatura e o condensador que transforma o vapor de um determinado componente em líquido (MATOS, 2015).

Figura 22 – Sistema para destilação simples com pressão normal



Fonte: Matos, 2015.

b) Destilação simples com pressão reduzida

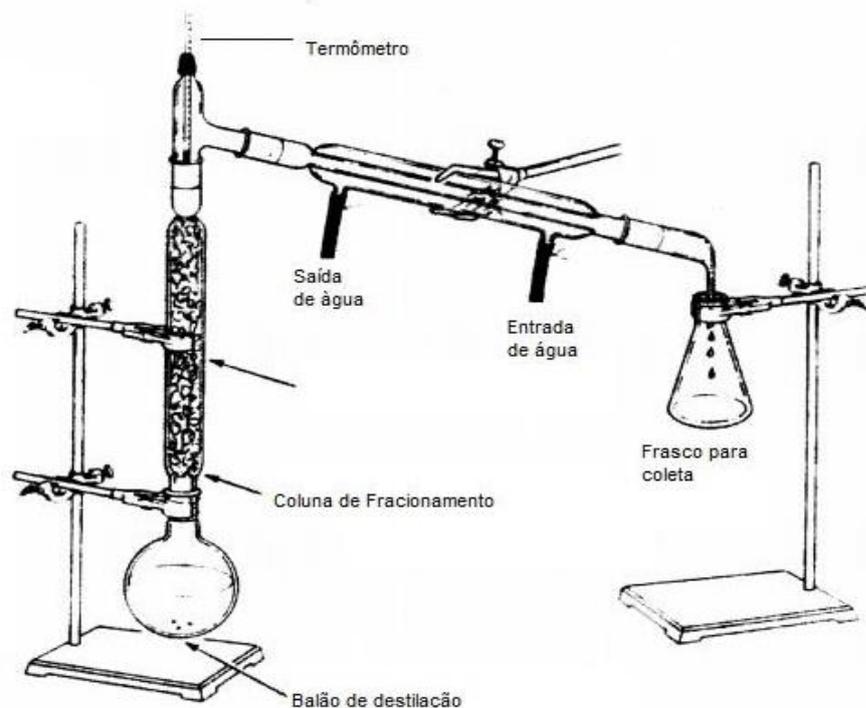
O procedimento se baseia no abaixamento de pressão, para poder purificar substâncias que se decompõem a temperaturas inferiores do seu ponto de ebulição sob pressão normal ou àquelas com pontos de ebulição muito elevados (LANGARO, ROSA, CARON, 2003).

c) Destilação fracionada

Nada mais é do que uma sequência de destilações simples da mesma fração de mistura, assegurando a pureza dessa fração já que cria condições para que apenas a substância de

interesse continue na fase de vapor que entrará no condensador. Enquanto isso, as outras substâncias que acabaram evaporando por arraste junto com a substância de interesse, retornam na fase líquida para a mistura. Utiliza-se a coluna de fracionamento, para então separar a substância de interesse das substâncias que foram evaporadas por arraste (MATOS, 2015). A Figura 23 apresenta um esquema de um sistema para a destilação fracionada.

Figura 23 – Sistema para a destilação fracionada



Fonte: Pires, Peixoto, Oliveira, 2015.

d) Destilação com arraste de vapor

É usada para purificar substâncias que se decompõem a temperaturas elevadas e para separação de compostos voláteis de uma mistura de outros não voláteis. A substância que vai ser separada por esse processo precisa ser insolúvel em água, porque os vapores de água não conduzem essa substância (LANGARO, ROSA, CARON, 2003).

3.1.4 Ácidos Minerais

No processo de hidrólise ácida para a obtenção de ácido levulínico, é necessário o uso de algum ácido mineral, para realizar a reação com o bagaço de laranja. Entre os ácidos minerais mais utilizados está o ácido sulfúrico, o ácido clorídrico e o ácido fosfórico (BEVILAQUA, 2010).

3.1.4.1 Ácido Sulfúrico

O ácido sulfúrico com fórmula H_2SO_4 é um ácido facilmente solúvel em água. É um líquido incolor, mas por vezes pode apresentar cor amarelada. Por ser um oxidante forte e pela sua forte capacidade desidratante, o ácido sulfúrico é altamente corrosivo. Pode apresentar-se concentrado, geralmente a 98% massa por massa e com concentração molar de cerca de 18 mol por litro (COSTA, 2013).

O ácido sulfúrico é um produto químico que possui larga aplicação na indústria, sendo ele também, o ácido mais importante na indústria e no laboratório. Tem tal variedade de aplicações que o seu consumo é um índice de medição do grau de industrialização de um país. Intervém no fabrico de corantes e fármacos, nos processos de refinação do petróleo, na indústria petroquímica, no processamento de águas residuais, na fabricação de fertilizantes, plásticos, fibras, sabões e detergentes e vários outros (COSTA, 2013).

Deve-se tomar cuidado ao manusear o ácido, pois pode causar alguns danos à saúde. Caso entre em contato com a pele, pode aparecer vermelhidão, dor e queimaduras e, se entrar em contato com os olhos, pode causar até cegueira (COSTA, 2013).

3.1.4.2 Ácido Clorídrico

O ácido clorídrico é um composto inorgânico de fórmula HCl . É um gás incolor, por vezes amarelado, não inflamável e tóxico. Com o crescimento da indústria química, este ácido passou a ser utilizado como reagente na produção de diversos produtos químicos (TOLENTINO *et al.*, 2014).

O ácido clorídrico é um ácido monoprotico que se dissocia formando o íon hidrônio, H_3O^+ , através de uma reação reversível. É um ácido mais forte do que a água, então o equilíbrio se desloca predominantemente para a direita. A água age como base, recebe um próton e produz a espécie $[H_3O]^+$ (TOLENTINO *et al.*, 2014).

As propriedades físicas da solução de ácido clorídrico em água, tais como pontos de ebulição e pontos de fusão, densidade e pH dependem da concentração de HCl . As

concentrações podem variar de 0 até 40%. O ácido muito concentrado tem ponto de fusão – 25°C, ponto de ebulição 109°C e densidade relativa a água de 1,19 (TOLENTINO *et al.*, 2014).

O ácido clorídrico não é fabricado em grandes quantidades como o ácido sulfúrico, porém os dois ácidos são produtos químicos de igual importância. Indústrias metalúrgicas, químicas, alimentícias e petroleiras são as que mais utilizam o ácido clorídrico. Suas aplicações variam, podendo ser usado como acidificante e ativador de poços petrolíferos; na desmineralização da água; na produção do metal magnésio e na decapagem de metais (TOLENTINO *et al.*, 2014).

3.1.4.3 Ácido Fosfórico

O ácido fosfórico possui a fórmula H_2PO_4 e é um sólido incolor com ponto de fusão de 42°C. É bastante viscoso e isso se explica pela grande quantidade de ligações de hidrogênio que realiza. Embora o número de oxidação do fósforo seja alto (+5), o ácido fosfórico só é considerado bom oxidante em temperaturas superiores a 350°C, com isso, ele pode ser usado em situações onde o ácido sulfúrico ou nítrico seriam muito oxidantes (ATKINS, 2018).

Este ácido é usado principalmente na produção de fertilizantes, como aditivos de alimentos para aumentar a acidez e como detergente. O ácido fosfórico também origina os fosfatos que são de grande interesse comercial (ATKINS, 2018).

3.1.5 Gases Inertes

Gases inertes são aqueles que não reagem com outras substâncias em condições normais de temperatura e pressão e também são gases que não são inflamáveis. São gases não reativos e que não provocam o desequilíbrio químico (GREENBERG, 2010). Porém, não será necessário a utilização de gases inertes no processo industrial, pelo fato de que a hidrogenação do ácido levulínico em ácido 4-hidróxipentanóico acontece totalmente no primeiro reator de formação da GVL. Desta maneira, não será necessária a utilização de gases inertes.

3.1.5.1 Gases nobres

Os gases nobres fazem parte dos gases inertes. São gases de alta estabilidade, possuem pouca tendência em se unir entre si ou com outros elementos químicos e suas moléculas são monoatômicas, ou seja, possuem apenas um átomo. Esses gases são muito raros, por isso,

possuem elevado custo. Entre os gases nobres está o Hélio, Neônio, Argônio, Criptônio, Xenônio, Radônio (LEE, 1999).

O gás hélio possui alta condutividade térmica, possui tamanho e peso molecular baixo e tem o menor ponto de ebulição de todos os elementos químicos. Por possuir densidade mais leve que o ar, pode ser usado para encher balões para a decoração de festas (WHITE MARTINS, 2020).

Por possuir propriedades inertes, em temperaturas de arco o tornam um gás ideal para materiais de soldagem com alta condutividade térmica como ligas de alumínio, aço inoxidável e magnésio. O hélio também pode ser usado em processos de tratamento térmico, como têmpera a gás, e em atmosferas de fornos para produzir partes com maior tolerância e qualidade (WHITE MARTINS, 2020).

O hélio também pode ser usado para testar peças automotivas críticas, como componentes de troca de calor de radiador, componentes de ar-condicionado, tanques de combustível e conversores de torque, para garantir que atendam às especificações de qualidade (WHITE MARTINS, 2020).

O gás argônio, com número atômico 18, é outro gás inerte pertencente ao grupo dos gases nobres, além disso, é o gás nobre de maior abundância na Terra. É um gás pouco reativo, incolor, inodoro e em temperatura ambiente se encontra no estado gasoso (TODA MATÉRIA, 2019)

O gás argônio possui diversas aplicações, entre elas está o enchimento de lâmpadas fluorescentes, conservação de materiais oxidáveis e por ser inerte evita que o material sofra corrosão. Também é usado como componente de extintores de incêndio e lasers medicinais (TODA MATÉRIA, 2019).

O gás neônio possui número atômico 10 e é considerado um gás raro, por isso possui custo elevado. Na Terra a fonte de neônio é a própria atmosfera, na qual está presente em 0,001818% do volume. Este gás pode ser aplicado em iluminação, nas famosas luzes neon, em alguns tipos de lasers e na forma líquida, o gás neônio pode ser um substituto do gás hélio (TABELA PERIÓDICA, 2018).

Outro gás nobre é o gás xenônio, de número atômico 54. É um gás muito denso, o que significa que as próprias moléculas do gás são muito grandes e pesadas. O gás xenônio pode ser encontrado como emissão em algumas fontes minerais e tem predominância na atmosfera. É obtido como subproduto na fabricação de gases nitrogênio e oxigênio e possui alto custo. Pode ser usado em lâmpadas na fabricação de flash, lâmpadas estroboscópicas, para uso em câmara de bronzeamento e em lâmpadas usadas na esterilização. Além disso, também é usado

como gás em motores iônicos espaciais e em medicina como um neuroprotetor ou cardioprotetor (TABELA PERIÓDICA, 2018).

O gás criptônio, número atômico 36. Pode ser encontrado no ar, mas em concentrações bem baixas, apenas 1,14 partes por milhões. Pode ser utilizado no preenchimento de lâmpadas especiais para iluminação, em lasers como por exemplo no laser criptônio fluoreto, em alguns tipos de flashes fotográficos. A presença de criptônio-85 no ar pode indicar a existência de um sistema de refino de combustível nuclear (TABELA PERIÓDICA, 2018).

O radônio é outro gás nobre, de número atômico 86. É um gás que não existe livre no universo, pode-se obter radônio em minerais que contêm urânio, rochas com fosfato, folhelhos, rochas metamórficas e ígneas. Também surge como decaimento radioativo do isótopo do elemento rádio-226 (TABELA PERIÓDICA, 2018).

É um gás usado por alguns cientistas e pesquisadores em geoquímica para entender a geologia de solos e a dinâmica atmosférica. O decaimento radioativo desse gás, gerando polônio e partículas alfa seria algo de interesse para aplicações de combate ao câncer (TABELA PERIÓDICA, 2018).

3.1.5.2 Gás Nitrogênio

O gás nitrogênio também é um gás inerte. É um gás não tóxico, incolor, inodoro e não inflamável. Esse gás é bastante abundante, contendo 78,1% de todo volume atmosférico. Além disso, está presente em vários compostos orgânicos com importância na composição das proteínas, onde aminoácidos contêm pelo menos um átomo de nitrogênio em sua composição. Também pode ser encontrado em adubos orgânicos e químicos, pois é necessário para o metabolismo dos seres vivos. (TABELA PERIÓDICA, 2018)

Sua aplicação como gás inerte está em processos laboratoriais e industriais, como na produção de nylon e poliéster, pode ser usado também no enchimento de alguns tipos de pneus, no combate a incêndio em ambientes que não podem ter controle do fogo pela água, espuma ou algum produto que possa danificar o material (TABELA PERIÓDICA, 2018).

Por ser abundante, o gás nitrogênio possui baixo custo. Em concentrações muito elevadas, ele pode ser asfixiante e deve ser estocado em um lugar bem ventilado e por ele ser inodoro e incolor, nunca se saberá se está ocorrendo vazamento ou não (GAMA GASES, 2016).

3.1.5.3 Dióxido de Carbono

Também conhecido como gás carbônico, o dióxido de carbono é um dos gases inertes mais comuns e acessíveis. É um gás incolor, inodoro, solúvel em água e não inflamável. O dióxido de carbono é produzido quando se tem a reação entre oxigênio e carbono durante a respiração e na combustão de produtos orgânicos (TODA MATÉRIA, 2019).

Por ser inerte ele pode ser usado como extintor de incêndio para isolar o oxigênio do combustível, na conservação de alimentos embalados, na inertização de tubulações para transferência de substância, entre outras aplicações (BRENTANO, 2020).

O gás carbônico é de grande importância para a vida das pessoas no planeta, porém também pode ser muito prejudicial. A grande quantidade de gás carbônico na atmosfera pode prejudicar o planeta, pois ocasiona o efeito estufa e, por consequência, o aquecimento global. (RW ENGENHARIA, 2016). Por esse motivo, qualquer processo industrial deve ter muita atenção e cuidado na quantidade de dióxido de carbono que irá produzir.

3.1.6 Impactos Ambientais

Os fatores econômicos, geopolíticos e as preocupações ambientais relacionadas às emissões de CO₂ e agravamento do efeito estufa incentivam a busca por fontes de matérias-primas sustentáveis e renováveis para a produção de energia, como alternativa aos combustíveis fósseis. A substituição de fontes de energia não renováveis e altamente poluentes, como o petróleo e o carvão mineral, pela biomassa, é um grande avanço para o nosso planeta. A biomassa é uma matéria orgânica renovável, sendo uma opção para se obter energia limpa (MAI, 2015).

De acordo com Bortholin e Guedes (2003), o efeito estufa consiste na ação do dióxido de carbono e outros gases sobre os raios infravermelhos refletidos pela superfície da terra, reenviando-os para ela, mantendo assim uma temperatura estável no planeta. Dessa forma, o efeito estufa dentro de uma determinada faixa é muito importante para a vida como se conhece, sem o qual a mesma não poderia existir. Por outro lado, a concentração de dióxido de carbono na atmosfera tem aumentado e, atualmente, essa concentração está em torno de 400 ppm e é considerado um valor recorde de concentração, podendo ter mudanças a cada dia (CLIMAINFO, 2020). Este aumento se deve à utilização de petróleo, gás, carvão e à destruição das florestas tropicais, além da concentração de outros gases tais como, metano, clorofluorcarbonetos – CFC's e óxido nitroso. O conjunto de tais substâncias pode causar um efeito de modo a causar um aumento da temperatura global (Aquecimento Global) estimado entre 2 e 6 °C nos próximos 100 anos (MOTA *et al.*, 2009).

Com base nesse cenário, a atenção se voltou a diminuir o efeito estufa causado pelos combustíveis convencionais e então para a produção de outras fontes de energia, como fonte de energia renováveis, os biocombustíveis, a fim de substituir o uso de combustíveis provenientes de fontes de energia fósseis (MOTA *et al.*, 2009). Esses biocombustíveis podem ser produzidos através da biomassa lignocelulósica, que são provenientes de sobras ou resíduos descartados pelas agroindústrias, tais como o bagaço da laranja. De acordo com estudos, atualmente, o bagaço da laranja é o principal resíduo gerado nas indústrias de sucos e, esse resíduo é destinado à ração animal, desperdiçando matéria-prima para a produção de energias renováveis, dessa forma, esse projeto procura utilizar essa biomassa, que é adquirida pelo bagaço da laranja, para a produção de biocombustível.

Apesar de ser uma fonte de energia renovável podendo substituir o petróleo, a biomassa pode provocar muitos impactos ambientais mesmo que indiretamente, ou seja, por meio da sua obtenção. Em muitos casos, a produção de biocombustíveis necessita de grandes plantações para desenvolver sua matéria prima, dessa forma, pode ocorrer a desflorestação e a destruição de habitats naturais. Além disso, pode causar contaminação do solo provenientes do uso de agrotóxicos, pela erosão, chuva ácida e também a poluição causada pela queima da biomassa (FRAGMAQ, 2013).

O produto final do presente trabalho é a γ -valerolactona, um tipo de biocombustível. É de conhecimento geral que os biocombustíveis estão ganhando espaço no mercado por serem renováveis e menos poluentes do que os combustíveis fósseis, porém, para atender toda a população mundial, futuramente ocorrerão problemas ambientais. Isso se explica uma vez que para atender a demanda é necessário grande quantidade de biomassa e, para isso, é necessário grande área para plantio da fruta. A necessidade de grande área para a produção da fruta, ocasionará em um rigoroso desmatamento de nossas florestas. O planeta Terra possui 14,9 bilhões de hectares de terras emersas (UFSC, 2020) e, de acordo com alguns estudos, a Terra ocupada por lavouras é de apenas 1,87 bilhão de hectares (EMBRAPA, 2017).

3.1.7 Condições de Segurança

As empresas em que utilizam ou obtêm ácidos em seus processos necessitam instalar sistemas de segurança para garantir a integridade e segurança dos trabalhadores. Além disso, a empresa deve conter sistema de prevenção contra incêndios descrito pela Norma Regulamentadora 23 (NR-23) e sistemas de prevenção contra acidentes.

3.1.7.1 Manuseio de ácidos

No manuseio de ácidos é imprescindível que os funcionários estejam equipados com os seguintes Equipamentos de Proteção Individual (EPI's) para garantir a integridade do trabalhador:

- a) máscara panorama com filtro contra gases ácidos ou multiuso;
- b) luvas resistentes a ácidos;
- c) óculos de segurança contra produtos químicos e/ou protetor facial;
- d) proteção da pele e do corpo: roupas de PVC resistentes a ácidos.

Além disso, deve-se haver precauções especiais a serem adotadas ao se utilizar os ácidos entre elas são: adotar áreas com chuveiros de emergência e lava-olhos, assegurando-se a integridade do trabalhador (LACEN, 2019). Ademais, no armazenamento das substâncias químicas tanto ácidos como outras substâncias, deve-se considerar: sistema de ventilação, sinalização correta dos produtos químicos (simbologia), disponibilidade de equipamentos de proteção individual e equipamentos de proteção coletiva (FIOCRUZ, 2016).

3.1.7.2 Sistema de prevenção de incêndios

A empresa contará com um sistema de prevenção contra incêndios descrito pela NR-23 em que prevê uma série de especificações que devem ser atendidas pela empresa. Ademais, a empresa deve conter:

- a) saídas suficientes para a rápida retirada do pessoal em serviço, em caso de incêndio;
- b) equipamento suficiente para combater o fogo em seu início;
- c) pessoas treinadas no uso correto desses equipamentos.

Vale salientar, que as aberturas, saídas e vias devem ser assinaladas por sinais luminosos. Além disso, extintores para o combate de incêndio devem estar dispostos em todas as áreas da planta industrial. Os incêndios classificam-se em quatro grupos, denominados A, B, C e D, que estão detalhados abaixo:

- a) Classe A - são materiais de fácil combustão com a propriedade de queimarem em sua superfície e profundidade, e que deixam resíduos, como: tecidos, madeira, papel, fibra, etc.;

- b) Classe B - são considerados inflamáveis os produtos que queimem somente em sua superfície, não deixando resíduos, como óleo, graxas, vernizes, tintas, gasolina, etc.;
- c) Classe C - quando ocorrem em equipamentos elétricos energizados como motores, transformadores, quadros de distribuição, fios, etc.;
- d) Classe D - elementos pirofóricos como magnésio, zircônio, titânio.

Em todas as áreas de locais de trabalho só devem ser utilizados extintores de incêndio que obedçam às normas brasileiras ou regulamentos técnicos do Instituto Nacional de Metrologia, Normalização e Qualidade Industrial - INMETRO, garantindo essa exigência pela aposição nos aparelhos de identificação de conformidade de órgãos de certificação credenciados pelo INMETRO.

Os extintores devem ser colocados em locais de fácil visualização, fácil acesso e onde haja menor probabilidade de o fogo bloquear sua utilização. Os locais destinados aos extintores devem ser assinalados por um círculo vermelho ou por uma seta larga, vermelha, com bordas amarelas. Ressalta-se na norma, que cada extintor na empresa deverá ser inspecionado visualmente a cada mês, examinando-se o seu aspecto externo, os lacres, os manômetros, quando o extintor for do tipo pressurizado, verificando se o bico e válvulas de alívio não estão entupidos.

A empresa deve realizar treinamentos de alerta periodicamente, a fim de preparar os funcionários para agir adequadamente nas situações de emergência. Além do mais, a empresa deve treinar seus operários a agir em caso de incêndio, e assim, evitando que o incêndio se alastre para outras áreas da planta industrial.

Nas áreas de riscos elevados ou médios da empresa, deverá haver um sistema de alarme capaz de dar sinais perceptíveis em todos os locais da construção. Os botões de acionamento devem ser colocados em lugar visível e no interior de caixas lacradas com tampa de vidro ou plástico, facilmente quebrável. Esta caixa deverá conter a inscrição "Quebrar em caso de emergência".

3.2 ESCOLHA DA TECNOLOGIA A SER EMPREGADA

Dada as tecnologias apresentadas anteriormente no trabalho em questão, foi possível selecionar as mais adequadas para o processo de produção de γ -valerolactona por meio da utilização de ácido levulínico também produzido. Essas decisões foram embasadas nos prós e

contras já apresentados de cada tecnologia. Desta forma, sendo somente citados novamente de forma sucinta no presente tópico para a validação de cada escolha.

3.2.1 Produção de ácido levulínico

3.2.1.1 Recepção da matéria-prima

A indústria será abastecida com matéria-prima todos os dias, dessa forma, caminhões irão transportar o bagaço de laranja provenientes de fábricas de sucos até a indústria produtora de γ -valerolactona. Ao chegar na indústria, esse bagaço passará por controle de qualidade, será armazenado e por fim moído para então dar início aos processos com reação.

3.2.1.2 Armazenagem do bagaço bruto

Uma vez que não há o controle da quantidade de caminhões que chegam com o bagaço de laranja, se imaginou a pior situação possível: todos caminhões chegando de maneira concomitante. Dessa forma, optou-se por armazenar o material bruto para uso posterior no processo. Além disso, o armazenamento será uma reserva para caso algo inconveniente aconteça, como problemas no transporte de bagaço ou até mesmo problemas com a produção.

3.2.1.3 Moagem

Após a recepção da matéria-prima, esse bagaço passa pelo processo de moagem. A moagem é indispensável para o processo, pois o bagaço passará por hidrólises ácidas em reatores na produção de ácido levulínico, sendo que a matéria-prima moída facilitará o contato com o ácido empregado nesta etapa.

3.2.1.4 Primeiro reator

O bagaço é retirado do moinho e adicionado ao primeiro reator juntamente com uma corrente de ácido sulfúrico, a fim de se realizar uma hidrólise ácida. Essa hidrólise é feita em um reator tubular do tipo PFR. Entre os possíveis ácidos para fazer a hidrólise, optou-se pelo ácido sulfúrico, pois possui alto teor de degradação e, além disso, é um dos ácidos mais importantes tanto para indústrias, quanto para laboratórios.

Neste primeiro reator, acontece uma reação rápida, onde a hidrólise é realizada para quebrar as moléculas de hemicelulose e celulose presentes na biomassa. Ao final da reação, será produzido o 5-HMF, produto intermediário na produção de ácido levulínico.

3.2.1.5 Segundo reator

Após a hidrólise ácida feita no primeiro reator, a mistura segue para um segundo reator. O reator utilizado para essa segunda etapa é do tipo tanque e, como a reação será contínua, o reator será um CSTR. Essa etapa é mais lenta e ocorre outra hidrólise ácida, dessa vez, com o 5-HMF produzido no primeiro reator.

Nessa hidrólise, também é necessário a utilização de um ácido mineral para realizar a reação e, pelos mesmos motivos citados na primeira etapa, na segunda etapa também se utiliza ácido sulfúrico para a realização da hidrólise ácida.

Do segundo reator, tem-se a saída de 2 correntes, em uma é retirado ácido levulínico, juntamente com os sólidos, 5-HMF não reagido e ácido sulfúrico. Na segunda corrente de saída do reator tem-se a saída de ácido furfural, ácido fórmico e água.

3.2.1.6 Filtração

Na corrente que sai ácido levulínico há também a saída de sólidos, como lignina e cinzas, e uma quantidade de 5-HMF que não reagiu com o ácido sulfúrico. Com o objetivo de retirar esses sólidos presentes na mistura de ácido levulínico e 5-HMF, é necessário realizar uma filtração logo após a saída dessa corrente no segundo reator. A escolha da filtração em relação a outros processos de separação sólido-líquido é pela alta eficiência, por ser um processo mais simples e também muito usado em vários processos industriais.

3.2.1.7 Destilação para separação do ácido levulínico

Após passar pela etapa de filtração, o ácido levulínico ainda não está puro, há ainda uma quantidade de 5-HMF que não reagiu no segundo reator, juntamente com o ácido sulfúrico. Dessa forma é necessário realizar uma destilação a fim de se obter apenas ácido levulínico. Por ser uma mistura homogênea entre três líquidos miscíveis, optou-se, entre as operações de extração líquido-líquido, fazer a destilação fracionada, onde há a retirada de ácido levulínico da mistura.

3.2.1.8 Condensador

Além de ácido levulínico, o segundo reator possui outra corrente para a saída de ácido furfural juntamente com ácido fórmico e água. Essas soluções ácidas saem na forma de vapor e precisam posteriormente passar pelo processo de condensação para ser possível o armazenamento dos ácidos e também para que eles não sejam expostos à atmosfera.

3.2.2 Produção de γ -valerolactona

3.2.2.1 Hidrogenação catalítica

Primeiramente, em um reator CSTR é adicionado ácido levulínico juntamente com o catalisador heterogêneo Ru/C. Esta adição é dada para que ocorra, por meio de uma reação de hidrogenação catalítica, a produção de γ -valerolactona e ácido 4-hidroxipentanóico. Posto que no processo de hidrogenação catalítica é necessário somente temperaturas intermediárias, essa tecnologia torna-se mais atraente para a utilização no processo comparada às demais. Além disso, outro fato que torna este processo a melhor escolha é de que há a formação do ácido γ -hidroxivalérico - um intermediário instável que é rapidamente desidratado a γ -valerolactona.

Vale salientar que a opção mais vantajosa para o processo de hidrogenação é a utilização de ácido fórmico como fonte de hidrogênio. Apesar de ser produzido durante o processo de obtenção do ácido levulínico, o ácido fórmico encontra-se em uma mistura com o furfural e água onde há muita quantidade de água e pouca quantidade de ácido, tornando inviável a destilação para o reaproveitamento. Porém, o custo para a compra desse ácido não é elevado, tornando-o uma alternativa de fonte de hidrogênio viável economicamente em comparação com outros processos de hidrogenação, como na utilização de hidrogênio molecular ou a partir de álcoois.

A escolha do catalisador Ru/C foi influenciada por diversos fatores. Um deles é a preferência por catalisador heterogêneo já que a separação do mesmo do processo é mais fácil comparada ao catalisador homogêneo, uma vez que o homogêneo é necessário a utilização de solvente. A escolha pelo Ru/C se dá pela apresentação do mesmo nas patentes citadas como sendo a melhor alternativa para a produção de γ -valerolactona por meio de ácido levulínico, já que possui alta seletividade e alta conversão. Esses dados de seletividade e conversão, como já salientados, são confirmados também em diversos artigos de âmbito acadêmico.

3.2.2.2 Filtração

Uma vez que é produzida γ -valerolactona e ácido 4-hidroxipentanóico por meio de uma hidrogenação catalítica, é necessário o uso de uma operação para separar o catalisador dos dois produtos para que o mesmo não siga para as outras etapas do processo. Desta maneira, é fundamental o uso de alguma operação para separar o catalisador.

É preferível o uso da filtração como método de separação já que o catalisador está no estado sólido na temperatura de saída do reator e a γ -valerolactona e o 4-hidroxipentanóico são líquidos. Logo, a filtração torna-se atrativa para esse processo, já que é um método com alta facilidade de operação comparado aos outros métodos de separação de sólido-líquido mas, também, eficiente para esse caso (acarretando um grau de pureza satisfatório para o processo em questão).

3.2.2.3 Catálise ácida de 4-hidroxipentanóico

Dado que o 4-hidroxipentanóico (um dos produtos no primeiro reator) pode ser facilmente transformado em γ -valerolactona, transfere-se o mesmo juntamente com a γ -valerolactona produzida no primeiro reator para um segundo, este último do tipo CSTR. Vale salientar que a fim da reação ocorrer de forma esperada, é aconselhável a utilização de um catalisador ácido, posto que na utilização deste tipo de catalisador a reação pode ser conduzida em uma temperatura inferior àquela que seria necessária se utilizasse um catalisador de diferente natureza (acarretando em uma economia energética no processo).

O catalisador ácido mais indicado para a reação do trabalho em questão é a zeólita ácida, como a ZSM5. A mesma é destacada nas patentes para a produção de γ -valerolactona a partir do ácido levulínico como sendo a melhor alternativa. Vale salientar que as mesmas apresentam uma boa eficiência se a sua estrutura permite sítios ativos ácidos que possuam Alumínio.

3.2.2.4 Remoção de água

A água nesta reação modifica o equilíbrio da reação para uma direção não desejada, ou seja, para a não formação de γ -valerolactona. Logo, no segundo reator a reação segue à temperaturas mais elevadas (na faixa de 100 a 120°C) devido à natureza do catalisador - catalisador ácido - e também porque neste processo não é aconselhável ter a permanência de

água. Logo, temperaturas acima da temperatura de ebulição da água a pressão atmosférica (100°C) auxiliam na evaporação da mesma para separá-la do restante da reação.

3.2.2.5 Destilação

Dado que o produto da reação não é somente γ -valerolactona, é necessária a utilização de um processo para separar do mesmo os subprodutos e água remanescente do processo. Uma vez que todos os produtos da reação são líquidos com pontos de ebulição totalmente distintos, torna-se interessante a utilização de destilação como ferramenta de separação líquido-líquido no presente trabalho.

3.3 DISPONIBILIDADE DE MATÉRIA-PRIMA E ESCALA DE PRODUÇÃO

A principal matéria prima do processo realizado é a laranja, assim buscaram-se dados atuais referentes ao processamento dessa fruta nas indústrias contidas no modelo de negócio apresentado. Entretanto, a dificuldade de encontrá-los fez com que se utilizasse como estimativa o número de laranjas colhidas no estado de São Paulo. Assim, tem-se que foram colhidas 10,77 milhões de toneladas de laranja no ano de 2017, sendo 93% do valor utilizado para suco, ou seja, aproximadamente 10,02 milhões de toneladas de laranja (ASSIS, 2019).

Com o dado citado anteriormente, realizou-se outra aproximação, a qual foi utilizar 8,01% do valor, ou seja, 802,6 mil toneladas de laranja no ano. A justificativa para este arbítrio está relacionada com o fato de que o bagaço processado de toda a laranja colhida é destinado há outros fins, tais como extração de óleos essenciais, produção de alimentos funcionais para seres humanos e ração animal (TEIXEIRA, 2016). Além disso, utiliza-se esse dado para que a indústria, aqui descrita, tenha capacidade de comportar toda essa matéria prima.

Salienta-se que, majoritariamente, o resíduo é destinado à produção de ração animal (BANELLI, 2010). Porém, a quantidade de proteínas contida neste resíduo é baixa, não suprimindo as necessidades dos animais, evidenciando o grande potencial deste resíduo para o trabalho aqui apresentado (CYPRIANO, 2015).

Como 42% da laranja é bagaço, a unidade industrial de produção de γ -valerolactona irá processar cerca de 336.960 toneladas de bagaço por ano. Além disso, destaca-se que a unidade industrial irá trabalhar 351 dias, deste modo, a quantidade de bagaço de laranja que será processada para a produção de γ -valerolactona e os seus subprodutos do processo por dia e por hora são 960 e 40 toneladas de bagaço de laranja, respectivamente.

3.4 TEMPO DE PRODUÇÃO

Na indústria, o dia de trabalho será dividido em 3 turnos de 8 horas cada para a área da fábrica e apenas 1 turno de 8 horas para a área da administração da unidade industrial. Vale salientar que em cada turno os funcionários terão uma hora de intervalo, entretanto, os mesmos serão realizados em momentos distintos para que não seja preciso interromper alguma linha de produção. Desta forma, o primeiro turno da área fabril terá início às 6 horas com término às 14 horas, o segundo turno terá início às 14 horas e fim às 22 horas, por fim o último turno terá início às 22 horas e finalizará às 6 horas. Já para área administrativa, o funcionamento será das 8 horas e 30 minutos até às 16 horas e 30 minutos.

É importante ressaltar que em um processo industrial, almeja-se a máxima produtividade que pode ser alcançada. Deste modo, as perdas não são bem-vindas. No processo produtivo, classificam-se as perdas em "seis grandes perdas", sendo a primeira delas sobre prejuízos devido a quebras de equipamentos. Esta perda pode ser facilmente amenizada através de planos de manutenção preventivas eficazes. As vantagens da manutenção preventiva são inúmeras, como aumentar a vida útil dos equipamentos, reduzir custos (mesmo a curto prazo), diminuir interrupções do fluxo produtivo e melhorar a qualidade do produto já que mantém constante as condições operacionais dos equipamentos (MARTINS; LAUGENI, 2005).

Concomitantemente, a norma brasileira NBR 5462/1994 da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT) retrata sobre a confiabilidade e manutenibilidade industrial. Esta norma determina que manutenções devem ser feitas sob condições estabelecidas e utilizando recursos e procedimentos predeterminados. Desta maneira, manutenções preventivas dos equipamentos devem ser realizadas em intervalos prescritos com o objetivo de reduzir a probabilidade de falhas e degradação dos mesmos (ABNT, 1994).

Desta maneira, se vê necessário paradas preventivas para garantir a máxima produtividade da unidade industrial. Devido aos equipamentos que a unidade industrial irá possuir, é apropriada paradas preventivas a cada seis meses para garantir o bom funcionamento da empresa, sendo cada parada com duração de 7 dias. Logo, a área fabril do presente projeto irá funcionar, ao todo, 351 dias por ano, de forma contínua, durante 24 horas por dia para atingir a produção desejada.

3.5 FUNCIONÁRIOS

A fim de estipular o número ideal de funcionários para alguma empresa, os principais fatores que devem ser levados em consideração são o tipo de negócio e em que fase a empresa se encontra. Não existe uma fórmula matemática para o cálculo da quantia correta, logo, deve-se haver perfeito domínio de como funciona a indústria para a estipulação da quantidade de trabalhadores (SEBRAE, 2020).

Quando a empresa recém está iniciando seu funcionamento, o modelo de negócio juntamente com a escala de produção da indústria são ferramentas que auxiliam para estabelecer o tamanho da equipe, uma vez que trazem informações importantes acerca do processo produtivo: área de atividade da empresa, o porte e a capacidade de produção que se deseja ter. Vale ressaltar que ter funcionários em excesso ou em falta pode afetar as finanças da empresa - excesso de funcionários é sinônimo de excesso de custos (SEBRAE, 2020).

Objetivando uma operação eficiente, a indústria do presente trabalho irá dispor de 51 funcionários por turno na área fabril, 7 na área administrativa e 7 seguranças. Haverá troca de turno na área fabril e para os seguranças, assim a indústria contará ao total com 181 funcionários. Para as áreas auxiliares, como cozinha, lavanderia e também para a limpeza, será contratada uma empresa terceirizada. Através da Tabela 7 é possível visualizar a distribuição dos funcionários na indústria em questão, para um turno de trabalho.

Tabela 7 – Distribuição dos funcionários na empresa

Local de trabalho	Função/Local	Quantia de funcionários
	Presidente	1
	Diretor	1
	Gerente comercial	1
Área administrativa	Gerente administrativo	1
	Gerente industrial	1
	Secretária	1
	Analista de Recursos Humanos	1
Área fabril	Chegada da matéria-prima	5

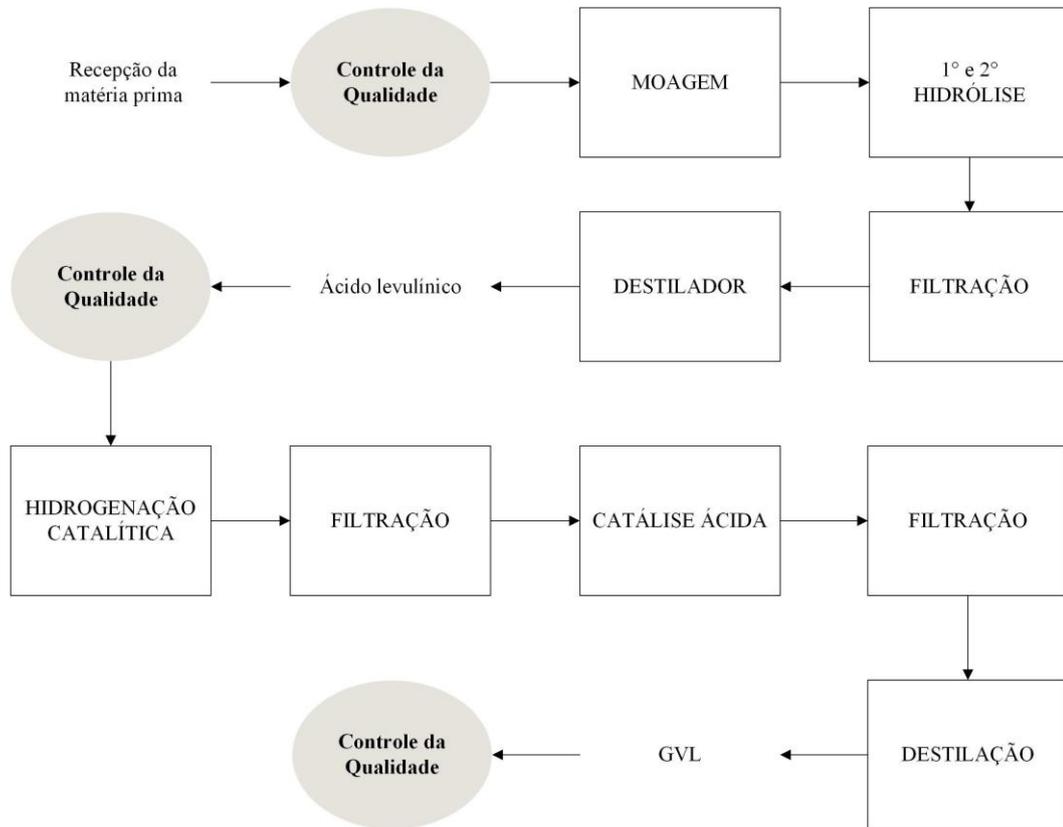
	Esteira	2
	Supervisor de produção	4
	Controle de qualidade	6
	Tratamento de efluentes	3
	Controle de equipamentos	11
	Envase e armazenamento	5
	Engenheiro ambiental	2
	Engenheiro de segurança do trabalho	2
	Sala de caldeira e compressor	8
	Produto final	3
<hr/>		
Área externa	Seguranças	7
<hr/>		

Fonte: Autores, 2021.

3.6 NECESSIDADE DE LABORATÓRIO

No presente trabalho a empresa desenvolvida tem como objetivo entregar um produto de qualidade para seus clientes. Dessa forma, diversas etapas são realizadas para garantir bom controle da qualidade. No laboratório da indústria contém funcionários e equipamentos especializados que realizam as técnicas necessárias desde o início com o recebimento da matéria prima até a entrega do produto final. Na Figura 24 é apresentado o fluxograma simplificado do processo, identificando as etapas que ocorrem o controle de qualidade. Vale salientar que no laboratório também será realizado testes em relação ao tratamento dos efluentes advindos do sistema produtivo em questão.

Figura 24 – Fluxograma simplificado do controle de qualidade



Fonte: Autores, 2021.

3.6.1 Matéria-prima

Sabe-se que a escolha da matéria prima se baseia, sobretudo, por ser um resíduo possuidor de materiais lignocelulósicos. Assim, há necessidade de análises no bagaço da laranja, já que suas funcionalidades e propriedades podem variar dependendo da forma de cultivo (O'SHEA *et al.*, 2015).

A caracterização do material é importante, pois permite quantificar os polissacarídeos com potencial de serem hidrolisados, o que influencia diretamente no rendimento do processo. Dessa forma, realiza-se a determinação de quantidades de celulose e hemicelulose. Essa etapa segue os protocolos da Ankon Technology (EUA). Estes são utilizados para determinação de fibras em biomassa e se baseiam em consecutivas hidrólises específicas para cada polissacarídeo (TACON, 2018). Abaixo estão listados os equipamentos e reagentes necessários (ANKON TECHNOLOGY, 2017).

- a) balança analítica;
- b) forno (capaz de manter uma temperatura de $102 \pm 2^\circ\text{C}$);
- c) ankon200- Ankom Technology- com agitação de 65 rpm;

- d) sacos filtros F57 e F58- Ankom Technology (quimicamente inertes e com resistência ao calor);
- e) selador térmico (HS ou HSi - Ankom Technology);
- f) bolsa dessecante (bolsa de pesagem Moisture - Ankom Technology);
- g) caneta de marcação (F08- Ankom Technology);
- h) medidor de pH;
- i) solução detergente ácida (brometo de cetiltrimetilamônio - CTAB, e ácido sulfúrico);
- j) solução de detergente neutro (dodecilsulfato de sódio, sal dissódico etilenodiaminotetracético, borato de sódio, fosfato de sódio (anidro) e trietileno glicol).

Destaca-se que para realização do ensaio inicialmente é feito um pré-tratamento com água a 90°C para remover os componentes extrativos. Após a secagem e pesagem das amostras, elas são submetidas a um tratamento com ácido clorídrico (HCl) para remoção de pectina (TACON, 2018). Dessa forma, a amostra está preparada para a determinação das fibras neutras (Neutral Detergent Fiber - DNF) e ácidas (Acid Detergent Fiber - ADF). Salienta-se que caso a faixa determinada para a celulose e a hemicelulose esteja menor que, respectivamente, $4,30 \pm 0,20\%$ e $1,38 \pm 0,03\%$, o lote terá outros fins para que não seja submetido a um processo com rendimento abaixo do esperado.

Outra determinação realizada está relacionada com a quantidade de materiais inertes, como cinzas, na matéria prima. O procedimento realizado é semelhante ao método padrão da American Society for Testing and Materials (ASTM) número E1755-01 “Método padrão para a determinação de cinzas em biomassa”. Abaixo estão listados os equipamentos necessários para esse procedimento (SLUITER, 2005). Salienta-se que ao final da análise uma faixa elevada de cinzas obtidas está diretamente relacionada com a quantidade de resíduos gerados:

- a) forno mufla, equipado com termostato, ajustado para $575 \pm 25^\circ\text{C}$;
- b) balança analítica com precisão de 0,1 mg;
- c) dessecador;
- d) cadinhos de cinzas de 50 mL de porcelana;
- e) marcador de porcelana;
- f) queimador de cinzas, fonte de ignição, pinças e triângulo de argila com suporte;
- g) estufa de convecção.

3.6.2 Análise do processo

Os estudos durante o processo objetivam o bom funcionamento da planta industrial. Dessa forma, de forma periódica durante o seguimento produtivo são realizadas análises a subprodutos gerados. Ressalta-se a importância do controle de qualidade para ácido levulínico, em função da posterior inserção dos mesmos no processo.

O processo laboratorial se dá com a determinação da pureza do ácido levulínico. A pureza é realizada através de cromatografia líquida de alta eficiência (HPLC) também utilizado por Jin *et al.* (2008), conforme citado por Silva (2019). Este equipamento utiliza um método físico-químico de separação de componentes de uma mistura. Para a determinação da concentração do ácido levulínico, novamente é utilizado cromatografia líquida de alta eficiência (HPLC)-UV, visto que foi utilizado também por Bevilaqua (2010), assim conclui-se a análise do processo.

3.6.3 Análise dos produtos

Ao final do processo, o produto obtido, a γ -valerolactona será analisado para que possa ser comercializado. Antes disso, será feita análises de qualidade nos produtos, através de seus lotes, de maneira que cinco unidades de cada lote serão analisadas para assim se ter um controle de qualidade dos produtos. Essas amostras irão para um laboratório para então serem obtidos os seguintes dados: pH usando um pHmetro; e do grau de pureza com o uso da cromatografia líquida de alta eficiência (HPLC).

Assim como na análise da matéria prima, aqui será feita uma seleção parcial nas amostras, para que possam ser analisadas. Assim sendo, segue-se as diretrizes da NBR 5764 que trata da amostragem de produtos químicos industriais líquidos de uma só fase.

3.7 EXIGÊNCIAS LEGAIS

Existe uma série de exigências para que uma empresa possa ser instalada e então comece a desenvolver suas atividades, segundo o Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e pequenas empresas (SEBRAE, 2018). Os principais registros que uma empresa instalada no Brasil deve ter são: Registro na Prefeitura ou Administração Regional, Registro no Estado, Registro na Receita Federal, Registro na Previdência Social, Registro no Órgão que regulamenta as atividades industriais, e Registro na Secretaria do Meio Ambiente.

Deve ser realizado uma série de registros, como o feito em conjunto a receita federal e na junta comercial do estado (JUCESP), assim como o registro do Cadastro Nacional de Pessoa

Jurídica (CNPJ) em conjunto com a receita federal. Como a empresa comercializa mercadorias, deve ser feito o registro nacional na Secretaria Estadual da fazenda. É necessário elaborar um certo estudo a respeito da viabilidade, para que depois disso seja solicitado o alvará da empresa. O responsável pelo projeto deve informar os seguintes dados para a Junta Comercial do estado: o endereço do empreendimento, os dados do empreendimento (natureza jurídica, objetivo social e atividade econômica) e o nome empresarial e dados dos sócios (SEBRAE, 2018).

Dentre outras exigências destaca-se que estabelecimentos comerciais, industriais e/ou prestadores de serviços possuam sua licença prévia do município para funcionar. Isso, por sua vez, é um Alvará de funcionamento e Localização, que deve ser feito na prefeitura, atendendo a legislação local (SEBRAE, 2018). Ainda precisa-se levar em conta que áreas com risco de incêndio, e edificações devem possuir Alvará de Prevenção e Proteção Contra Incêndio (APPCI), feito pelo Corpo de Bombeiros Militar do Estado de São Paulo (CBPMESP).

3.7.1 Legislação ambiental

O licenciamento ambiental passou a ser um instrumento da Política Nacional de Meio Ambiente (PNMA) no Brasil desde 1981 com a lei 6.938. Esse ordenamento político tem como objetivo “assegurar condições ao desenvolvimento socioeconômico”, além da “compatibilização do desenvolvimento econômico-social com a preservação da qualidade do meio ambiente e do equilíbrio ecológico” (SOUZA, 2009).

Conforme o Art. 1º da Lei Complementar nº 140 define-se “licenciamento ambiental: o procedimento administrativo destinado a licenciar atividades ou empreendimentos utilizadores de recursos ambientais, efetiva ou potencialmente poluidores ou capazes, sob qualquer forma, de causar degradação ambiental”. Salienta-se competências comuns entre a União, dos Estados, do Distrito Federal e dos Municípios ao que se refere esta Lei Complementar, além de ações administrativas para essas diferentes esferas do governo.

No estado de São Paulo, localização da indústria que consta neste trabalho, é obrigatório o licenciamento ambiental das atividades industriais após a publicação da Lei nº 997, em 31 de maio de 1976, regulamentada pelo Decreto nº 8.468, de 08 de setembro de 1976. Sendo assim, as empresas que funcionam sem a licença estão sujeitas às sanções previstas em lei, tais como: advertências, multas, paralisação temporária ou definitiva da atividade. Entretanto, com o advento da Lei de Crimes Ambientais, Lei nº 9.605, de 12 de fevereiro de 1998, o funcionamento sem as devidas licenças ambientais, além de estar sujeito às penalidades administrativas, passou a ser considerado crime.

De acordo com a Deliberação Normativa Consema no 1/14, o órgão responsável pelo licenciamento ambiental, município ou o estado, será enquadrado seguindo critérios como o impacto ambiental local (alto, médio ou baixo) e a classificação do município (grande, médio ou pequeno) (FIESP, 2014). A definição do órgão licenciador está melhor apresentada na Figura 25.

Figura 25 – Definição do órgão licenciador

ATIVIDADES INDUSTRIAIS				
		CLASSE DE IMPACTO AMBIENTAL LOCAL		
		ALTO	MÉDIO	BAIXO
ÁREA CONSTRUÍDA		> 5.000 < 10.000 m ²	> 2.500 < 5.000m ²	< 2.500m ²
MUNICÍPIO				
		PORTE DO MUNICÍPIO		
		GRANDE	MÉDIO	PEQUENO
REQUISITOS	Nº habitantes	>500,000	> 60,000 < 500,000	< 60,000
	Histórico de funcionamento do Conselho Municipal de Meio Ambiente	> 5 ANOS	> 3 ANOS	TER CONSELHO ATIVO
	Nº mínimo de profissionais qualificados	20	10	3
ORÇÃO LICENCIADOR				
		CLASSE DE IMPACTO AMBIENTAL LOCAL		
		ALTO	MÉDIO	BAIXO
PORTE DO MUNICÍPIO	GRANDE	Prefeitura Municipal	Prefeitura Municipal	Prefeitura Municipal
	MÉDIO	Cetesb	Prefeitura Municipal	Prefeitura Municipal
	PEQUENO	Cetesb	Cetesb	Prefeitura Municipal

Fonte: FIESP, 2014.

Como mostrado, a Companhia de Tecnologia e Saneamento Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB) é o órgão do governo do estado responsável em permitir que a empresa opere de forma ambientalmente segura. Para isso, a licença ambiental é concedida em etapas. Dependendo da atividade, o empreendedor obtém primeiramente a Licença Prévia (LP), separadamente da Licença de Instalação (LI) e, posteriormente, a Licença de Operação (LO) (FIESP, 2014).

A LP é concedida na fase do planejamento do empreendimento. É preciso aprovar sua localização, concepção, atestar a viabilidade ambiental e estabelecer os requisitos básicos e exigências técnicas a serem atendidas nas próximas fases. Para a LI, tem-se a autorização para a instalação do empreendimento, de acordo com as especificações constantes dos planos, programas e projetos aprovados, incluindo as medidas de controle ambiental e demais exigências técnicas necessárias. Após, então, a LO que autoriza o funcionamento da atividade mediante o cumprimento integral das exigências técnicas contidas na licença prévia e de instalação (FIESP, 2014).

Salienta-se que para a maioria das atividades a LP e a LI são concedidas em conjunto e, posteriormente, é obtida a LO. Além de que os prazos máximos para essas licenças são, respectivamente, dois, três e dez anos, conforme fator W (fator de complexidade) (FIESP, 2014).

Visto que a indústria aqui desenvolvida é potencialmente causadora de degradação do meio ambiente, para a concessão da LP, inicia-se com a protocolização do Relatório Ambiental Preliminar (RAP). Caso a CETESB julgue que seja necessários estudos ambientais mais aprofundados, é necessário outro estudo, como Estudo de Impacto Ambiental (EIA) e respectivo Relatório de Impacto Ambiental (RIMA). Após cumprimento dessas etapas e estar em adequação às normas, a licença é concedida (FIESP, 2014).

Para qualquer modificação na indústria, deverá ser consultado o órgão ambiental licenciador (no caso, CETESB), que definirá a necessidade de licenciamento para a alteração ou novas instalações. Além disso, o preço para as solicitações de análises é definido pelo mesmo órgão, de acordo com a área integral da fonte de poluição, do objeto do licenciamento e do fator de complexidade da atividade, e os custos são de responsabilidade da empresa (FIESP, 2014).

3.7.2 Legislação referente ao uso do bagaço da laranja como matéria-prima

De acordo com a Lei 12.305/2010, denominada Política Nacional dos Resíduos Sólidos, toda a cadeia produtiva é responsável pela destinação ambientalmente adequada de seus resíduos, incluindo como forma de destinação destes, a sua reutilização, reciclagem, compostagem, recuperação, aproveitamento energético, entre outras alternativas desde que admitidas pelos órgãos competentes do Sistema Nacional do Meio Ambiente, do Sistema Nacional de Vigilância Sanitária e do Sistema Unificado de Atenção à Sanidade Agropecuária, visando minimizar os impactos ambientais (BRASIL, 2010). Uma vez com este conhecimento,

a unidade industrial do trabalho em questão se mostra atrativa como forma de agregar valor em um resíduo das indústrias de suco de laranja, ou seja, o bagaço da fruta.

Geralmente, as regras e legislações são gerais, ou seja, não entram em detalhes em relação a um determinado resíduo. Desta maneira, o bagaço de laranja é enquadrado simplesmente como resíduo orgânico. Com a ciência de sua classificação como resíduo orgânico, foi estudada de forma mais aprofundada a norma brasileira NBR 10.004/04, da ABNT (Associação Brasileira de Normas Técnicas), a qual é a responsável por determinar a classificação dos resíduos (MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2020).

A NBR 10.004/04 aborda a classificação dos resíduos sólidos, desde a identificação do processo que deu origem ao resíduo, até as suas características e composição. A mesma classifica os resíduos sólidos quanto aos seus riscos iminentes ao meio ambiente e à saúde pública, com a finalidade de serem gerenciados separadamente. Primeiramente a norma distingue os resíduos em classe I (resíduos perigosos) e classe II (resíduos não perigosos). Além disso, a classe II é dividida em duas subclasses, sendo classe II A (resíduos não inertes) e classe II B (resíduos inertes) (VGRESÍDUOS, 2018).

Para a NBR 10.004/04 um resíduo perigoso é o qual apresenta riscos à saúde pública e ao meio ambiente, ou seja, resíduos os quais possuem características como inflamabilidade, reatividade, corrosividade, patogenicidade e toxicidade. Concomitantemente, a mesma norma caracteriza como resíduo inerte um material onde por um longo período de tempo não ocorre transformações físicas, químicas ou biológicas; já um resíduo não inerte pode apresentar características comburentes, biodegradáveis ou solúveis em água. Visto as características da norma, é possível concluir que o bagaço da laranja se enquadra na classe II (resíduos não perigosos), na subclasse II A (resíduos não inertes) (VGRESÍDUOS, 2018).

3.7.3 Legislação brasileira referente ao tratamento de resíduos gerados

A Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) 430, de 13 de maio de 2011, dispõe sobre condições, parâmetros, padrões e diretrizes para gestão do lançamento de efluentes em corpos d'água receptores. O gerenciamento de efluentes líquidos provenientes das atividades industriais objetiva à redução da carga orgânica e inorgânica de modo a atender às especificações do CONAMA. Destaca-se para esta lei as condições que permitem o efluente ser lançado no corpo receptor. Os principais parâmetros são: pH entre 5 e 7, temperatura inferior a 40°C (sendo que a variação de temperatura do corpo receptor não deverá exceder a 3°C), ausência de materiais flutuantes, materiais sedimentáveis até 1 mL/L, remoção mínima de 60%

da Demanda Bioquímica de Oxigênio, DBO e valores máximos de padrões para parâmetros inorgânicos constam na Resolução. A toxicidade dos efluentes deve ser avaliada e tratada conforme os parâmetros ambientais estipulados pelo órgão responsável.

De forma complementar, a NBR 10.004/04 estabelece que a empresa, primeiramente, deve identificar qual o processo ou atividade que originou o resíduo. Posteriormente, realiza-se a identificação dos constituintes do resíduo por meios laboratoriais. A identificação dos constituintes é realizada de forma criteriosa para não haver erros na destinação final dos resíduos (VGRESÍDUOS, 2018; MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2020).

O gerenciamento de resíduos representa quantificar, classificar, indicar maneiras corretas para separação e identificação da origem dos resíduos gerados por unidade, área ou setor industrial. Almejando-se o gerenciamento, logo, é necessário implantar a NBR 10.004/04, dentro da Norma ISO 14001/2015. Desta maneira, desejando a certificação na ISO 14001/2015 é necessário estabelecer no processo uma etapa de classificação de seus resíduos dentro da implementação do Sistema de Gestão Ambiental. VGResíduos (2018) salienta que o processo para a certificação ISO 14001/2015 engloba cinco etapas, sendo elas:

- a) solicitar o registro;
- b) análise do local;
- c) revisar a documentação do Sistema de Gestão Ambiental;
- d) auditoria ISO 14001/2015;
- e) certificação.

3.8 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL

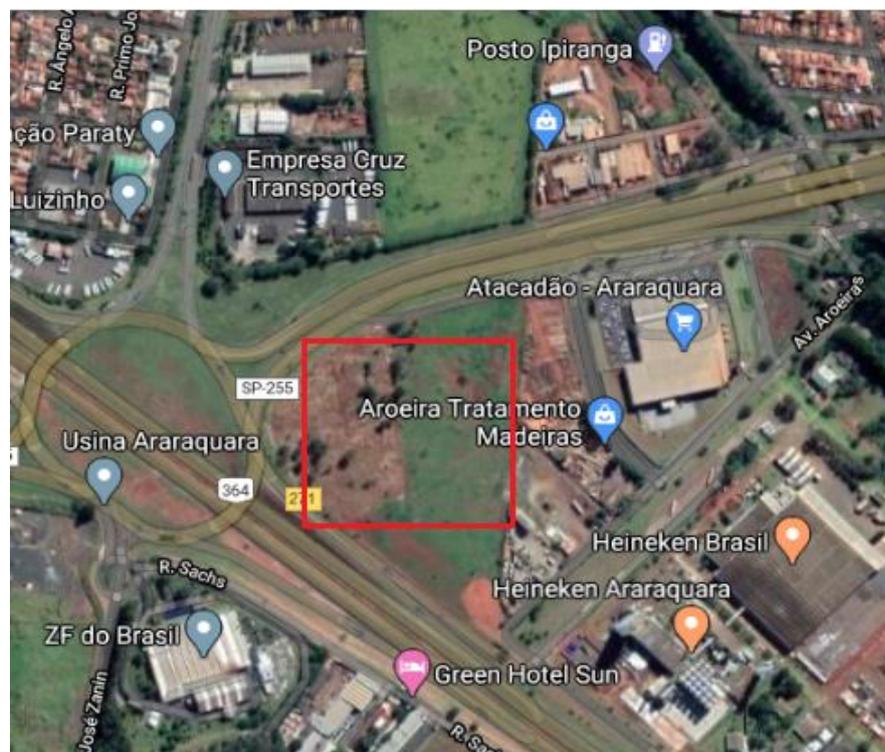
A unidade industrial de produção da γ -valerolactona será instalada no 7º distrito industrial (Antonio Zanin), em Araraquara - São Paulo, em um terreno com uma localização privilegiada na principal rotatória. Araraquara é um município localizado no interior do Estado de São Paulo. A cidade possui uma área de 1.003,625 km² e uma quantidade aproximada de 208.662 de habitantes (IBGE, 2010).

O terreno escolhido para a implantação da indústria do presente trabalho fica localizado próximo à rodovia Washington Luiz (SP-310) e a rodovia Antônio Machado Sant'Anna (SP-255), desta maneira, acaba facilitando a logística rodoviária da matéria-prima e do produto final. Salienta-se que nas proximidades do terreno está localizado o Supermercado Atacadão e Cervejaria Heineken. Além dos motivos já apresentados, escolheu-se o terreno também por

estar próximo do Porto de Santos - São Paulo, considerado o maior porto da América Latina, localizado a cerca de 5 horas do terreno, através de locomoção por caminhão (TROVIT, 2020).

O terreno possui cerca de 52.517 m², localizado na mesma cidade de uma das duas maiores produtoras de suco de laranja do Brasil, Cutrale. Ademais, ressalta-se que a unidade industrial é muito próxima da empresa Citrosuco localizada em Matão - São Paulo, sendo alocada cerca de 30 minutos de transporte terrestre do terreno. Na Figura 26, visualiza-se a localização do terreno via satélite (TROVIT, 2020).

Figura 26 – Localização da unidade industrial



Fonte: Adaptado de Google Maps, 2020.

Outro fator decisivo para escolha do terreno é a de que ele apresenta uma grande extensão territorial comparado aos outros terrenos analisados. Ademais, uma vez que a cidade de Araraquara não é tão grande como a cidade de Santos, os terrenos em Araraquara se mostram mais economicamente viáveis - compensando o valor do transporte do produto final para o Porto de Santos. Deste modo, para a compra deste terreno é necessário um investimento de R\$15.600.000, mostrando maior viabilidade para a implementação da unidade industrial na cidade (TROVIT, 2020).

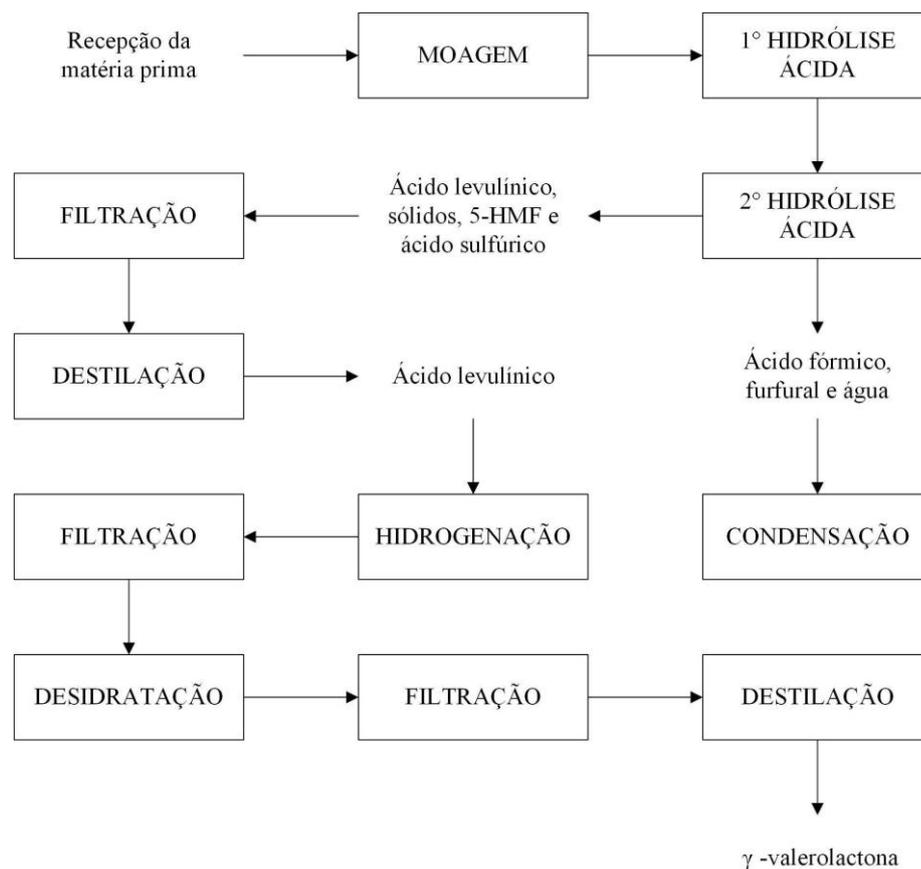
Vale salientar que o município de Araraquara possui incentivos fiscais para as empresas. A lei nº 5119 de 14 de dezembro de 1998, por exemplo, tem como finalidade gerar novos empregos para promover o desenvolvimento econômico e social do município. Além disso, objetiva o incentivo de novos investimentos para novas empresas com isenção de taxas, como, por exemplo, a isenção do Imposto Predial e Territorial Urbano - IPTU por cinco anos a partir da implantação da empresa (JUSBRASIL, 1998).

4 PROJETO DO PROCESSO

4.1 DIAGRAMA DE BLOCOS

O diagrama de blocos apresentado na Figura 27 é um esquema simplificado da unidade industrial aqui apresentada, em que se tem as principais etapas de produção da γ -valerolactona.

Figura 27 – Diagrama de blocos do processo



4.2 ESPECIFICAÇÕES DO PROCESSO

Neste item será descrito e justificado todas as etapas com os respectivos equipamentos utilizados para realizar o processo de produção da γ -valerolactona. Também será retratado os balanços de massa e energia juntamente com o dimensionamento dos equipamentos, desde a chegada da matéria-prima na unidade industrial até a expedição do produto final.

4.2.1 Recepção da matéria-prima

A recepção da matéria-prima é feita através de uma balança para caminhões, sendo este o primeiro equipamento por onde o bagaço da laranja passa antes de ser processado. Na unidade industrial chegarão em torno de 20 caminhões por dia. Como a entrada de caminhões se dará nos 3 turnos, serão cerca de 7 caminhões em cada turno (APÊNDICE A).

Analisando o processo, concluiu-se que o caminhão mais adequado para ser utilizado no processo de captação de matéria-prima seria o rodotrem de 9 eixos (Figura 28). O veículo possui uma capacidade para transporte de cerca de 48 toneladas, totalizando o transporte de 960 toneladas de bagaço de laranja que chegará na indústria por dia. Salienta-se que o serviço de transporte será terceirizado com empresas especializadas no meio que possuam os caminhões adequados salientados (GUIA DO TRC, 2007; GESTRAN, 2017).

Figura 28 – Caminhão adequado para transporte de bagaço de laranja

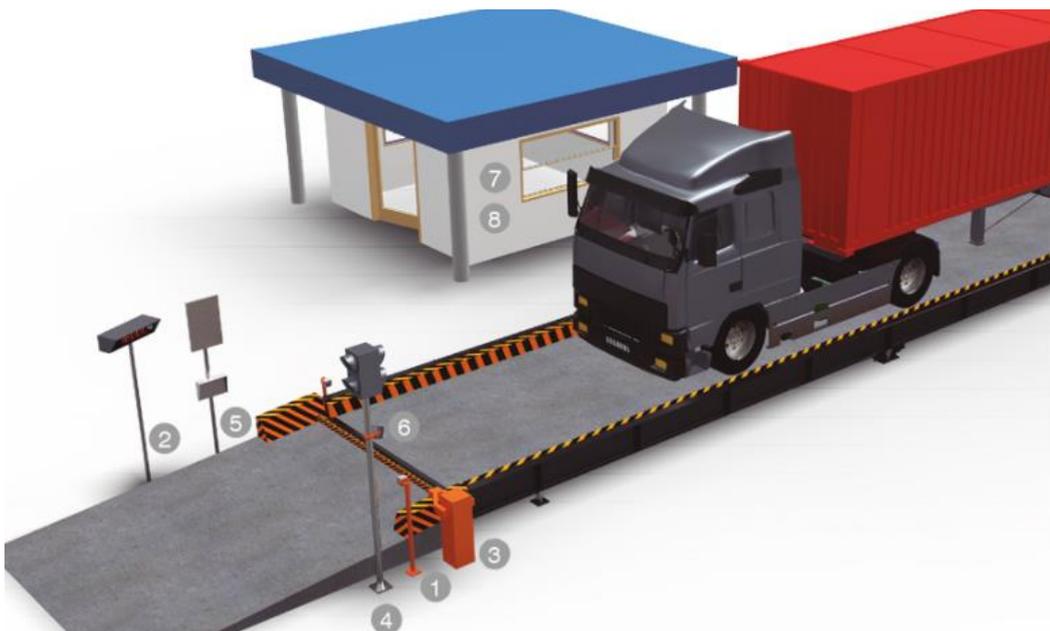


Fonte: Adaptado de Gestran, 2017.

4.2.2 Balança

Quando a matéria-prima chega na unidade industrial, passa pela pesagem e após é armazenada em trincheiras por um 1 dia, até a próxima operação - a moagem. Através da análise da quantidade de matéria-prima que irá entrar na indústria, se utilizará uma balança específica para caminhões (Figura 29) contando com 54 m², modelo 950i, da marca Toledo do Brasil-LTDA, com capacidade máxima de 80 toneladas (TOLEDO BRASIL - LTDA, 2020). Mais especificações sobre a balança para caminhões se encontram no Anexo B.

Figura 29 – Balança de caminhão



Fonte: Toledo Brasil - LTDA, 2020. 1. Suporte; 2. Display remoto; 3. Cancelas; 4. Semáforos; 5. Antenas e leitores (TAG); 6. Câmera; 7. Caixa de comandos e sinalização; 8. Terminais de pesagem.

4.2.3 Tanques de armazenamento do ácido sulfúrico (TQ-401 à TQ-404)

O ácido sulfúrico, após chegar na unidade industrial, será armazenado em tanques de armazenamento feitos de enrolamento filamentar FRP adquiridos do fabricante ALD (ALIBABA b, 2020). Será necessário 5% em peso de ácido sulfúrico em relação ao bagaço de laranja para o processo de hidrólise, dessa forma, conforme calculado no Apêndice A4, tem-se que a quantidade de ácido sulfúrico necessária para um dia de produção é de 26,16 m³, tendo esse ácido 99% de pureza.

Com a finalidade de prevenção de possíveis problemas que podem surgir na entrega de ácido sulfúrico para a indústria, tais como greves de caminhoneiros ou até mesmo problemas

rodoviários, o dimensionamento dos tanques de armazenamento foi feito para atender a produção por até 7 dias. Dessa forma, a unidade industrial terá 4 tanques de armazenamento de ácido sulfúrico com capacidade de 50 m³, a partir disso a indústria terá um total 183,10 m³ de ácido sulfúrico armazenados. Os tanques terão 3 metros de diâmetro por 7,1 m de altura e podem ser visualizados por meio do Anexo C (ALIBABA b, 2020).

Vale ressaltar que abaixo do tanque de armazenamento do ácido sulfúrico será acoplada uma bacia de segurança, com a finalidade de garantir que o ácido não entre em contato com o ambiente em casos de possíveis vazamentos, visto que o ácido sulfúrico é um ácido forte e corrosivo.

4.2.4 Tanques de armazenamento de água (TQ-701)

A água que será utilizada no processo, é proveniente de uma lagoa construída na unidade industrial. Salienta-se que a água presente na lagoa passará por um tratamento antes de ser inserida novamente ao processo, sendo que este tratamento deve retirar todas as impurezas presentes nesse líquido. Isso é importante justamente para não ocorrer nenhum comprometimento nos equipamentos em que essa água for inserida. Após o tratamento, a água é armazenada em um tanque de aço carbono com capacidade de 10000 m³ da marca ANSHU e pode ser visualizado no Anexo D.

4.2.5 Trincheiras de armazenamento da matéria-prima bruta (T-101)

Será necessário um silo trincheira para comportar a capacidade da empresa de processar bagaço em um dia, ou seja, 960 toneladas de bagaço. A Figura 30 representa o sistema utilizado, podendo ou não ter a lona preta que facilita a limpeza do local. O dimensionamento do silo é apresentado no Apêndice A3, uma vez que foi encontrado que para comportar 960 toneladas de bagaço é necessária uma trincheira de formato trapezoidal de 33,84 m com largura inferior de 7,5 m, largura superior de 10,5 m e a altura de 3,5 m. Vale salientar que será utilizada uma esteira para realizar o transporte de bagaço da trincheira até os equipamentos seguintes (moinhos).

Figura 30 – Silos trincheiras para armazenagem



Fonte: Roge, 2020.

4.2.6 Moinhos de facas (M-101 e M-102)

Entre os moinhos existentes, o que mais se enquadra às necessidades da indústria, ou seja, ao processo de moagem do bagaço de laranja, é o moinho de facas. Esse equipamento possui facas que desempenham melhor a moagem para a matéria-prima em questão do que um moinho de martelos, por exemplo. Além disso, vale salientar que será utilizada uma esteira para transportar o bagaço da laranja já moído para o equipamento seguinte no processo (reator PFR nomeado TQ-201).

O moinho de facas foi dimensionado conforme as necessidades da indústria, ou seja, este equipamento irá processar 40 toneladas por hora de bagaço de laranja na indústria. Assim como Tacon (2018), o moinho de facas foi avaliado em relação a capacidade e preço de mercado. Dessa forma, na indústria do presente trabalho será empregada dois moinhos de facas, com capacidade de 25 t/h cada um. O moinho de facas será da marca Jaguar Equipamentos, modelo D19, com potência de 300 kW e com facas de 1,25 m de aço-carbono termicamente tratadas (Anexo E) (JAGUAR EQUIPAMENTOS, 2020).

4.2.7 Tanques de diluição (TQ-405 e TQ-406)

O ácido sulfúrico que chega na unidade industrial possui pureza de 99%. Conforme a patente US005608105A, o ácido precisa estar em uma faixa de concentração de 1,5 a 3,5% para

realizar a hidrólise ácida do bagaço de laranja. Assim, optou-se pelo valor médio entre essas faixas de concentração, ou seja, 2,5%.

A partir dos cálculos da diluição contidas no Apêndice B2, foi necessário 42,08 m³ de água tratada e livre de impurezas. A partir dessa quantidade de água, obteve-se 43,70 m³ de ácido sulfúrico diluído - quantidade necessária para realizar a hidrólise durante uma hora de produção.

Serão dois tanques destinados à diluição do ácido sulfúrico, enquanto a quantidade de um tanque é processada, o outro tanque fica na reserva para ser processado posteriormente. Para o dimensionamento do tanque, calculou-se uma margem de segurança de 30% a fim de evitar possíveis transbordamentos. No caso da diluição, o tanque terá um sistema de agitação a fim de melhor diluição do ácido adicionado.

Dessa forma, os tanques de diluição serão de 30 m³ para comportar a quantidade de 28,05 m³ de ácido sulfúrico cada. O tanque de diluição será feito de PRFV (Poliéster Reforçado de Fibra de Vidro), com o diâmetro de 3 m, altura de 4,59 m e com 6 sapatas. Será adquirido através do fabricante Fibrtec Engenharia e no Anexo F é possível visualizar parte do catálogo do mesmo (FIBRATEC, 2020). Vale salientar que os mesmos serão agitados, logo, será necessário um motor de potência igual ou superior a 1,75 W em cada um dos tanques para garantir a mistura eficiente dos líquidos.

4.2.8 Reator PFR (R-201)

A hidrólise do bagaço de laranja é feita, no primeiro momento, por um reator tubular PFR, onde entram duas correntes, uma contendo ácido sulfúrico diluído e outra contendo o bagaço de laranja. Como o reator PFR não possui agitação em seu interior, o ácido diluído entra em uma corrente horizontal e o bagaço entra na parte superior, proporcionando contato entre os dois componentes ao longo do reator.

O reator será abastecido com 40 toneladas de bagaço de laranja por hora e 43,16 m³/h de ácido sulfúrico diluído. De acordo com a patente, o rendimento de ácido levulínico no final do arranjo e com base em hexose é de 70%, ou seja, parte da hemicelulose e celulose. Sendo assim, fez-se os cálculos das vazões mássicas de celulose e hemicelulose presentes no bagaço da laranja, conforme caracterização da patente utilizada para o desenvolvimento desse projeto, sendo que a vazão molar de hemicelulose e celulose é de 1,70 kmol/h e 10,61 kmol/h, respectivamente.

A vazão mássica de celulose que entra no reator é de 1720 kg/h e de hemicelulose é de 552 kg/h, porém apenas 50% da hemicelulose é hexosana, assim 276 kg/h irão reagir. Para o cálculo da vazão molar de ácido levulínico no final do arranjo (PFR + CSTR), calculou-se então as vazões em função de mols, sendo essas de 10,61 kmol/h de celulose e 1,70 kmol/h de hemicelulose, obtendo uma vazão molar de ácido levulínico de 8,62 kmol/h.

Para o cálculo da composição das correntes de saída do reator PFR, sabe-se que toda a celulose e metade da hemicelulose reagiram, formando-se o 5-HMF. Através da estequiometria da reação representada abaixo foi possível realizar os cálculos.

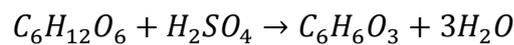


Tabela 8 – Componentes da corrente de saída no R-201

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	84.217,06	1	-
Ácido Sulfúrico	2.000,00	0,02	98,08
Água	73.952,42	0,88	18,02
Celulose	0	0,00	162,14
Hemicelulose	276	0,00	312
Cinzas	3.826,40	0,05	93,56
Proteínas	2.204,00	0,03	-
Lignina	364	0,00	180
Pectina	41,6	0,00	190
5-HMF	1.552,64	0,02	126,11

Fonte: Autores, 2021.

Para o dimensionamento do reator PFR utiliza-se o tempo espacial de 20 segundos e a vazão volumétrica total. Sabendo que a vazão volumétrica de ácido sulfúrico diluído é de 43,16 m³/h, faz-se o cálculo da vazão volumétrica do bagaço, sendo essa de 44,41 m³/h. A partir desses valores, tem-se que o volume do reator tubular precisa suportar 0,49 m³, logo, sendo necessário um reator de 0,5 m³.

O reator será obtido de forma personalizada pelo fabricante Incase e será construído de aço inoxidável com encamisamento, seguindo a norma ASME Sec. O reator terá capacidade de 0,65 m³, pois considera-se margem de segurança de 30%, com o diâmetro do mesmo sendo de 0,5 m e o seu comprimento de 2,55 m (Anexo G) (INCASE, 2020). Salienta-se que deve haver cuidado na construção deste reator, sendo que o mesmo deve ser projetado com uma espessura que seja capaz de suportar altas pressões.

Para o balanço de energia foi utilizado o *software SuperPro Designer*, considerando a temperatura de entrada de 25°C e a temperatura de saída do reator de 210°C, pressão de 1,013 bar, tempo de residência de 1 hora e mínimo de 0,25 horas. Com essas informações foi possível determinar a energia de aquecimento necessária de 16293,25 kW e a vazão mássica de vapor de 33407,95 kg/h.

4.2.9 Reator CSTR (R-202)

Após a hidrólise no primeiro reator, a corrente de saída do reator PFR segue para um CSTR para mais uma hidrólise até se obter o produto final desejado, o ácido levulínico. Com os dados da corrente de saída do reator PFR e através da estequiometria das reações, os cálculos da quantidade mássica produzida na hidrólise do 5-HMF são realizados e descritos detalhadamente no Apêndice B4. Através do balanço de massa, tem-se as quantidades de todos os componentes na saída do reator CSTR, conforme mostra a Tabela 9 abaixo.

Tabela 9 – Componentes na saída do reator CSTR e suas respectivas quantidades

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
-------------	-------------------------	----------------	-----------------------------

Total	84.105,66	1,00	-
Ácido Sulfúrico	2.000,00	0,02	98,08
Água	73.629,71	0,88	18,02
Celulose	0,00	0,00	162,14
Hemicelulose	0,00	0,00	156 $((162+150)/2)$
Cinzas	3.826,40	0,05	93,56
Proteínas	2.204,00	0,03	-
Lignina	364,00	0,00	180
Pectina	41,60	0,00	190
5-HMF	465,79	0,01	126,11
Ácido fórmico	396,70	0,00	46,03
Ácido levulínico	1.000,66	0,01	116,11
Furfural	176,80	0,00	96,08

Fonte: Autores, 2021.

Para o dimensionamento do reator, utiliza-se o tempo espacial de 30 minutos e a vazão volumétrica total, sendo a vazão de ácido sulfúrico diluído de 43,16 m³/h e a vazão de 5-HMF de 7,45 m³/h. Assim, a partir dos cálculos, encontra-se o volume necessário do CSTR sendo de 25,31 m³ arredondando para 26 m³.

De forma análoga ao reator PFR já apresentado, este reator CSTR também será obtido de forma personalizada pelo fabricante Incase e será construído de aço inoxidável com encamisamento, seguindo a norma ASME Sec. O reator terá capacidade de 34 m³, pois considera-se 30% de margem de segurança, com o diâmetro do mesmo sendo de 3 m e a sua altura de 3,68 m (Anexo G) (INCASE, 2020). Salienta-se que se deve ter cuidado na construção deste reator, sendo que o mesmo deve ser projetado com uma espessura que seja capaz de suportar altas pressões.

Para o balanço de energia do CSTR, o *software SuperPro Designer* também foi utilizado nos cálculos. A corrente do PFR saiu a 210°C e ao chegar no CSTR houve uma diferença de temperatura de 10°C, sendo isso definido como perda de energia para o ambiente externo. Portanto, a temperatura de entrada e saída do reator é de, respectivamente, 200 e 210°C,

considerando-se a pressão de 1,013 bar, tempo de residência de 0,5 horas. Assim, a energia de aquecimento necessária foi de 418721,35 kW e a vazão mássica de vapor de 858,55 kg/h.

4.2.10 Condensador (C-201)

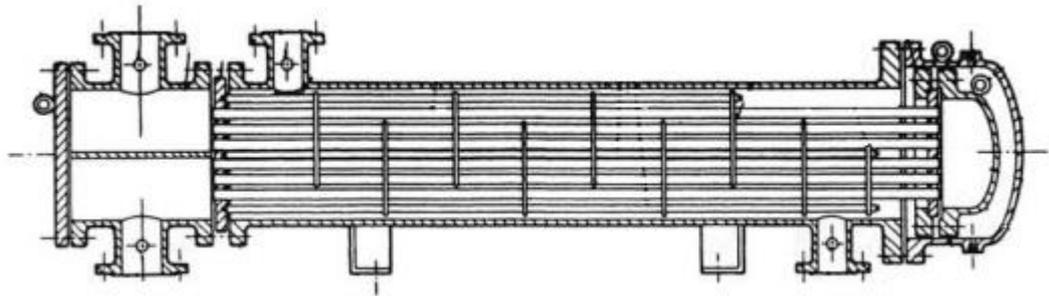
O motivo de condensar essa corrente é pelo fato dela sair da corrente de topo do reator com elevada temperatura (210°C), além disso, esta corrente está no estado gasoso. Desta maneira, deve-se condensar esta mistura, e posteriormente, realize o tratamento adequado desta mistura. Fitzpatrick (1997) salienta que o hidrolisado está em uma temperatura entre 195°C e 215°C. Desta forma, definiu-se para o processo em questão que o mesmo estará a 210°C, uma vez que essa temperatura é igual ao da faixa de funcionamento do primeiro reator da série (R-201), que é entre 210 a 230°C. Com isso, evita-se colocar um trocador de calor entre os dois reatores.

O condensador tem como objetivo na etapa deste processo mudar o estado da mistura, pois na saída do reator vai sair no estado gasoso, e posteriormente, na saída do condensador como líquido saturado. Desta maneira, escolheu-se resfriar da temperatura de 210°C até a temperatura de 80°C, a fim de deixar em uma temperatura que o produto é melhor manuseável.

Para a análise do tipo de trocador de calor foi estudado as vantagens e desvantagens de cada equipamento. Há vários tipos de trocadores de calor, o qual pode destacar, por exemplo, o tipo placas. Entretanto, a utilização do mesmo foi descartada em função de seu uso não ser adequado para grandes diferenças de temperatura (temperaturas acima de 180°C) e grandes volumes de gases e líquidos. Os trocadores de placas aletadas possuem alta compactidade, porém normalmente são utilizados para trocas entre gases. Portanto, analisando viscosidade da alimentação, temperatura de operação, capacidade de troca de calor e estado físico dos fluidos, concluiu-se que o mais adequado para este processo seria o condensador de casco e tubos (MAYER, 2019).

Conforme a definição da geometria do trocador de calor, um trocador tipo AES foi selecionado com espelho fixo e dois passes de fluido nos tubos, conforme representado na Figura 31. Além disso, como forma de prevenir a formação de incrustação e corrosão dos tubos e cascos, a água fluirá pelos tubos por ser mais fácil a manutenção e limpeza. Optou-se pela configuração em contracorrente, já que a transferência de calor é mais eficiente, a troca de calor é maior e uma maior diferença de temperaturas é alcançada quando comparada às outras configurações (SOUZA, 2013).

Figura 31 – Trocador de calor casco e tubos tipo AES



Fonte: Souza, 2013.

Como resultado do dimensionamento tem-se que o condensador com vazão mássica de entrada de 74203,21 kg/h irá precisar remover -40360608,62 kJ/h. Para isso, utilizando 1929283,39 kg/h de água como fluido refrigerante a temperatura ambiente, será necessário um trocador de calor com 45,65 m² de área e 188 tubos. Vale salientar que o fluido refrigerante, após realizar a troca térmica, será destinado para a lagoa da indústria de forma contínua para o seu resfriamento.

O condensador C-201 será da linha TST Personalizado do fabricante Apema. Contará com casco de aço carbono com costura longitudinal, espelho fixo de chapas de aço carbono, tubos de aço inoxidável e tampas de aço carbono (APEMA, 2020). No Anexo H é possível visualizar mais informações acerca do modelo.

4.2.11 Tanque de neutralização de ácido fórmico e furfural (TQ-201)

Este tanque foi utilizado para a neutralização do ácido fórmico e do furfural, após a saída dessa mistura do condensador C-201, juntamente com uma grande quantidade de água. Com isso, ácido fórmico e furfural foram tratados pela adição de hidróxido de sódio. Esta etapa antecede o desloque dos fluidos até a lagoa localizada na unidade industrial.

A seguir, tem-se a Tabela 10 com os respectivos valores das correntes de saída do condensador.

Tabela 10 – Componentes de saída do condensador

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)	Densidade (kg/m ³)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
Total	74.203,21	1	-	-	74,24
Água	73.629,71	0,99	18,02	998,20	73,76
Ácido fórmico	396,70	0,01	46,03	1220	0,33
Furfural	176,80	0,00	96,08	1160	0,15

Fonte: Autores, 2021.

O cálculo da vazão mássica de NaOH a ser adicionado no tanque pode ser feito com base na multiplicação do somatório das vazões molares de ácido fórmico e furfural, com a massa molecular do hidróxido de sódio a ser adicionado. Com isso, obteve-se o valor para a vazão mássica total de 418,30 kg/h.

Para o dimensionamento, primeiramente foi calculado a vazão volumétrica de NaOH fazendo a divisão da vazão mássica de hidróxido de sódio já calculada, pela densidade do hidróxido de sódio. Assim, obteve-se um valor de 0,19 m³/h.

Por fim, para o cálculo do volume do tanque de neutralização, considerou-se um tempo de residência de 10 min, e a soma das vazões volumétricas contidas na Tabela 10, que indica as vazões de saída do condensador. Com isso, fez-se a multiplicação dessas duas variáveis citadas anteriormente, obtendo-se assim um valor de 12 m³ para o volume do tanque.

Dessa forma, o tanque de neutralização será de 15 m³ para comportar a quantidade de 12 m³ da mistura de água, furfural e ácido fórmico. O tanque de neutralização será feito de PRFV (Poliéster Reforçado de Fibra de Vidro), com o diâmetro de 2,55 m, altura de 3,30 m e com 4 sapatas. Será adquirido através do fabricante Fibratex Engenharia e no Anexo F é possível visualizar parte do catálogo do mesmo (FIBRATEC, 2020).

4.2.12 Filtro (F-201)

Ao finalizar a reação no reator tanque CSTR (R-202), tem-se duas correntes de saída, a de topo e a de fundo. A corrente de topo contém água, furfural e ácido fórmico na forma de vapor e na corrente de fundo contém o ácido levulínico juntamente com ácido sulfúrico, 5-

HMF, na forma líquida, e alguns sólidos. Entre esses sólidos estão cinzas, lignina, proteínas e pectina. A corrente de fundo, que contém esses sólidos, vai para um filtro rotativo a vácuo, onde ocorre a separação da mistura líquida e dos sólidos indesejáveis ao processo.

De acordo com a Tabela 5.1.1 do Apêndice B5, a vazão mássica total de saída da corrente de fundo é de 9902,45 kg/h, sendo 3466,45 kg/h de corrente líquida, ácido sulfúrico, 5-HMF e ácido levulínico e 6436 kg/h de sólidos, lignina, cinzas, pectina e proteínas. Dessa maneira, a vazão mássica de sólidos que entram no filtro (6436 kg/h), é a vazão mássica total da torta, enquanto que a vazão mássica da corrente líquida (3466,45 kg/h) é a vazão mássica total do filtrado.

Após a filtração, o filtrado, contendo ácido levulínico, 5-HMF e ácido sulfúrico vai para uma torre de destilação a fim de separar o ácido levulínico, produto de interesse, do restante da mistura. Desta forma, o presente filtro será do tipo tambor rotativo à vácuo, modelo TSF 9.2 do fabricante Andritz com uma área de filtração que pode ser de 0,75 à 5,8 m². O modelo utilizado será com a área de filtração de 5,8 m² e de material aço inoxidável. Dessa forma, o filtro utilizado tem as seguintes dimensões: A sendo de 3,8 m, B de 2,05 m e C de 1,7 m. Além disso, o filtro tem uma capacidade de filtração de 100-2000 L/m²h e a produção de sólidos de 1,500 kg/m²h. No Anexo I é possível visualizar parte do catálogo do mesmo (ANDRITZ, 2020).

4.2.13 Destilador fracionado (D-201)

A unidade de destilação fracionada (D-201) foi simulada no *software SuperPro Designer*, sendo essa a etapa responsável por separar o ácido levulínico do 5-HMF e ácido sulfúrico. É válido ressaltar que nesta etapa foi necessário especificar a corrente de entrada no destilador e as frações mássicas dos componentes para que o *software* pudesse solucionar o balanço. A vazão mássica da corrente de entrada do destilador e as frações mássicas dos componentes é possível de ser visualizada na Tabela 11, estando essa corrente a 210°C e pressão de 1 atm.

Tabela 11 – Componentes na entrada da unidade de destilação fracionada de ácido levulínico

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)	T. Ebulição (°C)
-------------	-------------------------	----------------	--------------------------------	---------------------

Total	3466,46	1	-	-
Ácido Sulfúrico	2000	0,58	98,08	340,00
5-HMF	465,79	0,13	126,11	291,50
Ácido levulínico	1000,66	0,29	116,11	246,00

Fonte: Autores, 2021.

Como é uma destilação fracionada, foi necessário especificar o tipo do condensador e do refeedor, além da razão de refluxo com a de refluxo mínimo. A fim de ter certeza das frações mássicas, o condensador e o refeedor escolhidos foram totais - condensam toda a corrente que sai do topo e vaporizam toda a corrente que sai no fundo. Já a razão de refluxo com a de refluxo mínimo foi escolhida como a pior situação possível de acontecer em um destilador, sendo o valor desta razão igual a 1 nesta situação.

Desta forma, a simulação pelo *software* resultou como resposta a quantia de 21 pratos teóricos com 90% de eficiência e os dados das correntes de saída disponíveis na Tabela 12. Ademais, a simulação considerou a pressão da coluna como 1,013 bar, velocidade linear de vapor sendo de 3 m/s, a qualidade de alimentação de 100% e a proporção de refluxo de 0,351. Vale salientar que a corrente de topo do destilador irá prosseguir no processo para a então produção de γ -valerolactona e a corrente de fundo será integrada com o reator do tipo PFR do ácido levulínico para seu reaproveitamento (corrente de reciclo).

Tabela 12 – Dados dos componentes da unidade de destilação fracionada a partir da simulação

		Corrente de topo		Corrente de fundo	
Correntes de destilados	Componentes	Ácido levulínico	Ácido sulfúrico	5-HMF	Ácido Sulfúrico
	Fração	0,99	0,01	0,19	0,81
	Vazão [kg/h]	990,66	10	465,79	1990
Condensador		Fluido: água			

	Temperatura de operação: 100°C
	Temperatura de entrada: 25°C
	Temperatura de saída: 30°C
	Taxa: 236,7 kW
	Vazão de fluido: 40760,4 kg/h
	<hr/>
	Fluido: vapor
	Temperatura de operação: 100°C
	Temperatura de entrada: 242°C
	Temperatura de saída: 242°C
	Taxa: 426,9 kW
	Vazão de vapor: 875,3 kg/h

Refervedor

Fonte: Autores, 2021.

Para análise comparativa foi pesquisado na literatura tipos de colunas que realizassem destilação com esses componentes. Entretanto, é importante salientar a dificuldade de encontrar referências bibliográficas sobre o processo de destilação de ácido levulínico como construído no presente trabalho, uma vez que cada coluna de destilação é específica para cada processo (MAYER, 2020).

O trabalho escolhido para análise do sistema de destilação de ácido levulínico foi o do processo para a preparação de γ -valerolactona a partir de ácido levulínico, cujo enfoque dos testes é empírico industrialmente. Para a execução dos ensaios foi utilizada a coluna do tipo Spalt, sendo esta coluna caracterizada por ter vãos entre cada estágio. Como resultado, o trabalho trouxe 25 estágios teóricos - semelhante ao encontrado no presente trabalho de 21 estágios, além das condições serem semelhantes. Logo, é possível concluir que a coluna do tipo Spalt é adequada para o processo em questão (GUIT E FERNÁNDEZ, 2016).

Conforme os pesquisadores Guit e Fernández (2016), em uma destilação com uma solução que contenha ácido levulínico deve ser mantida em condições específicas, uma vez que há produção de um resíduo de cor escura no fundo do destilador - nomeado alcatrão. Desta forma, os autores aconselham que o resíduo deve ser mantido úmido com ácido levulínico para que ele não vire um sólido que iria dificultar a limpeza do equipamento. Sabe-se que essa

corrente de umedecimento é necessária, porém, é de difícil dimensionamento devido a falta de maiores informações na literatura.

Por meio do *software SuperPro Designer* obteve-se também os dados de dimensionamento da coluna de destilação do ácido levulínico dadas as condições operacionais evidenciadas anteriormente. Os dados obtidos pela simulação no *software* são possíveis serem visualizados na Tabela 13.

Tabela 13 – Dimensionamento da coluna de destilação de ácido levulínico

Estágios reais	26
Diâmetro máximo	1 m
Altura do estágio	0,40 m
Altura da coluna	10,40 m
Diâmetro da coluna	0,21 m
Volume	371,02 L
Pressão	3 kPa

Fonte: Autores, 2021.

O presente destilador fracionado será obtido através do fabricante Pfaudler. Ele será um pedido especial de modelo personalizado a fim de atender a demanda de separação necessária para o processo. O destilador será constituído de aço carbono possuindo as características apresentadas na Tabela 13. No Anexo J é possível visualizar mais sobre a empresa fabricante (PFAUDLER, 2020).

4.2.14 Tanque de armazenamento de 5-HMF e ácido sulfúrico (TQ-202)

Provenientes do produto de fundo do destilador de ácido levulínico, a mistura de 5-HMF e ácido sulfúrico é armazenada em um tanque de aço inox, do fabricante Fabritec Engenharia

(FABRITEC, 2020), para uso posterior no processo. Os componentes do tanque de armazenamento com suas respectivas quantidades podem ser vistos na Tabela 14.

Tabela 14 – Componentes do tanque de armazenamento de 5-HMF e ácido sulfúrico

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Densidade (kg/m ³)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
Total	2465,80	-	2,29
Ácido Sulfúrico	1990,00	1035	1,92
5-HMF	465,79	1290	0,36
Ácido levulínico	10,01	1140	0,01

Fonte: Autores, 2021.

Como pode ser visto na Tabela 14, há uma pequena quantidade de ácido levulínico juntamente com o ácido sulfúrico e 5-HMF, pois o *software* utilizado, *SuperPro Designer*, não permite a retirada completa do mesmo. Já para o dimensionamento deste tanque, conforme Apêndice B6, utiliza-se o tempo de residência e a vazão volumétrica total da entrada no tanque. Considerando o tempo de residência de 24 horas e a vazão volumétrica de 2,29 m³/h, conforme calculado, tem-se que o volume do tanque será de 55 m³.

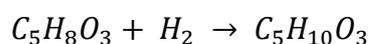
Dessa forma, o tanque de armazenamento será de 60 m³ para comportar a quantidade da mistura 5-HMF e ácido sulfúrico. O tanque de armazenamento será feito de PRFV (Poliéster Reforçado de Fibra de Vidro), com o diâmetro de 3 m, altura de 8,90 m e com 6 sapatas. Será adquirido através do fabricante Fibratec Engenharia e no Anexo F é possível visualizar parte do catálogo do mesmo (FIBRATEC, 2020).

4.2.15 Reator CSTR (R-301)

O primeiro reator utilizado na produção de γ -valerolactona será um CSTR, no qual opera a uma temperatura de 110°C e agitação de 1500 rpm. Após ser destilado, o ácido levulínico é

transportado para um reator CSTR onde reage com hidrogênio a fim de se produzir a γ -valerolactona. Ao sair do destilador, o ácido levulínico ainda está com uma pequena quantidade de ácido sulfúrico que não foi separado. Além desses componentes, a reação também será favorecida pela presença do catalisador Ru/C. As vazões mássicas de entrada para cada corrente foram calculadas a partir do pressuposto na patente, sendo que ela traz a porcentagem de 1 a 5% para o catalisador e o consumo de todo ácido levulínico. Além disso, a patente fornece também a estequiometria da reação a fim de estimar a quantidade de hidrogênio que é adicionado.

Para o catalisador, considera-se a quantidade de 2,5%, que está dentro da faixa que consta na patente. Para o ácido levulínico se utiliza a quantidade total que sai do destilador e para o hidrogênio se utiliza a estequiometria da reação, sendo que para um mol de ácido levulínico se tem um mol de hidrogênio, conforme pode ser visto na reação abaixo.



A equação mostra o produto intermediário da reação, o 4-hidroxipentanóico. Neste primeiro reator para a produção da GVL, 7% do produto formado é 4-hidroxipentanóico, os outros 93% é o próprio GVL. Assim, no próximo reator, o produto intermediário é reagido para se obter maior quantidade de γ -valerolactona, este com condições diferentes do primeiro reator. Após saber a porcentagem que cada componente tem na reação, faz-se os cálculos das correntes de entrada do reator. A Tabela 15 contém todos os componentes com suas respectivas quantidades.

Tabela 15 – Componentes de entrada do reator R-301

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	kmol/h	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	1042,62	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10,00	0,10	0,01	98,08
Ácido levulínico	990,66	8,53	0,95	116,11
Hidrogênio	17,20	8,53	0,02	2,02

Catalisador Ru/C	24,77	-	-	-
------------------	-------	---	---	---

Fonte: Autores, 2021.

O ácido levulínico e o hidrogênio reagem totalmente, formando 4-hidroxipentanóico, γ -valerolactona e água. As correntes de saída com suas respectivas vazões mássicas podem ser observadas na Tabela 16.

Tabela 16 – Componentes da corrente de saída do R-301

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	1042,70	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10,00	0,10	0,01	98,08
4-Hidroxipentanóico	70,55	0,60	0,07	118,13
GVL	794,43	7,93	0,76	100,12
Água	142,95	7,93	0,14	18,02
Catalisador Ru/C	24,77	-	-	-

Fonte: Autores, 2021.

Para o dimensionamento do reator, calcula-se o volume a partir do tempo espacial e da vazão mássica total. De acordo com a patente, o tempo espacial é de 45 minutos e a vazão volumétrica total que entra no reator é de 1,068 m³/h. Assim, de acordo com os cálculos do Apêndice B9, o volume do reator será de 0,8 m³.

De forma análoga aos reatores utilizados na produção de ácido levulínico, o reator R-301 também será obtido de forma personalizada pelo fabricante Incase e será construído de aço inoxidável com encamisamento, seguindo a norma ASME Sec. O reator terá capacidade de 1,05 m³, considerando margem de segurança de 30%, com o diâmetro do mesmo sendo de 1 m e a

sua altura de 1,02 m (Anexo G) (INCASE, 2020). Salienta-se que se deve ter cuidado na construção deste reator, sendo que o mesmo deve ser projetado com uma espessura que seja capaz de suportar altas pressões

O balanço de energia foi realizado com o auxílio do *software SuperPro Designer*, considerando a temperatura de entrada de 100°C e a temperatura de saída do reator de 110°C, pressão de 2,06 MPa, tempo de residência de 45 minutos. A energia de aquecimento necessária foi de 5,62 kW e a vazão mássica de vapor foi de 11,52 kg/h.

4.2.16 Filtro (F-301)

Na corrente de saída do reator R-301 tem-se a presença do catalisador Ru/C que precisa ser retirado da mistura, para, então, poder prosseguir a reação no próximo reator. O presente filtro será do tipo cartucho com carcaça de inox 304 e modelo 10” x 2 ½” do fabricante IND Filtros. O modelo utilizado tem uma vazão máxima de 1000 l/h, e suportam uma temperatura de 121°C. Dessa forma, o filtro utilizado tem as seguintes dimensões: 0,3 m de altura e 0,1 m de largura. No Anexo K é possível visualizar parte do catálogo do mesmo (IND FILTROS, 2020).

De acordo com o pressuposto na patente, a quantidade de catalisador adicionado é de 2,5%, ou seja, 24,77 kg/h. Essa quantidade será designada de torta e será contida pelo filtro. Os restantes dos componentes da corrente, água e 4-Hidroxipentanóico, correspondem ao filtrado e passam para a próxima etapa do processo. O filtrado corresponde a uma quantidade de 1017,93 kg/h.

4.2.17 Reator CSTR (R-302)

O segundo reator utilizado na produção de γ -valerolactona também é um CSTR e opera a uma temperatura de 110°C. Assim, neste reator, o produto intermediário obtido no primeiro reator será reagido para se obter uma maior quantidade de γ -valerolactona.

Neste segundo reator, a reação para a formação de γ -valerolactona será favorecida pela presença do catalisador de Zeólita ZSM-5. Para o catalisador, considera-se a quantidade de 1,0%, valor que consta nos exemplos da patente para o ácido 4-hidroxipentanóico, utiliza-se a quantidade total que sai do primeiro reator. A equação para esta reação pode ser vista abaixo.



A equação mostra a reação do produto intermediário do primeiro reator, o ácido 4-hidroxicinâmico. Neste segundo reator, a conversão do intermediário, o ácido 4-hidroxicinâmico, em GVL e água é de 99,6%. Os outros 0,4% de ácido 4-hidroxicinâmico não reagiram. Salienta-se, que neste reator ocorre a eliminação da água pela corrente de topo, e os outros componentes saem pela corrente de fundo. A Tabela 17 contém todos os componentes com suas respectivas quantidades.

Tabela 17 – Componentes de entrada do reator R-302

Componente	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kgmol)
Total	1017,93	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10,00	0,10	0,01	98,08
4-Hidroxicinâmico	70,55	0,60	0,07	118,13
GVL	794,43	7,93	0,78	100,12
Água	142,95	7,93	0,14	18,02
Catalisador ZSM-5	10,43	-	-	-

Fonte: Autores, 2021.

As correntes de saída com suas respectivas vazões mássicas podem ser observadas na Tabela 18.

Tabela 18 – Componentes de saída do reator R-302

Componente	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração Mássica	Peso molecular (kg/kgmol)
-------------------	---------------------------------	---------------------------------	---------------------------	--

Total	1017,94	-	1,00	-
Ácido Sulfúrico	10,00	0,10	0,01	98,08
4-Hidroxipentanóico	4,03	0,03	0,00	118,13
GVL	850,81	8,50	0,84	100,12
Água	153,09	8,50	0,15	18,02
Catalisador ZSM-5	10,18	-	-	-

Fonte: Autores, 2021.

O volume do reator é calculado a partir do tempo espacial e da vazão mássica total. De acordo com a patente, o tempo espacial é de 30 minutos e a vazão volumétrica total que entra no reator é de 0,979 m³/h. Assim, de acordo com os cálculos do Apêndice B11, o volume do reator deverá comportar 0,5 m³.

De forma análoga aos reatores utilizados na produção de ácido levulínico, o reator R-302 também será obtido de forma personalizada pelo fabricante Incase e será construído de aço inoxidável com encamisamento, seguindo a norma ASME Sec. O reator terá capacidade de 0,65 m³, considerando margem de segurança de 30%, com o diâmetro do mesmo sendo de 0,5 m e a sua altura de 2,55 m (Anexo G) (INCASE, 2020). Salienta-se que deve haver um cuidado na hora da construção deste reator, sendo que o mesmo deve ser projetado com uma espessura que seja capaz de suportar altas pressões.

Para o balanço de energia desse segundo CSTR, o *software SuperPro Designer* também foi utilizado. Considerando que a corrente do primeiro CSTR saiu a 110°C e ao chegar neste houve uma diferença de temperatura de 10°C, foi definido isso como perda de energia para o ambiente externo. Portanto, a temperatura de entrada e saída do reator foi de 100 e 110°C, respectivamente. O sistema é considerado à vácuo e o tempo de residência de 0,5 horas. Assim, foi possível determinar a energia de aquecimento necessária de 99,56 kW e a vazão mássica de vapor de 204 kg/h.

4.2.18 Filtro (F-302)

Para o GVL, juntamente com 4-hidroxipentanóico e ácido sulfúrico ir para o destilador, é preciso retirar o catalisador ZSM-5. Com o intuito de remover o catalisador de zeólita, presente da reação, utilizou-se um filtro, sendo esse do tipo Cartucho com carcaça de inox 304 e modelo 10” x 2 ½” do fabricante IND Filtros. O modelo utilizado tem uma vazão máxima de 1000 l/h, e suportam uma temperatura de 121°C. Dessa forma, o filtro utilizado tem as seguintes dimensões: 0,3 m de altura e 0,1 m de largura. No Anexo K é possível visualizar parte do catálogo do mesmo (IND FILTROS, 2020).

Este equipamento, por sua vez, deve ser capaz de atender a vazão de saída do reator de 875,02 kg/h. A quantidade de filtrado que passa no filtro tem vazão mássica de 864,84 kg/h, enquanto que a torta retida no filtro é de 10,18 kg/h.

4.2.19 Destilador da corrente de fundo do R-302 (D-301)

Esta etapa tem como objetivo processar a corrente de fundo do reator R-302. A unidade de destilação fracionada foi simulada no *software SuperPro Designer*, sendo essa a etapa responsável por separar o γ -valerolactona, ácido sulfúrico e 4-HPA. É válido ressaltar que nesta etapa foi necessário especificar a corrente de entrada no destilador e as frações mássicas dos componentes para que o *software* pudesse solucionar o balanço. A vazão mássica da corrente de entrada do destilador e as frações mássicas dos componentes é possível de ser visualizada na Tabela 19, estando essa corrente a 110°C e pressão de 1 atm.

Tabela 19 – Componentes na entrada da unidade de destilação fracionada de γ -valerolactona

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)	T. Ebulição (°C)
Total	864,84	1	-	-
Ácido Sulfúrico	10,00	0,12	98,08	340
4-HPA	4,03	0,00	118,13	286
GVL	850,81	0,98	100,12	207

Fonte: Autores, 2021.

De forma análoga à destilação fracionada do ácido levulínico, foi necessário especificar o tipo do condensador e do refeedor, além da razão de refluxo com a de refluxo mínimo. A fim de ter certeza das frações mássicas, o condensador e o refeedor escolhidos foram totais - condensam toda a corrente que sai do topo e vaporizam toda a corrente que sai no fundo. Já a razão de refluxo com a de refluxo mínimo foi escolhida como a pior situação possível de acontecer em um destilador, sendo o valor desta razão igual a 1 nesta situação.

Desta forma, a simulação pelo *software* resultou como resposta a quantia de 35 pratos teóricos com 80% de eficiência e os dados das correntes de saída disponíveis na Tabela 20. Ademais, a simulação considerou a pressão da coluna como 1,013 bar, velocidade linear de vapor sendo de 0,113 m/s, a qualidade de alimentação de 100% e a proporção de refluxo de 0,112.

Tabela 20 – Dados dos componentes da unidade de destilação fracionada a partir da simulação

		Corrente de topo		Corrente de fundo	
Coluna de destilação	Informação	GVL	Ácido sulfúrico	5-HPA	Ácido sulfúrico
	Fração	1,0	0,0001	0,29	0,71
	Vazão [kg/h]	850,7	0,0010	4,03	10,00
Fluido: água					
Temperatura de operação: 80°C					
Temperatura de entrada: 25°C					
Temperatura de saída: 30°C					
Taxa: 318,6 kW					
Vazão de fluido: 54858,1 kg/h					
Fluido: vapor					
Temperatura de operação: 100°C					

Temperatura de entrada: 242°C

Temperatura de saída: 242°C

Taxa: 278,1 kW

Vazão de vapor: 570,3 kg/h

Fonte: Autores, 2021.

De acordo com Mayer (2020), colunas de destilação são equipamentos específicos para cada processo, desta maneira, o presente trabalho foi baseado nos testes empíricos de Lê *et al.* (2018) que propuseram diferentes opções de recuperação química para um conceito comprovado de biorrefinaria baseado em γ -valerolactona/fracionamento de água. Para a execução dos testes os autores utilizaram coluna de destilação em escala laboratorial do tipo Vigreux, logo, será contactada a empresa Pfaudler, para análise e orçamento da adequação dessa coluna de escala laboratorial para a escala industrial.

Por meio do *software SuperPro Designer* obteve-se também os dados de dimensionamento da coluna de destilação do γ -valerolactona dadas as condições operacionais evidenciadas anteriormente. Os dados obtidos pela simulação no programa são possíveis serem visualizados na Tabela 21.

Tabela 21 – Dimensionamento da coluna de destilação de γ -valerolactona

Estágios reais	44
Diâmetro máximo	2 m
Altura do estágio	0,51 m
Altura da coluna	22,53 m
Diâmetro da coluna	0,96 m
Volume	16286,75 L
Pressão	150 kPa

Fonte: Autores, 2021.

O presente destilador fracionado será obtido através do fabricante Pfaudler. Como o destilador D-201, o D-301 também será um pedido especial de modelo personalizado a fim de atender a demanda de separação necessária para o processo. O destilador será constituído de aço carbono possuindo as características apresentadas na Tabela 21. No Anexo J é possível visualizar mais sobre a empresa fabricante (PFAUDLER, 2020).

4.2.20 Tanque de armazenamento de GVL

Neste equipamento será armazenado o GVL e uma pequena quantidade de ácido sulfúrico provenientes do destilador. Na etapa anterior, a destilação proporcionou obter GVL com 99,99% de pureza. Com isso a entrada do tanque é constituída pelos seguintes compostos, com suas respectivas quantidades evidenciadas na Tabela 22 abaixo.

Tabela 22 – Componentes do tanque de armazenamento de GVL

Componentes	Vazão mássica (Kg/h)	Densidade (Kg/m ³)	Vazão volumétrica (m ³ /h)
Total	850,73	-	0,81
Ácido Sulfúrico	0,00	1035	0,00
GVL	850,73	1050	0,81

Fonte: Autores, 2021.

Para o dimensionamento, conforme Apêndice B13, considerou-se a volumétrica total de uma das correntes de saída do destilador de GVL como 0,81 m³/h, e a partir do tempo em que permanecerá armazenado, de 24 horas. Com isso, obteve-se que o tanque de armazenamento de GVL deve comportar o volume de 19 m³.

Dessa forma, o tanque de armazenamento de GVL será de 20 m³ para comportar a quantia de 19 m³ de produto diário. O tanque será feito de PRFV (Poliéster Reforçado de Fibra

de Vidro), com o diâmetro de 2,53 m, altura de 4,29 m e com 4 sapatas. Será adquirido através do fabricante Fibratex Engenharia e no Anexo F é possível visualizar parte do catálogo do mesmo (FIBRATEC, 2020).

4.2.21 Condensador da corrente de topo do R-302 (C-301)

Uma vez que a água sai da corrente de topo no R-302 no estado de vapor, é necessário realizar a condensação para então ser possível armazenar para reutilizar no processo. Desta maneira, escolheu-se resfriar da temperatura de 110°C até a temperatura de 80°C, a fim de deixar em uma temperatura que o produto é melhor manuseável. Após o resfriamento, o produto do condensador será 99% água, logo, sendo encaminhado de forma direta para a lagoa de tratamento da empresa. Além disso, o fluido refrigerante, após a troca térmica, será redirecionado de forma contínua para a mesma lagoa para poder ser novamente inserido no processo.

Para a análise do tipo de trocador de calor foi estudado as vantagens e desvantagens de cada, assim como realizado no condensador anterior. Portanto, analisando viscosidade da alimentação, temperatura de operação, capacidade de troca de calor e estado físico dos fluidos, concluiu-se que o mais adequado seria o condensador de casco e tubos (MAYER, 2019).

Conforme definição da geometria do trocador de calor, selecionou-se um trocador fornecido pela empresa Apema que promove soluções personalizadas e, portanto, com dois passes de fluido nos tubos, representado na Figura 32. Além disso, como forma de prevenir a formação de incrustação e corrosão dos tubos e cascos, a água fluirá pelos tubos por ser mais fácil a manutenção e limpeza. Optou-se pela configuração em contracorrente, já que a transferência de calor é mais eficiente, a troca de calor é maior e uma maior diferença de temperaturas é alcançada quando comparada às outras configurações (APEMA, 2020; SOUZA, 2013).

Figura 32 – Trocador de calor casco e tubos



Fonte: Souza, 2013.

Como resultado do dimensionamento tem-se que o condensador com vazão mássica de entrada de 153,09 kg/h do nosso produto de interesse, irá precisar remover 19216,19 kJ/h. Para isso, utilizando 918,56 kg/h de água como fluido refrigerante a temperatura ambiente (25°C), será necessário um trocador de calor com 0,03 m² de área e 1 tubo.

De forma análoga a todos os outros condensadores do presente processo produtivo, o condensador C-301 será da linha TST Personalizado do fabricante Apema. Conterá com casco de aço carbono com costura longitudinal, espelho fixo de chapas de aço carbono, tubos de aço inoxidável e tampas de aço carbono (APEMA, 2020). No Anexo H é possível visualizar mais informações acerca do modelo.

4.2.22 Tanque de neutralização da corrente de fundo do destilador (TQ-302)

Na destilação de GVL tem-se a corrente de fundo do destilador D-301, a qual contém 4-hidroxipentanóico, ácido sulfúrico e uma pequena quantidade de GVL não destilada. Com o objetivo de tratar essa corrente e posteriormente encaminhá-la de maneira correta para a lagoa da indústria, é feita a neutralização desses compostos a partir da adição de hidróxido de sódio (NaOH). Na Tabela 23 pode ser visto os componentes do tanque de neutralização com suas respectivas vazões.

Tabela 23 – Componentes do tanque de neutralização da corrente de fundo do destilador de GVL

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Densidade (kg/m ³)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
Total	14,12	-	0,02
Ácido Sulfúrico	10,00	1035	0,01
GVL	0,09	1050	0,00
4-HPA	4,03	1100	0,00
NaOH	10,89	2130	0,01

Fonte: Autores, 2021.

Para o dimensionamento do presente tanque de neutralização, contido no Apêndice B14, considerou-se que o armazenamento da mistura no tanque para a neutralização será de 10 minutos e a vazão volumétrica total calculada é de 0,0185 m³/h. Logo, o volume do tanque de neutralização deve comportar 0,0031 m³.

Dessa forma, o tanque de neutralização será de 0,005 m³ para comportar a quantidade de 0,0031 m³ da mistura de neutralização. O tanque será feito com material metálico, com o diâmetro de 0,20 m, altura de 0,16 m. Será adquirido através do fabricante Nordson EFD e no Anexo L é possível visualizar o tanque. (DIRECT INDUSTRY, 2020).

4.2.23 Envasadora

O GVL será comercializado em galões de 20 litros. Desta maneira, será utilizado uma envasadora rotativa automática com acionamento eletromecânico, o modelo é IG 9-3 do fabricante Ig Máquinas. Salienta-se que a envasadora pode ser visualizada na Figura 33.

Figura 33 – Envasadora rotativa automática do modelo IG 9-3



Fonte: Ig Máquinas, 2021.

A envasadora rotativa automática é construída em aço inox 304 revestida. Destaca-se que a produção é de 800 a 1.000 garrafões por hora, sendo que para o envase é utilizado garrafões de 20 litros. As dimensões da envasadora são de 2,5 m de altura, 1,6 m de comprimento e 1,55 de largura.

4.3 PROCEDIMENTO DE START-UP DA PRODUÇÃO

Recomendações para o procedimento de *start-up*:

1. Encher os tanques de ácido sulfúrico até o volume recomendado;
2. Garantir que os tanques de água estejam cheios;
3. Iniciar a dissolução do ácido sulfúrico no tanque de mistura em batelada;
4. Abrir a válvula de entrada de gás hidrogênio, para produzir a corrente de hidrogenação do primeiro tanque da parte de produção de GVL
5. Verificar se todas as válvulas se encontram na posição correta;

6. Iniciar a operação da planta, controlando o processo com atenção até a estabilização da corrente de saída do reator, para só então mudar a abertura das válvulas específicas, iniciando a operação.

4.4 FLUXOGRAMA DO PROCESSO

A Figura 34 representa o fluxograma detalhado da produção de GVL a partir de ácido levulínico produzido com bagaço de laranja, mostrando interações entre os principais equipamentos da área fabril, assim como, trocadores de calor, bombas e válvulas. É importante salientar que os equipamentos estão divididos pelas áreas de operação, sendo o último dígito de cada nomenclatura referente a sequência do processo, como, por exemplo, “TQ-204”, onde “TQ” identifica o equipamento ou acessório (neste caso, um tanque), o dígito 2 representa que este tanque está localizado na área 200 da planta industrial, já o dígito 4 indica que esse tanque é o quarto tanque da área 200.

Desta maneira, relacionou-se o processo produtivo com cinco distintas áreas industriais. A área 100 é relacionada com a recepção da matéria-prima (bagaço da laranja), a área 200 é a produção de ácido levulínico, a área 300 com a produção de GVL a partir do ácido levulínico, a área 400 representa os tanques de armazenamento para o processo e a área 500 o reservatório de hidrogênio (separado da planta industrial por questões de segurança). Além das áreas citadas, o projeto industrial apresenta a área 600 referente aos tanques de armazenamento de água para as áreas auxiliares e a área 700 que engloba o tanque de armazenamento da água proveniente da lagoa da indústria (vide planta da empresa).

Desta maneira, a nomenclatura de cada equipamento seguiu o modo de escrita dos mesmos na língua portuguesa. Logo, “TQ” representa tanque, “T” trincheira, “M” moinho, “E” esteira, “R” reator, “D” destilador, “C” condensador, “F” filtro e “EM” envasadora.

4.5 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

A integração energética de processos consiste de métodos sistemáticos e gerais para o projeto de sistemas integrados da linha produção, desde processos individuais até complexos industriais. A integração possui ênfase especial no uso eficiente da energia e na redução dos efeitos ao meio ambiente (BRONDANI, 2019).

No presente trabalho a integração energética foi empregada visando aproveitar as correntes do próprio processo para trocas térmicas e, logo, reduzir o consumo das utilidades. Um levantamento das correntes que poderiam ser utilizadas foi realizado, ou seja, que teriam energia disponível e das que poderiam receber a mesma energia por meio de trocadores de calor.

Inicialmente, as temperaturas de entrada e saída das prováveis correntes para essa etapa foram levadas em consideração. Nesta análise, percebeu-se que a corrente de topo do reator do tipo CSTR do ácido levulínico possuía, além de grande vazão mássica, uma alta temperatura, logo, energia disponível para essa integração. Após isso, correlacionou-se essa corrente com as camisas de aquecimento necessárias para os reatores do processo, R-201, R-202, R301, R-302, já que os mesmos precisam de energia para aquecer o vapor.

No Apêndice C, está apresentado os cálculos para os dois trocadores de calor, em que no primeiro, considerou-se a corrente de topo do CSTR como corrente com disponibilidade de energia para entrar em contato com a água de aquecimento utilizada nas camisas de aquecimento do R-201 e R-202 (reatores do ácido levulínico). Para o segundo trocador também é utilizado a corrente de topo do CSTR como corrente com disponibilidade de energia para entrar em contato com a água de aquecimento utilizada nas camisas de aquecimento do R-301 e R-302 (reatores da GVL).

Utilizando a corrente de topo do CSTR do ácido levulínico, é viável produzir vapor à temperatura necessária para as camisas de aquecimento dos reatores da GVL. É possível analisar que após a integração energética em questão, a corrente, que estava a 210°C, teve um pequeno declive em sua temperatura, ficando em 209,69°C. Portanto, ainda há energia disponível para utilização dessa mesma corrente para uma outra integração energética.

Dessa forma, para a segunda integração energética entre os processos já citados, não será necessária uma área de troca térmica no condensador tão elevada, 58,45 m² ao invés de 164,35 m², para condensar a corrente de topo do CSTR – já que a mesma ingressará a 109,48°C no processo de condensação e não mais a 210°C. Ademais, uma vez que a corrente a 210°C consegue aquecer o fluido de aquecimento das camisas dos reatores (tanto dos reatores do ácido

levulínico quanto da GVL), não será necessária a geração de novo vapor através de uma caldeira para estes processos - portanto, economizando drasticamente no consumo energético do processo industrial como um todo.

Desta maneira, como resultado do novo dimensionamento desse condensador tem-se que o mesmo possui vazão mássica de entrada de 74203,21 kg/h e irá precisar remover - 9152544,72 kJ/h. Para isso, utilizando 437502,11 kg/h de água como fluido refrigerante a temperatura ambiente, será necessário um trocador de calor com 16,25 m² de área e 67 tubos.

5 TRATAMENTO DE EFLUENTES

5.1 EFLUENTES LÍQUIDOS

Os efluentes líquidos serão provenientes da corrente de saída do condensador C-201, da saída do condensador C-301 e da corrente de fundo do destilador D-301. Destaca-se que estes efluentes passarão por um processo de tratamento, e posteriormente, serão encaminhados para a lagoa da empresa.

A corrente de saída do condensador C-201 apresenta ácido fórmico, furfural e água em sua composição, a qual sai na corrente de topo do CSTR do processo de produção do ácido levulínico. Salienta-se que esta corrente apresenta ácido orgânico, nesse sentido, o pH da corrente será ácido. Desta maneira, será necessário que ela passe por um tratamento químico, ou seja, por uma reação de neutralização, a fim de que o pH da mistura fique na faixa de 6 a 8. Desta forma, será utilizado um tanque de neutralização, e será adicionado hidróxido de sódio para que ocorra a reação de neutralização. Após a reação, o efluente será encaminhado para a lagoa da empresa. A corrente de saída do condensador C-301 apresenta somente água em sua composição, a qual sai na corrente de topo do CSTR do processo de produção da GVL. Destaca-se que este efluente, será encaminhado diretamente para a lagoa da empresa.

A corrente de fundo do destilador D-301 apresenta ácido 4-hidroxipentanoico, GVL e ácido sulfúrico. Salienta-se que esta corrente apresenta ácido orgânico e ácido inorgânico, nesse sentido, o pH da corrente será ácido. Desta maneira, será necessário que esta corrente passe por um tratamento químico, ou seja, por uma reação de neutralização, a fim de que o pH da mistura fique na faixa de 6 a 8. Desta forma, será utilizado um tanque de neutralização, e será adicionado hidróxido de sódio para que ocorra a reação de neutralização. Após a reação, o efluente será encaminhado para a lagoa da empresa.

A lagoa da empresa será uma lagoa de estabilização facultativa, em que serão adicionados os microrganismos *Escherichia coli* do tipo não patogênicos, que são bactérias fermentadoras de açúcares e consumirão os compostos orgânicos que não foram reagidos na reação de neutralização.

5.2 EFLUENTES SÓLIDOS

5.2.1 Efluente Sólido do F-201

O efluente sólido desta corrente é a torta do processo de filtração. Na Tabela 24, pode ser visualizada os compostos que são constituídos da torta e sua fração mássica.

Tabela 24 – Compostos constituídos na torta

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	6436,00	1	-
Cinzas	3826,40	0,59	93,56
Proteínas	2204,00	0,34	-
Lignina	364,00	0,06	180
Pectina	41,60	0,01	190

Fonte: Autores, 2021.

A partir da Tabela 24, percebe-se que esta corrente é composta majoritariamente por cinzas (3826,4 kg/h) e proteínas (2204 kg/h). Desta maneira, esse efluente sólido será vendido para uma empresa especializada na produção de fertilizantes, e assim, reduzindo a quantidade de resíduo para descarte (SANEPAR, 2015).

5.2.2 Efluente Sólido F-301

O efluente sólido desta corrente é o catalisador Ru/C com uma vazão mássica de 24,76 kg/h. O rutênio pode ser perigoso, pois ele pode ser corrosivo para os metais (ROTH, 2016). Então, desta forma, a partir da ABNT NBR 10004 de resíduos sólidos, a classificação deste efluente é do tipo resíduo perigoso classe I (ABNT, 2004).

Este catalisador não será reutilizado no processo pois perde significativamente o rendimento já na segunda utilização. Por este motivo, a empresa irá investir em programas de pesquisas em universidades da região, para decidir o destino ou a utilização adequada do rutênio.

5.2.3 Efluente Sólido F-302

O efluente sólido constituído nesta corrente é de zeólita, o qual é a torta do processo de filtração e a vazão mássica desta etapa é de 10,18 kg/h da zeólita ZSM-5. A zeólita ZSM-5 pode ser considerada perigosa, pelo fato de compostos orgânicos estarem em sua superfície. Desta forma, a ZSM-5 é considerada como um resíduo perigoso de classe I (ABNT, 2004).

Salienta-se que esta zeólita será vendida para a reutilização e a ativação da mesma, pois vários estudos demonstram a viabilidade de recuperação da zeólita (AFONSO, 2004). Além disso, a empresa irá investir em pesquisas em universidades da região, a fim de futuramente encontrar uma utilização do catalisador na própria indústria.

6 PROJETO DE INSTALAÇÃO INDUSTRIAL

No presente trabalho, as utilidades correspondem à água fria, vapor, água quente e ar comprimido para sua execução. O número de funcionários e a demanda energética dos equipamentos foram utilizados como base para determinar o consumo total de utilidades na planta como um todo.

6.1 REQUERIMENTO DE ÁGUA FRIA

A água fria será armazenada em 2 reservatórios de 50.000 litros cada, sendo que a água necessária para os chuveiros irá para um terceiro tanque, onde será misturado com água quente a fim de se obter a temperatura própria para os banhos. Os tanques serão alimentados através de um poço artesiano com um sistema de captação *air-lift*. As tubulações de água fria serão de aço galvanizado, sem necessidade de isolamento.

A indústria será composta de 65 funcionários por turno, entre eles estão os que fazem parte do administrativo, área fabril, sala de compressor e caldeira, laboratório e segurança. Para lavanderia e cozinha são serviços terceirizados. É importante salientar que a indústria irá trabalhar 3 turnos por dia.

Conforme o Anexo M, para fábricas com refeitórios, o gasto de água recomendado, por funcionário, é de 100 L/dia. Considerou-se que desta quantia, 25 litros são para as refeições, 60 litros para banho, 6 litros para a descarga dos vasos sanitários, 3 litros para os lavatórios e 2 litros para ingestão. Na lavanderia são gastos 15 litros de água por cada ciclo de lavagem, então o restante de água destinada para cada funcionário está acrescentado nesse valor.

Considerando o Anexo N, para estabelecimentos industriais de até 100 colaboradores, recomenda-se 1 lavatório para cada 10 pessoas. Conforme o Anexo O, o lavatório é indicado com um diâmetro de sub-ramal de $\frac{1}{2}$ polegada e pelo Anexo P é possível visualizar que o diâmetro nominal é de 15 mm.

Conforme o Anexo N, o número de chuveiros é de 1 para cada 15 pessoas dedicadas a atividades contínuas ou expostas a calor excessivo ou contaminação da pele com substâncias venenosas, infecciosas ou irritantes. Conforme o Anexo O, chuveiro de 200 mm possui o diâmetro de subramal de $\frac{3}{4}$ polegada e, segundo o Anexo P, o diâmetro nominal é de 20 mm. Além disso, no Anexo N é possível concluir que, para a quantidade de funcionários que a empresa possui (65 por turno), o indicado é ter 4 vasos sanitários, com diâmetro nominal de 15 mm com $\frac{1}{2}$ de polegada, conforme anexo D. O número de bebedouros é de 1 para cada 75 pessoas, com diâmetro nominal de 15 mm com $\frac{1}{2}$ de polegada, conforme Anexo P. Para determinar o número de bebedouros em cada local, utilizou-se o Anexo Q. Na Tabela 25 está a distribuição das utilidades para a água fria na área industrial.

Tabela 25 – Distribuição das utilidades de água fria na área industrial

Área	Utilidade	Quantidade
Unidade Fabril	Lavatório	4
	Bebedouro	1
	Vasos sanitários	4
	Lavatório	1

Sala do compressor e sala da caldeira	Bebedouro	1
	Vaso sanitário	1
Laboratório	Lavatório	1
	Bebedouro	1
	Vasos sanitários	1
Administrativo	Lavatório	1
	Bebedouro	1
	Vasos sanitários	1
Refeitório	Lavatório	4
	Bebedouro	1
	Vasos sanitários	4
	Alimentação	-
Lavanderia	Lavatório	1
	Bebedouro	1
	Vasos sanitários	1
	Lavadora	1
Vestiário	Lavatório	4
	Bebedouro	1
	Vasos sanitários	4
	Chuveiros	4

Fonte: Autores, 2021.

Para a área fabril, 45 trabalhadores ocupam as instalações de água fria, na sala do compressor e caldeira serão 8 trabalhadores; para a sala do administrativo serão 8 colaboradores (7 pessoas da área administrativa mais 1 segurança); no laboratório de controle de qualidade e tratamento de efluentes serão 6 funcionários; no refeitório os 65 trabalhadores fazem as refeições e utilizam água fria; na lavanderia serão 2 funcionários terceirizados, sendo que são lavados os uniformes de todos os funcionários com exceção do administrativo; e para o

vestiário, considerou-se que todos os funcionários fazem uso das instalações de água fria. Os outros 7 seguranças distribuídos na unidade industrial farão o uso da água no refeitório e ocuparam os vestiários, sanitários e também terão suas roupas lavadas na fábrica.

Conforme calculado no Apêndice D1, as refeições feitas na indústria possuem demanda de 4.875 L/dia, considerando os 3 turnos. Da mesma forma, o consumo de água fria para os chuveiros é 138.240 L/dia, para os bebedouros é de 390 L/dia, para os vasos sanitários e lavatórios 3.510 L/dia e para a lavanderia a demanda é de 2.610 L/dia. A demanda total de água fria na indústria é de 149.625 L/dia.

Além das utilizações de água fria citadas neste item, uma quantidade de água será necessária para a limpeza dos equipamentos. Porém, essa água será proveniente da lagoa localizada na unidade industrial, onde a mesma passa por tratamento prévio para utilização a fim de retirar possíveis impurezas que possam danificar as tubulações. A água tratada será para utilização no processo produtivo e para a limpeza. No entanto, como não se sabe a demanda de água utilizada na limpeza dos equipamentos, uma quantidade extra de água será destinada para este fim.

6.1.1 Tubulação

Quanto à tubulação de água fria, a demanda mais expressiva será de 5.760 L/h, o que corresponde aproximadamente 1,6 L/s. Desta forma, utilizou-se o Anexo R para determinar o diâmetro da tubulação. A partir do Anexo R, pode-se inferir para as tubulações de água fria um diâmetro igual a 1/2 polegadas e 15 mm com velocidade máxima de 2,5 m/s para a área auxiliar, e 2,2 m/s para a área industrial.

A predisposição das tubulações segue o que está descrito na norma ABNT NBR 5626 que retrata a instalação predial de água fria. A norma traz exigências e recomendações que emanam fundamentalmente a respeito dos princípios de bom desempenho da instalação e da garantia de potabilidade da água no caso de instalação de água potável. Com base na norma apresentada, na presente indústria seguiu o recomendado de manter um distanciamento mínimo de 0,5 m entre a vala de assentamento das tubulações de água fria e as referidas estruturas, a fim de facilitar a manutenção das tubulações e também resguardar a segurança dos trabalhadores (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, 1998).

6.2 REQUERIMENTO DE ÁGUA QUENTE

O fornecimento de água quente representa uma necessidade nas instalações de determinados aparelhos e equipamentos ou uma conveniência para melhorar as condições de conforto e de higiene em aparelhos sanitários de uso comum. As exigências técnicas mínimas a serem atendidas nas instalações prediais são estabelecidas na NBR 7198:1993 — Projeto e Execução de Instalações Prediais de Água Quente (MACINTYRE, 2010).

A água quente é originária do mesmo sistema da água fria, e será distribuída por tanques isolados, com uma serpentina interna que aquecerá a água de 15°C até 90°C. As tubulações de água quente são de aço carbono 53, com isolamento para diâmetros da tubulação (máximo 3 in) e a temperatura máxima de operação (90°C). Neste caso, o isolamento escolhido foi de 1 in. As temperaturas dentro dos reservatórios de cada seção serão controladas por válvula de controle de temperatura, marca Warne, modelo WN11 - WCT10, conforme Anexo E.

Segundo Anexo S se gasta por refeição 12 L de água quente, logo, como serão 65 funcionários por turno, ou seja, 780 L por turno. Considerando manhã, tarde e noite, tem-se que serão utilizados 2340 L/dia.

No refeitório da fábrica, será utilizado um Buffet conjugado de aço inox, conforme o Anexo T. Segundo informações do fabricante, o aparelho possui um volume igual a 0,43 m³ e será composto por 10 cubas para armazenar os alimentos quentes. As cubas possuem dimensões de 100 x 200 x 300 mm e volume de 0,006 m³.

Desta forma, uma vez que cada cuba com aquecimento consumirá um total de 6 L de água quente para funcionamento, resultará num total de 60 L para as 10 cubas. Ressalta-se que o volume nominal do tanque não é totalmente aproveitado, conforme o Apêndice D2, resultando em um volume de 990 L por turno.

Em relação aos banhos, cada pessoa utiliza em torno de 60 L em um banho, uma vez que, segundo o Macintyre (2010) é utilizado 0,2 L/s pelo chuveiro quando ligado. Considerando que um banho de cada operário dura em média 5 minutos, serão 60 L. Considerando que cada um dos 51 operários da unidade fabril tome 1 banho por dia, tem-se que para os 4 chuveiros, se utilizados ao mesmo tempo, gasta-se um tempo de 1,0625 horas para que todos tomem banho em cada turno. A partir dos cálculos do Apêndice D2, calculou-se a demanda total de água no chuveiro e o volume do reservatório de água quente, sendo esses valores de 960 L/h e 1.320 litros, respectivamente. O gasto total de água quente nos 3 turnos para os chuveiros é de 2.880 L/h ou 69.120 L/dia. Considerou-se que o reservatório de água quente para os chuveiros será abastecido em cada turno.

Para os banhos na unidade industrial, optou-se por utilizar um tanque de mistura de água quente e fria, a fim de que a água saia para os chuveiros a uma temperatura de 40°C. Assim, foi

preciso fazer o dimensionamento da tubulação de água misturada, com base na demanda de água fria e de água quente necessária para os banhos diários, e o cálculo encontra-se no Apêndice D4.

6.2.1 Tubulação

A tubulação de água quente foi dimensionada de acordo com a velocidade máxima recomendada para tubulações das áreas auxiliares. As vazões utilizadas nos cálculos do dimensionamento são de acordo com a demanda de água quente em cada utilidade da indústria. A partir desses dados, foi possível encontrar os diâmetros da tubulação de água quente, contidos no Apêndice D2. Além do diâmetro, também se calculou a velocidade real em cada trecho da tubulação. A partir do Anexo R, pode-se inferir para as tubulações de água quente um diâmetro igual a 1/2 polegadas e 15 mm com velocidade máxima de 2,5 m/s. Quanto ao isolamento das tubulações de água quente, utilizou-se o carbonato de magnésio, para evitar as perdas de calor durante o processo.

A alocação das tubulações segue o que está descrito na norma ABNT NBR 7198 que retrata o projeto e execução de instalações prediais de água quente. A norma traz exigências e recomendações mínimas a respeito à higiene, à segurança, à economia e ao conforto dos usuários, pelas quais devem ser projetadas e executadas as instalações prediais de água quente. A partir da norma, projetou-se as tubulações de água para ficarem dispostas a uma distância de 0,5 m de qualquer outra tubulação, a fim de não haver contato e acarretar em uma troca térmica indesejada (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, 1993).

6.3 REQUERIMENTO DE VAPOR

A utilização do vapor está ligada ao interesse em transportar, por escoamento, grandes quantidades de calor e energia entre locais distantes. Produzido numa caldeira, o vapor pode ser conduzido a máquinas, equipamentos e pontos de consumo, de uma forma econômica, controlada e com perdas relativamente reduzidas. O vapor saturado utilizado correntemente designado simplesmente por vapor, é produzido em contato com a água e por isso contém sempre alguma quantidade de partículas de água. Se o vapor saturado não contivesse nenhuma partícula de água, ele seria um vapor saturado seco. Esse vapor seria o ideal, porém não se verifica quase nunca nas condições práticas (MACINTYRE, 2010).

6.3.1 Caldeira

O vapor será gerado a partir de uma caldeira da marca Boiler conforme Anexo U. O vapor sai da caldeira a uma temperatura de 242°C e a uma pressão de 35 bar. Se escolheu essas condições pois é preciso para uso nos reatores do processo. Para uso nas demais utilidades será instalado uma válvula reguladora de pressão para diminuir a pressão do vapor. Para a produção do vapor, a caldeira será abastecida com bagaço de cana, resíduo proveniente de indústrias da região. Como o objetivo da indústria do presente trabalho é produzir o GVL que pode ser utilizado como um combustível verde, optou-se por escolher um combustível menos poluente. Assim, optou-se pelo bagaço da cana ao invés da queima de lenha ou de outros gases e combustíveis fósseis, pois a queima de biomassa torna-se uma opção estratégica para a redução da emissão de gases do efeito estufa (JUNIOR, 2013).

A instalação da caldeira segue as regulamentações da NR13 (NORMA REGULAMENTADORA 13 - CALDEIRAS E VASOS DE PRESSÃO), a fim de obedecer a aspectos de saúde, segurança e meio ambiente. De acordo com a norma, somente pessoas especializadas poderão operar a caldeira, sendo que esta deverá ser instalada em local apropriado, em uma sala de caldeira, longe de no mínimo 3 metros dos demais equipamentos.

De acordo com a norma, a caldeira precisa conter os seguintes itens:

- a) válvula de segurança com pressão de abertura ajustada em valor igual ou inferior a PMTA, considerados os requisitos do código de projeto relativos a aberturas escalonadas e tolerâncias de calibração;
- b) instrumento que indique a pressão do vapor acumulado;
- c) injetor ou sistema de alimentação de água independente do principal que evite o superaquecimento por alimentação deficiente, acima das temperaturas de projeto, de caldeiras de combustível sólido não atomizado ou com queima em suspensão;
- d) sistema dedicado de drenagem rápida de água em caldeiras de recuperação de álcalis, com ações automáticas após acionamento pelo operador;
- e) sistema automático de controle do nível de água com intertravamento que evite o superaquecimento por alimentação deficiente.

Além disso, toda caldeira deverá ter fixada em seu corpo, em um local bem visível e com fácil acesso, informações sobre o fabricante, número de ordem dado pelo fabricante, ano de fabricação, a pressão máxima admissível, pressão de teste hidrostático, a capacidade de

produção de vapor, área de superfície de aquecimento e o código do projeto com o ano de edição (GUIA TRABALHISTA, 2021).

6.3.2 Requerimento de vapor na indústria

De acordo com as informações no item 6.3.1, tem-se as propriedades do vapor gerado na caldeira. O vapor saturado será requerido de diversas áreas, tais como: fábrica, banheiros, cozinha e lavanderia. Logo, as temperaturas das correntes que circulam pelas tubulações de vapor e condensado é de no mínimo 132,8°C e será utilizado aço-carbono A-53 como material construtivo. Para o projeto serão utilizados diâmetros de tubulações de 0,5 à 10 in, e para as ligações de tubos de 2 in serão empregadas tipo solda de encaixe, enquanto que solda de topo será utilizada nos trechos que excedam 3 in de diâmetro.

Os pontos de consumo de vapor na fábrica estão apresentados na Tabela 26. Os cálculos do consumo de vapor para o aquecimento de água a 90°C estão detalhados na seção de água quente.

Tabela 26 – Requerimento de vapor no pavilhão fabril

Equipamento	Vazão (kg/h)
R-201	33407,95
R-202	858,55
R-301	9,6
R-302	169,96
C-201	74203,21
C-301	153,09

Fonte: Autores, 2021.

O vapor saturado requerido neste setor deve-se ao fornecimento de água a 40°C aos chuveiros. Esta demanda corresponde a 0,183 kg/h, sendo que os cálculos serão explanados nas seções inerentes às instalações de água.

Admitindo-se que todos os colaboradores almoçam na empresa, serão oferecidas 65 refeições por turno no dia, ou seja, uma refeição por dia para cada operário. Deste modo, faz-se necessária uma máquina lava-louças marca E.Bone, modelo EB-50, conforme Anexo V e a especificações do trabalho, com consumo de vapor igual a 80 kg/h.

Na cozinha, o vapor se faz necessário para realizar o cozimento dos alimentos. As panelas selecionadas são da marca Cozifrio, do tipo caldeirão digital automático à vapor direto americano 100 L, que se encontra no Anexo X. Na indústria, serão servidas 195 refeições diariamente, sendo constituídas por arroz, feijão, carne e um extra. Portanto, serão necessárias 4 panelas por turno, que necessitam de 6 litros de água por pessoa para realizar o devido cozimento dos alimentos. Portanto, necessita-se de 390 L de água por turno na cozinha, portanto, 97,5 L de água por panela. Logo, a partir das especificações do fornecedor será usado 4 panelas de 100 L. Neste caso, a demanda de vapor da referida marca necessita de 24 kg/h, trabalhando-se 20 horas por dia de funcionamento, portanto serão necessários 1920 kg/h de vapor para as 4 panelas.

Na lavanderia serão utilizadas máquinas de lavar, secadora, calandra, cujas especificações técnicas, bem como os respectivos requerimentos de vapor constam a seguir.

A máquina de lavar utilizada é da marca Magnus – modelo AS33, conforme Anexo Y. Segundo seu catálogo, tem-se que sua capacidade máxima é de 40 kg de roupa a cada ciclo. Considerando-se que cada colaborador, exceto da administração (58 funcionários), manda 1.2 kg de roupa suja por dia, serão necessários 6 ciclos de lavagem. A máquina de lavar consome aproximadamente 26 kg/h de vapor. Portanto, se cada ciclo dura cerca de 1 hora, serão necessários, diariamente, 156 kg de vapor. Para tanto, nesta operação, a demanda de vapor diária é de 6,5 kg/h.

A máquina de secar selecionada é do tipo LS-50, conforme Anexo W e possui uma capacidade de secar 50 kg de roupa a cada ciclo. A quantidade de roupa a secar é de 208,8 kg por dia, sendo desta forma necessário a realização de aproximadamente 5 ciclos. Este equipamento requer, segundo seu catálogo, 60 kg/h de vapor por ciclo. Considerando que o ciclo possui duração de 1 hora, a quantidade de vapor necessária será de 60 kg/ciclo, ou 300 kg de vapor por dia.

A calandra, um equipamento utilizado para passar as roupas, é da do tipo LC-20 (Anexo Z). O seu catálogo fornece um valor de consumo de vapor de 12 kg/h a cada ciclo. Para os 5 ciclos de 1 hora de duração cada, serão consumidos 60 kg de vapor por dia. Considerando-se 1 kg de roupa para cada funcionário, tem-se 174 kg de roupa por dia que serão passadas pela calandra.

6.3.3 Tubulação

A tubulação de vapor foi dimensionada de acordo com as velocidades recomendadas para as linhas principais e secundárias e os volumes específicos do vapor em cada área industrial, método apresentado por Macintyre no livro Instalações Hidráulicas e Prediais. Para a linha principal estabeleceu-se 25 m/s e para as linhas secundárias 15 m/s. Considerou-se que o vapor será do tipo saturado sem gotículas de água e os volumes específicos foram retirados de tabelas de vapor saturado. As vazões apresentadas no item 6.3.1 foram utilizadas para identificar a demanda de vapor em cada trecho da tubulação. O maior diâmetro será de 10 polegadas e o menor possui ½ polegada. A partir dos diâmetros também se calculou as velocidades reais para cada trecho da tubulação de vapor. Os valores dos diâmetros e velocidades podem ser vistos no Apêndice D3.

Segundo Macintyre 2010, tubulações de vapor de até 360°C devem ser constituídas de aço carbono, API-5L, A-53 ou A-155, com solda de topo. Essas tubulações devem ser bem isoladas, para evitar dissipação de calor, pois isso causa desperdício de combustível na caldeira. O isolamento utilizado para as tubulações de vapor saturado será do tipo hidrossilicato de cálcio, salienta-se que é utilizado para temperaturas de até 815°C. (CALORISOL, 2004).

As instalações de vapor seguem a NR13 (NORMA REGULAMENTADORA 13 – CALDEIRAS E VASOS DE PRESSÃO), a fim de se obedecer aos aspectos de segurança, saúde e meio ambiente. Além disso, as tubulações devem ser escolhidas para suportar a temperatura e pressão a que o vapor está submetido (MACINTYRE, 2010).

6.3.4 Juntas de expansão

As juntas de expansão são utilizadas para absorver a dilatação gerada na tubulação do vapor saturado, também é utilizado em vibrações e desalinhamento de tubulações. Nesse sentido, para a linha de vapor da área fabril será utilizada juntas de expansão do tipo perfil toroidal, pois emprega-se para pressões elevadas, de 20 a 140 bar. Já para a área auxiliar são utilizadas juntas de expansão sanfonada do tipo não equalizada, em que se trata de um fole sem qualquer elemento externo, além disso, usa-se para pressões de até 3,5 bar.

6.3.5 Condensado

Ao ceder calor latente, o vapor saturado condensa e volta ao estado líquido, ou seja, no estado líquido saturado. Salienta-se que é necessária uma tubulação para que o condensado volte para a caldeira, pois a utilização do mesmo economiza cerca de 1% de combustível para cada 5°C de aumento da temperatura da água de alimentação da caldeira do que utilizando água fria.

A partir disso, faz-se necessário o dimensionamento da tubulação de condensado. Destaca-se que na tubulação de condensado, são utilizados os mesmos trechos da tubulação de vapor, desta forma, os diâmetros da tubulação são iguais. A tubulação de condensado será de aço carbono para suportar elevadas temperaturas. Ademais, as tubulações devem possuir uma inclinação no sentido do escoamento de pelo menos 0,5%.

6.4 REQUERIMENTO DE AR COMPRIMIDO

O ar comprimido é uma forma de energia de enorme utilidade e inúmeras aplicações. Em muitos campos de utilização, o ar comprimido compete com a energia elétrica, sendo um complemento necessário da mesma.

Nas indústrias, o ar comprimido é empregado em máquinas operatrizes, em motores pneumáticos, em sistemas de comando, controle, regulagem, instrumentação de medição e na automatização de processos. A obtenção de uma pressão de ar consideravelmente maior do que a pressão atmosférica, pode ser obtida com os compressores de ar (MCINTYRE, 2010).

Na indústria de GVL, o ar comprimido é utilizado para o sistema *air-lift* e para uso em alguns equipamentos de manutenção, como jatos de limpeza, por exemplo. O sistema *air-lift* tem a finalidade de elevar a água do poço até o reservatório para posterior utilização. O ar comprimido é proveniente de um compressor localizado na casa das máquinas. Além disso, para a escolha do compressor, levou-se em conta diversos fatores, tais como: custos de energia da operação, custo de manutenção, custo de água de resfriamento, espaço disponível para instalação do compressor, custo de supervisão, preço e a demanda de ar comprimido no processo.

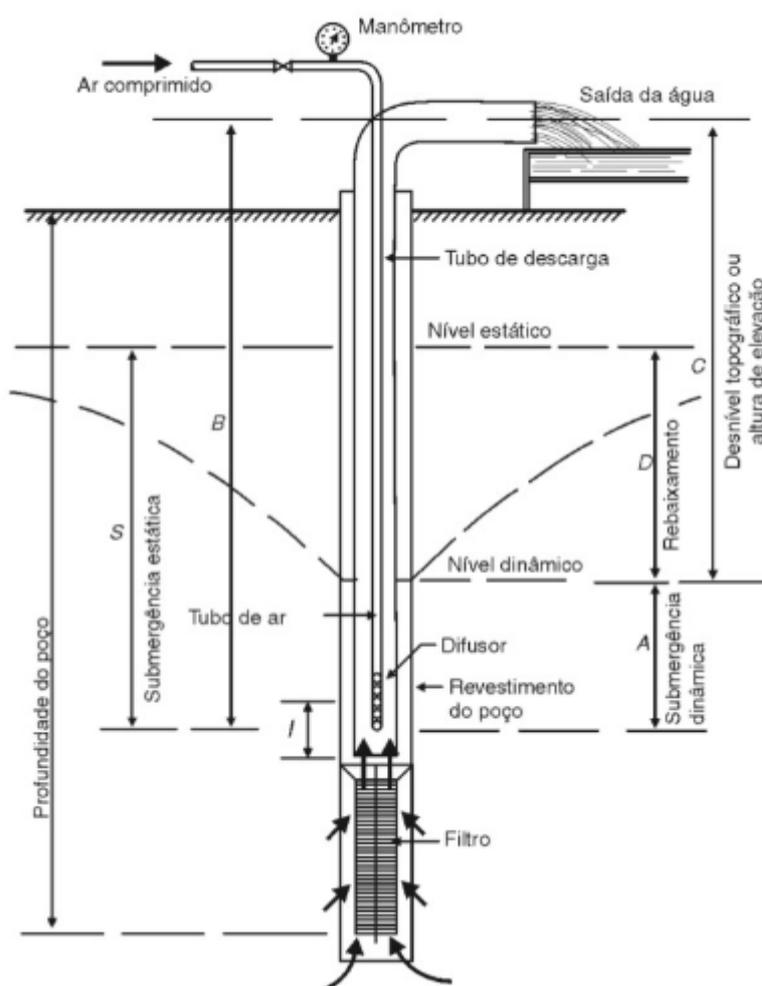
6.4.1 Sistema *air-lift*

O sistema de *air-lift* será responsável pela elevação da água do poço até o reservatório em que está localizado a 23,7 metros de altura (considerando a altura da estrutura mais a altura do reservatório) e os dados do poço estão contidos no Apêndice D5. A partir dos dados do poço,

obteve-se a altura geométrica total de elevação (H_g) de 25,7 metros e para a submersão dinâmica do ponto de descarga (H_s), encontrou-se 74,3 metros. A partir disso, determinou-se o valor para porcentagem de submersão (S), que foi de 73,3%.

Além disso, estimou-se o valor de vazão de ar comprimido necessária para o sistema *air-lift* a partir da vazão de água por dia e o fator de consumo do ar (f). A vazão encontrada foi de 22 m³/h ou 22.000 L/dia. Na Figura 35 é possível observar um exemplo de sistema *air-lift*.

Figura 35 – Sistema *air-lift*



Fonte: Macinntyre, 2010.

6.4.2 Compressores

Para os compressores, é importante analisar a vazão de ar requerida, além de custos de operação. A pressão de operação para o compressor é de 12 kgf/cm² e a vazão volumétrica

requerida é de 22 m³/h ou 22.000 L/dia. O reservatório de ar comprimido calculado é de 221,36 litros.

A partir dos cálculos da demanda de ar comprimido, fez-se a escolha do compressor mais adequado. O compressor escolhido foi da marca CHIAPERINI, modelo 690, com capacidade de até 250 litros, conforme especificado no Anexo AB.

6.4.3 Tubulação

Para o dimensionamento da tubulação de ar comprimido, utilizou-se do mesmo critério que para as tubulações de água, o critério das velocidades recomendadas. Como o ar comprimido possui apenas um trecho em sua tubulação, que é na área auxiliar, estabeleceu-se a velocidade de 20 m/s (IGNÁCIO, 2020). A vazão utilizada para o cálculo do diâmetro foi de 22 m³/h, citada anteriormente. Assim, fez-se o cálculo do diâmetro da tubulação e encontrou-se o diâmetro nominal, sendo que este será de ½ polegadas. Também se obteve a velocidade real, calculada a partir do diâmetro, sendo essa de 17,65 m/s. Todos os cálculos podem ser vistos no Apêndice D5. O material da tubulação será aço carbono galvanizado.

6.5 REQUERIMENTO DE HIDROGÊNIO

O hidrogênio é utilizado apenas no reator de produção de GVL e necessita de 17,19 kg/h ou 0,1913 m³/h, de acordo com os cálculos feitos no Apêndice B11.

6.5.1 Tubulação

Para a instalação de tubulação a gás, é necessário que seja feita de acordo com o ambiente onde será usado e seja tomada a devida precaução a fim de evitar que ocorram graves acidentes. Para instalações industriais de grande capacidade, os tubos são de aço-carbono e devem seguir a NBR 15526, NBR 15358 e NBR 13193/13194, entre outras (MACINTYRE, 2010).

O dimensionamento foi feito conforme metodologia das velocidades recomendadas e das vazões necessárias. A velocidade estabelecida para a tubulação de hidrogênio, sendo que esta possui apenas um trecho na área industrial, foi de 20 m/s (IGNÁCIO, 2020). A vazão utilizada foi de 0,1913 m³/h, conforme citado anteriormente. Assim, calculou-se o diâmetro da tubulação e obteve-se o diâmetro nominal de 0,5 ou ½ polegada. A velocidade real calculada foi de 0,033 m/s. Todos os cálculos podem ser vistos no Apêndice D7.

6.6 REQUERIMIENTO DE ÁCIDO SULFÚRICO

A indústria necessita de ácido sulfúrico no processo de produção do ácido levulínico, então a demanda necessária será a mesma já calculada no Apêndice B2, sendo esse valor de 1,0899 m³/h.

6.6.1 Tubulação

Para a instalação de ácido sulfúrico são utilizados tubos de polietileno com revestimento de fibra de vidro, por ser mais resistente à corrosão e mais fácil de instalar do que tubos de metal (SOLORIO, 2018). Os tubos de polietileno devem ter espessuras de paredes dimensionadas em relação à pressão de operação de 1 MPa e de 1,2 MPa, conforme recomendações da NBR 8417:1999.

Para o dimensionamento da tubulação, considerou-se o método das velocidades máximas recomendadas. Como só se necessita de ácido sulfúrico na área industrial, a velocidade estabelecida foi de 1,2 m/s. A vazão utilizada em todos os trechos corresponde a demanda total de ácido sulfúrico citada no item anterior. Encontrou-se um diâmetro nominal de 1/2 polegadas e a velocidade real calculada foi de 0,48 m/s. Todos os cálculos podem ser vistos no Apêndice D6.

6.7 TUBULAÇÃO DO PROCESSO

Para a instalação das tubulações do processo serão utilizados tubos de aço carbono para suportar elevadas temperaturas. Salienta-se que para o dimensionamento da tubulação, considerou-se o método das velocidades máximas recomendadas nesse sentido, para os trechos calculados do processo industrial foi estabelecida a velocidade de 2,5 m/s. A vazão utilizada em todos os trechos corresponde a saída e a entrada do equipamento. Para os trechos selecionados encontrou-se o um diâmetro nominal de 1/4 polegadas e a velocidade real calculada foi a partir do diâmetro nominal. Destaca-se que todos os cálculos podem ser vistos no Apêndice D8.

6.8 DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS

O dimensionamento das bombas foi feito conforme os parâmetros de projeto os quais estão no Apêndice D9. Salienta-se que no Anexo AB, pode ser visualizada a seleção das bombas utilizadas no processo de produção do ácido levulínico e da GVL. As bombas utilizadas serão do fabricante Thebe bombas hidráulicas LTDA. Na Tabela 27 1, pode ser visualizada a potência necessária de cada bomba e a seleção da bomba.

Tabela 27 1 – Dimensionamento e seleção das bombas

Bomba	Z (m)	Pb (cv)	Pb (cv)	Modelo	Marca
					Thebe bombas
B 101	4,590	0,023	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 102	0,500	0,102	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 103	3,290	1,131	1,5	TH-16/ THA-16	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 104	10,400	0,167	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 105	8,880	0,101	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 106	1,020	0,005	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 107	2,550	0,012	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 108	22,530	0,090	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 109	0,160	0,000	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 110	4,290	0,017	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA
					Thebe bombas
B 111	2,000	0,008	1/4	B-12 / BA-12	hidráulicas LTDA

B 112	22,530	215,753	250	TMDL-32/6	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 201	2,200	0,029	1/4	B-12 / BA-12	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 202	1,500	0,000	1/4	B-12 / BA-12	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 203	1,500	0,003	1/4	B-12 / BA-12	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 204	2,290	0,030	1/4	B-12 / BA-12	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 205	4,500	0,180	1/4	B-12 / BA-12	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 206	4,500	0,002	1/4	B-12 / BA-12	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 207	4,500	0,001	1/4	B-12 / BA-12	Thebe bombas hidráulicas LTDA

Fonte: Autores, 2021.

6.9 PERDA DE CARGA NAS TUBULAÇÕES

A perda de carga para as tubulações do processo na empresa do presente trabalho foi subdividida em subcategorias de acordo com o reagente de abastecimento tais como: abastecimento de vapor, água quente, água fria, condensado, hidrogênio e ar comprimido. Para o cálculo deste tipo de perda de carga, a metodologia descrita por Pinheiro (2018) foi seguida, considerando uma nova tubulação para cada mudança de vazão ou entrada e saída de equipamentos. Nas Tabelas 28 1 a 34 1 pode ser observado a perda de carga e o número de suportes necessários para as tubulações.

Tabela 28 1– Perda de carga nas linhas de vapor

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s) ^[1]	ρ (kg/m ³)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
------	--------	-----------------	------------	------------	----------------------------------	--------------------------------	----	---	---------------------------------	--------------------------------	---------------------------

Saída de vapor	1 - 2	2,68	1 Saída Arredondada 1 Válvula Gaveta	3,4	1,71E-05	17,32	33270 42,40	0,0035	42,82	45,50	88,32
Área fabril	2 - 3	14,37	1 Válvula de 3 Vias 1 Cotovelo 90° de Raio Longo	3,7	1,71E-05	17,32	31434 63,24	0,0035	204,95	44,20	249,15
Área fabril	3 - 4	11,55	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta	9,2	1,71E-05	17,32	48406 8,34	0,00476	340,01	41,70	381,71
Área fabril	4 - 5	4,9	1 Válvula de 3 Vias 1 Redução Gradual	3,74	1,71E-05	17,32	30284 6,42	0,00511	143,56	11,80	155,36
Área fabril	5 - 6	1,85	1 Cotovelo 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta	1,74	1,71E-05	17,32	6851, 13	0,00685	1,00	0,03	1,03
Área fabril	5 - 7	0,23	1 Entrada Arredondada 1 Cotovelo 90° de Raio Longo	1,7	1,71E-05	17,32	29891 2,37	0,00511	6,56	5,22	11,79
Área fabril	4 - 8	2,22	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta	3,24	1,71E-05	17,32	26442 1,17	0,00511	49,58	7,79	57,37
Área fabril	8 - 9	1,52	1 Válvula de 3 Vias 1 Redução Gradual	1,24	1,71E-05	17,32	98260 ,84	0,00566	17,54	0,93	18,47
Área fabril	8 - 10	6,59	1 Entrada Arredondada 1 Cotovelo 90° de Raio Longo	1,7	1,71E-05	17,32	19475 5,77	0,00511	79,85	2,22	82,07
Área fabril	3 - 11	31,05	1 Entrada Arredondada 1 Cotovelo 90° de Raio Longo	3,7	1,71E-05	17,32	29981 24,65	0,0035	402,84	40,21	443,05

			1 Válvula 3 Vias								
Área fabril	11 - 12	4,15	1 Ampliação Gradual 1 Cotovelo 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	2	1,71E-05	17,32	23512 71140 4,00	0,00335	16203110 68,00	855547605 ,90	2475858674 ,00
Área fabril	11 - 13	2,75	1 Redução Brusca 1 Cotovelo 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,7	1,71E-05	17,32	29319 2,30	0,00511	75,52	22,76	98,28
Área auxiliar	2 - 14	35,37	1 Válvula Redutora de Pressão para Gases 1 Válvula Globo	7,39	1,33E-05	1,61	23711 4,63	0,0035	18,48	34,74	53,22
Área auxiliar	14 - 15	8,12	1 Redução Brusca 2 Cotovelos 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	8,2	1,33E-05	1,61	140,8 3	0,00685	0,01	0,01	0,02
Área auxiliar	14 - 16	70,95	4 Cotovelos 90° de Raio Longo 1 Válvula Globo	8	1,33E-05	1,61	23709 3,91	0,0035	37,06	37,60	74,66
Área auxiliar	16 - 17	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	26465 ,08	0,00511	1,73	11,99	13,72
Área auxiliar	16 - 18	3	1 Válvula Globo	6	1,33E-05	1,61	23031 3,35	0,0035	1,48	26,61	28,09
Área auxiliar	18 - 19	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	5421, 72	0,00406	0,00	0,07	0,07
Área auxiliar	18 - 20	3	1 Válvula Globo	6	1,33E-05	1,61	22737 5,10	0,0035	1,44	25,93	27,38
Área auxiliar	20 - 21	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	7465, 63	0,00566	0,51	2,15	2,66
Área auxiliar	20 - 22	3,42	1 Válvula Globo	6	1,33E-05	1,61	22601 8,98	0,0035	1,62	25,63	27,25
	22 - 23	1,2	1 Redução Brusca	7,2	1,33E-05	1,61	35286 ,77	0,00511	3,07	21,32	24,39

Área auxiliar			1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada								
Área auxiliar	22 - 24	2	1 Válvula Globo	6	1,33E-05	1,61	21697 8,22	0,0035	0,87	23,62	24,49
Área auxiliar	24 - 25	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	10009 3,23	0,00406	1,04	24,12	25,16
Área auxiliar	24 - 26	2	1 Redução Gradual 1 Válvula Globo	6,04	1,33E-05	1,61	20739 9,81	0,00372	2,01	38,62	40,63
Área auxiliar	26 - 27	1,2	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,24	1,33E-05	1,61	10009 3,23	0,00406	1,04	4,15	5,19
Área auxiliar	26 - 28	2	1 Redução Gradual 1 Válvula Globo	6,04	1,33E-05	1,61	11522 2,11	0,00387	1,12	17,16	18,28
Área auxiliar	28 - 29	1,2	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,24	1,33E-05	1,61	10009 3,23	0,00406	1,04	4,15	5,19
Área auxiliar	28 - 30	6,55	1 Redução Gradual 2 Cotovelos 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	2,24	1,33E-05	1,61	10009 3,23	0,00406	5,66	7,50	13,16

¹ Incropera, 1985.

Fonte: Autores, 2021.

Tabela 29 1 – Perda de carga nas linhas de água fria

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área auxiliar	1 - 2	6,79	1 Saída Arredondada 1 Válvula Globo	6,2	0,0013	999,10	57404,4 3	0,00499	548,99	1,06	550,0 5
Área auxiliar	2 - 3	6,15	1 Redução Gradual 1 Cotovelo 90° de raio longo	1,74	0,0013	999,10	26888,4 3	0,0053	238,84	0,11	238,9 4

			1 Válvula Gaveta								
			1 Entrada Arredondada								
Área auxiliar	2 - 4	9,67	1 Cotovelo 90° de raio longo								
			1 Válvula Gaveta	1,7	0,0013	999,10	36277,81	0,00499	312,26	0,12	312,37
			1 Entrada Arredondada								
Área auxiliar	5 - 8	1,11	1 Saída Arredondada								
			1 Válvula Gaveta	1,4	0,0013	999,10	23085,88	0,0053	31,78	0,06	31,84
			1 Entrada Arredondada								
Área auxiliar	6 - 9	2,37	1 Saída Arredondada								
			1 Válvula Globo	6,2	0,0013	999,10	5485,65	0,00596	16,72	0,04	16,76
Área auxiliar	7 - 10	41,34	1 Saída Arredondada								
			2 Cotovelo 90° de raio longo	7,2	0,0013	999,10	489,80	0,03267	12,75	0	12,75
			1 Válvula Globo								
Área auxiliar	10 - 12	4,27	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,29	0	0,29
Área auxiliar	12 - 13	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	12 - 14	0,35	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	67,62	0,23661	0,01	0	0,01
Área auxiliar	14 - 15	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,01	0	0,01
Área auxiliar	14 - 16	0,93	1 Cotovelo 90° de raio longo								
			1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,02	0	0,02
Área auxiliar	10 - 17	7,2	1 Cotovelo 90° de raio longo								
			1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	383,80	0,04169	1,74	0	1,74
Área auxiliar	17 - 18	1,64	1 Cotovelo 90° de raio longo								
			1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	153,52	0,10422	0,16	0	0,16
Área auxiliar	18 - 19	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	18 - 20	1,88	1 Cotovelo 90° de raio longo								
			1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,09	0	0,09
Área auxiliar	17 - 21	6,48	1 Cotovelo 90° de raio longo								
			1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	230,28	0,06948	0,94	0	0,94
Área auxiliar	21 - 22	0,88	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,04	0	0,04
Área auxiliar	22 - 23	0,55	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	22 - 24	1,55	1 Cotovelo 90° de raio longo								
			1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,04	0	0,04
Área auxiliar	21 - 25	1,05	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	153,52	0,10422	0,10	0	0,10

Área auxiliar	25 - 26	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	25 - 27	1,88	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,09	0	0,09
Área auxiliar	set/28	34,13	2 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	7	0,0013	999,10	4707,08	0,00596	177,31	0,03	177,34
Área auxiliar	28 - 29	1,2	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	489,80	0,03267	0,37	0	0,37
Área auxiliar	29 - 30	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	29 - 31	1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	413,04	0,03874	0,26	0	0,26
Área auxiliar	31 - 32	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	31 - 33	0,43	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	336,28	0,04758	0,09	0	0,09
Área auxiliar	33 - 34	0,58	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	182,76	0,08755	0,07	0	0,07
Área auxiliar	34 - 35	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	34 - 36	1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,07	0	0,07
Área auxiliar	36 - 37	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	36 - 38	2,1	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,04	0	0,04
Área auxiliar	33 - 39	1,58	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	153,52	0,10422	0,15	0	0,15
Área auxiliar	39 - 40	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	39 - 41	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	39 - 42	1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,05	0	0,05
Área auxiliar	42 - 43	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	42 - 44	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	28 - 45	19,86	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	4217,28	0,00596	82,82	0,02	82,84
Área auxiliar	45 - 46	0,6	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	4072,90	0,00596	2,33	0,02	2,35
Área auxiliar	46 - 47	1,1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	3966,90	0,00596	4,06	0,02	4,08
Área auxiliar	47 - 48	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	47 - 47'	5	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	3928,52	0,00596	18,09	0,02	18,11
Área auxiliar	47' - 49	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	1369,87	0,01168	0,52	0,00	0,52
Área auxiliar	47' - 49'	9,55	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	2558,66	0,00596	14,66	0	14,66
Área auxiliar	46 - 50	1,1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,07	0	0,07
Área auxiliar	50 - 51	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03

Área auxiliar	50 - 52	2,6	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,05	0	0,05
Área auxiliar	45 - 53	25,44	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	144,38	0,11082	2,31	0	2,31
Área auxiliar	53 - 54	1,68	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,08	0	0,08
Área auxiliar	53 - 55	1,08	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	67,62	0,23661	0,05	0	0,05
Área auxiliar	55 - 56	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	55 - 57	2,6	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,05	0	0,05
Área auxiliar	set/58	13,64	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	778,56	0,02055	6,69	0	6,69
Área auxiliar	58 - 59	1,59	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	634,18	0,02523	0,63	0	0,64
Área auxiliar	59 - 60	1,1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	153,52	0,10422	0,11	0	0,11
Área auxiliar	60 - 61	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	60 - 62	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	60 - 63	2	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,10	0	0,10
Área auxiliar	63 - 64	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	63 - 65	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	59 - 66	2,5	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	182,76	0,08755	0,29	0	0,29
Área auxiliar	66 - 67	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	66 - 68	3	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,20	0	0,20
Área auxiliar	68 - 69	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	68 - 70	9,3	2 Cotovelos 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	2	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,17	0	0,17
Área auxiliar	59 - 71	2,58	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	297,90	0,05371	0,48	0	0,48
Área auxiliar	71 - 72	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	71 - 73	3	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	221,14	0,07235	0,42	0	0,42
Área auxiliar	73 - 74	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	73 - 75	2,43	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	144,38	0,11082	0,22	0	0,22
Área auxiliar	75 - 76	2,18	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,05	0	0,05
Área auxiliar	75 - 77	0,95	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,06	0	0,06
Área auxiliar	77 - 78	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03

Área auxiliar	77 - 79	2,58	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,05	0	0,05
Área auxiliar	58 - 80	20,72	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	144,38	0,11082	1,88	0	1,88
Área auxiliar	80 - 81	1,1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,07	0	0,07
Área auxiliar	81 - 82	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	81 - 83	2,6	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,05	0	0,05
Área auxiliar	80 - 84	1,7	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,04	0	0,04
Área fabril	85 - 86	76,31	1 Saída Arredondada 2 Cotovelos 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 vias	4,4	0,0013	999,10	899319, 83	0,00283	280,16	0,87	281,0 3
Área fabril	86 - 87	12,56	1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 vias	3,2	0,0013	999,10	857333, 65	0,00283	41,91	0,58	42,48
Área fabril	87 - 88	38,28	1 Redução Brusca 1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula de 3 vias	9,5	0,0013	999,10	111288, 19	0,00407	704,01	1,07	705,0 9
Área fabril	88 - 89	1,02	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,24	0,0013	999,10	92740,1 6	0,00458	67,77	0,27	68,04
Área fabril	88 - 90	1,02	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	0,0013	999,10	92740,1 6	0,00458	67,77	1,57	69,34
Área fabril	87 - 91	17,4	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,7	0,0013	999,10	839089, 68	0,00283	55,61	0,29	55,90
Área fabril	86 - 92	11,54	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 4 vias	9,2	0,0013	999,10	170743, 82	0,00373	135,56	0,73	136,2 9
Área fabril	92 - 93	7,38	1 Redução Gradual 1 Cotovelo 90° de raio longo	1,74	0,0013	999,10	108138, 57	0,00407	128,15	0,19	128,3 4

			1 Válvula Gaveta										
			1 Entrada Arredondada										
Área fabril	92 - 94	4,33	1 Redução Brusca										
			1 Cotovelo 90° de raio longo	7,7	0,0013	999,10			16246,38	0,00653	806,44	0,82	807,26
			1 Válvula Gaveta										
			1 Entrada Arredondada										
Área fabril	92 - 95	7,31	1 Redução Gradual										
			1 Cotovelo 90° de raio longo	1,74	0,0013	999,10			145540,19	0,00407	229,93	0,34	230,26
			1 Válvula Gaveta										
			1 Entrada Arredondada										

Fonte: Autores, 2021.

Tabela 30 1 – Perda de carga nas linhas de água quente

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	ρ (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área auxiliar	1 - 2	1,11	1 Saída Arredondada										
			1 Válvula Gaveta	1,4	0,00032	965,10	0,03	1,40	115584,20	0,01	179,01	0,14	179,14
			1 Entrada Arredondada										
Área auxiliar	1' - 3	75,51	1 Saída Arredondada										
			7 Cotovelos 90° de raio longo	6,9	0,00032	965,10	0,02	0,08	5031,01	0,01	53,93	0,0022	53,93
			1 Válvula Gaveta										
			1 Válvula de 3 vias										
Área auxiliar	3 - 4	0,15	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,04	2515,50	0,01	0,01	0,0002	0,01
Área auxiliar	4 - 5	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	4 - 6	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,03	2012,40	0,01	0,02	0,0001	0,02
Área auxiliar	6 - 7	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	6 - 8	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,02	1509,30	0,01	0,02	0,0001	0,02
Área auxiliar	8 - 9	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	8 - 10	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,02	1006,20	0,02	0,01	0	0,01
Área auxiliar	10 - 11	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01

Área auxiliar	10 - 12	0,8	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	3 - 13	0,15	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,04	2515,50	0,01	0,01	0	0,01
Área auxiliar	13 - 14	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	15 - 13	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,03	2012,40	0,01	0,02	0	0,02
Área auxiliar	15 - 16	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	15 - 17	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,02	1509,30	0,01	0,02	0	0,02
Área auxiliar	17 - 18	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	17 - 19	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,02	1006,20	0,02	0,01	0	0,01
Área auxiliar	19 - 20	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	19 - 21	0,8	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01

Fonte: Autores, 2021.

Tabela 31 1 – Perda de carga nas linhas de água misturada

Área	Trecho	Comprimento(m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade de Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área auxiliar	1 - 2	38,61	1 Saída Arredondada 4 Cotovelos 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 vias	5,4	0,001	992,20	0,05	1,33	97220,41	0,00926	2677,14	0,49	2677,63
Área auxiliar	2 - 3	2,15	1 Válvula Globo	6	0,001	992,20	0,03	2,11	86398,89	0,01134	809,80	1,36	811,16
Área auxiliar	3 - 4	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,001	992,20	0,03	1,05	43199,45	0,01134	56,50	0,06	56,55
Área auxiliar	3 - 5	1,9	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,001	992,20	0,03	1,05	43199,45	0,01134	178,91	0,08	178,99
Área auxiliar	2 - 6	8,1	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,001	992,20	0,03	2,11	86398,89	0,01134	3050,89	1,47	3052,36
Área auxiliar	6 - 7	0,55	1 Entrada Arredondada	1	0,001	992,20	0,03	1,05	43199,45	0,01134	51,79	0,06	51,85
Área auxiliar	6 - 8	1,85	1 Cotovelo 90° de raio longo	1,5	0,001	992,20	0,03	1,05	43199,45	0,01134	174,20	0,08	174,29

1 Entrada
Arredondada

Fonte: Autores, 2021.

Tabela 32 1 – Perdas de carga nas linhas de hidrogênio

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área fabril	1 - 2	32,6	1 Saída Arredondada 1 Válvula Redutora de Pressão para Gases 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	2,79	1E-06	0,09	0,01	0,03	40,03	0,40	0,02	0,00015	0,02

Fonte: Autores, 2021.

Tabela 33 1 – Perda de carga nas linhas de ar comprimido

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área auxiliar	1 - 2	53,26	1 Saída Arredondada 4 Cotovelos 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada de Equipamento	3,4	1,8E-05	1,28	0,02	17,65	25978,03	0,0060	1224,25	54,00	1278,25

Fonte: Autores, 2021.

Tabela 34 1 – Perda de carga nas linhas de ácido sulfúrico

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
------	--------	-----------------	------------	------------	----------------	--------------------------	----------------------	-----------------------	----	---	---------------------------------	--------------------------------	---------------------------

Área fabri 1	1 - 2	1	1 Saída Arredonda da 1 Válvula Gaveta	0,4	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	94,10	0,005	94,11
Área fabri 1	2 - 3	1	1 Saída Arredonda da 1 Válvula Gaveta	0,4	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	94,10	0,005	94,11
Área fabri 1	2 - 4	2,5	1 Válvula de 3 vias	3	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	235,26	0,035	235,2 9
Área fabri 1	4 - 5	2,5	1 Válvula de 3 vias	3	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	235,26	0,035	235,2 9
Área fabri 1	5 - 6	1	1 Saída Arredonda da 1 Válvula Gaveta	0,4	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	94,10	0,005	94,11
Área fabri 1	5 - 7	1	1 Saída Arredonda da 1 Válvula Gaveta	0,4	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	94,10	0,005	94,11
Área fabri 1	4 - 8	10,25	1 Válvula de 3 vias	3	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	964,56	0,035	964,5 9
Área fabri 1	8 - 9	1,02	1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredonda da	1,2	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	95,99	0,014	96,00
Área fabri 1	8 - 10	1,02	1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredonda da	1,2	0,03	1835,0 0	0,02	0,48	687,6 9	0,0 2	95,99	0,014	96,00

Fonte: Autores, 2021.

7 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO

Na indústria, controla-se indiretamente a qualidade do material através das variáveis mais importantes dos processos como, pressão, temperatura, vazão, nível, densidade, peso e outras variáveis. Nesse sentido, é vantajoso esse controle, visto que ocorre a melhoria na qualidade do produto (uniformidade), produtividade, segurança e diminui a ação manual (TAGLIAFERRO, 2018). De acordo com a organização norte-americana *Instrument Society of America* - ISA, um instrumento industrial é todo dispositivo usado para direta ou indiretamente medir e/ou controlar uma variável (BOJORGE, 2014).

Dentre os dispositivos que processam ou realizam as medições, podem-se citar os sensores, transdutores, transmissores, indicadores, monitores, gravadores, coletores de dados e sistemas de aquisição de dados. Já os dispositivos que o operador controla são as chamadas

válvulas pneumáticas, válvulas solenoides, válvulas rotativas, motores, switches, relés, variadores de frequência (BOJORGE, 2014).

É válido ressaltar que a simbologia utilizada para a execução do controle e instrumentação de alguns equipamentos do presente trabalho segue as orientações da norma ANSI/ISA-S5.1 à S5.5. Esta estabelece os símbolos gráficos para identificação dos instrumentos e dos sistemas de instrumentação usados para medição e controle, apresentando um sistema de designação que inclui código de identificação.

Cada instrumento tem sua nomenclatura, as letras participam como prefixo e sufixo da numeração, caracterizando a medição, tipo de controle e sua subordinação dentro de um circuito em que esteja aplicado. O número irá representar a área de localização e a sequência de numeração do instrumento, por isso não está representado nas figuras posteriores. Salienta-se que estão representados abaixo alguns dos equipamentos com controle, porém na indústria todos os equipamentos serão controlados.

7.1 MOEDOR DO BAGAÇO DA LARANJA

O moedor de bagaço de laranja é, por sua vez, automático, porém o seu controle ainda pode ser feito de forma manual pelo operador, com o auxílio do quadro de comando, acoplado ao equipamento. A velocidade da operação já é pré-programada para manter a constância no processo, e o tamanho da partícula resultante também segue um padrão pré-estabelecido.

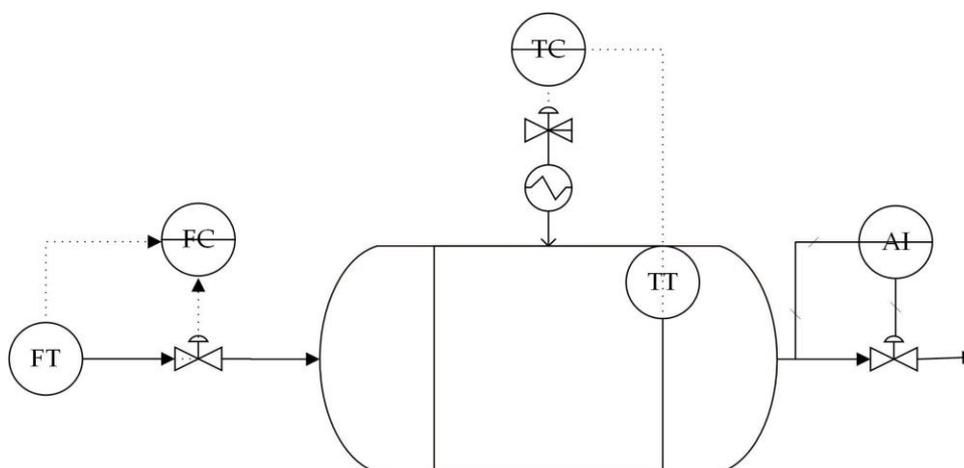
7.2 REATORES DE HIDRÓLISE (PFR E CSTR)

Para as duas hidrólises que ocorrem, a variável principal que precisa ser controlada é a temperatura ótima (*setpoint*), sendo que nessas condições a conversão da hemicelulose e da celulose devem ocorrer. Além disso, deve-se manter a razão entre os fluxos das correntes de bagaço e ácido em um valor que seja constante, justamente para que essa quantidade de ácido seja necessária para garantir a eficiência requerida na corrente hidrolisada.

No intuito de poder controlar a temperatura do processo, esses tanques vão ser encamisados, de forma a utilizarem vapor como fluido quente. É preciso manter a temperatura em um valor constante, com isso, quando essa temperatura sofrer uma certa elevação, um controlador indicador de temperatura atuará em uma válvula pneumática que regulará a vazão de água na camisa de aquecimento do tanque (representada na figura pelo aquecimento). Será também utilizado um indicador de composição junto a corrente de saída do reator, no intuito de

saber a respeito do andamento das reações que estarão formando os produtos. O sistema de controle de pressão utilizará o sinal elétrico. A Figura 36 tem-se a representação da malha contendo o sistema de controle do reator, lembrando que será a mesma para ambos reatores.

Figura 36 – Sistema de controle nos reatores de hidrólise

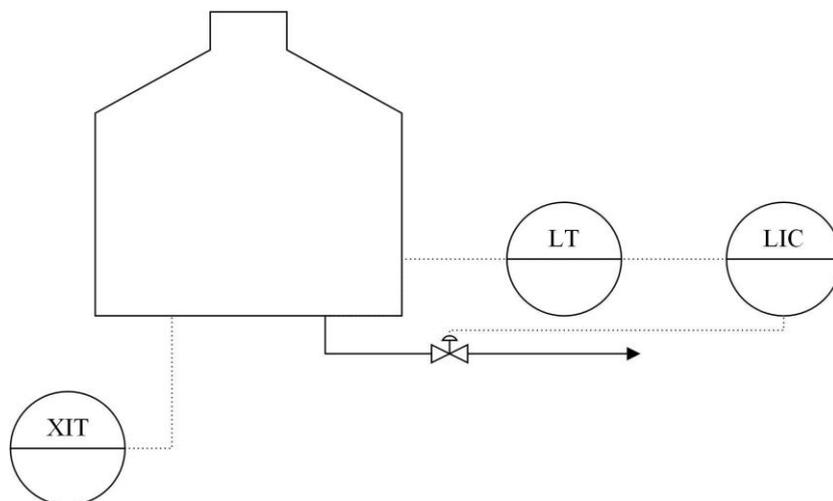


Fonte: Autores, 2021.

7.3 TANQUE DE ÁCIDO SULFÚRICO

Há necessidade de um controle no tanque de armazenamento para garantir que o químico seja mantido nas condições ideais. Este tanque de ácido sulfúrico, utilizado como catalisador do processo, possui uma corrente de saída que será controlada com o auxílio de um transmissor e indicador de vazão (LT), em que ambos estão ligados a uma válvula com atuador pneumático de diafragma. O sistema se interliga ao controlador de nível, também de forma elétrica (LIC), que por sua vez será ligado diretamente a medidores de nível alto e baixo, logo atua no controle das válvulas de saída do produto. Além disso, esse tanque possui um sistema de transmissão, indicação e controle de pH empregando um sinal elétrico (XIT). Na Figura 37, tem-se esse sistema de controle no tanque representado.

Figura 37 – Sistema de controle no tanque



Fonte: Autores, 2021.

7.4 COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Como nos demais equipamentos, o controle garante qualidade e eficiência da separação, sendo assim é preciso que seja verificada a pressão, a vazão de alimentação, a temperatura e composição no topo da coluna e o nível a qual se encontra a torre de destilação. Neste sentido, na entrada da torre haverá um transmissor que mede a vazão da corrente que entra na coluna de destilação (FT). Este equipamento envia um sinal elétrico para o controlador de vazão (FC) que por sua vez aciona a válvula de vazão.

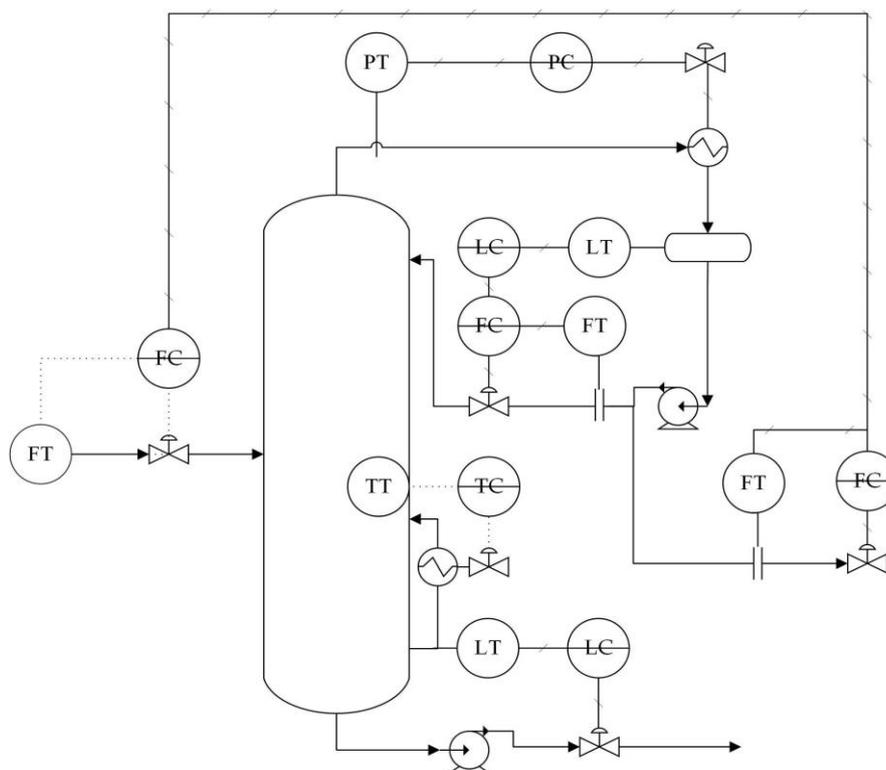
Também, no topo da coluna há necessidade de um transmissor de pressão (PT) que envia o sinal pneumático para o controlador de pressão (PC), aumentando ou diminuindo a vazão de condensado que é enviada de volta à coluna. Necessita-se também a instalação de um transmissor indicador de nível (LT) para medir o nível na coluna e transmitir até o controlador (LC) via sinal pneumático para que caso haja necessidade seja acionada a válvula pneumática de saída do produto do fundo.

Ademais, deve ser colocado um medidor de vazão do tipo placas de orifício na corrente de refluxo de vapor. Por sua vez, este equipamento está conectado a um transmissor indicador de vazão (FT), enviando um sinal pneumático ao controlador (FC). Caso a vazão do refluxo esteja muito alta ou baixa, o controlador acionará a válvula solenóide, a fim de restabelecer as condições adequadas de fluxo. Deve ser instalado um indicador transmissor de vazão (FT) na corrente a jusante ao refeedor que envia um sinal elétrico ao controlador de vazão (FC), com o intuito de assegurar a eficiência do processo. Assim, se a vazão estiver muito alta ou baixa, o

controlador poderá acionar a válvula solenóide, responsável por regular a vazão do fluido de aquecimento do refeedor e então restabelecer as condições adequadas.

Na coluna será instalado um transmissor de temperatura que indica a temperatura e transporta o sinal para um controlador de temperatura por meio de sinal elétrico (TC). Este equipamento acionará a válvula de vazão de entrada de vapor no reboiler caso a temperatura da torre diminua. A Figura 38 representa o modo como será o controle na torre de destilação.

Figura 38 – Sistema de controle na coluna de destilação



Fonte: Autores, 2021.

8 ANÁLISE ECONÔMICA

A análise de investimentos se faz essencial, pois a importância em se realizar um planejamento financeiro antes da implementação do novo negócio se dá por meio de uma análise financeira. Assim é possível visualizar a situação como um todo, para saber a viabilidade do investimento ocorrer ou não. Dessa forma, são usados métodos matemáticos para análise dos projetos, e assim, estimar a sua lucratividade, a rentabilidade e o tempo de retorno (STRACHOSKI, 2011). Com isso, o presente trabalho determina o custo total da rota de

produção da γ -valerolactona realizando algumas considerações a fim de que o resultado final fosse o mais exato possível.

8.1 CUSTO COM LICENÇAS

Para estimar os custos com licenças de abertura para a empresa foi contratada uma empresa para executar o projeto de licenciamento ambiental, estimando um custo de R\$ 8.000,00. Além disso, estimou-se que o gasto com licenças de operação, instalação e alvará dos bombeiros será de 1% do investimento de abertura. Desta forma, o custo com as licenças é de R\$ 230.017,30.

8.2 CUSTO COM ENCARGOS GERAIS E DE CAPITAL

Os custos com encargos gerais são calculados considerando 32% do valor gasto com supervisão do processo, sendo o valor de R\$ 136.318,32. Já os encargos de capital são calculados considerando 1% do investimento total para abertura da indústria, sendo o valor de R\$ 2.220.172,97 ao ano.

8.3 CUSTO COM TERRENO

A empresa será localizada na cidade de Araraquara-SP, justamente pela grande quantidade de matéria-prima disponível nesta região. O terreno conta com uma área de aproximadamente 52.517 m², sendo que o valor estimado para a compra do mesmo é de R\$ 15.600.000,00. A terraplenagem foi calculada utilizando o valor de R\$ 30,00 por m².

Na implantação da indústria, o custo foi dado através do indicador monetário CUB (custo unitário básico), e é calculado tendo em vista a Lei Federal nº 4.591, de 16/12/64 e com a Norma Técnica NBR 12.721:2006 da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT). Segundo o Sindicato de Construção Civil do Estado de São Paulo (SINDUSCON), para dezembro de 2020 o valor para a construção do galpão industrial é R\$ 807,91 e para a área administrativa de R\$ 1.750,66. Para as demais áreas, o CUB foi calculado como sendo 1,5 vezes o CUB do pavilhão industrial, considerando o investimento. Com isso, calculou-se o custo geral para o terreno. Os investimentos para a obra estão descritos na Tabela 27.

Tabela 27 – Investimentos para a obra

Construção	Área (m²)	Custo por m² (R\$)	Custo total (R\$)
Galpão industrial	5550	807,91	4.443.505,00
Área administrativa	200	1750,66	350.132,00
Vestiário	42,6	-	51.625,45
Cozinha/Refeitório/Lavanderia	600	-	727.119,00
Sala de compressores e caldeira	96	-	77.559,36
Total	-	-	5.649.940,81

Fonte: Autores, 2021.

8.4 CUSTO COM MATÉRIAS PRIMA E REAGENTES

Os custos com matéria-prima, reagentes e catalisadores estão estimados na Tabela 28. Os preços das matérias-primas foram feitos com base nos sites da Sigma Aldrich, da Marketplace Rural, Merck e Alibaba. Para a conversão de reais para dólares, adotou-se o valor de R\$5,47 e considerando o gás hidrogênio com densidade de 0,0899 g/L (ECONOMIA UOL, 2021; AP2H2,2020). Ressalta-se que dentro do processo o ácido sulfúrico é apenas um catalisador e, portanto, será recuperado no processo. Dessa forma, estimou-se que a quantidade processada por hora será reutilizada 3 vezes de forma a garantir qualidade e minimizar custos.

Tabela 28 – Custos com matéria-prima, reagentes e catalisadores

Item	Quantidade (kg/ano)	Valor (R\$/kg)	Valor total (R\$)
Bagaço da laranja	336.960.000,00	0,03	10.108.800,00
Ácido sulfúrico	5.616.000,00	2.622,22	14.726.387.520,00
Hidróxido de sódio	3.523.759,20	504	1.775.974.636,80
Ru/C	208.632,57	52.430,00	10.938.605.455,09
Zeólita ZSM-5	87.837,14	16,41	1.441.407,44
Hidrogênio	144.875,20	22.246,94	3.223.029.917,26
Total			30.675.547.736,60

Fonte: Autores, 2021.

8.5 CUSTO COM EQUIPAMENTOS

Os custos dos equipamentos utilizados no processo foram pesquisados no site do Alibaba. Salienta-se que foi considerado um custo de importação de 100% do valor do custo do equipamento. Além disso, considerou-se que 1 US\$ é equivalente a R\$5,47 na conversão de moeda atual. A Tabela 29 apresenta a relação dos equipamentos e seus respectivos preços.

Tabela 29 – Custos de equipamentos e importação

Equipamento	Unidade	Preço unitário (US\$)	Preço unitário (R\$)	Valor (R\$)	Custo de importação (R\$)	Valor total (R\$)
Tanque de ácido sulfúrico	4	3000	16410	65640	65640	131280
Tanque de água	1	50000	273500	273500	273500	547000
Tanque de diluição 30 m ³	2	15000	82050	164100	164100	328200
Esteira	1	30000	164100	164100	164100	328200
Transportadora helicoidal	1	6600	36102	36102	36102	72204
Moinho de facas	2	75000	410250	820500	820500	1641000
Primeiro reator ácido levulínico	1	4800	26256	26256	26256	52512
Segundo reator ácido levulínico	1	120000	656400	656400	656400	1312800
Filtro	1	50000	273500	273500	273500	547000
Destilador ácido levulínico	1	288000	1575360	1575360	1575360	3150720
Tanque de armazenamento 5-HMF 60 m ³	1	18000	98460	98460	98460	196920
Condensador	1	50000	273500	273500	273500	547000

Tanque de neutralização ácido fórmico 15 m ³	1	7500	41025	41025	41025	82050
Primeiro reator GVL 0,8 m ³	1	8000	43760	43760	43760	87520
Filtro do catalisador	2	10000	54700	109400	109400	218800
Segundo reator gvl 0,5 m ³	1	5300	28991	28991	28991	57982
Destilador GVL	1	288000	1575360	1575360	1575360	3150720
Tanque de armazenamento GVL 20 m ³	1	10000	54700	54700	54700	109400
Tanque de neutralização 0,03 m ³	1	697	3812,59	3812,59	3812,59	7625,18
Condensador	1	3800	20786	20786	20786	41572
Envasadora		55400	303038	0	0	0
Total	-	-	-	-	-	12610505,2

Fonte: Autores, 2021.

8.6 CUSTO COM UTILIDADES

Os custos com utilidades envolvem o gasto de água, funcionamento da caldeira, compressores e bombas. Como a água utilizada na caldeira provém de poço artesiano, considerou-se apenas a energia elétrica utilizada na bomba do sistema air-lift. Para a caldeira, calculou-se a quantidade de bagaço de cana necessário para gerar o vapor empregado nas utilidades da indústria, juntamente com o seu preço, a fim de se obter o gasto total com o

funcionamento da caldeira. Para compressores e bombas, calculou-se a energia elétrica gasta para suprir as necessidades desses equipamentos.

Para os custos com a caldeira, calculou-se o custo por kg de vapor em relação a biomassa utilizada como combustível. A indústria demandará de 912619,28 kg por dia de vapor, sendo que a pressão de trabalho da caldeira é de 8 kgf/cm². Como o preço do bagaço de cana é R\$59,22 (JORNAL CANA, 2021), tem-se que o custo com a produção de vapor é de R\$ 405659933,4 ao ano, conforme cálculo do Apêndice E1.

Para o cálculo com energia elétrica utilizada nas bombas e compressor, considerou-se o valor de 0,25 R\$/kWh para o estado de São Paulo, retirado do site da ENEL. A partir da potência dos equipamentos, foi possível calcular o custo com energia anual referente a essas utilidades. Na Tabela 30, pode-se visualizar o preço gasto com energia elétrica em cada bomba e compressor.

Tabela 30 – Custo com energia elétrica em bombas e compressores

Equipamento	Pb (W)	Pb (kW)	Pb diária (kWh)	Preço diário (R\$)	Preço anual (R\$)
B 101	16,99	0,02	0,41	0,10	36,51
B 102	74,93	0,08	1,80	0,45	160,99
B 103	831,56	0,83	19,96	4,96	1786,69
B 104	122,80	0,12	2,95	0,73	263,85
B 105	74,58	0,08	1,79	0,45	160,25
B 106	3,62	0,00	0,09	0,02	7,78

B 107	8,84	0,01	0,21	0,05	19,00
B 108	66,37	0,07	1,59	0,40	142,60
B 109	0,01	0,00	0,00	0,00	0,02
B 110	12,43	0,01	0,30	0,07	26,71
B 111	5,80	0,01	0,14	0,04	12,45
B 112	158686,33	158,69	3808,47	947,09	340952,70
B 201	21,52	0,02	0,52	0,13	46,24
B 202	0,20	0,00	0,01	0,00	0,43
B 203	2,22	0,00	0,05	0,01	4,77
B 204	22,40	0,02	0,54	0,13	48,13
B 205	132,05	0,13	3,17	0,79	283,72
B 206	1,49	0,00	0,04	0,01	3,20
B 207	0,43	0,00	0,01	0,00	0,92

Compressor	3750,00	3,75	0,93	22,38	8057,23
------------	---------	------	------	-------	---------

Fonte: Autores, 2021.

Assim, o custo total com energia elétrica nas utilidades é de R\$ 352014,173 por ano e o custo total anual com as utilidades, acrescido o valor gasto com produção de vapor é de R\$ 406011947,578.

8.7 CUSTO COM TUBULAÇÃO E ACESSÓRIOS

A tubulação para o processo do presente trabalho será de aço-carbono (ASTM A192) obtida na empresa Yantai Baosteel Pipe Co. Ltd, sendo a mesma sem costura para poder aguentar fluidos sujeitos a altas pressões (BAOSTEEL, 2021). Desta maneira, para cálculo da quantidade necessária de tubulação, construiu-se a Tabela 31.

Tabela 31 – Quantidade de tubulação necessária e seu respectivo diâmetro

Diâmetro (in)	Comprimento (m)
0,5	9,97
1	471,72
1,5	42,61
2	66,62
4	66,36
6	15,54
8	165,84
10	4,15
25	106,27

Soma

949,08

Fonte: Autores, 2021.

Consultando a Tabela 31, estimou-se a quantidade (em unidade de massa) de tubulação necessária a partir da fórmula de volume de um cilindro, considerando a massa específica do material sendo de 7800 kg/m³ (IF - UFRGS, 2003). Vale salientar que esse cálculo é necessário, uma vez que grandes quantias de tubulações são vendidas em relação a sua bitola. Desta forma, para empresas do porte do presente estudo será necessário comprar em lotes vendidos por peso e não por comprimento.

Logo, encontrou-se que será necessária uma quantidade de 10 toneladas de tubulação de aço-carbono para suprir a demanda da empresa. Consultando o site da empresa Yantai Baosteel Pipe Co. Ltd, encontrou-se que 10 toneladas de tubulação adequada para o presente processo tem um custo de US\$ 8.000,00, sendo equivalente à R\$ 43.760,00 segundo a cotação do dólar do dia 29 de janeiro de 2021. Uma vez que a empresa se localiza no exterior, considerou-se um custo de importação de 100% em cima do valor líquido, totalizando um custo total das tubulações de R\$ 87.520,00 (ECONOMIA UOL, 2021; BAOSTEEL, 2021).

Para estimação do valor total de investimento necessário para os acessórios da tubulação, construiu-se a Tabela 32 considerando o tipo e a quantidade de acessórios que há no processo e o respectivo custo unitário - novamente considerando a cotação do dólar de R\$ 5,47 para o dia de 29 de janeiro de 2021 (ECONOMIA UOL, 2021). O custo de cada peça foi estimado a partir de pesquisas na plataforma de *e-commerce* de produtos industriais Alibaba. Além disso, teve o cuidado de escolher somente acessórios que suportam altas pressões.

Tabela 32 – Estimação de valores para os acessórios

Acessório	Valor unitário (R\$)	Unidades	Valor total (R\$)
Saída Arredondada	42,9395 ^[1]	14	601,15
Válvula Gaveta 100% aberta	2899,1 ^[2]	44	127560,40

Válvula de 3 vias	1029,3446 ^[3]	19	19557,55
Cotovelo 90° de raio longo	273,5 ^[4]	70	19145,00
Válvula Globo 100% aberta	3829 ^[5]	47	179963,00
Redução Gradual	134,015 ^[6]	14	1876,21
Entrada Arredondada	42,9395 ^[7]	83	3563,98
Ampliação Gradual	134,015 ^[6]	1	134,02
Redução Brusca	276,235 ^[8]	11	3038,59
Válvula Redutora de Pressão para gases	2735 ^[9]	2	5470,00
Válvula de 4 guias	328,2 ^[10]	1	328,20
Total			361238,09

¹ Roke a., 2021; ² Tuoerpu, 2021; ³ Shanghai - ES, 2021; ⁴ Shijiazhuang Metalsin, 2021; ⁵ Shanxi Midas, 2021; ⁶ Wenzhou, 2021; ⁷ Roke b., 2021; ⁸ Jinan, 2021; ⁹ Xiangjing, 2021; ¹⁰ Yantai, 2021.
Fonte: Autores, 2021.

Uma vez que todos os acessórios descritos na Tabela 39 são importados, considerou-se novamente uma taxa de 100% em cima do valor líquido total para a importação. Logo, o valor

total necessário para comprar todos os acessórios da tubulação da presente empresa é de R\$ 722.476,1778.

8.8 CUSTO COM INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Não foi especificado a instrumentação necessária para toda a linha de produção, sendo que apenas para alguns equipamentos foi representado o sistema de controle e instrumentação. Com isso, considerando a automatização do sistema (*softwares*), assim como os equipamentos utilizados, estimou-se que o valor investido para esta parte do processo será de R\$ 700.000,00.

8.9 CUSTOS COM SUPERVISÃO

Os custos com supervisão do processo são calculados considerando 25% sobre o custo com a mão de obra da indústria. Assim, seu valor será de R\$ 425.994,75 ao ano.

8.10 CUSTOS RELATIVOS AO PROCESSO

Custos relativos ao processo incluem todos os gastos com instalações dos equipamentos, tubulações e acessórios. Para tal, estimou-se para os custos relativos ao processo, um investimento de um por cento do valor total gasto para a compra de equipamentos, tubulações e acessórios. Como o valor total gasto para esta compra será de R\$ 13.420.501,36. Desta forma, o valor investido para a instalação dos mesmos será de R\$ 134.205,01.

8.11 CUSTOS OSBL

Os custos OSBL (Offsite Battery Limits) compreendem todos os custos relacionados ao processo, porém fora da área do empreendimento, ou seja, custos indiretos ao processo. Nesse caso, entram laboratórios para análise da matéria-prima até o produto acabado, edifícios comerciais, refeitório, lavanderia, vestiários, banheiros e outros. Na Tabela 33, pode ser visualizado alguns custos indiretos ao processo.

Tabela 33 – Custos OSBL

Área	Material	Unidade	Preço unitário (R\$)	Preço (R\$)
Materiais para laboratório	Pipeta Pauster 3 mL	100	0,7	70
Materiais para laboratório	Frasco Erlenmeyer 250mL	9	39,8	358,2
Materiais para laboratório	Frasco Erlenmeyer 300mL	6	44	264
Materiais para laboratório	Frasco Erlenmeyer 100mL	3	28	84
Materiais para laboratório	pHmetro	2	1750	3500
Materiais para laboratório	Chapa aquecedora	2	812,33	1624,66
Materiais para laboratório	Viscosímetro Copo Ford	1	158,1	158,1
Materiais para laboratório	Micropipeta 100-1000uL	1	390	390
Materiais para laboratório	Micropipeta 10-100uL	1	390	390
Materiais para laboratório	Espátula aço inox	6	31,35	188,1
Materiais para laboratório	Barra magnética	3	9,99	29,97
Materiais para laboratório	Gral e Pistilo	2	19,99	39,98

Materiais para laboratório	Proveta de Vidro 100mL	3	25	75
Materiais para laboratório	Proveta de Vidro 250mL	3	49,8	149,4
Materiais para laboratório	Proveta de Vidro 50mL	3	22,5	67,5
Materiais para laboratório	Becker de Vidro 50mL	3	7,76	23,28
Materiais para laboratório	Becker de Vidro 150mL	3	6,8	20,4
Materiais para laboratório	Becker de Vidro 250mL	3	10,2	30,6
Materiais para laboratório	Becker de Vidro 500mL	3	26	78
Materiais para laboratório	Pisseta 1000mL	3	10,37	31,11
Materiais para laboratório	Balão Volumétrico 100mL	3	23,6	70,8
Materiais para laboratório	Balão Volumétrico 250mL	3	36	108
Materiais para laboratório	Balão Volumétrico 500mL	3	52	156
Materiais para laboratório	Dessecador de vidro	2	380	760
Materiais para laboratório	Escova para limpeza	5	6,5	32,5

Materiais para laboratório	Suporte para secagem	3	120	360
Materiais para laboratório	Agitador magnético	2	750	1500
Materiais para laboratório	Solução Tampão pH 7	1	40	40
Materiais para laboratório	Solução Tampão pH 4	1	40	40
Materiais para laboratório	Balança Analítica	2	6680	13360
Materiais para laboratório	Estufa Analógica	2	1204,28	2408,56
Materiais para laboratório	HPLC	1	1000000	1000000
Materiais para laboratório	Bureta 25mL	3	62,8	188,4
Materiais para laboratório	Base com Haste	2	82,5	165
Materiais para laboratório	Pinça - Garra	2	37,4	74,8
Higiene Pessoal	Lavatórios	12	109,9	1318,8
Higiene Pessoal	Torneira	12	155,92	1871,04
Higiene Pessoal	Bebedouros	6	184,95	1109,7

Higiene Pessoal	Vasos Sanitários	12	319,9	3838,8
Higiene Pessoal	Chuveiros	4	97,66	390,64
Higiene Pessoal	Roupeiro para vestiário	6	841,3	5047,8
Lavanderia	Calandra	1	9890	9890
Lavanderia	Máquina de Secar	1	18000	18000
Lavanderia	Lavadora	1	16410	16410
Refeitório / Cozinha	Máquina de Louça	1	12480	12480
Refeitório / Cozinha	Pratos	65	7,3	474,5
Refeitório / Cozinha	Talheres	300	8,333	2499,9
Refeitório / Cozinha	Copos	65	4,9	318,5
Refeitório / Cozinha	Bandejas	65	29,9	1943,5
Refeitório / Cozinha	Prato de sobremesa	65	9,9	643,5
Refeitório / Cozinha	Panelas	4	759,9	3039,6

Refeitório / Cozinha	Cubas	1	3834,91	3834,91
Refeitório / Cozinha	Mesas para o refeitório 10 lugares	8	3339	26712
Escritório	Mesa de escritório	20	719,99	14399,8
Escritório	Cadeiras para escritório	20	395,99	7919,8
Escritório	Impressora	3	1259,1	3777,3
Escritório	Luminária	20	79,9	1598
Escritório	Notebooks	20	6174,05	123481
Escritório	Telefones	20	139	2780
Escritório	Ar condicionado	4	2068,16	8272,64
Escritório	Estante	20	539,99	10799,8
Expedição	Empilhadeira	2	41250	82500
Expedição	Estante para paletes	20	1954,98	39099,6
Total				1431287,49

Na Tabela 33, podem ser visualizados alguns gastos indiretos com o processo. Salienta-se que será adicionado mais 1 milhão de reais para outros gastos indiretos com o processo, deste modo, o custo em OSBL será de 2.431.287,49.

8.12 CUSTOS COM MANUTENÇÃO E DEPRECIAÇÃO

De acordo com o Glossário de Terminologia Básica Aplicável à Engenharia de Avaliações e Perícias do IBAPE/SP, tem-se que depreciação é a diminuição do valor econômico ou do preço de um bem, por alguma causa que lhe modificou o estado ou qualidade. Logo, a utilização de determinada máquina produtiva, somada ao passar do tempo reduz o valor desta máquina. Sendo assim, esta diminuição de valor há de ser levada em conta quando se calcula os custos do processo produtivo. Considerar a depreciação do processo produtivo é uma precaução a fim de evitar que o parque industrial da empresa seja desvalorizado, garantindo assim que a capacidade produtiva da empresa seja mantida (NOMUS, 2020).

Para calcular a depreciação, utilizou-se o método linear e fixou-se a taxa de depreciação. Assim, o custo de depreciação anual equivale ao investimento para aquisição multiplicado pela taxa de depreciação e há necessidade de considerar o valor das horas de utilização no ano (NOMUS, 2020). A Norma utilizada para a definição da vida útil e taxa de depreciação é fixada pela Receita Federal, Instruções Normativas SRF n^{os}. 162/98 e 130/99 (MMCONTABILIDADE, 2017). Dessa forma, aplica-se uma taxa de depreciação para equipamentos de 10% anual. A Tabela 34 considera esses custos.

Tabela 34 – Custos com depreciação dos maquinários

Valor total de aquisição do maquinário (R\$)	Taxa de depreciação (% a.a)	Carga diária de trabalho (h)	Dias úteis de trabalho no ano	Horas de trabalho anual	Custo de depreciação anual (R\$)
12.610.505,18	10	24	351	8.424,00	1.261.050,52

Fonte: Autores, 2021.

Para o cálculo da depreciação da edificação, utilizou-se o método da linha reta por ser o mais simples e o preferido por orçamentários. O método da linha reta vai subtrair o valor

residual que um bem perde a cada ano (VR) do valor de compra do produto (VN), dividido pelo tempo calculado da vida útil em anos (N) (PLOOMES, 2019). Dessa forma, uma vida útil de 60 anos foi estipulada, com um coeficiente de depreciação de 4%. A Tabela 35 apresenta o custo anual de depreciação.

Tabela 35 – Custos com depreciação da edificação

Valor total da edificação/VN (R\$)	Vida útil (N)	Coeficiente de depreciação	Custo da depreciação (Da)
5.649.940,81	60	4	90.399,05

Fonte: Autores, 2021.

8.13 CUSTOS EMPREGATÍCIOS

A Tabela 36 apresenta os funcionários da unidade industrial e seus respectivos salários base estruturado de apoio, com os dados obtidos no Ministério da Economia (SALÁRIO, 2020).

Tabela 36 – Custo anual com salários para funcionários

Local de trabalho	Função/Local	Quantia	Salário mensal/funcionário (R\$)	Salário mensal (R\$)	Salário anual (R\$)
Área administrativa	Presidente	1	13.752,89	13.752,89	165.034,68
Área administrativa	Diretor	1	9.353,60	9.353,60	112.243,20
Área administrativa	Gerente comercial	1	3.862,92	3.862,92	46.355,04
Área administrativa	Gerente administrativo	1	3.882,78	3.882,78	46.593,36
Área administrativa	Gerente industrial	1	4.832,29	4.832,29	57.987,48

Área administrativa	Secretária	1	2.442,24	2.442,24	29.306,88
Área administrativa	Analista de Recursos Humanos	1	3.286,06	3.286,06	39.432,72
Área fabril	Chegada da matéria-prima	5	1.696,43	8.482,15	101.785,80
Área fabril	Esteira	2	1.696,43	3.392,86	40.714,32
Área fabril	Supervisor de produção	4	4.303,81	17.215,24	206.582,88
Área fabril	Controle de qualidade	6	2.608,46	15.650,76	187.809,12
Área fabril	Tratamento de efluentes	3	2.397,41	7.192,23	86.306,76
Área fabril	Controle de equipamentos	11	3.090,43	33.994,73	407.936,76
Área fabril	Envase e armazenamento	5	1.696,43	8.482,15	101.785,80
Área fabril	Engenheiro ambiental	2	6.454,16	12.908,32	154.899,84
Área fabril	Engenheiro de segurança do trabalho	2	7.690,74	15.381,48	184.577,76
Área fabril	Sala de caldeira e compressor	8	1.776,13	14.209,04	170.508,48
Área fabril	Produto final	3	1.696,43	5.089,29	61.071,48
Área externa	Seguranças	7	2.421,95	16.953,65	203.443,80
Total		65	78.941,59	200.364,68	2.404.376,16

Fonte: Autores, 2021

Além de gastos salariais, faz-se necessário considerar encargos sociais e trabalhistas. Os encargos sociais e trabalhistas, de forma geral, consistem em tributos que estão diretamente

ligados à contratação de mão de obra para a empresa. Tais impostos são divididos em duas categorias principais: sociais e trabalhistas. Os encargos sociais são compreendidos como aqueles impostos que são pagos pela empresa a fim de serem revertidos em benefícios indiretos e a longo prazo aos trabalhadores. Por encargos trabalhistas, contudo, entende-se os tributos que representam um benefício direto ao colaborador. Ou seja, constituem valores pagos além do salário, segundo normas previstas na legislação brasileira.

Como encargos sociais, tem-se o Fundo de Garantia (FGTS), Previdência Social, Imposto de Renda, e como encargos trabalhistas tem-se férias e adicionais, décimo terceiro salário, entre outros. A Tabela 37 apresenta as porcentagens para cálculo sobre um salário de mensalista e a empresa não optante pelo simples (comércio/indústria) (GUIA TRABALHISTA, 2020).

Tabela 37 – Custo anual com salários para funcionários

Encargo	Valor Mensal
13° Salário	8,33%
Férias	11,11%
FGTS	8%
INCRA/SEST/SEBRAE/SENA	3,30%
INSS	20%
Salário Educação	2,50%
Total de encargos	53,24%

Fonte: Autores, 2021.

Aplicando, portanto, o total de encargos de 53,24% ao total de salários, calcula-se o custo anual de funcionários, conforme mostrado na Tabela 38. Lembrando que a empresa opera 24 horas por dia, com exceção da administração que são apenas 8 horas.

Tabela 38 – Custo dos funcionários

	Custo mensal	Custo anual
Funcionários	200.364,68	2.404.376,16
Encargos	106.674,16	1.280.089,87
Total	307.038,84	3.684.466,03

Fonte: Autores, 2021.

8.14 CUSTOS COM EQUIPAMENTOS DE SEGURANÇA

Os responsáveis pela segurança dos trabalhadores precisam acompanhar a distribuição e a utilização dos equipamentos de proteção individual (EPIs) e equipamentos de segurança, por isso é fundamental uma gestão eficiente. Conforme dispõe a Norma Regulamentadora 6 (NR 6), a empresa é obrigada a fornecer aos empregados, gratuitamente, EPI adequado ao risco, em perfeito estado de conservação e funcionamento.

Além disso, extintores de incêndio são equipamentos de segurança necessários e regulamentados pela Normativa 14 do corpo de bombeiro de São Paulo e verificou-se que a carga de incêndio se enquadra em 80 MJ/m³. Dessa forma, pela Instrução Técnica N°21/2019 que o risco é baixo e a máxima distância entre os extintores é 25 metros.

O sistema de iluminação de emergência, outro ponto muito importante, deve clarear os ambientes de passagem horizontal e vertical. Esta iluminação deve ser suficiente para evitar acidentes e garantir a evacuação das áreas de risco, cumprindo o objetivo de proteger a vida das pessoas e facilitar a ação dos bombeiros. Salienta-se que os projetistas tiveram todo o cuidado necessário para que o pavilhão industrial tivesse boa iluminação natural, ajudando nos custos da iluminação vinda de energia elétrica.

Os parâmetros necessários para o desenvolvimento do projeto, assim como as diretrizes básicas para instalação dos equipamentos especificados, foram baseados ABNT NBR

10.898:2013 - Sistema de iluminação de emergência. Dessa forma, a Tabela 39 apresenta os custos e quantidades dos EPIs e equipamentos de segurança destinados aos trabalhadores da presente indústria anualmente.

Tabela 39 – Custo com equipamentos de segurança

Equipamento	Valor unitário (R\$)	Quantidade	Valor total (R\$)
Extintor de segurança - Classe ABC	R\$ 145,93	20	R\$ 2.918,68
Mangueira	R\$ 260,00	8	R\$ 2.080,00
Lâmpadas de emergência	R\$ 23,00	125	R\$ 2.875,00
Placas fotoluminescentes	R\$ 8,50	200	R\$ 1.700,00
Jaleco	R\$ 100,00	50	R\$ 5.000,00
Uniforme industrial	R\$ 130,00	153	R\$ 19.890,00
Óculos de proteção	R\$ 4,50	174	R\$ 783,00
Máscara industrial	R\$ 180,00	10000	R\$ 1.800.000,00
Chuveiro lava-olhos	R\$ 1.080,00	15	R\$ 16.200,00
Capacete	R\$ 12,90	174	R\$ 2.244,60

Touca	R\$ 0,29	174	R\$ 50,29
Bota de segurança	R\$ 99,00	153	R\$ 15.147,00
Protetor auricular	R\$ 34,90	174	R\$ 6.072,60
Luva nitrílica	R\$ 1,10	10000	R\$ 11.000,00
Total	-	-	R\$ 1.885.961,17

Fonte: Autores, 2021.

8.15 CUSTO COM SEGUROS

Com o crescimento da economia e as novas possibilidades de negócio, os investimentos nos vários segmentos e as empresas querem mais segurança e buscam apólices de seguro que previnam problemas como roubo, incêndio, furto, danos a terceiros e proteção de equipamentos. Isto em função de que caso essas situações aconteçam sem proteção, o prejuízo é enorme, podendo levar a falência (GUIMENEZ, 2019).

Para a escolha da melhor opção devem ser analisadas diferentes cotações, quais coberturas e encontrar uma corretora especializada. É importante ressaltar que de acordo com o Decreto Lei nº 73, de 21/11/1966, todo comércio, serviço e indústria é obrigado a contratar seguro do patrimônio. Para estimar esse valor, o valor do seguro patrimonial será de 1% do custo fixo ao ano, logo, R\$ 222.017,30.

8.16 CUSTO COM COMERCIALIZAÇÃO

Os custos com comercialização envolvem as embalagens utilizadas para o comércio do produto e, também, custos com taxas como ICM's, COFINS, comissão de vendas, frete e inadimplência. Para o envase do produto serão utilizados galões de 20 litros, sendo que a quantidade total de GVL produzida em um dia é de 20417,52 kg. Assim será necessário o uso

de 973 galões por dia. O preço dos galões foi retirado do site Web Plástico, sendo que esses possuem certificação do INMETRO. Na Tabela 40 estão os valores gastos com o envase da GVL.

Tabela 40 – Custo com equipamentos de segurança

Embalagem	Preço unitário (R\$)	Preço total anual (R\$)	Preço total anual (U\$)
Galões de plástico	69	24151009,37	4415175,388

Fonte: Autores, 2021.

A taxa ICMS para o estado de São Paulo é de 18% (UOL, 2021) e a taxa COFINS é de 7,6% (DOOTAX, 2021). Para as demais taxas, estabeleceu-se valores aceitáveis, que podem ser vistos na Tabela 41 abaixo.

Tabela 41 – Custo com taxas de comercialização

Item	Descrição	Percentual
1	ICM's	18,00%
2	COFINS	7,60%
3	Comissão de vendas	3,00%
4	Comissão de frete	3,00%
5	Inadimplência	0,50%
	Sub-Total	32,10%
6	Margem de lucro	20,00%

Total

52,10%

Fonte: Autores, 2021.

Além das taxas, acrescentou-se uma margem de lucro sobre o produto a ser vendido. O custo com envasamento deverá ser adicionado ao valor final do produto, juntamente com as taxas de comercialização, a fim de se obter o valor final do preço de venda.

Além disso, calculou-se o custo com a comercialização dos resíduos sólidos gerados na indústria. O resíduo sólido que contém cinzas, proteínas e lignina e serão vendidos para empresas de fertilizantes da região. O custo com a comercialização desses resíduos inclui apenas o transporte, pois o material será carregado diretamente para os caminhões transportadores.

A indústria produzirá 6436 kg/h de resíduos sólidos, sendo estes vendidos a R\$ 22,20 a tonelada (SANEPAR, 2021). Assim, considerando 3% a taxa de frete e, considerando que a empresa venda todos os resíduos gerados na indústria durante o dia, o valor que retornará para a empresa será de R\$ 3429,10 por dia, ou R\$ 1289170,44 ao ano.

8.17 CUSTO COM TRATAMENTO DE RESÍDUOS

Os custos relacionados com o tratamento de resíduos do processo produtivo estão relacionados com o descarte adequado que vai estar diretamente ligado a empresas terceirizadas. Deste modo, o custo relacionado ao descarte do catalisador Ru/C utilizado no processo será de R\$ 50000 por ano. Assim, o custo mensal será de R\$ 4166,67. O outro resíduo de catalisador, a zeólita ZSM-5, vai ser doado ou vendido para que a mesma sofra reativação. Salienta-se que o resíduo do primeiro filtro, o qual contém cinzas, proteínas, lignina e outros, vai ser vendido para uma empresa de fertilizantes.

8.18 CUSTO COM CAPTAÇÃO DE RECURSOS

A partir dos cálculos dos custos para a abertura do investimento, tem-se que a empresa necessitará de um valor de R\$ 22.201.729,66 para construir a estrutura e dar início às operações. Na Tabela 42, tem-se representado o valor requerido para a abertura do empreendimento.

Tabela 42 – Valores requeridos para a abertura do empreendimento

Investimentos de abertura	Valor (R\$)
Terreno	5.649.940,81
OSBL	2.431.287,49
Equipamentos	12.610.505,18
Acessórios	722.476,18
Controle	700.000,00
Tubulação	87.520,00
Total	22.201.729,66

Fonte: Autores, 2021.

Salienta-se que apenas 80% do valor total requerido para a abertura do empreendimento foi financiado, sendo que 20% do valor total foi investido pelos proprietários do projeto. A simulação do financiamento foi realizada pelo site do BNDES, considerando um financiamento de 10 anos, sendo que a taxa de juros aplicada foi de 10,24% a.a., com período de carência de dois anos (24 meses). A Tabela 43 representa os valores das parcelas do financiamento, considerando o somatório de cada ano pago.

Tabela 43 – Pagamento do financiamento

Ano	Prestação (R\$)
1	1.752.052,48

2	1.752.052,48
3	3.858.453,17
4	3.641.222,64
5	3.423.992,11
6	3.206.761,59
7	2.989.531,08
8	2.772.300,54
9	2.555.070,02
10	2.337.839,51
Total	28289275,62

Fonte: Autores, 2021.

8.19 ANÁLISE DE INVESTIMENTOS

8.19.1 Custos Fixos e Variáveis

Os custos variáveis da indústria contêm custos com matéria-prima, utilidades, tratamento de efluentes e comercialização. Para os custos fixos são considerados custos com funcionários, seguranças, encargos gerais, depreciação, manutenção, custos relativos à produção, supervisão e seguro. Na tabela 44 e 45, pode-se ver os valores anuais para cada custo.

Tabela 44 – Custos variáveis

Custos variáveis	Valor anual (R\$)
-------------------------	--------------------------

Matéria-prima	30.675.547.736,60
Utilidades	406.011.947,58
Tratamento de efluentes	50.000,00
Comercialização	24.151.009,37
Total	31.105.760.693,55

Fonte: Autores, 2021.

Tabela 45 – Custos fixos

Custos fixos	Valor anual (R\$)
Funcionários	3.684.466,03
Segurança	1.885.961,17
Encargos gerais	136.318,32
Taxas e licenças	230.017,30
Encargos de capital	2.220.172,97
Depreciação	1.351.449,57
Custos relativos	134.205,01
Manutenção	268.410,03
Supervisão	425.994,75
Seguro	222.017,30
Total	10.559.012,44

Fonte: Autores, 2021.

8.19.2 Preço de Venda

O preço de venda da GVL foi calculado a partir da Equação 42 contida no Apêndice E2. Na empresa serão produzidos 7452394,8 quilogramas ao ano, sendo que o custo total de produção, calculado a partir da soma dos custos fixos e variáveis, será de R\$ 31116319706 ao ano. Assim, acrescentando os custos de comercialização, obteve-se um valor para o preço de venda de R\$ 8716,80 por quilograma.

O preço de venda se mantém com esse valor até o 10º ano, a partir do 11º ano tem-se um reajuste de 20%. Quanto aos gastos com matéria-prima e utilidades, houve um reajuste a partir do 11º ano, de 15%.

8.19.3 Lucros

8.19.3.1 Lucro bruto

O lucro bruto do processo foi calculado a partir do valor das vendas anuais de GVL com o desconto dos custos totais de produção. Ao lucro bruto foi adicionado o valor das vendas da GVL com os resíduos sólidos, sendo esse valor de R\$ 1289170,44. Assim, o lucro bruto anual da indústria será de R\$ 33.845.970.938,33.

8.19.3.2 Valor Presente Líquido

O valor presente líquido (VPL) é um índice econômico financeiro capaz de determinar o valor presente de pagamentos futuros descontados a uma taxa de juros apropriada. Salienta-se que para ser obtido o valor presente líquido, serão descontados os custos variáveis anuais, o financiamento feito pelo BNDES, e também a depreciação e a manutenção dos equipamentos do lucro bruto. Destaca-se que a taxa de juros é de 10,24% a.a. Na Tabela 46, pode ser visualizado os valores de VPL e VPL acumulado.

Tabela 46 – VPL e VPL acumulado

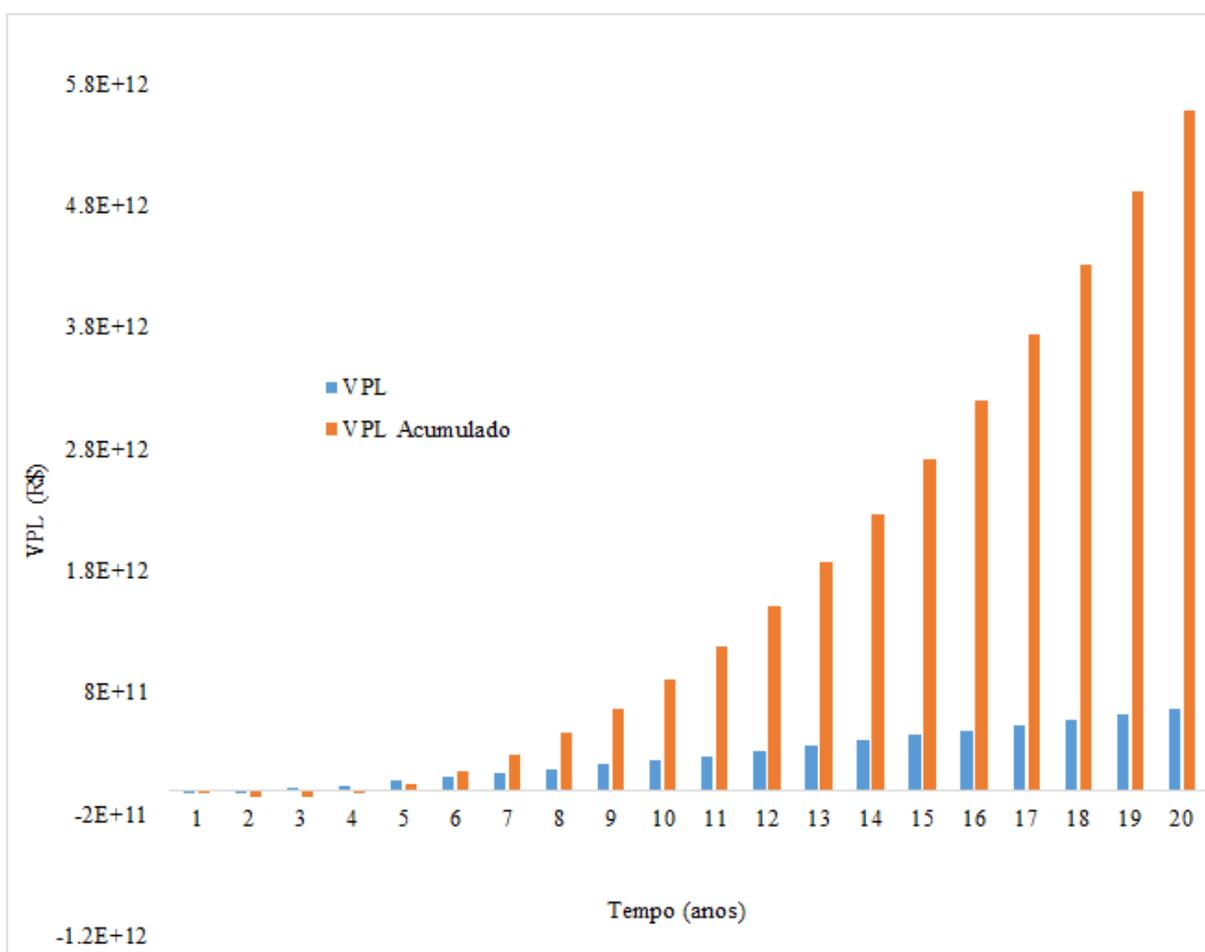
Tempo (anos)	Lucro Bruto (R\$)	VPL (R\$)	VPL Acumulado (R\$)
1	-34760021,81	-3,11E+10	-31143892627

2	-69520043,61	-3,12E+10	-62322545277
3	33776450895	2665211888	-59657333388
4	67622421833	36511400057	-23145933331
5	1,01E+11	70357588226	47211654895
6	1,35E+11	1,04E+11	1,51E+11
7	1,69E+11	1,38E+11	2,89E+11
8	2,03E+11	1,72E+11	4,61E+11
9	2,37E+11	2,06E+11	6,67E+11
10	2,71E+11	2,40E+11	9,07E+11
11	3,13E+11	2,77E+11	1,18E+12
12	3,55E+11	3,19E+11	1,50E+12
13	3,97E+11	3,61E+11	1,86E+12
14	4,39E+11	4,04E+11	2,27E+12
15	4,82E+11	4,46E+11	2,71E+12
16	5,24E+11	4,88E+11	3,20E+12
17	5,66E+11	5,30E+11	3,73E+12
18	6,08E+11	5,72E+11	4,30E+12
19	6,50E+11	6,15E+11	4,92E+12
20	6,93E+11	6,57E+11	5,58E+12

Fonte: Autores, 2021.

Na Figura 39, visualiza-se a comparação entre o VPL anual com o VPL acumulado.

Figura 39 – Comparação do VPL e VPL acumulado



Fonte: Autores, 2021.

A partir da Figura 38 é possível estimar o *payback time*, ou seja, o momento em que o empreendimento se paga. Desta maneira, o *payback time* do empreendimento de produção de GVL é entre 4 à 5 anos.

8.19.3.3 Taxa Interna de Retorno

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é a rentabilidade, ou percentual de recurso ganho, sobre a aplicação de um investimento, expressa em porcentagem. Nesse sentido, utilizou-se o *software* Excel para encontrar a TIR do projeto. A TIR encontrada para o projeto foi de 66% a.a.

Salienta-se que, para saber se o projeto é economicamente viável, a TIR deve ser maior que a taxa mínima de atratividade (TMA). A TMA considerada foi a taxa básica de juros, ou a taxa Selic. Nesse sentido, a TMA é de 2% a.a. Desta maneira, a TIR é maior que a TMA, mostrando que o projeto é economicamente viável.

9 CONCLUSÃO

Atualmente, um dos maiores problemas mundiais são os combustíveis fósseis, com isso, há inúmeros estudos para a substituição de materiais à base de petróleo pela base de biomassa. Destaca-se que vários produtos com grande valor agregado podem ser obtidos a partir da biomassa, como por exemplo, a γ -valerolactona, o qual é um composto orgânico com um potencial de combustível verde e com grande valor agregado.

Neste trabalho, objetivou-se a implementação de um projeto de produção de γ -valerolactona a partir de um resíduo industrial, o bagaço da laranja que advém das indústrias de suco. A empresa será instalada em Araraquara no estado de São Paulo devido a cidade possuir uma das maiores indústrias de suco de laranja, deste modo, o deslocamento da matéria-prima para a empresa é facilitado. Além disso, a cidade de Araraquara se localiza perto do porto de Santos, e assim, facilitando o transporte de outras matérias primas empregadas no processo.

O processo industrial consistiu na hidrólise ácida do bagaço da laranja em ácido levulínico utilizando o ácido sulfúrico diluído como catalisador. Posteriormente, ocorreu a hidrogenação do ácido levulínico em γ -valerolactona, o produto final. Ademais, houve a purificação dos produtos em torres de destilação para que ele tenha elevada pureza. Desta maneira, a produção por hora de γ -valerolactona é de 850,73 kg com 99,99% de pureza. Ademais, foi empregada simulação no *software SuperPro* para a coluna de destilação e as camisas de aquecimento dos reatores.

Além disso, destaca-se que no projeto da empresa foi dado um destino correto para todos os resíduos sólidos e efluentes gerados. A corrente de resíduo que é composta majoritariamente por cinzas (3826,4 kg/h) e proteínas (2204 kg/h) será vendido para uma empresa especializada para a produção de fertilizantes, e assim, reduzindo a quantidade de resíduos para descarte.

Por fim, a análise financeira comprovou a viabilidade econômica do projeto de produção da GVL, pois encontrou-se critérios satisfatórios para os valores da taxa interna de retorno que foi igual a 66% e um *payback time* de 4 à 5 anos. Concluiu-se que o projeto é viável de forma econômica e pela grande quantidade de bagaço de laranja disponível no país seria possível realizar sua expansão e, até mesmo, a criação de novas unidades.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

A CIDADE ON. **Araraquara e Matão possuem as duas maiores indústrias de suco de laranja no mundo.** 2019. Disponível em: <<https://www.acidadeon.com/araraquara/cotidiano/NOT,0,0,1400096,araraquara+e+matao+possuem+as+duas+maiores+industrias+de+suco+de+laranja+do+mundo.aspx>>. Acesso em: 17 abr. 2020.

ABECITRUS. **Sobre.** 2010. Disponível em: < <https://www.abecitrus.com.br/sobre/>>. Acesso em: 17 abr. 2020.

ABNT (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS). **NBR 5462: confiabilidade e manutenibilidade.** Rio de Janeiro: ABNT, 1994.

Afonso, Júlio Carlos; Pontes, Alexandre Barboza; Santos, Emmanuel Soares; Menezes, Mayko de Sousa; Aguiar, Renata de Melo. **RECICLAGEM QUÍMICA DE ZEÓLITAS COMERCIAIS DESATIVADAS.** 2004. Disponível em: < https://www.researchgate.net/publication/26391889_Reciclagem_quimica_de_zeolitas_comerciais_desativadas/fulltext/0f3172763829de221609fdd6/Reciclagem-quimica-de-zeolitas-comerciais-desativadas.pdf > Acesso em: 22 dez. 2020.

ALBUQUERQUE, Flávia Pereira de. **Hidrogenação de ácido levulínico a gama-valerolactona empregando fosfetos de metais de transição suportados em sílica.** 2016. 145 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2016.

ALIBABA (China) a. **Grande capacidade secador rotativo industrial de alimentos/rápido secador de tambor.** 2020. Disponível em: < <https://portuguese.alibaba.com/product-detail/large-capacity-industrial-food-rotary-dryer-rapid-drum-dryer-1933916375.html> >. Acesso em: 23 jun. 2020.

ALIBABA (China) b. **50000 litros tanque de armazenamento de ácido sulfúrico verticais.** 2020. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/50000-liter-vertical-sulfuric-acid-storage-tank-60771609631.html>>. Acesso em: 29 dez. 2020.

ALMEIDA, LEANDRO DUARTE. **Aplicação de catalisadores à base de rutênio na valorização de derivados da biomassa.** 2018. Dissertação (mestrado) - Curso de Química, Universidade Federal de Minas Gerais, Minas Gerais, 2018.

ALONSO, M. D.; WETTSTEIN, G. S.; DUMESIC, A. J. **Gamma-valerolactone, a sustainable platform molecule derived from lignocellulosic biomass.** *Green Chemistry.* 2013. Disponível em: <<https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2013/gc/c3gc37065h#!divAbstract>>. Acesso em: 07 abr. 2020.

ANDRITZ. **KRAUSS-MAFFEI VACUUM DRUM FILTER TSF. 2020.** Disponível em: < <https://www.andritz.com/resource/blob/13376/1c2ae5b5344ec428e1c6cdc5ed5f1def/se-tsfc-vacuum-drum-filter-en-data.pdf> > Acesso em: 30 dez. 2020

ANHUI HYE AROMAS CO. LTD. **About us**. 2016. Disponível em <http://www.anhuihuaye.com/about_en.html>. Acesso em: 06 de abril de 2020.

ANKOM TECHNOLOGY. **Métodos analíticos: analisador de fibra a200**. 2017. Disponível em: <https://www.ankom.com/analytical-methods-support/fiber-analyzer-a200>. Acesso em: 24 mai. 2020.

APEMA. **Trocadores de calor Casco e Tubos**. 2020. Disponível em: <<https://www.apema.com.br/produtos-detalhes/trocadores-de-calor-casco-e-tubos/>>. Acesso em: 30 dez. 2020.

APRENDENDO A EXPORTAR. **Por que exportar?** 2020. Disponível em: <<http://www.aprendendoaexportar.gov.br/index.php/por-que-exportar>>. Acesso em: 05 mai. 2020.

ASSIS, Fabiana. **Interior de São Paulo produz quase 80% da laranja brasileira**. 2019. Disponível em: <<https://g1.globo.com/sp/sao-carlos-regiao/noticia/2019/01/21/interior-de-sao-paulo-produz-quase-80-da-laranja-brasileira.ghtml>>. Acesso em: 04 jun. 2020.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **ABNT NBR 10007: Amostragem de resíduos sólidos**. Rio de Janeiro - RJ, 2004.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 5764: Homologação e Publicação de Normas Brasileiras**. Rio de Janeiro, 2012.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 5626: Instalação predial de água fria**. Rio de Janeiro, 1998. 41 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 7198: Projeto e execução de instalações prediais de água quente**. Rio de Janeiro, 1993. 6 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 10004: Resíduos Sólidos - Classificação**. Rio de Janeiro, 2004.

ATKINS, P., JONES, L., LAVERMAN, L. **Princípios de Química: questionando a vida moderna e o meio ambiente**. 7ª edição. Porto Alegre, Rio Grande do Sul: Bookman editora, 2018.

BALAT, M. **Production of bioethanol from lignocellulosic materials via the biochemical pathway: A review**. Energy Conversion And Mangement, Trabzon, p.858-875, 2010.

BANELLI, P. **Agregação de valor ao bagaço de laranja (Citrus sinensis L. Osbeck) mediante obtenção de extratos bioativos através de diferentes técnicas de extração**. 2010. 233 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Alimentos, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2010.

BENEDETTI, SILVIA. AMANTE, EDNA REGINA. REZZADORI, KATIA. **Proposições para Valorização de Resíduos do Processamento do Suco de Laranja**. 2009. Disponível em: <

<http://www.advancesincleanerproduction.net/second/files/sessoes/6a/4/K.%20Rezzadori%20-%20apresentacao%20-%206A-4.pdf>> Acesso em: 17 abr. 2020.

BENEVIDES, Lorena Coelho. **Pirólise do Bagaço de Laranja: Análise Cinética dos estágios de secagem e devolatização**. 2015. 80 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Energia, Centro de Concentração Engenharia, Tecnologia e Gestão, Universidade Federal do Espírito Santo, São Mateus, 2015. Disponível em: <http://repositorio.ufes.br/bitstream/10/1864/1/tese_8940_Lorena%20Coelho%20Benevides%20verso%20final.pdf>. Acesso em: 15 abr. 2020.

BERKEL, M. VAN. **Making Levulinic acid happen**. *GFBiochemicals*, 2017. Disponível em: <http://www.gfbiochemicals.com/_media/Document/2017/4/26/GF%20Low%20Quality.pdf> . Acesso em: 08 abr. 2020.

BEVILAQUA, D., B. **Produção de ácido levulínico por meio da hidrólise ácida da casca de arroz: hidrólise da biomassa**. 2010. 87 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Mestrado em Química, Centro de Ciências da Natureza e Exatas, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2010.

BEZERRA, Gustavo Santos. **Avaliação da Produção Simultânea de Xilitol e Etanol a partir do bagaço de Sisal**. 2016. 80 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Química, Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 2016.

BOJORGE, Ninoska. **Introdução à Instrumentação Industrial**. 2014. Disponível em: <http://www.professores.uff.br/ninoska/wp-content/uploads/sites/57/2017/08/Aula01_Instrumen_Introd_2sem2014.pdf>. Acesso em: 13 jan. 2021.

BORTHOLIN, E.; GUEDES, B. D. **Efeito estufa**. 2003. Disponível em <<http://educar.sc.usp.br/licenciatura/>>. Acesso em: 04 mai. 2020.

BOZELL, J. et al. **Production of levulinic acid and use as a platform chemical for derived products**. *Resources, Conservation and Recycling*, 2000.

BRASIL. CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente. *Resolução n.º 430, de 13 de maio de 2011*. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n.º 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. **Diário Oficial da União**, Brasília.

BRASIL. Lei Complementar 140, de 08 de dezembro de 2011. Fixa normas, nos termos dos incisos III, VI e VII do caput e do parágrafo único do art. 23 da Constituição Federal, para a cooperação entre a União, os Estados, o Distrito Federal e os Municípios nas ações administrativas decorrentes do exercício da competência comum relativas à proteção das paisagens naturais notáveis, à proteção do meio ambiente, ao combate à poluição em qualquer de suas formas e à preservação das florestas, da fauna e da flora; e altera a Lei no 6.938, de 31 de agosto de 1981. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 9 de dezembro de 2011.

BRASIL. Lei nº 12.305, de 2 de agosto de 2010. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Poder Executivo, Brasília, DF, 2 ago. 2010. Seção 1, p. 3.

BRASIL. Lei nº 9.605, de 12 de fevereiro de 1998. Dispõe sobre as sanções penais e administrativas derivadas de condutas e atividades lesivas ao meio ambiente, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Brasília, 13 fev. 1998. Disponível em: <http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/leis/L9605.htm>. Acesso em: 20 mar. 2016.

BRENTANO, T. **Instalações hidráulicas de combate incêndios nas edificações**. 3ª edição. Porto Alegre: EDIPUCRS, 2007.

BRODEUR, G. et al. **Chemical and Physicochemical Pretreatment of Lignocellulosic Biomass: A Review**. Enzyme Research, Tallahassee, p.1-17, 2011.

BRONDANI, M. **Processos Orgânicos e Inorgânicos (DEQ-1012): Integração Energética de Processos**. Material didático. 2019.

BURGARDT, Tiago. **Filtração em sedimento do mar como pré-tratamento a osmose inversa**. 2017. 130 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2017.

CALORISOL. **HIDROSSILICATO DE CÁLCIO**. 2004. Disponível em: <<https://www.calorisol.com/hidrossicalato.htm>> Acesso anexo em: 16 jan. 2021.

CARNEIRO, Jeadson da Silva. **Validade de métodos para determinação de umidade da Castanha-do-Brasil**. 2015. 37 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciências Ambientais, Universidade Federal de Mato Grosso, Sinop, 2015.

CARNEIRO, Orlando. Silos e sua construção. **Anais da Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz**, [s.l.], v. 5, p. 3-34, 1948. FapUNIFESP (SciELO).

CASTANHO. **CALANDRA FLATWORK**. Disponível em: <http://interhospitalar.com.br/images/lavanderia/manual/MM_LC_16_Rev_A_Port.pdf> Acesso em: 30 set. 2020.

CAVICHIOLO, José Roberto. **Secagem do bagaço de laranja em secador tipo flash: secadores**. 2010. 101 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Mestrado em Engenharia Agrícola na Área de Concentração Tecnologia Pós-colheita., Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010. Cap. 3.

CHANDEL, A., K., CHANDRASEKHAR, G., RADHIKA, K., Rudravaram Ravinder, R., Ravindra, P., **Bioconversion of pentose sugars into ethanol: A review and future directions**, Biotechnology and Molecular Biology Review, 2011, 6.

CITRUSBR. **A Fruta**. 2010. Disponível em: <<http://www.citrusbr.com/laranjaesuco/?ins=20>>. Acesso em: 13 abr. 2020.

CLASEN, Samuel. **Destilação: introdução**. Introdução. Disponível em: <http://docente.ifsc.edu.br/samuel.clasen/MaterialDidatico/Analises%20Quimicas/Qu%C3%A2mica%20Org%C3%A2nica%20B/DESTILA%C3%87%C3%83O.pdf>. Acesso em: 28 maio 2020.

CLIMAINFO. **Novo recorde de concentração de CO₂ na atmosfera: 416,08 ppm.** 2020. Disponível em: <<https://climainfo.org.br/2020/02/12/novo-recorde-de-concentracao-de-co2-na-atmosfera-41608-ppm/>>. Acesso em: 20 mai. 2020.

CORMA, A., VIDAL, J. D., Maria J. CLIMENT, P. C., IBORRA, S., SEBATER, M. J. **Chemicals from Biomass: Chemoselective Reductive Amination of Ethyl Levulinate with Amines.** ACS Catalysis 2015.

COSTA, C., A., J. **Ácido Sulfúrico.** 2013. Faculdade de Ciências da Universidade do Porto. Disponível em: <<https://rce.casadasciencias.org/rceapp/pdf/2013/070/>>. Acesso em: 26 mai. 2020.

COSTA, Luís Felipe Souza Paulino da. **Separação de misturas no ensino fundamental: mapas conceituais e resolução de problemas.** 2019. 131 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2019.

CREMASCO, M. A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos.** São Paulo: Blucher, 2012. f. 355 a 387.

CUNHA, Anaelise Muller da et al. **Produção de ácido levulínico a partir da hidrólise ácida da casca de arroz.** 2019. 199 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Centro de Tecnologia, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2019.

CYPRIANO, D. Z. **Biomassa de casca de laranja industrial como fonte de bioetanol e produtos de alto valor agregado.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) Universidade Estadual de Campinas, 2015.

DARIM, HÉLIO RUBENS ABDO. **Propriedades ácidas e texturais de zeólitas ZSM-5 dessilicalizadas ou desaluminizadas – Análise do rendimento e seletividade a olefinas leves durante a transformação de cicloexano e metilcicloexano.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) Universidade Federal de São Carlos, 2015.

DIGIMED. **Phmetro: Phmetro de laboratório.** 2020. Disponível em: <https://www.digimed.ind.br/br/produtos/phmetro/phmetro_de_laboratorio/DM-22>. Acesso em: 27 mai. 2020.

DIRECT INDUSTRY. **Tanque de coleta de fluídos 6 series.** 2020. Disponível em: <<https://www.directindustry.com/pt/prod/efd/product-449-457313.html>> Acesso em: 31 dez. 2020.

DORNELAS, J., BIM, A., FREITAS, G., USHIKUBO, R. **Plano de negócios com o modelo Canvas: guia prático de avaliação de ideias de negócio a partir de exemplos.** 1. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2018. f. 15 a 19.

DUMESIC, JAMES A. ALONSO, DAVID MARTIN. GÜRBÜZ, ELIF I. WETTSTEIN,STEPHANIE G. **Production of levulinic acid, furfural, and gamma valerolactone from C5 and C6 carbohydrates in mono- and biphasic systems using gamma-valerolactone as a solvent.** 2012.

E.BONE. **LAVADORA EB50.** Disponível em: <<https://www.ebonefood.com.br/produtos/lavadoras/lavadora-eb-50/>> Acesso em: 30 set. 2020.

EMBRAPA. **Nasa confirma dados da Embrapa sobre área plantada no Brasil.** 2017. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/busca-de-noticias/-/noticia/30972114/nasa-confirma-dados-da-embrapa-sobre-area-plantada-no-brasil>>. Acesso em: 25 mai. 2020.

ENGAFBRAS. **MÁQUINA DOSADORA EDI – 12.** 2020. Disponível em: <<https://www.engafbras.com.br/envasadora-edi---12>> Acesso em: 31 dez. 2020.

FAFRINOG (Portugal) (org.). **Máquina lavar roupa asséptica.** 2020. Disponível em: <https://www.google.com/maps/place/Fafrinog+Equipamentos+Hoteleiros+Ida/@41.9851293,-7.7992895,7z/data=!4m5!3m4!1s0x0:0xa183efe88cb614fa!8m2!3d41.4632342!4d-8.1555298>. Acesso em: 06 jan. 2020.

FIBRATEC. **Catálogo Completo Fibratec Engenharia 2020.** 2020. Disponível em: <<https://fibratec.com.br/anexos/423/52094/catalogo-completo-fibratec-eng-2020-pdf>>. Acesso em: 30 dez. 2020.

FIESP. **Licenciamento Ambiental no Estado de São Paulo.** Disponível em: <<https://www.fiesp.com.br/indices-pesquisas-e-publicacoes/licenciamento-ambiental-no-estado-de-sao-paulo/>>. Acesso em: 03 mai. 2020.

FIOCRUZ. **Armazenamento de produtos químicos.** 2016. Disponível em: <http://www.fiocruz.br/biosseguranca/Bis/lab_virtual/armazenamento_de_produtos_quimicos.html> Acesso em: 27 abr. 2020.

FIORMARKETS. **Global Gamma Valerolactone market 2018 by manufacturers, regions, type and application, forecast to 2023.** 2018. Disponível em <<https://www.fiormarkets.com/report/global-gamma-valerolactone-cas-108-29-2-market-2018-by-285073.html>>. Acesso em: 07 abr. 2020.

FITZPATRICK, S. W., FRAMINGHAM, MASS. **United States Patent nº US005608105A - Production of Levulinic Acid from Carbohydrate-containing.** 4 março 1997.

FITZPATRICK, STEPHEN W. **Production of Levulinic Acid from Carbohydrate-Containing Materials.** US n. US5608105 A1. Depósito: 04 march 1997.

FOGLER, H. Scott. **Elementos de engenharia das reações químicas.** Rio de Janeiro, Brasil: 4a Edição; LTC Editora, 2002.

FRAGMAQ. **O uso da biomassa e seus impactos ambientais.** 2013. Disponível em: <<https://www.fragmaq.com.br/blog/biomassa-impactos-ambientais/>>. Acesso em 28 mai. 2020.

GAMA GASES. **Propriedade dos gases.** 2016. Disponível em: <<http://www.gamagases.com.br/propriedades-dos-gases-nitrogenio.html>>. Acesso em: 28 mai. 2020.

GARDNER, K. H.; BLACKWELL, J., **The structure of native cellulose**, Biopolymers, 1974, 13.

GAULOS AUSTRALIS. **Global Gamma Valerolactone (CAS 108-29-2) Market Research Report 2026 Observational Studies with Top Manufacturers like Anhui Hyea Aromas, Dideu Industries, Kunshan Qiandeng Baihua, Zhongyue Aroma, Soda Aromatic**. 2019. Disponível em < <https://galusaustralis.com/2020/04/579739/global-gamma-valerolactone-cas-108-29-2-market-research-report-2026-observational-studies-with-top-manufacturers-like-anhui-hyea-aromas-dideu-industries-kunshan-qiandeng-baihua-zhongyue-aroma-sod/>>. Acesso em: 07 abr. 2020.

GAZETA DIGITAL. **Médicos recomendam consumo de 2 litros de água por dia**. Disponível em: < <https://www.gazetadigital.com.br/editorias/cidades/medicos-recomendamconsumo-de-2-litros-de-agua-por-dia/505660>>. Acesso em: 30 set. 2020.

GESTRAN. **Tipos de caminhões**. 2017. Disponível em; <<https://www.gestran.com.br/blog/principais-tipos-de-caminhoes#:~:text=Conhecido%20como%20VUC%2C%20o%20caminh%C3%A3o,6%2C3%20metros%20de%20comprimento>>. Acesso em: 25 jun. 2020.

GF BIOCHEMICALS. **GreenSolRes Project**. 2020. Disponível em: <<http://www.gfbiochemicals.com/greensolres/>> Acesso em: 08 abr. 2020.

GOMES, Bianca Lira de Oliveira. **Conversão de ácido levulínico a levulinato de etila e γ -valerolactona empregando nanotubos de carbono funcionalizados ou carbeto de molibdênio suportado em nanotubos**. 2013. 155 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

GOVERNO DO ESTADO DE SÃO PAULO. (1976) **Decreto n.º 8.468, de 8 de setembro de 1976**. Dispõe sobre a Prevenção e o Controle da Poluição do Meio Ambiente. São Paulo.

GRAND VIEW RESEARCH, 2015. **Levulinic Acid Market Analysis And Segment Forecasts To 2020**. Disponível em: < <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/levulinic-acid-market>>. Acesso em: 08 abr. 2020.

GREENBERG, A. **Uma breve história da química: da alquimia à ciências moleculares**. 2ª edição. São Paulo: Editora Blusher, 2010.

GS1 BRASIL. **Como exportar produtos dentro da lei?** 2017. Disponível em: <<https://blog.gs1br.org/como-exportar-produtos-dentro-da-lei/>>. Acesso em: 05 mai. 2020.

GUIA DO TRC. **Limite de pesos e dimensões**. 2007. Disponível em : <<http://www.guiadotrc.com.br/lei/qresumof.asp>>. Acesso em: 25 jun. 2020.

GUIA TRABALHISTA. **Norma Regulamentadora 13**. 2020. Disponível em: <<http://www.guiatrabalhista.com.br/legislacao/nr/nr13.htm>>. Acesso em 16 jan. 2020.

GUIT, Rudolf Philippus Maria; FERNÁNDEZ, Alejandro Varela. **Process for the preparation of gamma valerolactone from levulinic acid**. WO n. WO2016135009A1. Depósito: 24 fev. 2015. Concessão: 1 set. 2016.

HAYES, D. J.; ROSS, J.; HAYES, M.H.B., FITZPATRICK, S. **The Biofine Process: Production of Levulinic Acid, Furfural and Formic Acid from Lignocellulosic Feedstocks**. 2006.

HENDRIKS, A.T.W.M., ZEEMAN, G. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, Ev Wageningen, p.10-18, 2009.

Hill, C. G. J. **An Introduction to Chemical Engineering Kinetics & Reactor Design**. John Wiley & Sons, New York, 1977.

IBGE. **Araraquara**. 2010. Disponível em: <<https://cidades.ibge.gov.br/brasil/sp/sao-carlos/panorama>>. Acesso em: 21 mai. 2020.

IBGE. **Produção agrícola – Lavoura permanente**. 2010. Disponível em: <<https://cidades.ibge.gov.br/brasil/pesquisa/15/0?ano=2010>>. Acesso em: 13 abr. 2020.

IG MÁQUINAS. **ENCHEDORA ROTATIVA AUTOMÁTICA**. 2021. Disponível em: <<https://www.igmaquinas.com.br/enchedorarotativaaautomatica>> Acesso em: 04 fev. 2021.

INCASE. **Reatores Químicos**. 2020. Disponível em: <<https://www.incase.com.br/reatores-quimicos>>. Acesso em: 30 dez. 2020.

INCROPERA, F. P., DEWITT, D. P, 1998, **Fundamentos de transferência de calor e massa**. LTC Editora, 4ª edição, Rio de Janeiro, RJ.

IND FILTROS. **SOLUÇÕES EM FILTRAÇÃO INDUSTRIAL**. 2020. Disponível em: <<https://www.indfiltros.com.br/catalogo-download/catalogo-indfiltros.pdf>> Acesso em: 31 dez. 2020.

INOVAÇÃO TECNOLÓGICA. **Descoberto novo elemento magnético a temperatura ambiente**. 2018. Disponível em: <https://www.inovacaotecnologica.com.br/noticias/noticia.php?artigo=rutenio-descoberto-novo-elemento-magnetico&id=010160180611#.Xs_W6jpKjIV>. Acesso em: 28 mai. 2020.

ISHIDA, Sabrina Pereira. **Análise de eficiência de um reator tubular (PFR) submetido a diferentes modos de alimentação**: reator contínuo de tanque agitado. 2017. 65 f. TCC (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Ponta Grossa, 2017. Cap. 2.

ÍTAVO, L. C. V.; SANTOS, G. T.; JOBIM, C. C.; VOLTOLINI, T. V.; FARIA, K. P.; FERREIRA, C. C. B. Composição e Digestibilidade Aparente da Silagem de Bagaço de Laranja. **Revista Brasileira de Zootecnia**, v. 29, n. 5, p. 1485-1490, 2000.

JAGUAR EQUIPAMENTOS. **Trituradores Linha D**. 2020. Disponível em: <<http://www.jaguarequipamentos.com/wp-content/uploads/2017/10/linha-D-portugues.pdf>>. Acesso em: 30 dez. 2020.

JIN, Fangming; YUN, Jun; LI, Guangming; KISHITA, Ashushi; TOHJI, Kazuyuki; ENOMOTO, Heiji. Hydrothermal conversion of carbohydrate biomass into formic acid at mild temperatures. **Green Chemistry**, [s.l.], v. 10, n. 6, p. 612, 2008. Royal Society of Chemistry (RSC).

JUSBRASIL. **Lei 5119/98 | Lei nº 5119 de 14 de dezembro de 1998. 1998.** Disponível em: <<https://c-mara-municipal-da-araraquara.jusbrasil.com.br/legislacao/293661/lei-5119-98?ref=feed>> Acesso em: 21 maio de 2020.

LACEN. **Manual de biossegurança.** 2019. Disponível em: <<https://saude.es.gov.br/Media/sesa/LACEN/MAN.NQ01.003%20-%20REV%2003%20-%20MANUAL%20DE%20BIOSSEGURANCA%20.pdf>> Acesso em: 27 abr. 2020.

LANGARO, Alexandra; ROSA, Eliane Barros da; CARON, Geruza Ramos. **Destilação.** 2003. Disponível em: http://www.ufrgs.br/alimentus1/feira/opsepara/ops_extracao.htm. Acesso em: 28 maio 2020.

LEAL, Marina de Souto. **Separação de fases em fluidos de perfuração base água utilizando tensoativos.** 2015. 87 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2015.

LEE, J., D. **Química inorgânica não tão concisa.** 5ª edição. São Paulo: Editora Blusher, 1999.

LÊ, Huy Quang; POKKI, Juha-Pekka; BORREGA, Marc; UUSI-KYYNY, Petri; ALOPÆUS, Ville; SIXTA, Herbert. Chemical Recovery of γ -Valerolactone/Water Biorefinery. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [S.L.], v. 57, n. 44, p. 15147-15158, 18 out. 2018. American Chemical Society (ACS).

LIGUORI, F., MORENO-MARRODAN, C., BARBARO, P. **Environmentally friendly synthesis of γ -valerolactone by direct catalytic conversion of renewable sources** ACS Catalysis, v. 5, pp. 1882–1894, 2015.

LIMA, JOSÉ OLINO ALMEIDA DE ANDRADE. **A laranja e seus subprodutos na alimentação animal.** 2001. Disponível em: <<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/91662/1/CPATC-CIR.-TEC.-23-01.pdf>> Acesso em: 17 abr. 2020.

LIMA, U. de A, 1929. **Biotecnologia Industrial.** Outros coordenadores: Eugênio Aquarone, Walter Borzani, Willibalbo Schmidell - São Paulo: Edgard Blucher, 2001.

LOPES, Marco Aurélio. **Projeto e simulação de resfriadores de líquidos: condensador.** 2007. 158 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Mestrado em Engenharia, Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007. Cap. 4.

LUO WENHAO. **Hydrodeoxygenation of Levulinic Acid over Supported Catalysts.** 2014.

MACHADO, Guilherme Duenhas. **Simulação computacional da produção de biodiesel por hidroesterificação:** etapa de hidrólise: reator tubular. 2011. 169 f. Tese (Doutorado) - Curso de Doutorado em Engenharia Química, Centro de Tecnologia- Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2011. Cap. 3.

MAGALHÃES, Emilianny Rafaely Batista. **Avaliação de flocculante natural a base de Moringa oleifera no tratamento de água produzida na indústria do petróleo: aplicação da técnica combinada floculação/flotação**. 2014. 95 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2014.

MAI, E. F. **Hidrogenação do ácido levulínico a gama-valerolactona empregando carbeto de molibdênio suportado**. 2015. 171 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

MARKESTRAT. **O retrato da citricultura brasileira**. 2010. Disponível em <http://www.citrusbr.com.br/download/retrato_citricultura_brasileira_marcos_fava.pdf> Acesso em: 13 abr. 2020.

MARTINS, P. G.; LAUGENI, F. P. **Administração da Produção**. 2. ed. São Paulo: Saraiva, 2005. 562 p.

MATOS, Simone Pires de. **Operações Unitárias: fundamentos, transformações e aplicações dos fenômenos físicos e químicos**. São Paulo: Erica, 2015. 160 p.

MAYER, F.D. Polígrado de Operações Unitárias com Transferência de Calor e Massa I. Centro de Tecnologia. Departamento de Engenharia Química. Curso de Engenharia Química, Santa Maria, 2019.

MAYER, Flávio Dias. **DEQ1018 - Operações Unitárias com Transferência de Calor e Massa II**. 2020. Material didático.

MELZER, E. E. M., 2014. **Preparo de Soluções. Reações e Interações Químicas**. Érica, 2014.

MENEGHETTI, C. de C.; DOMINGUES, J. L. Características nutricionais e uso de subprodutos da agroindústria na alimentação de bovinos. **Revista Eletrônica Nutritime**, v. 5, n. 2, p. 512-536, 2008.

MERCK. **Ficha de Informação de Segurança de Produto Químico – FISPQ ÁCIDO LEVULÍNICO**. 2017.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE. **Gestão de Resíduos Orgânicos**. 2020. Disponível em: <<https://www.mma.gov.br/cidades-sustentaveis/residuos-solidos/gestao-de-residuos-organicos.html#o-que-sao-residuos-organicos>>. Acesso em: 24 mai. 2020.

MORO, K., M. **Pré-tratamento da biomassa de cana-de-açúcar por extrusão com dupla-roscas**. 2015. Dissertação de mestrado, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

MOTA, C., J.; ALMEIDA, M., M de.; ALENCAR, V., C. de.; CURI, W., F. **Impactos ambientais, econômicos e sociais dos biocombustíveis: uma visão global**. Engenharia Ambiental - Espírito Santo do Pinhal, v. 6, n. 3, p. 220-242, 2009.

MUKHERJEE, Agneev; DUMONT, Marie-josée; RAGHAVAN, Vijaya. Review: sustainable production of hydroxymethylfurfural and levulinic acid.: Sustainable production of

hydroxymethylfurfural and levulinic acid. **Biomass And Bioenergy**, [s.l.], v. 72, p. 143-183, jan. 2015.

Norma Regulamentadora 23. **Proteção Contra Incêndios**. 2018. Disponível em: <<https://www.normaslegais.com.br/legislacao/trabalhista/nr/nr23.htm>> Acesso em: 27 abr. 2020.

O JOVEM AGRICULTOR. **Ilha de São Miguel: Associação dos Jovens Agricultores Micaelenses** / Cooperativa Juventude Agrícola, Crl, 2015. Trimestral. Disponível em: <<http://www.ajamcja.com/wp-content/uploads/2012/02/revista-38.pdf>>. Acesso em: 24 jun. 2020.

OGATA, Bruna Harumi. **Caracterização das frações celulose, hemicelulose e lignina de diferentes genótipos de cana-de-açúcar e potencial de uso em biorrefinarias**. 2013. 109 f. Dissertação (Doutorado) - Curso de Ciências, Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2013.

OGEDA, T.L., PETRI, D.F., **Hidrólise enzimática de biomassa**, Química Nova, 2010, 33.

O'SHEA, N.; KTENIOUDAKI, A.; SMYTH, T.p.; MCLOUGHLIN, P.; DORAN, L.; AUTY, M.a.e.; ARENDT, E.; GALLAGHER, E.. Physicochemical assessment of two fruit by-products as functional ingredients: apple and orange pomace: Apple and orange pomace. **Journal Of Food Engineering**, [s.l.], v. 153, p. 89-95, maio 2015. Elsevier BV.

PARLAMENTO EUROPEU E CONSELHO DA UNIÃO EUROPEIA. Regulamento (CE) N.º 1907/2006 do Parlamento Europeu e do Conselho. **Jornal Oficial da União Europeia**, 30 dez. 2006.

PENTEADO, L. **Business Model Canvas**. 2015. Disponível em: <<http://liapenteado.com.br/business-model-canvas/>>. Acesso em: 08 abr. 2020.

PÉREZ, J. A. et al. **Optimizing Liquid Hot Water pretreatment conditions to enhance sugar recovery from wheat straw for fuel-ethanol production**. Fuel, Madri, p.3640-3647, 2008.

PÉREZ, J.; MUÑOZ-DORADO, J.; LARUBIA, T. de; MARTÍNEZ, J.. Biodegradation and biological treatments of cellulose, hemicellulose and lignin: an overview: an overview. **International Microbiology**, [s.l.], v. 5, n. 2, p. 53-63, 27 abr. 2002. Springer Science and Business Media LLC.

PERRY, H.R.; CHILTON, C.H. **Chemical engineers handbook**. Tokyo: McGraw-Hill Kogashua, 5ed, 1973.

PFAUDLER. **Sistemas de colunas de destilação**. 2020. Disponível em: <https://www.pfaudler.com/pt/produtos/Sistemas_de_colunas_de_destilacao#gref>. Acesso em: 31 dez. 2020.

PIRES, Marirana Rezende; PEIXOTO, Pedro Gomes; OLIVEIRA, Renato Ventresqui. **Fermentação alcoólica: proposta do ensino das vias bioquímicas através da destilação fracionada**. Eclética Química, São Paulo, v. 40, p. 166-172, 2015. Trimestral.

PLANETÁRIO. **Dados sobre o planeta Terra.** Universidade Federal de Santa Maria, 2020. Disponível em: <<https://planetario.ufsc.br/dados-sobre-o-planeta/>>. Acesso em: 23 mai. 2020.

PROJESAN. **Ficha de Informação de Segurança de Produto Químico – FISPQ ÁCIDO SULFÚRICO.** 2019.

RABELO, S. C. **Avaliação e Otimização de pré-tratamento e hidrólise enzimática do bagaço de cana-de-açúcar para a Produção de Etanol de Segunda Geração.** Campinas, SP, 2010.

REMESSA ONLINE. **O que é o Radar da Receita Federal?** 2020. Disponível em: <<https://www.remissaonline.com.br/blog/o-que-e-o-radar-da-receita-federal/>>. Acesso em: 05 mai. 2020.

ROGE, Fundação. **Tipos diferentes de silo: vantagens e desvantagens.** Disponível em: <https://www.fundacaoroge.org.br/blog/tipos-diferentes-de-silo-vantagens-e-desvantagens>. Acesso em: 24 jun. 2020.

ROTH. **FICHA DE DADOS DE SEGURANÇA.** 2016. Disponível em: <<https://www.carlroth.com/medias/SDB-2457-PT>
PT.pdf?context=bWFzdGVyfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wyMDYxOTV8YXBwbGljYXRpb24vcGRmfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0cy9oOWUvaDhkLzgz5NzEwOTMzMTE1MTgucGRmfDEwNDM3ZTBjMjA5NTlhYzI5YjNkYWZkMDg3OTc3YzIzMDNkODg3NjAyNDZhZWMyZjY5OTkwN2RiOWI2NmU4YWI#:~:text=N%C3%A3o%20deve%20ser%20classificado%20como,como%20apresentando%20perigo%20de%20aspira%C3%A7%C3%A3o.&text=de%20acordo%20com%201272%2F2008,perigoso%20para%20o%20ambiente%20aqu%C3%A1tico.> Acesso em: 22 dez. 2020.

RUEDA, Sandra Marcela Gómez. **Pré-tratamento e Hidrólise Enzimática do Bagaço de Cana-de-açúcar: hidrólise.** 2010. 130 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Mestrado em Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010. Cap. 2.

RW ENGENHARIA. **Dióxido de carbono: aplicações e suas características.** 2016. Disponível em: <<https://www.rwengenharia.eng.br/aplicacoes-do-dioxido-de-carbono/>>. Acesso em: 28 mai. 2020.

Reiko YASUDA, Par. **Une démonstration de l'existence d'une fonction analytique sur une surface de Riemann.** J. Math. Soc. Japan 17 (1965), no. 4, 358--364. doi:10.2969/jmsj/01740358.

SANEPAR. **VALORAÇÃO DE BÍOSSÓLIDOS COMO FERTILIZANTES E CONDICIONADORES DE SOLOS.** Disponível em: <[http://sanepar.com.br/sanepar/sanare/v16/CONDICIONADORES.htm#:~:text=O%20baixo%20valor%20dado%20a,%25\)%20s%C3%A3o%20as%20causas%20disso.](http://sanepar.com.br/sanepar/sanare/v16/CONDICIONADORES.htm#:~:text=O%20baixo%20valor%20dado%20a,%25)%20s%C3%A3o%20as%20causas%20disso.)> Acesso em: 29 jan. 2021.

SANTOS, A. L. F., KAWASE, FAUSTA K. Y., COELHO, G. V. **Enzymatic Saccharification of lignocellulosic materials after treatment with supercritical carbon dioxide.** The Journal of Supercritical Fluids, Rio de Janeiro, p.277-282, 2011.

SANTOS, Kássia Graciele dos. **Aspectos fundamentais da pirólise de biomassa em leito de jorro: fluidodinâmica e cinética do processo**. 2011. 261 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2011. Disponível em: <http://pct.capes.gov.br/teses/2011/32006012005P4/TES.PDF>. Acesso em: 15 abr. 2020.

SANTOS, Lídy Beatriz dos. **Caracterização Térmica de Sacarose de Cana-deAçúcar: Amostras de Padrão de Referência, Comercial e Purificada**. 2011. 117 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Química, Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2011.

SARAVIA, Ana Paola Kim. **Produção de hidrogênio via decomposição de ácido fórmico empregando carbeto de molibdênio suportado em carvão ativado**. 2014. 127 f. Dissertação (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

SARKAR, N., GHOSH, S.K., BANNERJEE, S., AIKAT, K., **Bioethanol production from agricultural wastes: An overview, Renewable Energy, 2012, 37.**

SCIENTIFIC, Fischer. **γ -Valerolactone, 98%, ACROS Organics™**. Disponível em: <https://www.fishersci.com/shop/products/valerolactone-98-acros-organics-3/AC140795000#?keyword=gamma-Valerolactone>. Acesso em: 08 abr. 2020.

SEBRAE. **Canvas: como estruturar seu modelo de negócio**. 2016. Disponível em: <https://www.sebraepr.com.br/como-estruturar-seu-modelo-de-negocio/>. Acesso em: 07 abr. 2020.

SEBRAE. **Como abrir uma empresa**. 2018. Disponível em: <http://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/passa-a-passo-para-o-registro-da-sua-empresa,665cef598bb74510VgnVCM1000004c00210aRCRD>. Acesso em: 4 mai. 2020.

SEBRAE. **Como definir a quantidade certa de funcionários**. 2020. Disponível em: <https://m.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/ufs/ap/artigos/como-definir-a-quantidade-certa-de-funcionarios,89d89a6cf8bbf510VgnVCM1000004c00210aRCRD?origem=estadual&codUf=3>. Acesso em: 09 jun. 2020.

SHEBANI, A. et al. **The effect of wood extractives on the thermal stability of different wood species**. *Thermochimica Acta*, v.471, 2008, p.43–50.

SIGMA ALDRICH. **γ -Valerolactone**. 2020. Disponível em: <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/v403?lang=pt@ion=BR>. Acesso em: 08 abr. 2020.

SILVA, Thais Michelle Liziere da. **Desenvolvimento e validação de metodologia por cromatografia líquida de alta eficiência (CLAE) para pesquisa de enrofloxacin e ciprofloxacina em dejetos de poedeiras**. 2019. 73 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciência Animal, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2019.

SLUITER, Amie. **Determination of Ash in Biomass**: laboratory analytical procedure (lap). Colorado: National Renewable Energy Laboratory, 2005. 8 slides, color. Disponível em: <https://www.nrel.gov/docs/gen/fy08/42622.pdf>. Acesso em: 24 mai. 2020.

SOLORIO, Jorge. **Os sistemas de tubulação de CPVC podem ser aplicados em plantas de ácido sulfúrico?**. 2018. Disponível em: <https://www.corzan.com/blog-pt/os-sistemas-de-tubulacao-cpvc-podem-ser-aplicados-em-plantas-de-acido-sulfurico>>. Acesso em: 05 jan. 2021

SOUSA, H. **The business model canvas (Parte 1 de 2)**. 2013. Disponível em: <http://mexxer.pt/the-business-model-canvas-1/> >. Acesso em: 09 abr. 2020.

SOUZA, Alexandre do Nascimento. **Licenciamento Ambiental do Brasil sob a perspectiva da Modernização Ecológica**. 2009. 226 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciência Ambiental, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

SOUZA, Monique Silveira. **Análise térmica de um trocador de calor do tipo casca e tubos para resfriamento do resíduo de uma unidade de destilação atmosférica**. 2013. 55 f. Monografia (Doutorado) - Curso de Engenharia Mecânica, Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013. Disponível em: <http://monografias.poli.ufrj.br/monografias/monopoli10007837.pdf>. Acesso em: 11 dez. 2020.

SUN, Y., CHENG, J. **Hydrolysis of lignocellulosic materials for etanol production: a review**. Bioresource Techbology. North Caroline, 2001.

TABELA PERIÓDICA. **Tabela periódica dos elementos químicos**. 2020. Disponível em: <https://www.tabelaperiodica.org/>>. Acesso em: 28 mai. 2020.

TACON, Michel Soares Nery. **Caracterização de biomassas cítricas visando a sua utilização para fins energéticos**. 2018. 125 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2018.

TAGLIAFERRO, Geronimo Virginio. **Instrumentação e controle**. 2018. Disponível em: <http://www.dequi.eel.usp.br/~tagliaferro/Notas%20de%20aula%20inst.%20controle%20rev5.pdf>>. Acesso em: 13 jan. 2021.

TANG, Xing *et al.* Conversion of biomass to γ -valerolactone by catalytic transfer hydrogenation of ethyl levulinate over metal hydroxides. **Applied Catalysis B: Environmental**. New York, p. 827-834. 2014.

TEIXEIRA, Robert de Souza. **Alternativas para gestão do bagaço de laranja**. 2016. 19 f. TCC (Graduação) - Curso de Agronomia, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2016.

THEBE BOMBAS HIDRÁULICAS LTDA. **CATÁLOGO DE PRODUTOS**. Disponível em: http://www.thebe.com.br/Sistemas/Cron_Web/downloads/catalogo_geral_produtos_2018A_50Hz.pdf> Acesso em: 24 jan. 2021.

TODA MATÉRIA. **Características do dióxido de carbono**. 2019. Disponível em: <<https://www.todamateria.com.br/caracteristicas-do-dioxido-de-carbono/>>. Acesso em 28 mai. 2020.

TOLEDO BRASIL - LTDA. **950i - Balança para caminhões: A balança inteligente para caminhões**. 2020. Disponível em: <<https://www.toledobrasil.com/produto/950i-balanca-de-caminhao#:~:text=A%20950i%2C%20balan%C3%A7a%20inteligente%20para,tamb%C3%A9m%20se%20aplica%20a%20uso>>. Acesso em: 31 dez. 2020.

TOLENTINO, N., M., C., FOREZI, L., S., M. Método de preparação industrial de solventes e reagentes químicos: ácido clorídrico. **R. Virtual de Química**, Universidade Federal Fluminense, v. 6. no. 4. p. 1130-1138, 2014.

TOPPINEN, Sami. **Selective process for conversion of levulinic acid to gamma-valerolactone**. US n. US20170183321A1. Depósito: 22 dez. 2016. Concessão: 29 jun. 2017.

TROVIT. **7 distrito industrial (antonio zanin) - Terreno Padrão**. 2020. Disponível em: <<https://imoveis.trovit.com.br/listing/7-distrito-industrial-antonio-zanin-terreno-padrao.1TeUzYD1tQ>> Acesso em: 21 mai. 2020.

UNICAMP-FEA. **Agitação e mistura**. 2015. Disponível em: <https://www.unicamp.br/fea/ortega/aulas/aula14_Agitacao.pdf>. Acesso em: 06 fev. 2021.

VERLI, L. **Se o etanol substituir a gasolina, faltará comida no mundo?** 2007. Disponível em <<http://planetasustentavel.abril.com/>>. Acesso em: 04 mai. 2020.

VGRESÍDUOS. **Quinze perguntas e respostas sobre a NBR 10.004**. 2018. Disponível em: <<https://www.vgresiduos.com.br/blog/15-perguntas-e-respostas-sobre-a-nbr-10004/>>. Acesso em: 24 mai. 2020.

WHITE MARTINS. **Todos os gases**. 2020. Disponível em: <<http://www.praxair.com.br/gases>>. Acesso em: 28 mai. 2020.

WRIGHT, W. R. H., PALKOVITS, R., “**Development of heterogeneous catalysts for the conversion of levulinic acid to γ -valerolactone**”, ChemSusChem, v. 5, pp. 1657–1667, 2012.

YAN, K.; JARVIS, C.; GU, J.; YAN, Y., **Production and catalytic transformation of levulinic acid: A platform for speciality chemicals and fuels**. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2015.

YAN, Z. P., LIN, L., LIU, S. **Synthesis of γ -valerolactone by hydrogenation of biomass-derived Levulinic acid over Ru/C catalyst**. Energy and Fuels, vol. 23, n. 5, pág. 3853–3858, 2009.

YAN, ZHI-PEI. LIN, LU. LIU, SHIJIE. **Synthesis of γ -Valerolactone by Hydrogenation of Biomass-derived Levulinic Acid over Ru/C Catalyst**. Energy & Fuels 2009, Vol. 23, pág. 3853–3858.

YU, G. *et al.* **Pretreatment of Rice Straw by a Hot-Compressed Water Process for Enzymatic Hydrolysis.** Biochem Biotechnol, Hiroshima, p.539-551, 2010.

APÊNDICE

APÊNDICE A – MATÉRIA-PRIMA

A1 - DISPONIBILIDADE DE MATÉRIA PRIMA

O cálculo inicia a partir da quantidade de laranja que é plantada para a produção de suco de laranja no Estado de São Paulo por ano, considerando que 93% desta quantidade é processada para a produção de suco.

$$10,77.10^6 \text{ toneladas de laranja por ano} - 100\%$$

$$Y - 93\%$$

$$Y = 10,02.10^6 \text{ toneladas de laranja por ano.}$$

A partir da quantidade de laranja que será processada, sabe-se que 42% da mesma é bagaço. Deste modo, é possível calcular a quantidade de bagaço de laranja que é produzida no processamento do suco de laranja.

$$10,02.10^6 \text{ toneladas de laranja por ano} - 100\%$$

$$Y - 42\%$$

$$Y = 4,21.10^6 \text{ toneladas de bagaço por ano.}$$

A2 - RECEPÇÃO DA MATÉRIA PRIMA

Optou-se por processar na unidade industrial 40 t/h, sendo assim possível calcular a quantidade de matéria-prima que chega na indústria por dia e também por ano, conforme Equação 1.

$$X = C \cdot t_0 \quad (1)$$

Onde:

- X: quantidade de matéria-prima (t);

- C: capacidade de matéria-prima (t/h);
- t_0 : tempo de processamento (h).

$$X = 40 \text{ t/h} \cdot 24 \text{ h}$$

$$X = 960 \text{ toneladas de bagaço por dia.}$$

$$X = 960 \text{ t/dia} \cdot 351 \text{ dias}$$

$$X = 336960 \text{ toneladas de bagaço por ano.}$$

Com base nos cálculos da matéria-prima, calculou-se a porcentagem que essa quantia representa no total de bagaço de laranja do estado de São Paulo.

$$4,21 \cdot 10^6 \text{ t/ano} - 100\%$$

$$336960 \text{ t/ano} - Y$$

$$Y = 8,01\% \text{ da quantidade de bagaço de laranja do estado de São Paulo.}$$

O caminhão para o transporte da matéria-prima possui 9 eixos e a capacidade máxima de transporte é de 48 toneladas. Desta forma, o cálculo da quantidade de caminhões que chegam na indústria por dia foi determinado conforme a Equação 2.

$$x = \frac{c}{m} \quad (2)$$

Onde:

- x: quantidade de caminhões;
- C_d : quantidade de de matéria-prima por dia (t/dia);
- m: massa total transportada pelo caminhão (t).

$$x = \frac{960 \text{ t/dia}}{48 \text{ toneladas}}$$

$$x = 20 \text{ caminhões por dia.}$$

Como a chegada dos caminhões se dará durante os 3 turnos do dia, pode-se calcular a quantidade de caminhões por turno, conforme a Equação 3.

$$Z = \frac{Q_C}{t_D} \quad (3)$$

Onde:

- Z: quantidade de caminhões por turno;
- Q_C : quantidade de caminhões por dia;
- t_D : turnos do dia.

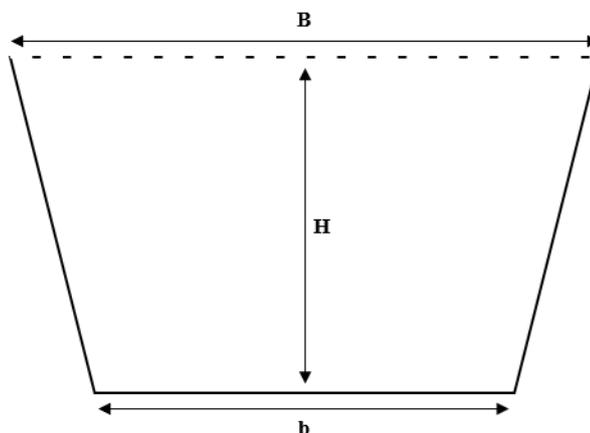
$$Z = \frac{20 \text{ caminhões}}{3 \text{ turnos}}$$

$$Z \simeq 7 \text{ caminhões por turno.}$$

A3 - SILOS TRINCHEIRA (T-101)

A fim de armazenar a matéria-prima bruta (bagaço da laranja úmido) é necessário um silo trincheira que comporte a capacidade da empresa de processar bagaço em um dia (960 toneladas de bagaço). O formato trapezoidal proposto para a construção da trincheira está representado na Figura 40.

Figura 40 – Dimensões de um silo trincheira



Fonte: Adaptado de Revista o Jovem Agricultor, 2015.

O dimensionamento de cada trincheira foi calculado conforme a Equação 4. Esta relação foi proposta por Revista o Jovem Agricultor (2015) para um silo trincheira do formato trapezoidal, como representado na Figura 1. Baseou-se na largura dos caminhões de 9 eixos que

irão trazer o bagaço de laranja das produtoras de sucos locais para definir a largura inferior da trincheira como sendo de 7,5 m (GUIA DO TRC,2007). Além disso, baseou-se na altura alcançada por retroescavadeiras para definir a altura da trincheira como sendo de 3,5 m.

$$A = \left(\frac{B + b}{2} \right) \cdot H_t (4)$$

Onde:

- A: área da face da trincheira (m²);
- B: largura da base maior (m);
- b: largura da base menor (m);
- H_t: altura da trincheira (m).

Desta forma, tem-se que a área da face do silo trincheira é:

$$A = \left(\frac{10,5 \text{ m} + 7,5 \text{ m}}{2} \right) \cdot 3,5 \text{ m}$$

$$A = 31,5 \text{ m}^2$$

Entretanto, ainda é necessário ter o conhecimento do comprimento da trincheira. Primeiramente, é preciso saber o volume que a trincheira deverá comportar, ou seja, o volume ocupado pela capacidade da empresa de processar bagaço em um dia (960 toneladas de bagaço). Para este fim, é preciso encontrar em primeiro momento a massa específica do bagaço da laranja úmido. O cálculo da massa específica é possível ser feito a partir de uma estimativa com os dados da água e do bagaço seco a temperatura ambiente de 20°C, como representada na Equação 5.

$$\rho_{bu} = (x_a \cdot \rho_a) + (x_b \cdot \rho_b) (5)$$

Onde:

- ρ_{BU} : massa específica do bagaço úmido (kg/m³);
- x_a : fração mássica de água no bagaço;
- ρ_a : massa específica da água (kg/m³);
- x_b : fração mássica do bagaço;
- ρ_b : massa específica do bagaço seco (kg/m³).

$$\rho_{BU} = (0,7823 \cdot 998,2 \text{ kg/m}^3) + (0,2177 \cdot 550 \text{ kg/m}^3)$$

$$\rho_{BU} = 900,63 \text{ kg/m}^3$$

Com a informação da massa específica do bagaço úmido é possível encontrar por meio da Equação 6 o volume de bagaço úmido que a trincheira deverá comportar. A Equação 6 caracteriza a definição de densidade (massa específica) como sendo a razão entre massa de uma substância pelo volume ocupado pela mesma.

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (6)$$

Onde:

- ρ : massa específica da substância (kg/m^3);
- m : massa (kg);
- V : volume (m^3).

$$900,63 \text{ kg/m}^3 = \frac{960 \cdot 10^3 \text{ kg}}{V}$$

$$V = 1065,92 \text{ m}^3$$

Com o conhecimento que o silo trincheira deve ser apropriado para comportar 1065,92 m^3 de bagaço de laranja, o comprimento necessário para a trincheira poderá ser encontrada conforme Equação 7.

$$\text{Comprimento} = \frac{V}{A} \quad (7)$$

Onde:

- Comprimento: comprimento da trincheira (m);
- V_T : volume que a trincheira deve comportar (m^3);
- A : área da face da trincheira (m^2).

$$\text{Comprimento} = \frac{1065,92 \text{ m}^3}{31,5 \text{ m}^2}$$

$$\text{Comprimento} = 33,84 \text{ m}$$

Por meio dos cálculos anteriormente executados, é possível visualizar que o comprimento necessário da trincheira para que a mesma comporte o volume desejado de bagaço de laranja é de 33,84 metros.

A4 – TANQUES DE ÁCIDO SULFÚRICO (TQ-401 A TQ-404)

Para calcular o volume do tanque que armazena o ácido sulfúrico na chegada na unidade industrial, considerou que a compra deste é realizada semanalmente conforme a demanda da indústria neste período. Sabe-se que por hora será processado nos reatores de hidrólise 40 toneladas de bagaço, utilizando 5% em peso do ácido (valor escolhido dentre a faixa estipulada por Fitzpatrick (1997), tem-se a massa de ácido necessária ($m_{\text{ác}}$).

$$\begin{aligned} 40 \text{ t/h} & - 100\% \\ m_{\text{ác}} & - 5\% \\ m_{\text{ác}} & = 2 \text{ t/h} \end{aligned}$$

Como a densidade do ácido sulfúrico, na temperatura de 20°C, é de 1,835 g/cm³, é possível determinar o volume de ácido sulfúrico com 99% de pureza necessário para realizar a hidrólise por hora, conforme Equação 8.

$$V = \frac{m_{\text{ác}}}{\rho_{\text{ác}}} \quad (8)$$

Onde:

- $\dot{m}_{\text{ác}}$: vazão mássica de ácido sulfúrico (kg/h);
- $\rho_{\text{ác}}$: densidade de ácido sulfúrico (g/cm³).

$$\begin{aligned} V &= \frac{2 \cdot 10^6 \text{ g/h}}{1,835 \text{ g/cm}^3} \\ V &= 1,0899 \cdot 10^6 \text{ cm}^3 \\ V &= 1,0899 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sendo assim, como a unidade industrial descrita opera 24 horas por dia, calcula-se o volume de ácido sulfúrico com 99% de pureza necessário para realizar a hidrólise por dia.

$$V = 1,089918256 \frac{m^3}{h} \cdot 24 h$$

$$V = 26,1580 m^3/dia$$

Com a finalidade de precaver possíveis eventualidades, tais como, atraso na entrega do ácido, problemas rodoviários, greves de caminhoneiros, os tanques de armazenamento são dimensionados para atender a capacidade da indústria em até 7 dias.

$$V = 26,1580 m^3/dia \cdot 7 dias$$

$$V = 183,1063 m^3/semana$$

Para comportar esse volume é utilizado quatro tanques com capacidade de armazenar 50 m³ cada. Os diâmetros e as alturas dos tanques são determinados pelo fornecedor escolhido, o qual utiliza normas específicas.

APÊNDICE B – BALANÇOS E DIMENSIONAMENTOS DO PROCESSO

B1 - MOINHOS DE FACAS (M-101 E M-102)

B1.1 – Balanço de Massa

Para a moagem do material serão utilizados dois moinhos de facas cada um com capacidade de 25 toneladas por hora. Neste equipamento a corrente de entrada é igual a corrente de saída, considerando um processo sem perdas.

$$\textit{Corrente 1 (entrada)} = \textit{Corrente 2 (saída)}$$

$$\textit{Entra} = 40 t/h$$

$$\textit{Sai} = 40 t/h$$

B.1.2 – Dimensionamento

O moinho foi dimensionado conforme as necessidades da indústria, ou seja, de acordo com as correntes de entrada e saída do equipamento.

B2 - TANQUES DE DILUIÇÃO (TQ-405 E TQ-406)

B2.1 Balanço de Massa

Este tanque objetiva a diluição do ácido com água previamente tratada e livre de impurezas. Levando em consideração a faixa determinada em Fitzpatrick (1997) de 1,5 a 3,5% de concentração, escolheu-se o valor médio de 2,5%. Desta forma, com a Equação 9 (MELZER, 2014) é possível determinar o volume final após diluição.

$$C_1 \cdot V_1 = C_2 \cdot V_2 \quad (9)$$

Onde:

- C_1 : concentração inicial do ácido sulfúrico (%);
- V_1 : volume do ácido sulfúrico puro (m^3);
- C_2 : concentração do ácido sulfúrico diluído (%);
- V_2 : volume do ácido sulfúrico diluído (m^3).

$$99\% \cdot 1,08991825 \, m^3 = 2,5\% \cdot V_2$$

$$V_2 = 43,16076294 \, m^3$$

Assim, o volume de água necessário para fazer a diluição pode ser calculado pela Equação 10 (MELZER, 2014) abaixo.

$$V_{H_2O} = V_2 - V_1 \quad (10)$$

$$V_{H_2O} = 43,16076294 \, m^3 - 1,089918256 \, m^3$$

$$V_{H_2O} = 42,07084468 \, m^3$$

B2.2 Dimensionamento

São dimensionados dois tanques de diluição, a fim de que a agitação esteja ocorrendo a todo instante durante o funcionamento da indústria. Logo, cada tanque deverá ser capaz de armazenar pelo menos 21,5804 m³. De forma a ter uma margem de segurança a fim de evitar possíveis derramamentos, o volume do tanque é acrescido em 30% resultando em 28,0545 m³ e será dimensionado pelo fornecedor que atenderá as normativas específicas.

B2.3 Balanço de Energia

Uma vez que é necessário haver agitação no tanque de diluição a fim de haver uma mistura eficiente entre a água e o ácido sulfúrico. Desta maneira, calculou-se a potência necessário do motor para ocorrer a agitação. Com este fim, primeiramente calculou-se massa específica da mistura (ρ_{mist}) a temperatura ambiente a partir de uma média ponderada entre o valor da mesma para as duas substâncias.

$$\rho_{mist} = (0,025 \cdot 1,83) + (0,975 \cdot 0,9970)$$

$$\rho_{mist} = 1,017825 \text{ g/cm}^3$$

Após, calculou-se a viscosidade da mistura (μ_{mist}) a temperatura ambiente seguindo o mesmo raciocínio do cálculo ser a partir da média ponderada do valor desta propriedade para cada substância.

$$\mu_{mist} = (0,025 \cdot 0,0267) + (0,975 \cdot 0,00089)$$

$$\mu_{mist} = 0,00153525 \text{ kg/m.s} = 0,001535 \text{ 25 Pa.s}$$

Avaliando-se a viscosidade com base em Unicamp-FEA (2015), constatou-se que o tipo de agitador mais indicado é o de impulsor de hélices. Este modelo possui características de uso que se enquadram com o presente processo, sendo utilizado com fluidos de baixa viscosidade ($\mu < 2 \text{ Pa.s}$), possui padrão de circulação axial, além de possuir o diâmetro do impelidor sendo 10% do valor do diâmetro do tanque.

Logo, considerou-se o diâmetro do impelidor sendo 10% do valor do diâmetro do tanque, logo, sendo igual a 0,3 m. Desta forma, é possível calcular o valor adimensional de Reynolds (Equação 44) para esse escoamento para, por fim, calcular a potência do motor responsável pela agitação do tanque. Vale salientar que se considerou a quantia de 30 rotações

por minuto, dado que este valor foi com base que a reação já é exotérmica, desta forma, não se deseja mais calor com agitação (então não pode agitar em demasia).

$$Re = \frac{\rho_{mist} \cdot N \cdot D^2}{\mu_{mist}} \quad (44)$$

Onde que:

- ρ_{mist} : massa específica da mistura (g/m^3);
- N: número de rotações por minuto (rps);
- D: diâmetro do impelidor (m);
- μ_{mist} : viscosidade da mistura ($g/m.s$).

$$Re = \frac{1,017825 \frac{g}{cm^3} \cdot \frac{cm^3}{1 \cdot 10^{-6} m^3} \cdot 30 \text{ rpm} \cdot \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \cdot (0,3 \text{ m})^2}{0,00153525 \frac{kg}{m \cdot s} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}}$$

$$Re = 29833,3659$$

Pela análise de UNICAMP-FEA (2015), tem-se que o valor do número de potência (N_{po}) do equipamento é 2,4. Desta maneira, substituindo os valores conhecidos na Equação 45, tem-se o valor da potência útil (P_o) do motor.

$$N_{po} = \frac{P_o}{\rho_{mist} \cdot N^3 \cdot D^5} \quad (45)$$

$$2,4 = \frac{P_o}{1,017825 \frac{g}{cm^3} \cdot \frac{cm^3}{1 \cdot 10^{-6} m^3} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \cdot \left(30 \text{ rpm} \cdot \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \cdot (0,3 \text{ m})^5}$$

$$P_o = 1,4846 \text{ W}$$

Uma vez que a potência do motor é o resultado da divisão da potência útil com a eficiência do mesmo, encontrou-se a potência de cada um dos motores dos tanques deve ser igual ou superior a 1,7466 W. Vale salientar que se considerou a eficiência dos motores sendo de 85%.

B3.1 Balanço de Massa

O R-201 promove a hidrólise do bagaço em que a celulose e a hemicelulose do bagaço transformam-se em hidroximetilfurfural através da presença de um meio ácido. Os dados da corrente de entrada do reator estão descritos na Tabela B.3.1 1.

Tabela B3.1 1 – Vazões das correntes de entrada do PFR (R-201)

Componentes	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	Densidade (25°C; kg/m ³)	Vazão Mássica (kg/h)
Água	42,0708	998,2	41.995,12
Ácido sulfúrico	1,0899	1.835,00	2.000,00
Bagaço	44,4135	900,6269	40.000,00

Fonte: Autores, 2021.

Partindo do exposto na patente de que o rendimento final de ácido levulínico é 70% com base em hexose, é possível determinar a vazão molar deste ácido no final do arranjo. Para tal, é calculada inicialmente a vazão mássica de celulose e hemicelulose que sai do moinho (massa total de produto de 40 t/h) com auxílio da Tabela B.3.1 2. Destaca-se que hexoses são monossacarídeos com seis carbonos (SANTOS, 2011), ou seja, a celulose e parte da hemicelulose (BEZERRA, 2016). Sendo assim, é executável a quantidade molar de ácido, tal como é apresentada na sequência com auxílio da Tabela B.3.1 2.

Tabela B3.1 2 – Componentes da corrente de entrada no PFR (R-201)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	83.995,12	1	-

Ácido Sulfúrico	2.000,00	0,02	98,08
Água	73.287,12	0,87	18,02
Celulose	1.720,00	0,02	162,14
Hemicelulose	552,00	0,01	156
Cinzas	3.826,40	0,05	93,56
Proteínas	2.204,00	0,03	-
Lignina	364,00	0,00	180
Pectina	41,60	0,00	190

Fonte: Autores, 2021.

De acordo com a patente considera-se que 50% da hemicelulose é hexosana, assim tem-se que 276 kg/h irão reagir, como o peso molecular é de 162 kmol/kg, obtém-se as seguintes vazões molares apresentadas na Tabela B.3.1 3. Com a Equação 11 obtém-se a vazão molar de ácido levulínico no final do arranjo.

Tabela B3.1 3 –Vazões molares que se transformam em ácido levulínico

Componentes	Vazão molar de hexose (kmol/h)
Celulose	10,61
Hemicelulose	1,7

Fonte: Autores, 2021.

$$F_{\text{ác}} = (F_{h/c} + F_{h/h}) \cdot 0,7 \quad (11)$$

Onde:

- $F_{\text{ác}}$: vazão molar de ácido levulínico no final do arranjo (kmol/h);
- $F_{\text{h/c}}$: vazão molar de hexose na celulose (kmol/h);
- $F_{\text{h/h}}$: vazão molar de hexose na hemicelulose (kmol/h).

$$F_{\text{ác}} = \left(10,6080 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} + 1,7037 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}\right) \cdot 0,7$$

$$F_{\text{ác}} = 8,6182 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Considerando que toda a celulose reagiu e a metade da hemicelulose também, o 5-HMF foi formado a partir da equação reacional abaixo. Pela estequiometria é possível determinar a composição das correntes de saída do PFR conforme a Tabela B.3.1 4.

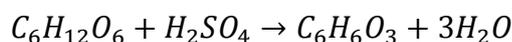


Tabela B3.1 4 – Componentes da corrente de saída no PFR (R-201)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	84.217,06	1	-
Ácido Sulfúrico	2.000,00	0,02	98,08
Água	73.952,42	0,88	18,02
Celulose	0	0	162,14
Hemicelulose	276	0,00	312
Cinzas	3.826,40	0,05	93,56
Proteínas	2.204,00	0,03	-

Lignina	364	0,00	180
Pectina	41,60	0,00	190
5-HMF	1.552,64	0,02	126,11

Fonte: Autores, 2021.

B3.2 Dimensionamento

Para calcular o tamanho do reator, utilizou-se do tempo espacial e da vazão volumétrica. Como a vazão volumétrica do ácido sulfúrico diluído foi calculada anteriormente, 43,16 m³/h, calculou-se a vazão volumétrica para a corrente de bagaço. O cálculo da vazão volumétrica do bagaço foi feito através da Equação 12.

$$v_b = \frac{\dot{m}_p}{\rho_b} \quad (12)$$

Onde:

- v_b : vazão volumétrica do bagaço (m³/h);
- \dot{m}_p : vazão mássica de bagaço (kg/h);
- ρ_b : específica do bagaço (kg/m³).

$$v_b = \frac{40.10^3 \text{ kg/h}}{900,6269 \text{ kg/m}^3}$$

$$v_b = 44,4135 \text{ m}^3/\text{h}$$

Dessa forma, tem-se que a vazão volumétrica total que entra no reator PFR, conforme Tabela B3.2 1

Tabela B3.2 1 – Vazões volumétricas das correntes de entrada do PFR (R-201)

Componentes	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
-------------	---------------------------------------

Água	42,07
Ácido sulfúrico	1,09
Bagaço	44,41
Total	87,57

Fonte: Autores, 2021.

Com os tempos espaciais para cada reator e considerando a vazão volumétrica como constante (já que são líquidos), o volume de cada reator foi determinado pela Equação 13.

$$V_r = v_t \cdot \tau \quad (13)$$

Onde:

- V_r : volume do reator (m^3);
- v_t : vazão volumétrica total (m^3/h);
- τ : tempo espacial (h).

Para o primeiro reator do arranjo, reator PFR, tem-se delimitado pela patente a faixa de tempo espacial de 13 a 20 segundos. No caso de obter melhores resultados, optou-se por 20 segundos de reação.

$$V_r = 87,5743 \, m^3/h \cdot \frac{20}{3600} \, h$$

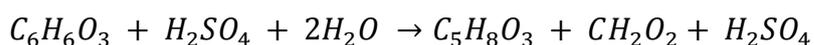
$$V_r = 0,4865 \, m^3$$

B4 - REATOR CSTR (R-202)

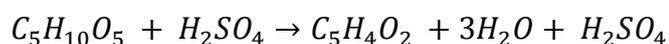
B4.1 Balanço de Massa

A partir dos dados de saída do reator PFR, as quantidades mássicas produzidas na hidrólise do 5-HMF foram determinadas. Para isso, o conhecimento das equações reacionais que acontecem no reator é necessário.

A reação do 5-HMF mais água com catálise ácida gera o ácido fórmico e ácido levulínico. Salientando que neste caso o rendimento do 5-HMF é de apenas 70%, ou seja, 8,6182 kmol/h reagirão.



A reação das pentosanas que não reagiram no PFR com catálise ácida, gera furfural mais água, ou seja, 279 kg/h que com massa molar de 150 kg/kmol. Considerando que haja conversão completa reação do reagente, a reação será:



Com os dados acima é possível determinar a quantidade de todos os componentes que saem do CSTR, conforme apresentado na Tabela B.4.1 1.

Tabela B4.1 1 – Componentes da corrente de saída no reator (R-202)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	84.105,66	1,00	-
Ácido Sulfúrico	2.000,00	0,02	98,08
Água	73.629,71	0,88	18,02
Celulose	0	0,00	162,14
Hemicelulose	0	0,00	312
Cinzas	3.826,40	0,05	93,56

Proteínas	2.204,00	0,03	-
Lignina	364	0,00	180,00
Pectina	41,6	0,00	190,00
5-HMF	465,7916	0,01	126,11
Ácido fórmico	396,6979	0,00	46,03
Ácido levulínico	1.000,66	0,01	116,11
Furfural	176,7957	0,00	96,08

Fonte: Autores, 2021.

B4.2 Dimensionamento

Para calcular o tamanho do reator, utilizou-se do tempo espacial e da vazão volumétrica. Como a vazão volumétrica do ácido sulfúrico diluído foi calculada anteriormente, 43,16 m³/h, fez-se o cálculo da vazão volumétrica para a corrente de bagaço pela Equação 12.

$$v_b = \frac{6712 \text{ kg/h}}{900,6269 \text{ kg/m}^3}$$

$$v_b = 7,4526 \text{ m}^3/\text{h}$$

Dessa forma, tem-se que a vazão volumétrica total que entra no reator CSTR, conforme Tabela B.4.2 1.

Tabela B4.2 1 – Vazões volumétricas das correntes de entrada do CSTR (R-202)

Componentes	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
Água	42,07

Ácido sulfúrico	1,09
Bagaço	7,45
Total	50,61

Fonte: Autores, 2021.

Da mesma maneira que o reator PFR, o volume de cada reator pode ser determinado pela Equação 13. Para o segundo reator do arranjo, reator CSTR, tem-se delimitado pela patente a faixa de tempo espacial de 15 a 30 minutos. Para obter melhores resultados, optou-se por 30 minutos de reação.

$$V_r = 50,6133 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \frac{30}{60} \text{ h}$$

$$V_r = 25,3066 \text{ m}^3$$

B5 – FILTRO (F-201)

B5.1 Balanço de Massa

A partir do exposto na patente norte-americana US005608105A, tem-se que há duas correntes de saída no reator CSTR, uma delas é a corrente de topo e a outra corrente é a de fundo. A corrente de topo do reator contém água, furfural e ácido fórmico em que irá diretamente para o condensador para poder fazer o descarte adequado. Já a corrente de fundo do reator, que contém os outros compostos, irá para o filtro para a retirada dos sólidos desta corrente. Os compostos contidos na corrente de fundo são: cinzas, lignina, proteínas, ácido sulfúrico, pectina, ácido levulínico e o 5-HMF. Na Tabela B.5.1 1, podem-se visualizar os valores das vazões dos componentes na entrada do filtro.

Tabela B5.1 1 – Componentes da corrente de entrada no filtro (F-201)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	9902,46	1,00	-
Ácido Sulfúrico	2000,00	0,20	98,08
Cinzas	3826,40	0,39	93,56
Proteínas	2204,00	0,22	-
Lignina	364,00	0,04	180,00
Pectina	41,60	0,00	190,00
5-HMF	465,79	0,05	126,11
Ácido levulínico	1000,66	0,10	116,11

Fonte: Autores. 2021.

Salienta-se que o filtro é utilizado para a retirada dos sólidos. Desta maneira, o filtro irá retirar os seguintes compostos para a formação da torta: cinzas, proteínas, lignina e a pectina. O restante dos compostos é o filtrado, o qual é constituído de ácido sulfúrico, 5-HMF e ácido levulínico. Na Tabela B.5.1 2, visualiza-se a vazão mássica da torta e do filtrado, e na Tabela B.5.1 3 estão os valores da vazão mássica dos componentes do filtrado.

Tabela B5.1 2 – Vazão mássica da torta e do filtrado no filtro (F-201)

Torta (kg/h)	6436
Filtrado (kg/h)	3466,46
Total (kg/h)	11524,86

Fonte: Autores, 2021.

Tabela B5.1 3 – Componentes do filtrado no filtro (F-201)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	3466,46	1	-
Ácido Sulfúrico	2000,00	0,58	98,08
5-HMF	465,79	0,13	126,11
Ácido levulínico	1000,66	0,29	116,11

Fonte: Autores, 2021

B6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE 5-HMF E ÁCIDO SULFÚRICO (TQ-202)

B6.1 Balanço de Massa

A corrente contendo 5-HMF e ácido sulfúrico, que sai do destilador, é armazenada em um tanque para ser reutilizada no processo posteriormente (TQ-202). Nessa mistura também contém uma quantidade insignificante de ácido levulínico que não foi destilado. Isso porque, de acordo com o *software* utilizado, não é possível destilar todo ácido levulínico contido no destilador. Para esse armazenamento, é utilizado um tanque de aço inox.

Os componentes de saída do destilador, juntamente com suas respectivas quantidades, podem ser vistos na Tabela B.6.1 1 abaixo.

Tabela B6.1 1 – Componentes do tanque de armazenamento (TQ-202)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Densidade (kg/m ³)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
-------------	----------------------	--------------------------------	---------------------------------------

Total	2465,80	-	2,29
Ácido Sulfúrico	1990	1035	1,92
5-HMF	465,79	1290	0,36
Ácido levulínico	10,01	1140	0,01

Fonte: Autores, 2021.

B6.2 Dimensionamento

O dimensionamento do tanque de armazenamento é feito a partir da vazão volumétrica total de uma das correntes de saída do destilador de ácido levulínico, e a partir do tempo em que permanecerá armazenado. De acordo com a Equação 14 pode-se calcular o volume do tanque.

$$V_t = v_t \cdot t \quad (14)$$

Onde:

- V_t : volume do tanque (m³)
- v_t : vazão volumétrica total (m³/h);
- t : tempo de armazenamento (h).

Assim, considerando o tempo de armazenamento de 24 horas e a vazão volumétrica calculada de 2,29256 m³/h, o volume do tanque de armazenamento para a mistura de 5-HMF e ácido sulfúrico é de 55,02148 m³.

B7 – CONDENSADOR (C-201)

B7.1 Balanço de Massa

Considera-se que a vazão mássica de entrada no condensador é igual a sua saída, uma vez que se supõe que não há perdas de produto no processo de condensação.

$$\begin{aligned}\dot{m}_{entrada} &= \dot{m}_{saída} \\ 74.203,2075 \text{ kg/h} &= 74.203,2075 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

B7.2 Balanço de Energia

Inicialmente, encontrou-se a quantidade de calor removido no produto do reator R-202 no processo de condensação, utilizando a Equação 15, sabendo que a temperatura de saída do nosso condensador é de 80°C e a de entrada de 210°C. Vale salientar que se considerou o calor específico da mistura sendo igual ao da água, uma vez que a mesma é composta por 99,23% de água.

$$Qr = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (15)$$

Onde:

- Qr: calor removido no processo (W);
- \dot{m} : vazão mássica (kg/h);
- C_p : calor específico da mistura (kJ/kg.K);
- ΔT : diferença de temperatura da mistura (°C).

$$Qr = 74.203,2075 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot (80^\circ\text{C} - 210^\circ\text{C})$$

$$Qr = -40360608,62 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Logo,

$$Qr = -40360608,62 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \cdot \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}} \cdot \frac{1 \text{ hora}}{3600 \text{ s}}$$

$$Qr = -11211280,17 \text{ W}$$

$$Qr = -11211,28017 \text{ kW}$$

Após, encontrou-se a vazão mássica necessária de água no processo de condensação. Destaca-se que se utilizou como fluido refrigerante água à temperatura ambiente (25°C), e após passar pelo processo, sairá a uma temperatura de 30°C. De forma análoga ao cálculo anterior, utilizando a Equação 15, tem-se que:

$$-40360608,62 \frac{kJ}{h} = \dot{m} \cdot 4,184 \frac{kJ}{kg \cdot K} (25 - 30^{\circ}C)$$

$$\dot{m} = 1929283,395 \frac{kg}{h} \text{ de fluido refrigerante}$$

B7.3 Dimensionamento

A taxa de transferência de calor pode também ser escrita em função da diferença de temperatura média logarítmica de acordo com a Equação 16.

$$U = A \cdot f \cdot \Delta T_{ml} \quad (16)$$

Onde:

- f: fator de correção da temperatura;
- A_{TT} : Área de troca térmica (m²);
- ΔT_{ml} : temperatura média logarítmica (°C).

Para o cálculo do ΔT_{ml} foi empregada a Equação 17:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)} \quad (17)$$

Onde:

$$\Delta T_1 \equiv T_{q,1} - T_{f,1} = T_{\text{fluido quente, entrada}} - T_{\text{fluido frio, entrada}}$$

$$\Delta T_2 \equiv T_{q,2} - T_{f,2} = T_{\text{fluido quente, saída}} - T_{\text{fluido frio, saída}}$$

Calculando, tem-se que:

$$\Delta T_1 \equiv 210^{\circ}C - 25^{\circ}C = 185^{\circ}C$$

$$\Delta T_2 \equiv 80^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C} = 50^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{50 - 185}{\ln(50/185)} = 103,1847539^\circ\text{C}$$

O uso da média logarítmica de temperatura é restrito aos trocadores com fluxo contracorrente ou paralelo, onde há apenas um passe de fluido pelo casco e um passe de fluido pelos tubos. No caso de outras configurações de trocador, no nosso caso são 2 passos de fluidos pelo tubo, faz-se necessário multiplicar o valor da pelo fator de correção da temperatura (f). Este fator é função de constantes (S e R) e pode ser obtido graficamente para cada configuração diferente de fluxo no trocador. Entretanto, como nesse caso há mudança de fase, considera-se que esse fator seja igual a 1.

Uma vez que foram determinados a partir de dados do processo, a área de troca pode ser escrita rearranjando a Equação 17. O valor de U, para um serviço em que a água seja o fluido de trabalho, varia entre 680 a 2380 W/m²K, conforme Anexo AG. Para os cálculos, adotou-se o coeficiente de troca de térmica de 2380 W/m²K, visto que esse coeficiente é inversamente proporcional à área de troca térmica.

$$A = \frac{|Q|}{U \cdot f \cdot \Delta T_{ml}}$$

$$A = \frac{\left| -40360608,62 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right|}{2380 \text{ W/m}^2\text{K} \cdot 1.103,1847539 \text{ K}}$$

$$A = 164,3483003 \text{ m}^2$$

Para o cálculo do número de tubos (n), utiliza-se a Equação 18:

$$A = \pi \cdot D_{ext,tubos} \cdot L \cdot n \quad (18)$$

Onde:

- $D_{ext,tubos}$: Diâmetro externo dos tubos (m);
- L: Comprimento dos tubos (m).

Para isso, utiliza-se o Anexo AH para determinar o diâmetro do casco e o comprimento dele em função da área obtida. Segundo a Norma TEMA, atribuiu-se o diâmetro externo dos tubos dentro dos padrões estipulados. Esses dados estão presentes na Tabela B7.3 1.

Tabela B7.3 1 – Dados atribuídos ao trocador de calor (C-201)

Diâmetro externo do casco [mm]	Comprimento dos tubos [mm]	Diâmetro externo dos tubos [pol]
736,6	3048	1

Fonte: Autores, 2021.

$$164,3483003 = \pi \cdot 0,0254 \cdot 3,048 \cdot n$$

$$n = 675,72 \equiv 676 \text{ tubos}$$

B8 - TANQUE DE NEUTRALIZAÇÃO DE ÁCIDO FÓRMICO E FURFURAL (TQ-201)

B8.1 Balanço de Massa

O tanque de neutralização do ácido fórmico é utilizado após a saída dessa mistura do condensador, juntamente com grande quantidade de água. O objetivo é o tratamento do ácido fórmico e do furfural através da adição de hidróxido de sódio e, esta etapa antecede o desloque dos fluidos até uma lagoa localizada na unidade industrial. O tanque utilizado para esse fim, será construído de aço inox.

A seguir, tem-se a Tabela B.8.1 1 com os respectivos valores das correntes de saída do condensador.

Tabela B8.1 1 – Componentes de saída do condensador (C-201)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)	Densidade (kg/m ³)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
Total	74.203,21	1	-	-	74,24

Água	73.629,71	0,99	18,02	998,20	73,76
Ácido fórmico	396,70	0,01	46,03	1220	0,33
Furfural	176,80	0,00	96,08	1160	0,15

Fonte: Autores, 2021.

Para a neutralização dos compostos, utiliza-se hidróxido de sódio. O cálculo da vazão mássica de NaOH a ser adicionado no tanque pode ser feito através da Equação 19 abaixo.

$$\dot{m} = F_{\text{ác/f}} \cdot MM \quad (19)$$

Onde:

- \dot{m} : vazão mássica de NaOH (kg/h);
- $F_{\text{ác/f}}$: vazão molar de ácido fórmico e furfural (kmol/h);
- MM: massa molecular do NaOH (kg/kmol).

Assim, tendo como soma das vazões molares de ácido fórmico e furfural 10,46 kmol/h e massa molecular do hidróxido de sódio de 39,99 kg/kmol, a vazão mássica de NaOH necessária para neutralizar a mistura é de 418,3 kg/h.

B8.2 Dimensionamento

Para o dimensionamento do tanque de neutralização, utiliza-se o tempo de residência de 10 minutos, ou seja, 0,16667 horas, tempo necessário para a base neutralizar os ácidos presentes. Fez-se o cálculo da vazão volumétrica de NaOH de acordo com a Equação 20 abaixo.

$$v_{NaOH} = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (20)$$

Onde:

- v : vazão volumétrica de NaOH (m³/h);

- m : vazão mássica de NaOH (kg/h);
- ρ : densidade de NaOH (kg/m³).

Assim, como a densidade de NaOH é 2130 kg/m³ e a vazão mássica é de 418,3 kg/h, a vazão volumétrica de NaOH é de 0,1964 m³/h. Então, a vazão volumétrica total é a soma das vazões de saída do condensador e a vazão volumétrica de NaOH. Assim, tem-se 74,44 m³/h de vazão volumétrica total em 0,16667 horas. Conforme a Equação 14, o volume do tanque é de 12,41 m³.

B9 - REATOR CSTR (R-301)

B9.1 Balanço de Massa

O balanço de massa é feito considerando todas as correntes de entrada e suas quantidades. No primeiro reator do processo de produção da γ -valerolactona, tem-se a entrada de ácido levulínico, ácido sulfúrico, hidrogênio molecular e catalisador Ru/C.

Para os cálculos das vazões mássicas das correntes de entrada do reator, consideram-se os percentuais contidos na patente e também através da estequiometria da reação. Os componentes de entrada do reator CSTR com suas respectivas quantidades estão contidos na Tabela B.9.1 1.

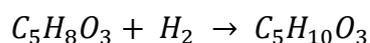
Tabela B9.1 1 – Componentes de entrada do reator (R-301)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	kmol/h	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	1042,62	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10	0,10	0,01	98,08
Ácido levulínico	990,66	8,53	0,95	116,11
Hidrogênio	17,20	8,53	0,02	2,02

Catalisador Ru/C	24,77	-	-	-
------------------	-------	---	---	---

Fonte: Autores, 2021.

A vazão mássica de ácido levulínico pode ser obtida a partir da destilação na etapa final da sua produção, onde contém uma quantidade pequena de ácido sulfúrico que não foi separado. Para o catalisador, utiliza-se 2,5%, pois de acordo com a patente, a quantidade de catalisador está entre 1 a 5%. A quantidade de hidrogênio adicionado foi calculada a partir da estequiometria da reação, visto que um mol de ácido levulínico reage com um mol de ácido levulínico. A reação pode ser observada abaixo.



No primeiro reator para a produção da GVL, o ácido levulínico, juntamente com hidrogênio molecular e na presença de catalisador Ru/C, formam o intermediário 4-hidroxipentanóico. O 4-hidroxipentanóico formado corresponde a 7% do produto e os outros 93% são de γ -valerolactona. Para converter o 4-hidroxipentanóico em γ -valerolactona, fez-se o uso de outro reator e outras condições.

O ácido levulínico e o hidrogênio reagem totalmente, formando 4-hidroxipentanóico, γ -valerolactona e água. As correntes de saída com suas respectivas vazões mássicas podem ser observadas abaixo.

Tabela B9.1 2 – Componentes da corrente de saída do reator (R-301)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	1042,70	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10,00	0,10	0,01	98,08

4-Hidroxipentanóico	70,55	0,60	0,07	118,13
GVL	794,43	7,93	0,76	100,12
Água	142,95	7,93	0,14	18,02
Catalisador Ru/C	24,77	-	-	-

Fonte: Autores, 2021.

B9.2 Dimensionamento

Para o dimensionamento do reator R-301, utiliza-se o tempo espacial e a vazão volumétrica total. As vazões volumétricas para cada componente podem ser vistas na tabela B.9.2 1 abaixo.

Tabela B9.2 1 – Vazões volumétricas das correntes de entrada do reator (R-301)

Componentes	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
Ácido sulfúrico	0,01
Ácido levulínico	0,87
H ₂	0,19
Ru/C	0,00
Total	1,07

Fonte: Autores, 2021.

De acordo com o pressuposto na patente e a Equação 13, o tempo espacial para o reator R-103 é de 45 minutos, ou seja, 0,75 horas. A vazão volumétrica total que entra no reator é de 1,067765285 m³/h. Através da Equação 13 pode-se calcular o volume do reator.

$$V_r = 1,067765285 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 0,75 \text{ h}$$

$$V_r = 0,800 \text{ m}^3$$

B10 - FILTRO PARA O Ru/C (F-301)

B10.1 Balanço de Massa

A vazão mássica total de saída do reator R-301 será composta por 1042,7 kg/h. Entre essa vazão, 2,5% é composta pelo catalisador Ru/C, ou seja, 24,77 kg/h. Para o produto retirado do primeiro reator ir para o segundo reator, onde mais γ -valerolactona é produzida, se faz necessário a retirada desse catalisador antes da entrada no próximo reator. Assim, utiliza-se um filtro para retirar o catalisador sólido dos demais componentes da corrente de saída. Na Tabela B.10.1 1 encontram-se os componentes na entrada do presente filtro (F-301)

Tabela B10.1 1 – Componentes de entrada do filtro (F-301)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	1042,70	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10,00	0,10	0,01	98,08
4-Hidroxipentanóico	70,55	0,60	0,07	118,13
GVL	794,43	7,93	0,76	100,12
Água	142,95	7,93	0,14	18,02

Catalisador Ru/C	24,77	-	-	-
------------------	-------	---	---	---

Fonte: Autores, 2021.

O catalisador se designa por torta, enquanto que o 4-hidroxipentanóico, γ -valerolactona e água se designam por filtrado. Os valores da quantidade de torta e filtrado podem ser vistos na Tabela B.10.1 2.

Tabela B10.1 2 – Vazão mássica da torta e do filtrado no filtro (F-301)

Torta (kg/h)	24,76645
Filtrado (kg/h)	1017,935
Total (kg/h)	1042,701

Fonte: Autores, 2021.

Para o filtrado, podem-se observar as vazões mássicas para cada componente na Tabela B.10.1 3.

Tabela B10.1 3 – Componentes de filtrado no filtro (F-301)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Ácido Sulfúrico	10	0,10	0,01	98,08
4-Hidroxipentanóico	70,55	0,60	0,07	118,13
GVL	794,43	7,93	0,76	100,12
Água	142,95	7,93	0,14	18,02

Fonte: Autores, 2021.

B11 - SEGUNDO REATOR CSTR (R-302)

B11.1 Balanço de Massa

Para o segundo reator CSTR (R-302), o balanço de massa foi realizado considerando também todas as correntes de entrada e suas quantidades. Neste segundo reator do processo de produção da γ -valerolactona, tem-se a entrada de ácido 4-hidroxipentanoico, ácido sulfúrico, água e catalisador de zeólita ZSM-5.

A vazão de entrada do reator é a corrente de saída do filtro, o qual retira as partículas sólidas, ou seja, o catalisador do processo anterior. Para especificar a quantidade de zeólita utilizada deste reator, consideram-se os percentuais contidos na patente. Os componentes de entrada do segundo reator CSTR com suas respectivas quantidades estão contidos na Tabela B.11.1 1.

Tabela B11.1 1 – Componentes de entrada do reator (R-302)

Componente	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração mássica	Peso molecular (kg/kmol)
Total	1017,93	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10	0,1	0,01	98,08
4-Hidroxipentanóico	70,55	0,6	0,07	118,13
GVL	794,43	7,93	0,78	100,12
Água	142,95	7,93	0,14	18,02
Catalisador ZSM-5	10,43	-	-	-

Fonte: Autores, 2021.

A vazão mássica do ácido 4-hidroxipentanóico, tem-se a partir da saída do primeiro reator. Para o catalisador, utiliza-se 1,0%, pois de acordo com a patente, foi um valor considerado nos exemplos. A reação contida neste segundo reator pode ser observada abaixo.



No segundo reator para a produção da GVL, o intermediário ácido 4-hidroxipentanóico formado no primeiro reator, juntamente com a presença de catalisador de zeólita ZSM-5, formam o GVL e água. A conversão do intermediário ácido 4-hidroxipentanóico em GVL e água é de 99,6%, e os outros 0,4% são de ácido 4-hidroxipentanóico que não reagiu.

Além disso, salienta-se que neste reator acontece a eliminação de água pela corrente de topo do mesmo, e os outros compostos contidos no reator saem pela corrente de fundo.

As correntes de saída com suas respectivas vazões mássicas podem ser observadas abaixo.

Tabela B11.1 2 – Componentes de saída do reator (R-302)

Componente	Vazão mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração mássica	Peso molecular (kg/kmol)
Total	1017,94	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10	0,1	0,01	98,08
4-Hidroxipentanóico	4,03	0,03	0	118,13
GVL	850,81	8,5	0,84	100,12
Água	153,09	8,5	0,15	18,02
Catalisador ZSM-5	10,18	-	-	-

Fonte: Autores, 2021.

B11.2 Dimensionamento

Para o dimensionamento do reator R-302, utiliza-se o tempo espacial e a vazão volumétrica total. As vazões volumétricas para cada componente podem ser vistas na tabela B.11.2 1 abaixo.

Tabela B11.2 1 – Vazões volumétricas das correntes de entrada do reator (R-302)

Componentes	Vazão Volumétrica (m³/h)
Ácido sulfúrico	0,01
GVL	0,76
4-Hidroxipentanóico	0,06
Água	0,14
Catalisador ZSM-5	0,01
Total	0,98

Fonte: Autores, 2021.

De acordo com o pressuposto na patente, o tempo espacial para o reator R-302 é de 30 minutos, ou seja 0,5 horas. A vazão volumétrica total que entra no reator é de 0,9797999047 m³/h. Através da Equação 13 pode-se calcular o volume do reator.

$$V_r = 0,9797999047 \cdot 0,5$$

$$V_r = 0,490 \text{ m}^3$$

B12 - FILTRO PARA A ZSM-5 (F-302)

B12.1 Balanço de massa

Filtros são responsáveis por remover compostos para a formação da torta. Os restantes dos compostos, que não formaram a torta, designam-se por filtrado. Como neste caso utiliza-se 1% de catalisador de zeólita ZSM-5 na reação, totalizando 10,17934625 kg/h de ZSM-5, é

preciso utilizar um filtro de inox com uma capacidade que pudesse suprir a vazão de saída desse reator de 875,024 kg/h. O filtro utilizado foi de capacidade para 1m³/h de líquido. Na Tabela B.12.1 1, pode-se visualizar os valores das vazões dos componentes na entrada do filtro.

Tabela B12.1 1 – Componentes da corrente de entrada do filtro (F-302)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar (kmol/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	875,02	-	1	-
Ácido Sulfúrico	10,00	0,10	0,01	98,08
4-Hidroxipentanóico	4,03	0,03	0,00	118,13
GVL	850,81	8,50	0,97	100,12
Catalisador ZSM-5	10,18	-	0,01	-

Fonte: Autores, 2021.

Salienta-se que o filtro é utilizado para a retirada dos sólidos. Desta maneira, o filtro remove o catalisador de zeólita ZSM-5 para a formação da torta. O restante dos compostos, ácido sulfúrico, ácido 4-hidroxipentanóico e γ -valerolactona designam-se por filtrado. Na Tabela B12.1 2, visualiza-se a vazão mássica da torta e do filtrado, e na Tabela B12.1 3 os valores da vazão mássica dos componentes do filtrado.

Tabela B12.1 2 – Vazão mássica da torta e do filtrado no filtro (F-302)

Torta (kg/h)	10,18
Filtrado (kg/h)	864,84

Total (kg/h) 875,02

Fonte: Autores, 2021.

Tabela B12.1 3 – Componentes do filtrado no filtro (F-302)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica	Peso Molecular (kg/kmol)
Total	875,02	1	-
Ácido Sulfúrico	10	0,01	98,08
4-Hidroxipentanóico	4,03	0	118,13
GVL	850,81	0,97	100,12

Fonte: Autores, 2021.

B13 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE GVL (TQ-301)

B13.1 Balanço de massa

Neste tanque, a GVL e a pequena quantidade de ácido sulfúrico provenientes da destilação, serão armazenados. Na etapa anterior, a destilação proporcionou obter GVL com 99,99% de pureza. Desta forma, o tanque para esta mistura será constituído de aço inox. Os componentes presentes nesse tanque, juntamente com suas respectivas quantidades podem ser evidenciados na Tabela B.13.1 1.

Tabela B13.1 1 – Componentes do tanque de armazenamento de GVL (TQ-301)

Componentes	Vazão mássica (Kg/h)	Densidade (kg/m³)	Vazão volumétrica (m³/h)
Total	850,73	-	0,81

Ácido Sulfúrico	0	1035	0
GVL	850,73	1050	0,81

Fonte: Autores, 2021.

B13.2 Dimensionamento

O dimensionamento do tanque de armazenamento é feito a partir da vazão volumétrica total de uma das correntes de saída do destilador de GVL, e a partir do tempo em que permanecerá armazenado. De acordo a Equação 14 pode-se calcular o volume do tanque.

Assim, considerando o tempo de armazenamento de 24 horas e a vazão volumétrica calculada de 0,81 m³/h, o volume do tanque de armazenamento para a mistura de GVL e ácido sulfúrico é de 19,44 m³.

B14 - TANQUE DE NEUTRALIZAÇÃO DA CORRENTE DE FUNDO DO DESTILADOR D-301 (TQ-302)

B14.1 Balanço de massa

O tanque vai neutralizar a corrente que sai no fundo do destilador que separa a GVL dos demais componentes. Desta maneira, os compostos desta corrente estão o ácido sulfúrico, ácido 4-hidroxipentanóico, e uma pequena quantidade de GVL. Salienta-se que nesta corrente contém ácido sulfúrico e o ácido 4-hidroxipentanóico, os quais são um ácido inorgânico forte e um ácido orgânico, respectivamente. Desta maneira, é utilizado hidróxido de sódio para neutralizar os ácidos contidos nesta corrente, e o tanque utilizado será de aço inox.

O cálculo da vazão mássica de NaOH a ser adicionado no tanque pode ser feito através da Equação 19. Assim, tendo como soma das vazões molares de ácido sulfúrico e do ácido 4-hidroxipentanóico 0,136 kmol/h e massa molecular do hidróxido de sódio de 39,99 kg/kmol, a vazão mássica de NaOH necessária para neutralizar a mistura é de 10,88 kg/h. Os componentes de saída do destilador e o hidróxido de sódio, juntamente com suas respectivas quantidades, podem ser vistos na Tabela B.14.1 1 abaixo.

Tabela B14.1 1 – Componentes do tanque de neutralização (TQ-302)

Componentes	Vazão Mássica (kg/h)	Densidade (kg/m ³)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
Total	14,12	-	0,02
Ácido Sulfúrico	10,00	1035	0,01
GVL	0,09	1050	0,00
4-HPA	4,03	1100	0,00
NaOH	10,89	2130	0,01

Fonte: Autores, 2021.

B14.2 Dimensionamento

Para o dimensionamento do tanque de neutralização, utiliza-se o tempo de residência de 10 minutos, ou seja, 0,16667 horas, tempo necessário para a base neutralizar os ácidos presentes. Fez-se o cálculo da vazão volumétrica de NaOH de acordo com a Equação 20. Assim, como a densidade de NaOH é 2130 kg/m³ e a vazão mássica é de 10,88 kg/h, a vazão volumétrica de NaOH é de 0,0051 m³/h. Assim, a vazão volumétrica total é a soma das vazões de saída do condensador, conforme consta na Tabela B.27, e a vazão volumétrica de NaOH. Assim, tem-se a vazão volumétrica calculada de 0,0185 m³/h, o volume do tanque de neutralização é 0,003084 m³.

B15 – CONDENSADOR (C-301)

B15.1 – Balanço de Massa

Considera-se que a vazão mássica de entrada no condensador é igual a sua saída, uma vez que se supõe que não há perdas de produto no processo de condensação.

$$\begin{aligned}\dot{m}_{entrada} &= \dot{m}_{saída} \\ 153,0926932 \text{ kg/h} &= 153,0926932 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

B15.2 – Balanço de Energia

Inicialmente, encontrou-se a quantidade de calor removida no processo de condensação, utilizando a Equação 15, sabendo que a temperatura de saída do condensador do produto que queremos condensar (água) é de 80°C e a de entrada de 110°C.

$$\begin{aligned}Q_r &= 153,0926932 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot (80^\circ\text{C} - 110^\circ\text{C}) \\ Q_r &= -19216,19485 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}\end{aligned}$$

Logo,

$$\begin{aligned}Q_r &= -19216,19485 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \cdot \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}} \cdot \frac{1 \text{ hora}}{3600 \text{ s}} \\ Q_r &= -5337,831903 \text{ W} \\ Q_r &= -5,3378 \text{ kW}\end{aligned}$$

Após, encontrou-se a vazão mássica necessária de fluido refrigerante no processo de condensação. Destaca-se que se utilizou como fluido refrigerante água à temperatura ambiente (25°C) até chegar a 30°C. De forma análoga ao cálculo anterior, utilizando a Equação 15, tem-se que:

$$\begin{aligned}-19216,19485 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} &= \dot{m} \cdot 4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} (25 - 30^\circ\text{C}) \\ \dot{m} &= 918,5561592 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de fluido refrigerante}\end{aligned}$$

A taxa de transferência de calor pode também ser escrita em função da diferença de temperatura média logarítmica de acordo com a Equação 16. Calculando, tem-se que:

$$\begin{aligned}\Delta T_1 &\equiv 110^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C} = 85^\circ\text{C} \\ \Delta T_2 &\equiv 80^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C} = 50^\circ\text{C} \\ \Delta T_{ml} &= \frac{50 - 85}{\ln(50/85)} = 68,95954876^\circ\text{C}\end{aligned}$$

O uso da média logarítmica de temperatura é restrito a trocadores com fluxo contracorrente ou paralelo onde há apenas um passe de fluido pelo casco e um passe de fluido pelos tubos. No caso de outras configurações de trocador, no nosso caso são 2 passos de fluidos pelo tubo, faz-se necessário multiplicar o valor da pelo fator de correção da temperatura (f). Este fator é função de constantes (S e R) e pode ser obtido graficamente para cada configuração diferente de fluxo no trocador, entretanto como nesse caso há mudança de fase, consideramos que esse fator seja igual a 1.

Uma vez que foram determinados a partir de dados do processo, a área de troca pode ser escrita rearranjando a Equação 17. O valor de U, para um serviço em que água seja o fluido de trabalho, varia entre 680 a 2380 W/m²K, conforme Anexo AG. Para os cálculos, adotou-se o coeficiente de troca de térmica de 2380 W/m²K, visto que esse coeficiente é inversamente proporcional à área de troca térmica.

$$A = \frac{|Q|}{U \cdot f \cdot \Delta T_{ml}}$$

$$A = \frac{\left| -19216,19485 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right|}{2380 \text{ W/m}^2\text{K} \cdot 1.68,95954876 \text{ K}}$$

$$A = 0,1170835 \text{ m}^2$$

Para o cálculo do número de tubos (n), utiliza-se a Equação 18. Para isso utilizamos o Anexo AH para determinar o diâmetro do casco e o comprimento dele em função da área obtida. Segundo a Norma TEMA atribuiu-se o diâmetro externo dos tubos dentro dos padrões estipulados. Esses dados estão presentes na Tabela B.15.2 1.

Tabela B15.2 1 – Dados atribuídos ao trocador de calor (C-301)

Diâmetro externo do casco [mm]	Comprimento dos tubos [mm]	Diâmetro externo dos tubos [pol]
736,6	2438	44287

Fonte: Autores, 2021.

$$0,1170835 = \pi \cdot 0,00635 \cdot 2,4384 \cdot n$$

$$n = 2,4069 \equiv 3 \text{ tubos}$$

APÊNDICE C - INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

C.1 - PRIMEIRA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA ENTRE PROCESSOS

Inicialmente, encontrou-se a quantidade de calor para vaporizar água à temperatura ambiente (25°C) até a temperatura necessária para utilizar nas camisas de aquecimento dos reatores da GVL (152°C). Sabendo que a vazão mássica dos fluidos (água) nas duas camisas dos reatores são 9,6 e 169,96 kg/h, respectivamente, utiliza-se a Equação 21.

$$Q_{ie} = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (21)$$

Onde:

- Q_{ie} : calor necessário no processo (W);
- \dot{m} : vazão mássica do fluido utilizado para aquecimento nas camisas dos reatores (kg/h);
- C_p : calor específico do fluido utilizado para aquecimento nas camisas dos reatores (kJ/kg.K);
- ΔT : diferença de temperatura do fluido de aquecimento (°C).

$$Q = (9,6 + 169,96) \frac{kg}{h} \cdot 4,184 \frac{kJ}{kg \cdot K} \cdot (152^\circ C - 25^\circ C)$$

$$Q = 95412,43808 \frac{kJ}{h}$$

Logo,

$$Q = 95412,43808 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1 \text{ hora}}{3600 \text{ s}}$$

$$Q = 26,503455 \text{ kW}$$

Com os dados obtidos até então, é possível realizar a integração energética com a corrente de topo do CSTR do ácido levulínico que está a 210°C. O objetivo é utilizar a corrente de topo do CSTR para aquecer o fluido quente das camisas de aquecimento dos reatores da GVL. Para isso, determinou-se a temperatura de saída da corrente de topo do CSTR utilizando a sua energia disponível.

$$-95412,43808 = 74.203,2075 \text{ kg/h} \cdot 4,184 \frac{kJ}{kg \cdot K} \cdot (T - 210^\circ C)$$

$$T = 209,69^\circ C$$

Desta forma, utilizando a corrente de topo do CSTR do ácido levulínico, é viável produzir vapor à temperatura necessária para as camisas de aquecimento dos reatores da GVL. É possível analisar que após a integração energética em questão, a corrente, que estava a 210°C, teve um pequeno declive em sua temperatura, ficando em 209,69°C. Portanto, ainda há energia disponível para utilização dessa mesma corrente para uma outra integração energética.

C.2 - SEGUNDA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA ENTRE PROCESSOS

Posteriormente, analisou-se a integração energética da corrente de topo do CSTR do ácido levulínico para aquecer o fluido quente das camisas de aquecimento dos reatores do mesmo. De forma análoga à primeira integração energética, encontrou-se a quantidade de calor para vaporizar água à temperatura ambiente (25°C) até a temperatura necessária para utilizar nas camisas de aquecimento dos reatores do ácido levulínico (242°C). Sabendo que a vazão mássica dos fluidos (água) nas duas camisas dos reatores são, respectivamente, 33407,95 e 858,55 kg/h, utiliza-se a Equação 21 apresentada anteriormente.

$$Q = (33407,95 + 858,55) \frac{kg}{h} \cdot 4,184 \frac{kJ}{kg \cdot K} \cdot (242^{\circ}C - 25^{\circ}C)$$

$$Q = 31111514,81 \frac{kJ}{h}$$

Logo,

$$Q = 31111514,81 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1 \text{ hora}}{3600 \text{ s}}$$

$$Q = 8642,087448 \text{ kW}$$

Com os dados obtidos até então e de forma análoga, determina-se a temperatura de saída da corrente de topo do CSTR após esta segunda integração, utilizando a sua energia disponível.

$$-31111514,81 = 74.203,2075 \text{ kg/h} \cdot 4,184 \frac{kJ}{kg \cdot K} \cdot (T - 209,69^{\circ}C)$$

$$T = 109,48^{\circ}C$$

Analisando a temperatura da corrente de topo do 2° CSTR da GVL, percebe-se que após as duas integrações energéticas obteve-se uma temperatura de 109,48°C. Uma vez que a água a pressão atmosférica possui ponto de ebulição de 100°C, ainda é necessária que essa corrente seja condensada para seu adequado tratamento subsequente.

C.3 - CONDENSADOR PARA CORRENTE DA INTEGRAÇÃO

Utilizando o mesmo condensador já discutido, fez-se um novo dimensionamento considerando as integrações energéticas que a corrente participou. Inicialmente, encontrou-se a quantidade de calor removido do produto do reator R-202 no processo de condensação, utilizando a Equação 21, sabendo que a temperatura de saída do condensador é de 80°C e a de entrada de 109,48°C.

$$Q_r = 74.203,2075 \frac{kg}{h} \cdot 4,184 \frac{kJ}{kg \cdot K} \cdot (80^{\circ}C - 109,48^{\circ}C)$$

$$Q_r = -9152544,171 \frac{kJ}{h}$$

Logo,

$$Q_r = -9152544,171 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1000 J}{1 kJ} \cdot \frac{1 hora}{3600 s}$$

$$Q_r = -2542,373381 kW$$

Após, encontrou-se a vazão mássica necessária de água no processo de condensação. Destaca-se que se utilizou como fluido refrigerante água à temperatura ambiente (25°C), e após passar pelo processo, sairá a uma temperatura de 30°C. De forma análoga ao cálculo anterior, utilizando a Equação 21, tem-se que:

$$-9152544,171 \frac{kJ}{h} = \dot{m} \cdot 4,184 \frac{kJ}{kg \cdot K} (25 - 30^\circ C)$$

$$\dot{m} = 437502,1114 \frac{kg}{h} \text{ de fluido refrigerante}$$

A taxa de transferência de calor pode também ser escrita em função da diferença de temperatura média logarítmica de acordo com a Equação 17. Calculando, tem-se que:

$$\Delta T_1 \equiv 109,48^\circ C - 25^\circ C = 84,48^\circ C$$

$$\Delta T_2 \equiv 80^\circ C - 30^\circ C = 50^\circ C$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{50 - 84,48}{\ln(50/84,48)} = 65,73982481^\circ C$$

O valor do fator de correção da temperatura (f) pode ser obtido graficamente para cada configuração diferente de fluxo no trocador. Entretanto, como nesse caso há mudança de fase, consideramos que esse fator seja igual a 1.

Uma vez que foram determinados a partir de dados do processo, a área de troca é determinada pela Equação 17. O valor de U, para um serviço em que água seja o fluido de trabalho, varia entre 680 a 2380 W/m²K, conforme tabela do Anexo AG. Para os cálculos, adotou-se o coeficiente de troca térmica de 2380 W/m²K, visto que esse coeficiente é inversamente proporcional à área de troca térmica.

$$A = \frac{\left| -9152544,171 \frac{kJ}{h} \right|}{2380 W/m^2K \cdot 1.65,73982481 K}$$

$$A = 58,49736907 m^2$$

Para o cálculo do número de tubos (n), utiliza-se a Equação 18. Para isso, utiliza-se o Anexo H para determinar o diâmetro do casco e o comprimento dele em função da área obtida. Segundo a Norma TEMA, atribuiu-se o diâmetro externo dos tubos dentro dos padrões estipulados. Esses dados estão presentes na Tabela C3 1.

Tabela C3 1 – Dados atribuídos ao trocador de calor da integração energética

Diâmetro externo do casco [mm]	Comprimento dos tubos [mm]	Diâmetro externo dos tubos [pol]
736,6	3048	1

Fonte: Autores, 2021.

$$58,49736907 = \pi \cdot 0,0254 \cdot 3,048 \cdot n$$

$$n = 240,51257 \equiv 241 \text{ tubos}$$

APÊNDICE D – PROJETO DE INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS

D.1 ÁGUA FRIA

D.1.1 Demanda de água fria

Para o cálculo da demanda de água fria em todas as áreas da indústria e a quantidade de equipamentos, utilizou-se como base o livro Macintyre (2010). A indústria tem demanda de água fria no setor fabril e nos prédios auxiliares.

- a) Refeições

Segundo Macintyre (2010), os gastos de água por dia para cada funcionário são de 25 litros, incluindo limpeza de louças, então para 1 turno, será:

$$\begin{aligned} \text{Refeições} &= 25 \text{ L/dia} \cdot 65 \text{ funcionários} \\ \text{Refeições} &= 1625 \text{ L/dia} \end{aligned}$$

Como a indústria tem 3 turnos, a demanda total será de 4875 litros de água fria por dia nas refeições.

b) Chuveiros

Para os chuveiros, em relação aos banhos, cada pessoa utiliza em torno de 60 L em um banho. Segundo o Macintyre (2010) é utilizado 0,2 L/s pelo chuveiro quando ligado, considerando que um banho de cada operário dura em média 5 minutos. Logo:

$$\begin{aligned} V &= 0,2 \text{ L/s} \cdot 300 \text{ s} \\ V &= 60 \text{ L} \end{aligned}$$

Considerando que somente os funcionários da área administrativa e os seguranças não tomam banho na empresa, tem-se 51 pessoas. Desta forma o cálculo do gasto de água nos chuveiros é feito da seguinte maneira: considerando que cada um toma 1 banho por dia, tem-se que para os 4 chuveiros, se utilizados ao mesmo tempo, gasta-se um tempo de 1,021 horas para que todos tomem banho. Então para 1 turno, será:

$$\begin{aligned} \text{Chuveiro} &= 60 \text{ L/funcionários} \cdot 51 \text{ funcionários} \\ \text{Chuveiro} &= 3060 \text{ L} \end{aligned}$$

Considerando também, que cada um toma um banho por dia, tem-se o cálculo para os 4 chuveiros:

$$\begin{aligned} \frac{3060 \text{ L}}{4 \text{ chuveiros}} &= 765 \text{ L para cada chuveiro} \\ &765 \text{ L} - Xs \end{aligned}$$

$$0,2 L - 1 s$$

$$Xs = 3825 s = 1,0624 h$$

Logo:

$$\frac{3060 L}{1,0625h} = 2880L/h \cdot 24 h = 69120 L/dia$$

Como a indústria possui 3 turnos, a demanda de água total para os chuveiros é de 207360 litros por dia.

Com essa informação, considerando-se que a temperatura ideal para um banho seja de 40°C, pode-se fazer um balanço de massa e energia para determinar a quantidade de água de água fria necessária no chuveiro. Neste caso, considera-se que a água quente a ser mistura está a 90°C e a água fria a 15°C. O balanço de massa e energia para a quantidade de água quente por turno de trabalho pode ser determinado pela Equação 22:

$$Q_{total} = QQ + QF \quad (22)$$

Onde:

- Q_{total} : vazão total requerido no processo (J);
- QQ: vazão da corrente quente (J);
- QF: vazão da corrente fria (J).

Arranjando algebricamente, multiplicou-se todos os lados pela entalpia (H), formando a Equação 23:

$$Q_{total} \cdot H = QQ \cdot HQ + QF \cdot HF \quad (23)$$

Como a entalpia de uma corrente é dada pela Equação 24:

$$H = cp \cdot \Delta T \quad (24)$$

Onde:

- H: entalpia da corrente (kJ/kg);

- cp: calor específico (kJ/kg°C);
- ΔT : diferença entre a temperatura da corrente e a temperatura de referência (0°C).

Substituindo as Equações 23 e 24, simplificando as capacidades caloríficas em todos os termos, tem-se a Equação 25:

$$Q \cdot T_{banho} = Q_Q \cdot T_Q + Q_F \cdot T_F \quad (25)$$

$$2880 \cdot 40 = (2880 - Q_F) \cdot 90 + Q_F \cdot 15$$

$$Q_F = 1920 \text{ L/h} \cdot 24 \text{ h}$$

$$Q_F = 46080 \text{ L}$$

Para os 3 turnos, tem-se uma demanda total de 138240 litros por dia.

c) Bebedouros

Supondo que cada colaborador beba no mínimo 2 L de água por dia, uma vez que essa é a quantidade de água indicada para gestão diária (GAZETA DIGITAL, 2017), a quantidade de água fria para bebedouros, em cada turno, será:

$$\text{Bebedouro} = 2 \text{ L/dia} \cdot 65 \text{ funcionários}$$

$$\text{Bebedouro} = 130 \text{ L/dia}$$

Considerando os 3 turnos, tem-se a demanda total de 390 litros de água por dia para os bebedouros.

d) Vasos sanitários e lavatórios

Supondo que cada operário utilize o vaso sanitário 2 vezes ao dia com gasto de 6 L para descarga e 3 L ao usar o lavatório, então para 1 turno será:

$$\text{Vaso sanitário} = 6 \text{ L/dia} \cdot 65 \text{ funcionários} \cdot 2$$

$$\text{Vaso sanitário} = 780 \text{ L/dia}$$

A demanda de água para os sanitários é de 780 L/dia em cada turno, ou 2340 L/dia.

$$\text{Lavatório} = 3 \text{ L/dia} \cdot 65 \text{ funcionários} \cdot 2$$

$$\text{Lavatório} = 390 \text{ L/dia}$$

A demanda de água para os lavatórios é de 390 L/dia em cada turno, ou 1170 L/dia.

e) Lavanderia

Considerando que na lavanderia seja lavado apenas 1 uniforme por dia de cada colaborador, menos do administrativo, e que cada lavagem utilize 15 litros de água, tem-se que:

$$\text{Lavadora} = 15 \text{ L/dia} \cdot 58 \text{ funcionários}$$

$$\text{Lavadora} = 870 \text{ L/dia}$$

Considerando os 3 turnos, tem-se 2610 litros de água fria por dia.

f) Demanda total de água fria

A demanda total de água fria na indústria é de:

$$\text{Demanda total} = 4875 + 138240 + 390 + 2340 + 1170 + 2610 \text{ (L/dia)}$$

$$\text{Demanda total} = 149625 \text{ L/dia}$$

D1.2 Dimensionamento das tubulações de água fria

O dimensionamento das tubulações de água fria foi feito a partir da velocidade máxima recomendada para tubulações de água (IGNÁCIO, 2020). A partir disso, se estabeleceu a velocidade de 2,5 m/s para os trechos da área auxiliar e 2,2 m/s para os trechos da área fabril. Além da velocidade, foi preciso calcular as vazões para cada trecho, tendo como base a demanda de água fria em cada utilidade, já calculada no item anterior. A partir desses dados, foi possível calcular a área de cada trecho, conforme Equação 26 a seguir.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (26)$$

Onde:

- A: área (m²);
- Q: vazão volumétrica (m³/s);
- v: velocidade (m/s).

A partir do diâmetro calculado, obteve-se o diâmetro nominal das tubulações de água fria a partir da tabela do Anexo AE.

Tabela D1.2 1 – Diâmetro nominal das tubulações de água fria.

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	A (m ²)	D Nominal (m)
Área auxiliar	1 - 2	6,790000	0,002532	2,500000	0,001013	0,042000
Área auxiliar	2 - 3	6,150000	0,000932	2,500000	0,000373	0,033000
Área auxiliar	2 - 4	9,670000	0,001600	2,500000	0,000640	0,042000
Área auxiliar	5 - 8	1,110000	0,000800	2,500000	0,000320	0,033000
Área auxiliar	6 - 9	2,370000	0,000121	2,500000	0,000048	0,021000
Área auxiliar	7 - 10	41,340000	0,000011	2,500000	0,000004	0,021000
Área auxiliar	10 - 12	4,270000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	12 - 13	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	12 - 14	0,350000	0,000001	2,500000	0,000001	0,021000

Área auxiliar	14 - 15	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	14 - 16	0,930000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	10 - 17	7,200000	0,000008	2,500000	0,000003	0,021000
Área auxiliar	17 - 18	1,640000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	18 - 19	0,580000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	18 - 20	1,880000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	17 - 21	6,480000	0,000005	2,500000	0,000002	0,021000
Área auxiliar	21 - 22	0,880000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	22 - 23	0,550000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	22 - 24	1,550000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	21 - 25	1,050000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	25 - 26	0,580000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	25 - 27	1,880000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	9 - 28	34,130000	0,000104	2,500000	0,000042	0,021000
Área auxiliar	28 - 29	1,200000	0,000011	2,500000	0,000004	0,021000
Área auxiliar	29 - 30	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	29 - 31	1,000000	0,000009	2,500000	0,000004	0,021000

Área auxiliar	31 - 32	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	31 - 33	0,430000	0,000007	2,500000	0,000003	0,021000
Área auxiliar	33 - 34	0,580000	0,000004	2,500000	0,000002	0,021000
Área auxiliar	34 - 35	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	34 - 36	1,000000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	36 - 37	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	36 - 38	2,100000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	33 - 39	1,580000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	39 - 40	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	39 - 41	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	39 - 42	1,000000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	42 - 43	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	42 - 44	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	28 - 45	19,860000	0,000093	2,500000	0,000037	0,021000
Área auxiliar	45 - 46	0,600000	0,000090	2,500000	0,000036	0,021000
Área auxiliar	46 - 47	1,100000	0,000087	2,500000	0,000035	0,021000
Área auxiliar	47 - 48	0,600000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000

Área auxiliar	47 - 47'	5,000000	0,000087	2,500000	0,000035	0,021000
Área auxiliar	47' - 49	0,600000	0,000030	2,500000	0,000012	0,021000
Área auxiliar	47' - 49'	9,550000	0,000056	2,500000	0,000023	0,021000
Área auxiliar	46 - 50	1,100000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	50 - 51	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	50 - 52	2,600000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	45 - 53	25,440000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	53 - 54	1,680000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	53 - 55	1,080000	0,000001	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	55 - 56	0,600000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	55 - 57	2,600000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	set/58	13,640000	0,000017	2,500000	0,000007	0,021000
Área auxiliar	58 - 59	1,590000	0,000014	2,500000	0,000006	0,021000
Área auxiliar	59 - 60	1,100000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	60 - 61	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	60 - 62	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	60 - 63	2,000000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000

Área auxiliar	63 - 64	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	63 - 65	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	59 - 66	2,500000	0,000004	2,500000	0,000002	0,021000
Área auxiliar	66 - 67	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	66 - 68	3,000000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	68 - 69	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	68 - 70	9,300000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	59 - 71	2,580000	0,000007	2,500000	0,000003	0,021000
Área auxiliar	71 - 72	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	71 - 73	3,000000	0,000005	2,500000	0,000002	0,021000
Área auxiliar	73 - 74	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	73 - 75	2,430000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	75 - 76	2,180000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	75 - 77	0,950000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	77 - 78	0,580000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	77 - 79	2,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	58 - 80	20,720000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000

Área auxiliar	80 - 81	1,100000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	81 - 82	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000
Área auxiliar	81 - 83	2,600000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área auxiliar	80 - 84	1,700000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000
Área fabril	85 - 86	76,310000	0,576068	2,200000	0,261849	0,610000
Área fabril	86 - 87	12,560000	0,549173	2,200000	0,249624	0,610000
Área fabril	87 - 88	38,280000	0,011686	2,200000	0,005312	0,100000
Área fabril	88 - 89	1,020000	0,005843	2,200000	0,002656	0,060000
Área fabril	88 - 90	1,020000	0,005843	2,200000	0,002656	0,060000
Área fabril	87 - 91	17,400000	0,537487	2,200000	0,244312	0,610000
Área fabril	86 - 92	11,540000	0,026895	2,200000	0,012225	0,150000
Área fabril	92 - 93	7,380000	0,011356	2,200000	0,005162	0,100000
Área fabril	92 - 94	4,330000	0,000256	2,200000	0,000116	0,015000
Área fabril	92 - 95	7,310000	0,015283	2,200000	0,006947	0,100000

Fonte: Autores, 2021.

Após se obter os diâmetros nominais, foi possível recalcular as velocidades para cada trecho. O cálculo da velocidade real foi feito a partir da Equação 27 a seguir.

$$v = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2} \quad (27)$$

A partir da velocidade real calculada, fez-se a Tabela D1.2 2 abaixo.

Tabela D1.2 2 – Velocidade real em cada trecho

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	A (m ²)	D Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)
Área auxiliar	1 - 2	6,790000	0,002532	2,500000	0,001013	0,042000	1,828337
Área auxiliar	2 - 3	6,150000	0,000932	2,500000	0,000373	0,033000	1,089963
Área auxiliar	2 - 4	9,670000	0,001600	2,500000	0,000640	0,042000	1,155452
Área auxiliar	5 - 8	1,110000	0,000800	2,500000	0,000320	0,033000	0,935820
Área auxiliar	6 - 9	2,370000	0,000121	2,500000	0,000048	0,021000	0,349437
Área auxiliar	7 - 10	41,340000	0,000011	2,500000	0,000004	0,021000	0,031200
Área auxiliar	10 - 12	4,270000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,006752
Área auxiliar	12 - 13	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000	0,002445
Área auxiliar	12 - 14	0,350000	0,000001	2,500000	0,000001	0,021000	0,004308
Área auxiliar	14 - 15	0,580000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000	0,001863
Área auxiliar	14 - 16	0,930000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000	0,002445
Área auxiliar	10 - 17	7,200000	0,000008	2,500000	0,000003	0,021000	0,024448

Área auxiliar	17 - 18	1,640000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000	0,009779
Área auxiliar	18 - 19	0,580000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,004890
Área auxiliar	18 - 20	1,880000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,004890
Área auxiliar	17 - 21	6,480000	0,000005	2,500000	0,000002	0,021000	0,014669
Área auxiliar	21 - 22	0,880000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,004890
Área auxiliar	22 - 23	0,550000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000	0,002445
Área auxiliar	22 - 24	1,550000	0,000001	2,500000	0,000000	0,021000	0,002445
Área auxiliar	21 - 25	1,050000	0,000003	2,500000	0,000001	0,021000	0,009779
Área auxiliar	25 - 26	0,580000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,004890
Área auxiliar	25 - 27	1,880000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,004890
Área auxiliar	9 - 28	34,130000	0,000104	2,500000	0,000042	0,021000	0,299842
Área auxiliar	28 - 29	1,200000	0,000011	2,500000	0,000004	0,021000	0,031200
Área auxiliar	29 - 30	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,004890
Área auxiliar	29 - 31	1,000000	0,000009	2,500000	0,000004	0,021000	0,026311
Área auxiliar	31 - 32	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,004890
Área auxiliar	31 - 33	0,430000	0,000007	2,500000	0,000003	0,021000	0,021421
Área auxiliar	33 - 34	0,580000	0,000004	2,500000	0,000002	0,021000	0,011642

Área auxiliar	34 - 35	0,600000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,004890
Área auxiliar	34 - 36	1,000000	0,000002	2,500000	0,000001	0,021000	0,006752
Área auxiliar	36 - 37	0,6	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	36 - 38	2,1	0,000001	2,5	0	0,021	0,001863
Área auxiliar	33 - 39	1,58	0,000003	2,5	0,000001	0,021	0,009779
Área auxiliar	39 - 40	0,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	39 - 41	0,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	39 - 42	1	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	42 - 43	0,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	42 - 44	0,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	28 - 45	19,86	0,000093	2,5	0,000037	0,021	0,268642
Área auxiliar	45 - 46	0,6	0,000009	2,5	0,000036	0,021	0,259445
Área auxiliar	46 - 47	1,1	0,000087	2,5	0,000035	0,021	0,252692
Área auxiliar	47 - 48	0,6	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	47 - 47'	5	0,000087	2,5	0,000035	0,021	0,250248
Área auxiliar	47' - 49	0,6	0,00003	2,5	0,000012	0,021	0,087261
Área auxiliar	47' - 49'	9,55	0,000056	2,5	0,000023	0,021	0,162987

Área auxiliar	46 - 50	1,1	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,006752
Área auxiliar	50 - 51	0,6	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	50 - 52	2,6	0,000001	2,5	0	0,021	0,001863
Área auxiliar	45 - 53	25,44	0,000003	2,5	0,000001	0,021	0,009197
Área auxiliar	53 - 54	1,68	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	53 - 55	1,08	0,000001	2,5	0,000001	0,021	0,004308
Área auxiliar	55 - 56	0,6	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	55 - 57	2,6	0,000001	2,5	0	0,021	0,001863
Área auxiliar	set/58	13,64	0,000017	2,5	0,000007	0,021	0,049595
Área auxiliar	58 - 59	1,59	0,000014	2,5	0,000006	0,021	0,040397
Área auxiliar	59 - 60	1,1	0,000003	2,5	0,000001	0,021	0,009779
Área auxiliar	60 - 61	0,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	60 - 62	0,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	60 - 63	2	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	63 - 64	0,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	63 - 65	0,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	59 - 66	2,5	0,000004	2,5	0,000002	0,021	0,011642

Área auxiliar	66 - 67	0,6	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	66 - 68	3	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,006752
Área auxiliar	68 - 69	0,6	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	68 - 70	9,3	0,000001	2,5	0	0,021	0,001863
Área auxiliar	59 - 71	2,58	0,000007	2,5	0,000003	0,021	0,018976
Área auxiliar	71 - 72	0,6	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	71 - 73	3	0,000005	2,5	0,000002	0,021	0,014087
Área auxiliar	73 - 74	0,6	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	73 - 75	2,43	0,000003	2,5	0,000001	0,021	0,009197
Área auxiliar	75 - 76	2,18	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área auxiliar	75 - 77	0,95	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,006752
Área auxiliar	77 - 78	0,58	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	77 - 79	2,58	0,000001	2,5	0	0,021	0,001863
Área auxiliar	58 - 80	20,72	0,000003	2,5	0,000001	0,021	0,009197
Área auxiliar	80 - 81	1,1	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,006752
Área auxiliar	81 - 82	0,6	0,000002	2,5	0,000001	0,021	0,00489
Área auxiliar	81 - 83	2,6	0,000001	2,5	0	0,021	0,001863

Área auxiliar	80 - 84	1,7	0,000001	2,5	0	0,021	0,002445
Área fabril	85 - 86	76,31	0,576068	2,2	0,261849	0,61	1,97217
Área fabril	86 - 87	12,56	0,549173	2,2	0,249624	0,61	1,880096
Área fabril	87 - 88	38,28	0,011686	2,2	0,005312	0,1	1,488706
Área fabril	88 - 89	1,02	0,005843	2,2	0,002656	0,06	2,067648
Área fabril	88 - 90	1,02	0,005843	2,2	0,002656	0,06	2,067648
Área fabril	87 - 91	17,4	0,537487	2,2	0,244312	0,61	1,840088
Área fabril	86 - 92	11,54	0,026895	2,2	0,012225	0,15	1,522698
Área fabril	92 - 93	7,38	0,011356	2,2	0,005162	0,1	1,446574
Área fabril	92 - 94	4,33	0,000256	2,2	0,000116	0,015	1,448857
Área fabril	92 - 95	7,31	0,015283	2,2	0,006947	0,1	1,946897

Fonte: Autores, 2021.

D.2 ÁGUA QUENTE

Para o cálculo do volume total do tanque do refeitório, utilizou-se dois coeficientes de segurança, um de que 80% do volume será ocupado pelo líquido e outro que a serpentina ocupa 10% do volume líquido, portanto o volume total do tanque será dado pela Equação 28. Sendo que a cada cuba do buffet utiliza-se 6 L de água e no total são 10 cubas e que cada funcionário utiliza 12 L de água por refeição, resultando em 780 L por turno.

$$V_{tanque} = \left(\frac{V_{líquido}}{0,8} \right) + 10\% \left(\frac{V_{líquido}}{0,8} \right) \quad (28)$$

Onde:

- V_{tanque} : volume total do tanque (L);
- $V_{líquido}$: volume de líquido (L).

$$V_{tanque} = \left(\frac{780 + 60}{0,8} \right) + 10\% \left(\frac{780 + 60}{0,8} \right)$$

$$V_{tanque} = 990 \text{ L}$$

Para o cálculo de duração para que todos os funcionários tomem banho, realizou-se a seguinte relação, sendo que são gastos 60 L a cada banho e que a vazão de chuveiro é de 0,2 L/s.

$$60 \frac{\text{L}}{\text{pessoa}} \cdot 51 \text{ funcionários} = 3060 \text{ L}$$

$$\frac{3060 \text{ L}}{4 \text{ chuveiros}} = 765 \text{ L para cada chuveiro}$$

$$765 \text{ L} - Xs$$

$$0,2 \text{ L} - 1 \text{ s}$$

$$Xs = 3825 \text{ s} = 1,0624 \text{ h}$$

Logo:

$$\frac{3060 \text{ L}}{1,0625 \text{ h}} = 2880 \text{ L/h}$$

Com essa informação, considerando-se que a temperatura ideal para um banho seja de 40°C, pode-se fazer um balanço de massa e energia para determinar a quantidade de água quente (90°C) a ser misturada com a água fria (15°C) para obter a temperatura ideal. O balanço de massa e energia para a quantidade de água quente por turno de trabalho pode ser determinado pela Equação 25:

$$2880 \cdot 40 = QQ \cdot 90 + (2880 - QQ) \cdot 15$$

$$QQ = 960 \text{ L/h} = 23040 \text{ L/dia}$$

Portanto, essa é a vazão de água quente para os 4 chuveiros considerando um dia de trabalho. Para calcular o volume do reservatório para os chuveiros, utiliza-se a Equação 28, novamente, resultando em:

$$V_{tanque} = \left(\frac{960}{0,8}\right) + 0,1 \cdot \left(\frac{960}{0,8}\right)$$

$$V_{tanque} = 1320 \text{ L}$$

Dessa maneira, um reservatório de 1320 L será utilizado para armazenar a água destinada aos chuveiros. O aquecimento será pelo próprio vapor, regulado através de uma válvula termostática no tanque. Para aquecer o conteúdo do reservatório, necessita-se de uma quantidade de calor determinada através da Equação 15. Considerando a densidade da água como 1 g/cm³, logo, a vazão mássica é 1320 g/h, além disso, o calor específico da água é de 1 cal/g°C, então:

$$Q = 1320 \text{ g} \cdot 1 \text{ cal/g}^\circ\text{C} \cdot (90 - 15)^\circ\text{C}$$

$$Q = 99000 \text{ cal/h}$$

Para determinar a quantidade de vapor necessária para esse processo de aquecimento, utiliza-se a Equação 29.

$$Q = \dot{m} \cdot L \quad (29)$$

Onde:

- Q_V : quantidade de vapor (cal/h);
- \dot{m}_V : vazão de vapor necessária (kg/h);
- L_{VAP} : calor latente de vaporização da água (cal/kg).

Considerando o calor latente da água como 540 cal/g, tem-se que:

$$m = \frac{99000 \text{ cal/h}}{540 \text{ cal/g}}$$

$$m = 183,333 \text{ g/h}$$

D2.1 Dimensionamento das tubulações de água quente

O dimensionamento para as tubulações de água quente foi feito com a mesma metodologia da água fria. Considerando as velocidades máximas recomendadas, estabeleceu-se 2,5 para a área auxiliar (IGNÁCIO, 2020). A vazão para cada trecho foi calculada com base na demanda de água quente já calculada no item anterior. A partir da Equação 26, fez-se os cálculos da área e a partir da Equação 27 calculou-se os diâmetros para cada trecho. Conforme Anexo AE, obteve-se os diâmetros nominais que podem ser vistos na Tabela D2.1 1 a seguir.

Tabela D2.1 1 – Diâmetros nominais para a tubulação de água quente

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão volumétrica (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Área (m ²)	Diâmetro Nominal (m)
Área auxiliar	1 - 2	1,11	0,000800	2,5	0,0003200	0,027
Área auxiliar	1' - 3	75,51	0,000027	2,5	0,0000108	0,021
Área auxiliar	3 - 4	0,15	0,000014	2,5	0,0000054	0,021
Área auxiliar	4 - 5	0,5	0,000003	2,5	0,0000011	0,021
Área auxiliar	4 - 6	0,3	0,000011	2,5	0,0000043	0,021
Área auxiliar	6 - 7	0,5	0,000003	2,5	0,0000011	0,021
Área auxiliar	6 - 8	0,3	0,000008	2,5	0,0000032	0,021
Área auxiliar	8 - 9	0,5	0,000003	2,5	0,0000011	0,021

Área auxiliar	8 - 10	0,3	0,000005	2,5	0,0000022	0,021
Área auxiliar	10 - 11	0,5	0,000003	2,5	0,0000011	0,021
Área auxiliar	10 - 12	0,8	0,000003	2,5	0,0000011	0,021
Área auxiliar	3 - 13	0,15	0,000014	2,5	0,0000054	0,021
Área auxiliar	13 - 14	0,5	0,000003	2,5	0,0000011	0,021
Área auxiliar	15 - 13	0,3	0,000011	2,5	0,0000043	0,021
Área auxiliar	15 - 16	0,5	0,000003	2,5	0,0000011	0,021
Área auxiliar	15 - 17	0,3	0,000008	2,5	0,0000032	0,021
Área auxiliar	17 - 18	0,5	0,000003	2,5	0,0000011	0,021
Área auxiliar	17 - 19	0,3	0,000005	2,5	0,0000022	0,021
Área auxiliar	19 - 20	0,5	0,000003	2,5	0,0000011	0,021
Área auxiliar	19 - 21	0,8	0,000003	2,5	0,0000011	0,021

Fonte: Autores, 2021.

D.3 - VAPOR

a) Cozinha/Refeitório

Para o cálculo do número de refeições na indústria, tem-se que:

$$65 \text{ funcionários/turno} = 65 \text{ refeições por turno}$$

$$65 \text{ refeições por turno} \cdot 3 \text{ turnos} = 195 \text{ refeições/dia}$$

Considerando 4 panelas, já que são para o arroz, feijão, carne e um complemento, que necessita de 6 litros por almoço para realizar o devido cozimento, assim tem-se que:

$$6 \text{ L/turno} \cdot \text{funcionário} \cdot 65 \text{ funcionários} = 390 \text{ L/turno}$$

$$\frac{390 \text{ L/turno}}{4 \text{ panelas}} = 97,5 \text{ L/panela em cada turno}$$

Logo, pelas informações do fornecedor serão consideradas 4 panelas de 100 L. Cada panela utiliza 24 Kg/h de vapor, trabalhando 20 horas e reservando 4 horas por dia para a limpeza. Para o cálculo da quantidade de vapor total nesse processo, tem-se que será:

$$24 \text{ kg/h de vapor/panela} \cdot 4 \text{ panelas} \cdot 20 \text{ horas de funcionamento} = 1920 \text{ kg/h}$$

b) Lavandaria

- Máquina de lavar:

Como a máquina tem capacidade máxima de 40 kg de roupa a cada ciclo. Considerando-se que cada colaborador suja 1,2 kg de roupa por dia, tem-se:

$$1,2 \text{ kg de roupa suja/colaborador} \cdot 58 = 69,6 \text{ kg roupa suja/turno}$$

$$69,6 \text{ kg roupa suja/turno} \cdot 3 \text{ turnos} = 208,8 \text{ kg roupa suja/dia}$$

$$\frac{208,8 \text{ kg roupa suja/dia}}{40 \text{ kg/ciclo}} = 5,22 \text{ ciclos/dia} \approx 6 \text{ ciclos}$$

A máquina de lavar consome 26 kg/h, portanto, se cada ciclo dura cerca de 1 hora, a quantidade de vapor necessária será:

$$6 \text{ ciclos} \cdot 26 \text{ kg/h} = 156 \text{ kg de vapor/dia}$$

$$\frac{156 \text{ kg de vapor/dia}}{24 \text{ horas}} = 6,5 \text{ kg/h}$$

- Máquina de secar:

A máquina de secar selecionada possui uma capacidade de secar 50 kg de roupa a cada ciclo. Logo, segundo item anterior são 208,8 kg de roupa suja por dia, tem-se que:

$$\frac{208,8 \text{ kg de roupa suja/dia}}{50 \text{ kg/ciclo}} = 4,176 \text{ ciclos} \approx 5 \text{ ciclos/dia}$$

Este equipamento requer, segundo seu catálogo, a cada ciclo, 60 kg/h de vapor. Considerando que o ciclo leva uma hora para se completar, nesta operação serão necessários então:

$$60 \text{ kg/ciclo} \cdot 5 \text{ ciclos} = 300 \text{ kg de vapor/dia}$$

- Calandra:

A calandra consome 12 kg/h de vapor para cada ciclo, no total são 5 ciclos, considerando cada ciclo com duração de 1 hora. Neste caso, definiu-se 1 kg de roupa para cada funcionário, tem-se que a demanda de vapor diária é de:

$$\begin{aligned} 1 \text{ kg de roupa} \cdot 58 \text{ funcionários/turno} \cdot 3 \text{ turnos} \\ = 174 \text{ kg de roupa para passar/dia} \\ 12 \text{ kg/ciclo} \cdot 5 \text{ ciclos} = 60 \text{ kg de vapor/dia} \end{aligned}$$

D3.1 - Dimensionamento das tubulações de vapor

Para o dimensionamento das tubulações de vapor, utilizou-se do critério da velocidade adequada em cada linha de vapor, juntamente com a vazão e o volume específico. Para as velocidades, dividiu-se as linhas como principais e secundárias de acordo com Macintyre 2010, assim considerou-se as linhas principais como 25 m/s e as secundárias 15 m/s. A vazão em cada trecho da tubulação foi calculada a partir do item anterior, conforme a demanda de cada

utilidade. O volume específico para a área fabril e auxiliar, foi calculado a partir de tabelas de vapor saturado. A partir desses dados, fez-se o cálculo do diâmetro pela Equação 30 abaixo.

$$D = \sqrt{\gamma \cdot \frac{\dot{m}_v}{0,283 \cdot v}} \quad (30)$$

Onde:

- D: diâmetro da tubulação de vapor (cm);
- γ : volume específico do vapor (m³/kg);
- \dot{m}_v : vazão de vapor (kg/h);
- v: velocidade recomendada (m/s).

Assim, encontrou-se o diâmetro calculado e também o diâmetro nominal, que pode ser visto na Tabela D3.1 1 a seguir.

Tabela D3.1 1 – Diâmetro nominal da tubulação de vapor em cada trecho

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (kg/h)	Velocidade (m/s)	Volume específico (m ³ /kg)	D (cm)	D (in)	D _{nominal} (in)
Saída de vapor	1 - 2	2,68	38025,80	25	0,06	17,62	6,94	8
Área fabril	2 - 3	14,37	35927,62	25	0,06	17,12	6,74	8
Área fabril	3 - 4	11,55	1661,12	15	0,06	4,75	1,87	2
Área fabril	4 - 5	4,9	886,82	15	0,06	3,47	1,37	1,5
Área fabril	5 - 6	1,85	11,52	15	0,06	0,40	0,16	0,5
Área fabril	5 - 7	0,23	875,30	15	0,06	3,45	1,36	1,5
Área fabril	4 - 8	2,22	774,30	15	0,06	3,25	1,28	1,5

Área fabril	8 - 9	1,52	204,00	15	0,06	1,67	0,66	1
Área fabril	8 - 10	6,59	570,30	15	0,06	2,79	1,10	1,5
Área fabril	3 - 11	31,05	34266,50	25	0,06	16,72	6,58	8
Área fabril	11 - 12	4,15	33407,95	15	0,06	21,32	8,39	10
Área fabril	11 - 13	2,75	858,55	15	0,06	3,42	1,35	1,5
Área auxiliar	2 - 14	35,37	2098,18	15	0,62	17,51	6,89	8
Área auxiliar	14 - 15	8,12	0,18	15	0,62	0,16	0,06	0,5
Área auxiliar	14 - 16	70,95	2098,00	15	0,62	17,51	6,89	8
Área auxiliar	16 - 17	1,2	60,00	15	0,62	2,96	1,17	1,5
Área auxiliar	16 - 18	3	2038,00	15	0,62	17,26	6,79	8
Área auxiliar	18 - 19	1,2	26,00	15	0,62	1,95	0,77	4
Área auxiliar	18 - 20	3	2012,00	15	0,62	17,14	6,75	8
Área auxiliar	20 - 21	1,2	12,00	15	0,62	1,32	0,52	1
Área auxiliar	20 - 22	3,42	2000,00	15	0,62	17,09	6,73	8
Área auxiliar	22 - 23	1,2	80,00	15	0,62	3,42	1,35	1,5
Área auxiliar	22 - 24	2	1920,00	15	0,62	16,75	6,59	8
Área auxiliar	24 - 25	1,2	480,00	15	0,62	8,37	3,30	4

Área auxiliar	24 - 26	2	1440,00	15	0,62	14,50	5,71	6
Área auxiliar	26 - 27	1,2	480,00	15	0,62	8,37	3,30	4
Área auxiliar	26 - 28	2	960,00	15	0,62	11,84	4,66	6
Área auxiliar	28 - 29	1,2	480,00	15	0,62	8,37	3,30	4
Área auxiliar	28 - 30	6,55	480,00	15	0,62	8,37	3,30	4

Fonte: Autores, 2021.

A partir dos diâmetros nominais, pode-se calcular a velocidade real em cada trecho da tubulação. Fez-se os cálculos a partir da Equação 31 (MACINTYRE, 2010) a seguir.

$$v = \frac{2,78 \cdot \dot{m}_v \cdot \gamma}{(\pi \cdot D^2) / 4} \quad (31)$$

Onde:

- v: velocidade real (m/s);
- \dot{m}_v : vazão de vapor (kg/h);
- γ : volume específico do vapor (m³/kg);
- D_{nom} : diâmetro nominal da tubulação (cm).

A partir dos cálculos apresentados, obteve-se a velocidade real, que pode ser vista na Tabela D3.1 2 a seguir.

Tabela D3.1 2 – Velocidade real para as tubulações de vapor

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (kg/h)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (cm)	Velocidade (m/s)
Saída de vapor	1 - 2	2,68	38025,80	25	5,77	16,2

Área fabril	2 - 3	14,37	35927,62	25	5,77	15,31
Área fabril	3 - 4	11,55	1661,12	15	5,77	9,43
Área fabril	4 - 5	4,9	886,82	15	5,77	7,87
Área fabril	5 - 6	1,85	11,52	15	5,77	0,53
Área fabril	5 - 7	0,23	875,30	15	5,77	7,76
Área fabril	4 - 8	2,22	774,30	15	5,77	6,87
Área fabril	8 - 9	1,52	204,00	15	5,77	3,83
Área fabril	8 - 10	6,59	570,30	15	5,77	5,06
Área fabril	3 - 11	31,05	34266,50	25	5,77	14,6
Área fabril	11 - 12	4,15	33407,95	15	5,77	91612,89
Área fabril	11 - 13	2,75	858,55	15	5,77	7,62
Área auxiliar	2 - 14	35,37	2098,18	15	62,02	9,6
Área auxiliar	14 - 15	8,12	0,18	15	62,02	0,09
Área auxiliar	14 - 16	70,95	2098,00	15	62,02	9,6
Área auxiliar	16 - 17	1,2	60,00	15	62,02	5,72
Área auxiliar	16 - 18	3	2038,00	15	62,02	9,33
Área auxiliar	18 - 19	1,2	26,00	15	62,02	0,44

Área auxiliar	18 - 20	3	2012,00	15	62,02	9,21
Área auxiliar	20 - 21	1,2	12,00	15	62,02	2,42
Área auxiliar	20 - 22	3,42	2000,00	15	62,02	9,15
Área auxiliar	22 - 23	1,2	80,00	15	62,02	7,62
Área auxiliar	22 - 24	2	1920,00	15	62,02	8,79
Área auxiliar	24 - 25	1,2	480,00	15	62,02	8,11
Área auxiliar	24 - 26	2	1440,00	15	62,02	11,2
Área auxiliar	26 - 27	1,2	480,00	15	62,02	8,11
Área auxiliar	26 - 28	2	960,00	15	62,02	7,47
Área auxiliar	28 - 29	1,2	480,00	15	62,02	8,11
Área auxiliar	28 - 30	6,55	480,00	15	62,02	8,11

Fonte: Autores, 2021.

D3.2 Dilatação das tubulações de vapor

Nas tubulações de vapor, deve-se cuidar o fenômeno de dilatação, pois ocorre quando um fluido está escoando em altas temperaturas, como no caso do vapor. Nesse sentido, as tubulações sofrem choques térmicos diariamente, desta maneira, deve - se analisar o efeito da dilatação nestas tubulações e a adição de acessórios para diminuir os efeitos indesejados por elas causados. Para o cálculo do comprimento da dilatação térmica utiliza-se a 32, a seguir.

$$\Delta L = \alpha . L . \Delta T \quad (32)$$

Onde:

- ΔL : Dilatação linear (mm);
- α : Constante de dilatação térmica do aço carbono (K^{-1});
- L : Comprimento da tubulação (m);
- ΔT : Variação da temperatura (K).

Para o cálculo da dilatação térmica, utilizou-se a constante de dilatação térmica do aço carbono de $0,0000131 K^{-1}$ e $0,0000126 K^{-1}$ para a temperatura de $242^{\circ}C$ e $132,8^{\circ}C$, respectivamente. Na Tabela D3.2 1, pode ser visualizado os valores de dilatação linear.

Tabela D3.2 1 –Dilatação térmica de cada trecho

Área	Trecho	Comprimento (m)	Temperatura ($^{\circ}C$)	Constante de dilatação ($1/K$)	ΔL (mm)
Saída de vapor	1 - 2	2,68	242	0,01	7,62
Área fabril	2 - 3	14,37	242	0,01	40,85
Área fabril	3 - 4	11,55	242	0,01	32,83
Área fabril	4 - 5	4,9	242	0,01	13,93
Área fabril	5 - 6	1,85	242	0,01	5,26
Área fabril	5 - 7	0,23	242	0,01	0,65
Área fabril	4 - 8	2,22	242	0,01	6,31
Área fabril	8 - 9	1,52	242	0,01	4,32
Área fabril	8 - 10	6,59	242	0,01	18,73

Área fabril	3 - 11	31,05	242	0,01	88,27
Área fabril	11 - 12	4,15	242	0,01	11,80
Área fabril	11 - 13	2,75	242	0,01	7,82
Área auxiliar	2 - 14	35,37	132,8	0,01	48,04
Área auxiliar	14 - 15	8,12	132,8	0,01	11,03
Área auxiliar	14 - 16	70,95	132,8	0,01	96,37
Área auxiliar	16 - 17	1,2	132,8	0,01	1,63
Área auxiliar	16 - 18	3	132,8	0,01	4,07
Área auxiliar	18 - 19	1,2	132,8	0,01	1,63
Área auxiliar	18 - 20	3	132,8	0,01	4,07
Área auxiliar	20 - 21	1,2	132,8	0,01	1,63
Área auxiliar	20 - 22	3,42	132,8	0,01	4,65
Área auxiliar	22 - 23	1,2	132,8	0,01	1,63
Área auxiliar	22 - 24	2	132,8	0,01	2,72
Área auxiliar	24 - 25	1,2	132,8	0,01	1,63
Área auxiliar	24 - 26	2	132,8	0,01	2,72
Área auxiliar	26 - 27	1,2	132,8	0,01	1,63

Área auxiliar	26 - 28	2	132,8	0,01	2,72
Área auxiliar	28 - 29	1,2	132,8	0,01	1,63
Área auxiliar	28 - 30	6,55	132,8	0,01	8,90

Fonte: Autores, 2021.

D3.3 - Isolamento das tubulações de vapor

As tubulações, conexões, válvulas por onde passam o vapor devem ser muito bem isolados para evitar a dissipação do calor, pois representa desperdício de combustível na caldeira. O material isolante utilizado é o hidrossilicato de cálcio, e pode ser utilizado para temperatura até 850°C. A espessura do isolamento utilizado nos trechos de vapor saturado foi determinada a partir do Anexo AD. A espessura do isolamento de cada trecho está na Tabela D3.3 1, a seguir.

Tabela D3.3 1 – Espessura do isolamento em cada trecho

Área	Trecho	Comprimento (m)	Temperatura (°C)	Constante de dilatação (1/K)	ΔL (mm)	Espessura do isolante (mm)
Saída de vapor	1 - 2	2,68	242	0,01	7,62	1,50
Área fabril	2 - 3	14,37	242	0,01	40,85	1,50
Área fabril	3 - 4	11,55	242	0,01	32,83	1,50
Área fabril	4 - 5	4,9	242	0,01	13,93	1,50
Área fabril	5 - 6	1,85	242	0,01	5,26	1,00
Área fabril	5 - 7	0,23	242	0,01	0,65	1,50

Área fabril	4 - 8	2,22	242	0,01	6,31	1,50
Área fabril	8 - 9	1,52	242	0,01	4,32	1,50
Área fabril	8 - 10	6,59	242	0,01	18,73	1,50
Área fabril	3 - 11	31,05	242	0,01	88,27	1,50
Área fabril	11 - 12	4,15	242	0,01	11,80	1,50
Área fabril	11 - 13	2,75	242	0,01	7,82	1,50
Área auxiliar	2 - 14	35,37	132,8	0,01	48,04	1,50
Área auxiliar	14 - 15	8,12	132,8	0,01	11,03	1,00
Área auxiliar	14 - 16	70,95	132,8	0,01	96,37	1,50
Área auxiliar	16 - 17	1,2	132,8	0,01	1,63	1,00
Área auxiliar	16 - 18	3	132,8	0,01	4,07	1,50
Área auxiliar	18 - 19	1,2	132,8	0,01	1,63	1,00
Área auxiliar	18 - 20	3	132,8	0,01	4,07	1,50
Área auxiliar	20 - 21	1,2	132,8	0,01	1,63	1,00
Área auxiliar	20 - 22	3,42	132,8	0,01	4,65	1,50
Área auxiliar	22 - 23	1,2	132,8	0,01	1,63	1,00
Área auxiliar	22 - 24	2	132,8	0,01	2,72	1,50

Área auxiliar	24 - 25	1,2	132,8	0,01	1,63	1,00
Área auxiliar	24 - 26	2	132,8	0,01	2,72	1,50
Área auxiliar	26 - 27	1,2	132,8	0,01	1,63	1,00
Área auxiliar	26 - 28	2	132,8	0,01	2,72	1,00
Área auxiliar	28 - 29	1,2	132,8	0,01	1,63	1,00
Área auxiliar	28 - 30	6,55	132,8	0,01	8,90	1,00

Fonte: Autores, 2021.

D3.4 - Formação do condensado

Para o dimensionamento da tubulação de retorno de condensado, considerou-se a situação mais pessimista. Além disso, para se determinar a quantidade de condensado produzido durante a fase de aquecimento, utiliza-se a Equação 33, a seguir.

$$Q_{condensado} = C_{Aço} \cdot \frac{P \cdot l \cdot (T_f - T_{amb})}{L} \quad (33)$$

Onde:

- $Q_{condensado}$: quantidade de condensado formado (kg);
- $C_{Aço}$: calor específico do aço = 0,49 kJ/(kg °C);
- P : peso da tubulação de vapor vazio (kg/m);
- l : comprimento da tubulação de vapor (m);
- T_{amb} : a temperatura inicial da tubulação, suposta igual à do meio ambiente (°C);
- T_f : temperatura final da tubulação, que será igual à do vapor (°C);
- L : calor latente (kJ/kg);

Destaca-se que para determinar a vazão mássica de condensado formado, utiliza-se 5 minutos como o tempo durante o qual se produz o aquecimento da linha e a formação desse

condensado. A vazão mássica de condensado formado durante a fase de aquecimento é apresentada na Tabela D3.4 1.

Tabela D3.4 1 – Vazão mássica do condensado formado

Área	Trecho	Comprimento (m)	Peso tubo vazio (kg/m)	L (kJ/kg)	Q (kg/h)
Saída de vapor	1 - 2	1,19	42,5	1755,74	36,75
Área fabril	2 - 3	14,36	42,5	1755,74	443,53
Área fabril	3 - 4	11,54	5,44	1755,74	45,62
Área fabril	4 - 5	2,3	4,05	1755,74	6,77
Área fabril	5 - 6	1,81	1,27	1755,74	1,67
Área fabril	5 - 7	5,01	4,05	1755,74	14,75
Área fabril	4 - 8	2,92	4,05	1755,74	8,59
Área fabril	8 - 9	2,06	2,5	1755,74	3,74
Área fabril	8 - 10	6,56	4,05	1755,74	19,31
Área fabril	3 - 11	31,05	42,5	1755,74	959,02
Área fabril	11 - 12	4,53	60,3	1755,74	198,51
Área fabril	11 - 13	4,59	4,05	1755,74	13,51
Área auxiliar	2 - 14	34,87	42,5	2165,56	873,19

Área auxiliar	14 - 15	9,88	1,27	2165,56	7,39
Área auxiliar	14 - 16	71,03	42,5	2165,56	1.778,68
Área auxiliar	16 - 17	1,7	4,05	2165,56	4,06
Área auxiliar	16 - 18	3	42,5	2165,56	75,12
Área auxiliar	18 - 19	1,7	16,1	2165,56	16,13
Área auxiliar	18 - 20	3	42,5	2165,56	75,12
Área auxiliar	20 - 21	1,7	2,5	2165,56	2,50
Área auxiliar	20 - 22	3,45	42,5	2165,56	86,39
Área auxiliar	22 - 23	1,7	4,05	2165,56	4,06
Área auxiliar	22 - 24	2	42,5	2165,56	50,08
Área auxiliar	24 - 25	1,7	16,1	2165,56	16,13
Área auxiliar	24 - 26	2	28,3	2165,56	33,35
Área auxiliar	26 - 27	1,7	16,1	2165,56	16,13
Área auxiliar	26 - 28	2	28,3	2165,56	33,35
Área auxiliar	28 - 29	1,7	16,1	2165,56	16,13
Área auxiliar	28 - 30	8,05	16,1	2165,56	76,36

Fonte: Autores, 2021.

D4 - TEMPERATURA PARA A ÁGUA DOS CHUVEIROS

Para esse dimensionamento, utilizou-se a mesma metodologia que para tubulações de água. Como a tubulação de água misturada é só na área auxiliar, estabeleceu-se a velocidade de 2,5 m/s (IGNÁCIO, 2020). A vazão foi calculada conforme demanda de água quente e fria para os chuveiros, estabelecida no item D1 e D2. A partir da Equação 31, calculou-se o diâmetro e pela Tabela no Anexo AE, encontrou-se o diâmetro nominal. Na Tabela D4 1, contém os valores para os diâmetros em cada trecho.

Tabela D4 1– Diâmetro nominal para a tubulação de água misturada

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)
Área auxiliar	1 - 2	38,61	0,002	2,50	0,05
Área auxiliar	2 - 3	2,15	0,001	2,50	0,03
Área auxiliar	3 - 4	0,60	0,001	2,50	0,03
Área auxiliar	3 - 5	1,90	0,001	2,50	0,03
Área auxiliar	2 - 6	8,10	0,001	2,50	0,03
Área auxiliar	6 - 7	0,55	0,001	2,50	0,03
Área auxiliar	6 - 8	1,85	0,001	2,50	0,03

Fonte: Autores, 2021.

Também se calculou a velocidade real, a partir dos diâmetros nominais encontrados. Essas velocidades podem ser vistas na Tabela D4.2 abaixo.

Tabela D4 2– Velocidade real para tubulação de água misturada

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade real (m/s)
Área auxiliar	1 - 2	38,61	0,002	2,50	0,05	1,33
Área auxiliar	2 - 3	2,15	0,001	2,50	0,03	2,11
Área auxiliar	3 - 4	0,60	0,001	2,50	0,03	1,05
Área auxiliar	3 - 5	1,90	0,001	2,50	0,03	1,05
Área auxiliar	2 - 6	8,10	0,001	2,50	0,03	2,11
Área auxiliar	6 - 7	0,55	0,001	2,50	0,03	1,05
Área auxiliar	6 - 8	1,85	0,001	2,50	0,03	1,05

Fonte: Autores, 2021.

D5 - AR COMPRIMIDO

Utilizando como referência o Manual Técnico de Poços Profundos (YASUDA, 1965) dimensionou-se o sistema *air-lift*. Abaixo estão listadas as variáveis do sistema:

- a) ponto de descarga H_o : 2 m;
- b) diâmetro interno do poço: 250 mm;
- c) profundidade do poço: 110 m;
- d) profundidade do nível estático H_e : 5,70 m;
- e) profundidade do nível dinâmico H_a : 23,70 m;
- f) distância do compressor ao poço: 53,26 m;
- g) pressão: 1 atm.

A altura geométrica total de elevação (H_g) é a diferença de altura entre o nível dinâmico de água no poço e a altura de descarga de água no reservatório pode ser calculada a partir da Equação 34 a seguir:

$$H_g = H_o + H_a \quad (34)$$

Onde:

- H_g : altura geométrica total de elevação (m);
- H_a : profundidade do nível dinâmico (m).

$$H_g = 2 + 23,70 \text{ (m)}$$

$$H_g = 25,70 \text{ m}$$

Então, o valor da altura geométrica total de elevação é de 25,70 m. A profundidade do injetor de ar medida a partir do nível de descarga ($H_s + H_g$) pode variar entre 80 e 120 m, como representado na Figura do Anexo AA.

$$H_s + H_g = 100 \text{ metros}$$

$$H_s + 25,70 = 100$$

$$H_s = 74,30 \text{ metros}$$

Então, o H_s será de 74,30 metros e, a partir disso, realiza-se o cálculo da porcentagem de submersão (S) pela Equação 35, o cálculo está a seguir.

$$S = \frac{H_s}{(H_s + H_g)} \cdot 100 \quad (35)$$

Onde:

- H_s : submersão dinâmica do ponto de descarga (m);
- H_g : altura geométrica total de elevação (m).

$$S = \frac{74,30}{(74,30 + 25,70)} \cdot 100$$

$$S = 74,30 \%$$

Para encontrar a vazão de ar comprimido foi calculado o fator de consumo de ar (f) pela Equação 36.

$$fc = \frac{Hg}{Cs \cdot \log\left(\frac{Hs + 10,37}{10,37}\right)} \quad (36)$$

Onde:

- fc: fator de consumo de ar;
- Cs: coeficiente que depende da porcentagem de submersão;
- Hg: altura geométrica total de elevação (m);
- Hs: submersão dinâmica do ponto de descarga (m).

Consultando o Anexo AF com a porcentagem de submersão, encontra-se o coeficiente C, que possui o valor de 13. Assim, calcula-se o fator de consumo de ar:

$$fc = \frac{25,70}{13 \cdot \log\left(\frac{74,30 + 10,37}{10,37}\right)}$$

$$fc = 2,17$$

Desta forma, encontra-se o valor de vazão de ar comprimido a partir da vazão de água por dia e o fator de consumo do ar (f) conforme Equação 37. Salienta-se que o consumo total diário é de aproximadamente 221085 litros ou 221,0853 m³ de água. Sabe-se também que a indústria opera por 24 horas, assim, tem-se 9,21 m³/h. Desta forma, o cálculo de vazão de ar comprimido está a seguir.

$$q = Qa \cdot fc \quad (37)$$

Onde:

- q: vazão de ar comprimido (m³/h);
- Qa: vazão de água (m³/h);
- fc: fator de consumo de ar.

$$q = 9,21 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 2,17$$

$$q = 19,99 = 20 \text{ m}^3/\text{h}$$

Utilizou-se uma margem de segurança para o sistema *air-lift* de 10%, assim a vazão de ar comprimido necessária será de 22 m³/h. Para o cálculo do reservatório de ar comprimido, a capacidade do tanque é calculada pela Equação 38:

$$V = ((Q^3)^{1/2}) \quad (38)$$

Onde:

- V: volume do reservatório (m³);
- Q: vazão de ar livre aspirado (m³/min).

A vazão de ar livre aspirada é de 0,366 m³/min, assim o volume do reservatório é calculado a seguir.

$$V = ((0,366^3)^{1/2})$$

$$V = 0,2214 \text{ m}^3 = 221,36 \text{ L}$$

D5.1 - Dimensionamento Tubulação

De acordo com Macintyre (2010), a perda máxima de pressão da tubulação de ar comprimido na rede até o ponto mais afastado é de 0,03 kgf/cm², sendo 0,0002 kgf/cm²/m nas tubulações principais, 0,0008 kgf/cm² nas tubulações secundárias e 0,004 kgf/cm²/m nas mangueiras de ferramentas.

Para calcular o diâmetro das tubulações de ar comprimido de cada trecho, utiliza-se a Equação 31, da mesma forma que para o dimensionamento das tubulações de água. A velocidade considerada foi de 20 m/s (IGNÁCIO, 2020) e a vazão utilizada já havia sido calculada no item anterior. A partir do Anexo AE pode-se encontrar o diâmetro nominal para o trecho da tubulação de ar comprimido. A Tabela D5.1 1 a seguir consta o diâmetro encontrado.

Tabela D5.1 1– Diâmetro nominal para a tubulação de ar comprimido

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)
Área auxiliar	1 - 2	53,26	0,01	20,00	0,02

Fonte: Autores, 2021.

Também se calculou a velocidade real a partir da Equação 31 demonstrada anteriormente. Na Tabela D5.1 2 pode-se visualizar os valores.

Tabela D5.1 2– Velocidade real para a tubulação de ar comprimido

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)
Área auxiliar	1 - 2	53,26	0,01	20,00	0,02	17,65

Fonte: Autores, 2021.

D6 - ÁCIDO SULFÚRICO

O dimensionamento da tubulação de ácido sulfúrico segue a mesma metodologia que para as tubulações de água. Estabeleceu-se a velocidade de 1,2 m/s e calculou-se o diâmetro a partir da Equação 31, sendo os valores das vazões em cada trecho calculadas a partir da demanda de ácido sulfúrico necessária no processo. Através do Anexo AE, pode-se obter os diâmetros nominais para cada trecho. Na Tabela D6 1 abaixo, pode-se visualizar esses valores.

Tabela D6 1– Diâmetros nominais para a tubulação de ácido sulfúrico

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)
Área fabril	1 - 2	1,0000	0,0002	1,2000	0,0210

Área fabril	2 - 3	1,0000	0,0002	1,2000	0,0210
Área fabril	2 - 4	2,5000	0,0002	1,2000	0,0210
Área fabril	4 - 5	2,5000	0,0002	1,2000	0,0210
Área fabril	5 - 6	1,0000	0,0002	1,2000	0,0210
Área fabril	5 - 7	1,0000	0,0002	1,2000	0,0210
Área fabril	4 - 8	10,2500	0,0002	1,2000	0,0210
Área fabril	8 - 9	1,0200	0,0002	1,2000	0,0210
Área fabril	8 - 10	1,0200	0,0002	1,2000	0,0210

Fonte: Autores, 2021.

A velocidade real, calculada a partir da Equação 31, pode ser vista na Tabela D6 2 abaixo.

Tabela D6 2– Velocidade real para a tubulação de ácido sulfúrico

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)
Área fabril	1 - 2	1,0000	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765
Área fabril	2 - 3	1,0000	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765
Área fabril	2 - 4	2,5000	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765
Área fabril	4 - 5	2,5000	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765

Área fabril	5 - 6	1,0000	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765
Área fabril	5 - 7	1,0000	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765
Área fabril	4 - 8	10,2500	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765
Área fabril	8 - 9	1,0200	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765
Área fabril	8 - 10	1,0200	0,0002	1,2000	0,0210	0,4765

Fonte: Autores, 2021.

D7 - HIDROGÊNIO

Da mesma forma que para as tubulações de água, fez-se o dimensionamento da tubulação de hidrogênio. Considerou-se a velocidade de 20 m/s (IGNÁCIO, 2020) e a vazão utilizada foi a demanda de gás hidrogênio necessária no processo, calculada anteriormente. A partir da Equação 31, obteve-se o diâmetro da tubulação de hidrogênio e pelo Anexo AE, obteve-se o diâmetro nominal, que pode ser visto na Tabela D7 1.

Tabela D7 1- Diâmetro nominal para a tubulação de hidrogênio

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)
Área fabril	1 - 2	32,60	0,00000908	20	0,01

Fonte: Autores, 2021.

A velocidade foi recalculada a partir do diâmetro encontrado. Pode-se visualizar os valores na Tabela D7 2 abaixo.

Tabela D7 2- Velocidade real para a tubulação de hidrogênio

Área	Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)
Área fabril	1 - 2	32,60	0,00000908	20	0,01	0,03

Fonte: Autores, 2021.

D8 - TUBULAÇÃO PROCESSO

Da mesma forma que para as tubulações de água, fez-se o dimensionamento de alguns trechos da tubulação do processo de produção da GVL. Desta forma, considerou-se a velocidade de 2,5 m/s. A vazão utilizada foi a da saída até a entrada do equipamento. A partir da Equação 31, obteve-se o diâmetro da tubulação de hidrogênio e pelo Anexo AE, obteve-se o diâmetro nominal, que pode ser visto na Tabela C.8 1.

Tabela D8 1 – Diâmetro nominal para a tubulação do processo

Área	Trecho	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)
Área Fabril	D-201 – R-301	0,00	2,50	0,01
Área Fabril	F-302 – D-301	0,00	2,50	0,01
Área Fabril	D-301 – TQ-301	0,00	2,50	0,01

Fonte: Autores, 2021.

A velocidade foi recalculada a partir do diâmetro encontrado. Pode-se visualizar os valores na Tabela C.8 2 abaixo.

Tabela D8 2– Velocidade real para a tubulação do processo

Área	Trecho	Vazão (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)
Área Fabril	D-201 – R-301	0,00	2,50	0,01	1,64
Área Fabril	F-302 – D-301	0,00	2,50	0,01	1,54
Área Fabril	D-301 – TQ-301	0,00	2,50	0,01	1,53

Fonte: Autores, 2021.

D9 - BOMBAS

Os dimensionamentos das bombas empregadas durante o processo de produção da GVL e do abastecimento das utilidades das demais áreas serão feitas de acordo com a Equação 32.

$$\eta \cdot W_p = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2} + g \cdot \Delta Z \quad (32)$$

Onde:

- η : rendimento da bomba;
- W_p : potência do sistema (J/kg);
- ΔP : diferença de pressão entre o ponto de entrada e saída da tubulação (Pa);
- ρ : densidade do fluido (kg/m³);
- Δu : diferença de velocidade entre os pontos de entrada e saída da tubulação (m/s);
- g : aceleração da gravidade (9,81 m/s²);
- ΔZ : diferença de altura entre o ponto de entrada e saída da tubulação (m), foi considerada a altura dos equipamentos.

As bombas colocadas no processo não apresentam diferença de pressão e nem de velocidade nos trechos. Além disso, a velocidade não muda, pois não tem mudança de diâmetro e nem de vazão. Desta forma, a Equação 32 pode ser reduzida para a equação 33.

$$\eta \cdot W_p = g \cdot (Z_b - Z_a) \quad (33)$$

Com a Equação 33 será possível calcular a potência do sistema. Além disso, considerou-se que a eficiência ou rendimento da bomba é de 80%. O cálculo da potência necessária para a operação de cada bomba foi determinado por meio da Equação 34.

$$P_B = W_p \cdot \dot{m} \quad (34)$$

Onde:

- P_B : potência da bomba (W);
- W_p : potência do sistema (J/kg);
- \dot{m} : vazão mássica (kg/s).

A partir das equações 33 e 34, construiu-se a Tabela D9 1, utilizando os parâmetros de projeto para o cálculo da potência da bomba.

Tabela D9 1– Potência da bomba do processo

Bomba	Vazão mássica (kg/s)	Zb - Za (m)	Wp (J/Kg)	g (m/s ²)	η	Pb (W)	Pb (hP)	Pb (cv)
B 101	0,30	4,59	56,29	9,81	0,80	16,99	0,02	0,02
B 102	12,22	0,50	6,13	9,81	0,80	74,93	0,10	0,10
B 103	20,61	3,29	40,34	9,81	0,80	831,56	1,12	1,13
B 104	0,96	10,40	127,53	9,81	0,80	122,80	0,17	0,17
B 105	0,69	8,88	108,89	9,81	0,80	74,58	0,10	0,10

B 106	0,29	1,02	12,51	9,81	0,80	3,62	0,01	0,01
B 107	0,28	2,55	31,27	9,81	0,80	8,84	0,01	0,01
B 108	0,24	22,53	276,27	9,81	0,80	66,37	0,09	0,09
B 109	0,00	0,16	1,96	9,81	0,80	0,01	0,00	0,00
B 110	0,24	4,29	52,61	9,81	0,80	12,43	0,02	0,02
B 111	0,24	2,00	24,53	9,81	0,80	5,80	0,01	0,01
B 112	574,38	22,53	276,27	9,81	0,80	158686,30	212,80	215,75
B 201	0,80	2,20	26,98	9,81	0,80	21,52	0,03	0,03
B 202	0,01	1,50	18,39	9,81	0,80	0,20	0,00	0,00
B 203	0,12	1,50	18,39	9,81	0,80	2,22	0,00	0,00
B 204	0,80	2,29	28,08	9,81	0,80	22,40	0,03	0,03
B 205	2,39	4,50	55,18	9,81	0,80	132,05	0,18	0,18
B 206	0,03	4,50	55,18	9,81	0,80	1,49	0,00	0,00
B 207	0,01	4,50	55,18	9,81	0,80	0,43	0,00	0,00

Fonte: Autores, 2021.

D10 – PERDA DE CARGA DAS TUBULAÇÃO

O cálculo da perda de carga nas tubulações industriais foi subdividido em subcategorias de acordo com o reagente de abastecimento, sendo elas o abastecimento de vapor, água quente, água fria, condensado hidrogênio e ar comprimido. Para o cálculo da perda de carga foi seguida a metodologia descrita por Pinheiro (2018), onde considerou-se a tubulação com seção transversal constante, perfeitamente circular, fluido homogêneo e incompressível, escoamento permanente e isotérmico, além de entradas e saídas de equipamentos arredondadas.

O valor da viscosidade dinâmica de cada trecho foi calculado a partir de correlações descritas por Incropera & Dewitt (1998). O Número de Reynolds foi calculado a partir da Equação 35. Desta forma, o regime de escoamento será considerado turbulento em toda planta industrial quando o valor em todos os trechos forem acima de 2100 (BENNET & MYERS, 1978).

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D_{\text{tabelado}}}{\mu} \quad (35)$$

Após, calcula-se a perda de carga distribuída ao longo das tubulações por meio da Equação 36. Para a resolução dessa equação, o coeficiente de atrito (*fat*) é determinado pela Equação de Nikuradse para regimes turbulentos em tubos hidraulicamente rugosos (Equação 37) (BENNET & MYERS, 1978). Para utilizar a Equação 37, adotou-se o valor da rugosidade dos tubos (ξ) como sendo 0,045 mm (valor relativo a tubos de aço-carbono) (BARRAL, 2010).

$$\text{Perda de carga distribuída} = \frac{4 \cdot \text{fat} \cdot L \cdot \rho \cdot v^2}{D_{\text{tabelado}} \cdot 2 \cdot g} \quad (36)$$

$$\text{fat} = \left(\frac{1}{4 \cdot \log\left(\frac{D}{\xi}\right) + 2,28} \right)^2 \quad (37)$$

Entretanto, uma vez que o escoamento é laminar em tubos hidraulicamente rugosos, Pinheiro (2018) descreve a utilização da Equação de Hagen-Poiseuille para a determinar o valor do coeficiente de atrito (Equação 38). Vale salientar que a utilização da Equação 36 tem sua utilização restrita pela condição descrita pela Equação 39. Porém, como os valores calculados para o Número de Reynolds para todas as linhas foram elevados, a mesma é facilmente satisfeita.

$$\text{fat} = \frac{16}{Re} \quad (38)$$

$$\frac{\left(\frac{D}{\xi}\right)}{Re \cdot \sqrt{\text{fat}}} < 0,01 \quad (39)$$

Posteriormente, calculou-se a perda de carga localizada a partir de uma avaliação dos acessórios de cada trecho. Para o cálculo desse tipo de perda, utilizou-se a Equação 40, uma vez que o coeficiente *k* depende do tipo de acessório avaliado (BENNET & MYERS, 1978).

$$Perda\ de\ carga\ localizada = \frac{k \cdot v^2}{2 \cdot g} \quad (40)$$

Os valores do coeficiente k para os acessórios utilizados na planta industrial da presente empresa podem ser observados na Tabela D10 1.

Tabela D10 1 – Valores do coeficiente k para os acessórios utilizados na planta industrial

Acessório	k
Saída Arredonda	0,2
Válvula Gaveta 100% aberta	0,2
Válvula de 3 vias	3
Cotovelo 90° de raio longo	0,5
Válvula Globo 100% aberta	6
Redução Gradual	0,04
Entrada Arredondada	1
Ampliação Gradual	0,3
Redução Brusca	6
Válvula Redutora de Pressão para Gases	1,39

Válvula de 4 vias

3

Fonte: Pinheiro, 2018; Perry, 1973.

Com os valores da perda de carga distribuída e localizada, a perda de carga total de cada trecho da tubulação poderá ser calculada com a soma destas duas perdas de carga. Os resultados do cálculo da perda de carga distribuída, bem como a perda de carga localizada e total em cada tubulação do processo podem ser observados nas Tabelas D10 2 à D10 9.

Tabela D10 2 – Perda de carga nas linhas de vapor

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s) ^[1]	P (kg/m ³)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Saída de vapor	1 - 2	2,68	1 Saída Arredondada 1 Válvula Gaveta 1 Válvula 3 Vias	3,4	1,71E-05	17,32	33270 42,40	0,0035	42,82	45,50	88,32
Área fabril	2 - 3	14,37	1 Cotovelo 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 Vias	3,7	1,71E-05	17,32	31434 63,24	0,0035	204,95	44,20	249,15
Área fabril	3 - 4	11,55	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 Vias	9,2	1,71E-05	17,32	48406 8,34	0,00476	340,01	41,70	381,71
Área fabril	4 - 5	4,9	1 Redução Gradual 1 Cotovelo 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 Vias	3,74	1,71E-05	17,32	30284 6,42	0,00511	143,56	11,80	155,36
Área fabril	5 - 6	1,85	1 Redução Gradual 1 Cotovelo 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,74	1,71E-05	17,32	6851, 13	0,00685	1,00	0,03	1,03
Área fabril	5 - 7	0,23	1 Cotovelo 90° de Raio Longo	1,7	1,71E-05	17,32	29891 2,37	0,00511	6,56	5,22	11,79

Área auxiliar	16 - 17	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	26465,08	0,00511	1,73	11,99	13,72
Área auxiliar	16 - 18	3	1 Válvula Globo	6	1,33E-05	1,61	23031,35	0,0035	1,48	26,61	28,09
Área auxiliar	18 - 19	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	5421,72	0,00406	0,00	0,07	0,07
Área auxiliar	18 - 20	3	1 Válvula Globo	6	1,33E-05	1,61	22737,5,10	0,0035	1,44	25,93	27,38
Área auxiliar	20 - 21	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	7465,63	0,00566	0,51	2,15	2,66
Área auxiliar	20 - 22	3,42	1 Válvula Globo	6	1,33E-05	1,61	22601,8,98	0,0035	1,62	25,63	27,25
Área auxiliar	22 - 23	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	35286,77	0,00511	3,07	21,32	24,39
Área auxiliar	22 - 24	2	1 Válvula Globo	6	1,33E-05	1,61	21697,8,22	0,0035	0,87	23,62	24,49
Área auxiliar	24 - 25	1,2	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	7,2	1,33E-05	1,61	10009,3,23	0,00406	1,04	24,12	25,16
Área auxiliar	24 - 26	2	1 Redução Gradual 1 Válvula Globo	6,04	1,33E-05	1,61	20739,9,81	0,00372	2,01	38,62	40,63
Área auxiliar	26 - 27	1,2	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,24	1,33E-05	1,61	10009,3,23	0,00406	1,04	4,15	5,19
Área auxiliar	26 - 28	2	1 Redução Gradual 1 Válvula Globo	6,04	1,33E-05	1,61	11522,2,11	0,00387	1,12	17,16	18,28
Área auxiliar	28 - 29	1,2	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,24	1,33E-05	1,61	10009,3,23	0,00406	1,04	4,15	5,19
Área auxiliar	28 - 30	6,55	1 Redução Gradual 2 Cotovelos 90° de Raio Longo 1 Válvula Gaveta	2,24	1,33E-05	1,61	10009,3,23	0,00406	5,66	7,50	13,16

1 Entrada
Arredondada

¹ Incropera, 1985.

Fonte: Autores, 2021.

Tabela D10 3 – Perda de carga nas linhas de água fria

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área auxiliar	1 - 2	6,79	1 Saída Arredondada 1 Válvula Globo	6,2	0,0013	999,10	57404,4 ₃	0,00499	548,99	1,06	550,0 ₅
Área auxiliar	2 - 3	6,15	1 Redução Gradual 1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,74	0,0013	999,10	26888,4 ₃	0,0053	238,84	0,11	238,9 ₄
Área auxiliar	2 - 4	9,67	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,7	0,0013	999,10	36277,8 ₁	0,00499	312,26	0,12	312,3 ₇
Área auxiliar	5 - 8	1,11	1 Saída Arredondada 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,4	0,0013	999,10	23085,8 ₈	0,0053	31,78	0,06	31,84
Área auxiliar	6 - 9	2,37	1 Saída Arredondada 1 Válvula Globo	6,2	0,0013	999,10	5485,65	0,00596	16,72	0,04	16,76
Área auxiliar	7 - 10	41,34	1 Saída Arredondada 2 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	7,2	0,0013	999,10	489,80	0,03267	12,75	0	12,75
Área auxiliar	10 - 12	4,27	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,29	0	0,29
Área auxiliar	12 - 13	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	12 - 14	0,35	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	67,62	0,23661	0,01	0	0,01
Área auxiliar	14 - 15	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,01	0	0,01
Área auxiliar	14 - 16	0,93	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,02	0	0,02
Área auxiliar	10 - 17	7,2	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	383,80	0,04169	1,74	0	1,74

Área auxiliar	17 - 18	1,64	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	153,52	0,10422	0,16	0	0,16
Área auxiliar	18 - 19	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	18 - 20	1,88	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,09	0	0,09
Área auxiliar	17 - 21	6,48	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	230,28	0,06948	0,94	0	0,94
Área auxiliar	21 - 22	0,88	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,04	0	0,04
Área auxiliar	22 - 23	0,55	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	22 - 24	1,55	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,04	0	0,04
Área auxiliar	21 - 25	1,05	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	153,52	0,10422	0,10	0	0,10
Área auxiliar	25 - 26	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	25 - 27	1,88	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,09	0	0,09
Área auxiliar	set/28	34,13	2 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	7	0,0013	999,10	4707,08	0,00596	177,31	0,03	177,34
Área auxiliar	28 - 29	1,2	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	489,80	0,03267	0,37	0	0,37
Área auxiliar	29 - 30	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	29 - 31	1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	413,04	0,03874	0,26	0	0,26
Área auxiliar	31 - 32	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	31 - 33	0,43	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	336,28	0,04758	0,09	0	0,09
Área auxiliar	33 - 34	0,58	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	182,76	0,08755	0,07	0	0,07
Área auxiliar	34 - 35	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	34 - 36	1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,07	0	0,07
Área auxiliar	36 - 37	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	36 - 38	2,1	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,04	0	0,04
Área auxiliar	33 - 39	1,58	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	153,52	0,10422	0,15	0	0,15
Área auxiliar	39 - 40	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	39 - 41	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	39 - 42	1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,05	0	0,05

Área auxiliar	42 - 43	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	42 - 44	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	28 - 45	19,86	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	4217,28	0,00596	82,82	0,02	82,84
Área auxiliar	45 - 46	0,6	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	4072,90	0,00596	2,33	0,02	2,35
Área auxiliar	46 - 47	1,1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	3966,90	0,00596	4,06	0,02	4,08
Área auxiliar	47 - 48	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	47 - 47'	5	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	3928,52	0,00596	18,09	0,02	18,11
Área auxiliar	47' - 49	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	1369,87	0,01168	0,52	0,00	0,52
Área auxiliar	47' - 49'	9,55	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	2558,66	0,00596	14,66	0	14,66
Área auxiliar	46 - 50	1,1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,07	0	0,07
Área auxiliar	50 - 51	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	50 - 52	2,6	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,05	0	0,05
Área auxiliar	45 - 53	25,44	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	144,38	0,11082	2,31	0	2,31
Área auxiliar	53 - 54	1,68	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,08	0	0,08
Área auxiliar	53 - 55	1,08	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	67,62	0,23661	0,05	0	0,05
Área auxiliar	55 - 56	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	55 - 57	2,6	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,05	0	0,05
Área auxiliar	set/58	13,64	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	778,56	0,02055	6,69	0	6,69
Área auxiliar	58 - 59	1,59	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	634,18	0,02523	0,63	0	0,64
Área auxiliar	59 - 60	1,1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	153,52	0,10422	0,11	0	0,11
Área auxiliar	60 - 61	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	60 - 62	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	60 - 63	2	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,10	0	0,10
Área auxiliar	63 - 64	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	63 - 65	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,01	0	0,01
Área auxiliar	59 - 66	2,5	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	182,76	0,08755	0,29	0	0,29
Área auxiliar	66 - 67	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	66 - 68	3	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,20	0	0,20

Área auxiliar	68 - 69	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	68 - 70	9,3	2 Cotovelos 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	2	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,17	0	0,17
Área auxiliar	59 - 71	2,58	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	297,90	0,05371	0,48	0	0,48
Área auxiliar	71 - 72	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	71 - 73	3	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	221,14	0,07235	0,42	0	0,42
Área auxiliar	73 - 74	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	73 - 75	2,43	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	144,38	0,11082	0,22	0	0,22
Área auxiliar	75 - 76	2,18	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,05	0	0,05
Área auxiliar	75 - 77	0,95	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,06	0	0,06
Área auxiliar	77 - 78	0,58	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	77 - 79	2,58	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,05	0	0,05
Área auxiliar	58 - 80	20,72	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,0013	999,10	144,38	0,11082	1,88	0	1,88
Área auxiliar	80 - 81	1,1	1 Válvula Globo	6	0,0013	999,10	106,00	0,15094	0,07	0	0,07
Área auxiliar	81 - 82	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,0013	999,10	76,76	0,20844	0,03	0	0,03
Área auxiliar	81 - 83	2,6	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	29,24	0,54716	0,05	0	0,05
Área auxiliar	80 - 84	1,7	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,0013	999,10	38,38	0,41689	0,04	0	0,04
Área fabril	85 - 86	76,31	1 Saída Arredondada 2 Cotovelos 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 vias	4,4	0,0013	999,10	899319,83	0,00283	280,16	0,87	281,03
Área fabril	86 - 87	12,56	1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 vias	3,2	0,0013	999,10	857333,65	0,00283	41,91	0,58	42,48
Área fabril	87 - 88	38,28	1 Redução Brusca 1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula de 3 vias	9,5	0,0013	999,10	111288,19	0,00407	704,01	1,07	705,09
Área fabril	88 - 89	1,02	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta	1,24	0,0013	999,10	92740,16	0,00458	67,77	0,27	68,04

			1 Entrada Arredondada									
Área fabril	88 - 90	1,02	1 Redução Gradual 1 Válvula Gaveta	7,2	0,0013	999,10	92740,16	0,00458	67,77	1,57	69,34	
			1 Entrada Arredondada									
Área fabril	87 - 91	17,4	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta	1,7	0,0013	999,10	839089,68	0,00283	55,61	0,29	55,90	
			1 Entrada Arredondada									
Área fabril	86 - 92	11,54	1 Redução Brusca 1 Válvula Gaveta	9,2	0,0013	999,10	170743,82	0,00373	135,56	0,73	136,29	
			1 Válvula de 4 vias									
Área fabril	92 - 93	7,38	1 Redução Gradual 1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta	1,74	0,0013	999,10	108138,57	0,00407	128,15	0,19	128,34	
			1 Entrada Arredondada									
Área fabril	92 - 94	4,33	1 Redução Brusca 1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta	7,7	0,0013	999,10	16246,38	0,00653	806,44	0,82	807,26	
			1 Entrada Arredondada									
Área fabril	92 - 95	7,31	1 Redução Gradual 1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta	1,74	0,0013	999,10	145540,19	0,00407	229,93	0,34	230,26	
			1 Entrada Arredondada									

Fonte: Autores, 2021.

Tabela D10 4 – Perda de carga nas linhas de água quente

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área auxiliar	1 - 2	1,11	1 Saída Arredondada 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	1,4	0,00032	965,10	0,03	1,40	115584,20	0,01	179,01	0,14	179,14

Área auxiliar	1' - 3	75,51	1 Saída Arredondada 7 Cotovelos 90° de raio longo 1 Válvula Gaveta 1 Válvula de 3 vias	6,9	0,00032	965,10	0,02	0,08	5031,01	0,01	53,93	0,0022	53,93
Área auxiliar	3 - 4	0,15	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,04	2515,50	0,01	0,01	0,0002	0,01
Área auxiliar	4 - 5	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	4 - 6	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,03	2012,40	0,01	0,02	0,0001	0,02
Área auxiliar	6 - 7	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	6 - 8	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,02	1509,30	0,01	0,02	0,0001	0,02
Área auxiliar	8 - 9	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	8 - 10	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,02	1006,20	0,02	0,01	0	0,01
Área auxiliar	10 - 11	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	10 - 12	0,8	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	3 - 13	0,15	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,04	2515,50	0,01	0,01	0	0,01
Área auxiliar	13 - 14	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	15 - 13	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,03	2012,40	0,01	0,02	0	0,02
Área auxiliar	15 - 16	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	15 - 17	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,02	1509,30	0,01	0,02	0	0,02
Área auxiliar	17 - 18	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	17 - 19	0,3	1 Válvula de 3 vias	3	0,00032	965,10	0,02	0,02	1006,20	0,02	0,01	0	0,01
Área auxiliar	19 - 20	0,5	1 Entrada Arredondada	1	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01
Área auxiliar	19 - 21	0,8	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,00032	965,10	0,02	0,01	503,10	0,03	0,01	0	0,01

Fonte: Autores, 2021.

Tabela D10 5 – Perda de carga nas linhas de água misturada

Área	Trecho	Comprimento(m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade de Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área auxiliar	1 - 2	38,61	1 Saída Arredondada 4 Cotovelos 90° de raio longo	5,4	0,001	992,20	0,05	1,33	97220,41	0,00926	2677,14	0,49	2677,63

			1 Válvula Gaveta		1 Válvula de 3 vias								
Área auxiliar	2 - 3	2,15	1 Válvula Globo	6	0,001	992,20	0,03	2,11	86398,89	0,01134	809,80	1,36	811,16
Área auxiliar	3 - 4	0,6	1 Entrada Arredondada	1	0,001	992,20	0,03	1,05	43199,45	0,01134	56,50	0,06	56,55
Área auxiliar	3 - 5	1,9	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,001	992,20	0,03	1,05	43199,45	0,01134	178,91	0,08	178,99
Área auxiliar	2 - 6	8,1	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Válvula Globo	6,5	0,001	992,20	0,03	2,11	86398,89	0,01134	3050,89	1,47	3052,36
Área auxiliar	6 - 7	0,55	1 Entrada Arredondada	1	0,001	992,20	0,03	1,05	43199,45	0,01134	51,79	0,06	51,85
Área auxiliar	6 - 8	1,85	1 Cotovelo 90° de raio longo 1 Entrada Arredondada	1,5	0,001	992,20	0,03	1,05	43199,45	0,01134	174,20	0,08	174,29

Fonte: Autores, 2021.

Tabela D10 6 – Perdas de carga nas linhas de hidrogênio

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área fabril	1 - 2	32,6	1 Saída Arredondada 1 Válvula Redutora de Pressão para Gases 1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredondada	2,79	1E-06	0,09	0,01	0,03	40,03	0,40	0,02	0,00015	0,02

Fonte: Autores, 2021.

Tabela D10 7 – Perda de carga nas linhas de ar comprimido

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	p (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área auxiliar	1 - 2	53,26	1 Saída Arredondada 4 Cotovelos 90° de raio longo	3,4	1,8E-05	1,28	0,02	17,65	25978,03	0,0060	1224,25	54,00	1278,25

1 Válvula
Gaveta
1 Entrada de
Equipamento

Fonte: Autores, 2021.

Tabela D10 8 – Perda de carga nas linhas de ácido sulfúrico

Área	Trecho	Comprimento (m)	Acessórios	ΣK	μ (kg/m.s)	ρ (kg/m ³)	Diâmetro Nominal (m)	Velocidade de Real (m/s)	Re	f	Perda de carga distribuída (Pa)	Perda de carga localizada (Pa)	Perda de carga total (Pa)
Área fabril 1	1 - 2	1	1 Saída Arredonda da 1 Válvula Gaveta	0,4	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	94,10	0,005	94,11
Área fabril 1	2 - 3	1	1 Saída Arredonda da 1 Válvula Gaveta	0,4	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	94,10	0,005	94,11
Área fabril 1	2 - 4	2,5	1 Válvula de 3 vias	3	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	235,26	0,035	235,29
Área fabril 1	4 - 5	2,5	1 Válvula de 3 vias	3	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	235,26	0,035	235,29
Área fabril 1	5 - 6	1	1 Saída Arredonda da 1 Válvula Gaveta	0,4	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	94,10	0,005	94,11
Área fabril 1	5 - 7	1	1 Saída Arredonda da 1 Válvula Gaveta	0,4	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	94,10	0,005	94,11
Área fabril 1	4 - 8	10,25	1 Válvula de 3 vias	3	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	964,56	0,035	964,59
Área fabril 1	8 - 9	1,02	1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredonda da	1,2	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	95,99	0,014	96,00
Área fabril 1	8 - 10	1,02	1 Válvula Gaveta 1 Entrada Arredonda da	1,2	0,03	1835,00	0,02	0,48	687,69	0,02	95,99	0,014	96,00

Fonte: Autores, 2021.

APÊNDICE E - ANÁLISE ECONÔMICA

E.1 UTILIDADES

Para o cálculo do custo de vapor na indústria, utilizou-se a Equação 41 (VAPOR PARA LA INDUSTRIA, 2017). O consumo de vapor será de 912619,28 e o combustível utilizado na caldeira será o bagaço da cana de açúcar. Assim, fez-se o cálculo:

$$Pv = \frac{(hV - hAA)}{PCS \cdot \eta_{cal}} \cdot PC \cdot 100 \quad (41)$$

Onde:

- Pv: custo do vapor (R\$/kg de vapor);
- h_V : entalpia específica do vapor (KJ/kg);
- h_{AA} : entalpia específica da água de alimentação, a 15°C (KJ/kg);
- PCS: maior poder calorífico do combustível (KJ/kg);
- PC: preço do combustível (R\$/kg de combustível);
- η_{cal} : eficiência da caldeira (%).

$$PV = \frac{(280147 - 62,99)}{18160,75} \cdot 0,05922 \cdot 100$$

$$PV = 1,217810211 \text{ R\$/kg de vapor}$$

Assim, pelo consumo diário de vapor, tem-se que o valor gasto com vapor no dia é de R\$ 1111397,078 ou R\$ 405659933,4 no ano.

E.2 PREÇO DE VENDA

O preço de venda da γ -valerolactona foi calculado a partir do custo total de produção e quantidade total produzida. Primeiramente, fez-se o cálculo do custo médio pela Equação 42 abaixo.

$$Cm = \frac{Ct}{Qt} \quad (42)$$

Onde:

- C_m : custo médio (R\$/kg);
- C_t : custo total de produção (R\$/ano);
- Q_t : quantidade total produzida (kg/ano).

$$C_m = \frac{31116319706 \text{ R\$/ano}}{7452394,8 \text{ kg/ano}}$$

$$C_m = 4175,345046 \text{ R\$/kg}$$

Já o cálculo para o preço de venda foi calculado pela Equação 43 abaixo.

$$PV = \frac{C_m}{1 - \left(\frac{CC + MDL}{100\%}\right)} \quad (43)$$

Onde:

- PV : preço de venda (R\$/kg);
- CC : custo de comercialização (%);
- MDL : margem de lucro (%).

$$PV = 8716,795502 \text{ R\$/kg}$$

ANEXO A - MATÉRIA - PRIMA



ADF Method
Method 14

Acid Detergent Fiber in Feeds - Filter Bag Technique (for DELTA)	
Definition	
This method determines Acid Detergent Fiber, which is the residue remaining after digesting with H ₂ SO ₄ and CTAB. The fiber residues are predominantly cellulose and lignin.	
Scope	
This method is applicable to grains, feeds, forages, and all fiber-bearing material.	
Apparatus	
<ol style="list-style-type: none"> Analytical Balance—capable of weighing 0.1 mg. Oven—capable of maintaining a temperature of 102 ± 2°C. Digestion instrument—capable of performing the digestion at 100 ± 0.5°C and maintaining a pressure of 10-25psi. The instrument must be capable of creating a similar flow around each sample to ensure uniformity of extraction (ANKOM²⁰⁰⁰ with 65rpm agitation, ANKOM Technology). Filter Bags—constructed from chemically inert and heat resistant filter media, capable of being heat sealed closed and able to retain 25-micron particles while permitting solution penetration (F57 and F58, ANKOM Technology). Heat sealer—sufficient for sealing the filter bags closed to ensure complete closure (HS or HSi, ANKOM Technology). Desiccant Pouch—collapsible sealable pouch with desiccant inside that enables the removal of air from around the filter bags (<i>MoistureStop</i> weigh pouch, ANKOM Technology). Marking pen—solvent and acid resistant (F08, ANKOM Technology). 	<ol style="list-style-type: none"> Include at least one empty bag in the run to determine the blank bag correction (C₁). NOTE: A running average blank bag correction factor (C₁) should be used in the calculation of fiber. The inclusion of at least one blank bag in each run is mainly used as an indicator of particle loss. A C₁ larger than 1.0000 indicates that sample particles were lost from filter bags and deposited on the blank bag during the extraction. Any fiber particle loss from the filter bags will generate erroneous results. If particle loss is observed, then the grinding method needs to be evaluated. Using a heat sealer, completely seal each filter bag closed within 4mm of the top to encapsulate the sample. NOTE: Use sufficient heat to completely seal the filter bags and allow enough cool time (2 sec) before removing each bag from the heat sealer. Pre-extract only samples containing >5% fat: Extract samples by placing bags with samples into a container with a top. Pour enough acetone into the container to cover the bags and secure the top. CAUTION3: Acetone is extremely flammable. Avoid static electricity and use a fume hood when handling. Shake the container 10 times and allow bags to soak for 10 minutes. Repeat with fresh acetone. Pour out acetone and place bags on a wire screen to air-dry. Exception – Roasted soybean: Due to the processing of roasted soy a modification to the extraction is required. Place roasted soy samples into a container with a top. Pour enough acetone into the container to cover the bags and secure the top. Shake the container 10 times and pour off the acetone. Add fresh acetone and allow samples to soak for <u>twelve hours</u>. After the soak time, pour out the acetone and place the bags on a wire screen to air-dry.
Reagents	
<ol style="list-style-type: none"> Acid Detergent Solution—Add 20g cetyl trimethylammonium bromide (CTAB) to 1L 1.00N H₂SO₄ previously standardized (premixed chemical solution available from ANKOM). Agitate and heat to aid solution. CAUTION1: Sulfuric acid is a strong acid and will cause severe burns. Protective clothing should be worn when working with this acid. Always add acid to water and not the reverse. CAUTION2: CTAB will irritate mucous membranes. A dust mask and gloves should be worn when handling this chemical. 	
Sample Preparation	
Grind samples in a centrifugal mill with a 2mm screen or cutter type (Wiley) mill with a 1mm screen. Samples ground finer may have particle loss from the filter bags and result in low values.	
ADF Procedure (see the ADF Analysis section of the Operator's Manual for more detail)	
<ol style="list-style-type: none"> Use a solvent resistant marker to label the filter bags to be used in the analysis. Weigh and record the weight of each empty filter bag (W₁) and zero the balance. NOTE: Do not pre-dry filter bags. Any moisture will be accounted for by the blank bag correction. Place 0.45 – 0.50g of prepared sample in up to 23 of the bags and record the weight (W₂) of each. Avoid placing the sample in the upper 4mm of the bag. 	<ol style="list-style-type: none"> Spread the sample uniformly inside the filter bags by shaking and flicking the bags to eliminate clumping. Place up to 3 bags on each of eight Bag Suspender Trays (maximum of 24 bags). Stack the trays on the center post of the Bag Suspender with each level rotated 120 degrees in relation to the tray below it. Place the empty 9th tray on top. NOTE: All nine trays must be used regardless of the number of bags being processed. Verify that the hot water supply is on and the drain hose is securely positioned in the drain. Check the Temperature Controller readout on the right side of the instrument. If the temperature is higher than 20°C, cool the Vessel as follows: <ol style="list-style-type: none"> Fill the Vessel with cold water. When the Temperature Controller reads 20°C, go to the Diagnostics (DIAG.) setting. Using the down arrow, scroll to the Drain setting. Press ENTER to drain the water. If necessary, press ENTER to close the drain and repeat steps a and b.

Calculations

$$\% \text{ ADF (as-received basis)} = \frac{100 \times (W_3 - (W_1 \times C_1))}{W_2}$$

Where:

- W_1 = Bag tare weight
- W_2 = Sample weight
- W_3 = Dried weight of bag with fiber after extraction process
- C_1 = Blank bag correction (running average of final oven-dried weight divided by original blank bag weight)

ADF Procedure (continued)

11. Attach the AD solution hose to the Acid Detergent port on the instrument and then to the container of Acid Detergent solution.
12. Open the Vessel Lid and insert the loaded Bag Suspender into the Vessel and place the Bag Suspender Weight on top of the empty 9th tray to keep the Bag Suspender submerged during the digestion.
13. Follow the instructions on the ANKOM^{DELTA} display:
 - a. Select ADF.
 - b. Close the Vessel Lid.
 - c. Confirm hot water is on (>70°C).
 - d. Press START.

The AD solution will be automatically inserted, and digestion will begin.

14. When the ADF extraction and rinsing procedures are complete, open the Vessel Lid and remove the filter bags. Gently press out excess water from the bags. Place bags in a 250ml beaker and add enough acetone to cover bags and soak for 3-5 minutes.
15. Remove the filter bags from the acetone and place them on a wire screen to air-dry. Completely dry in an oven at 102 ± 2°C. (In most ovens the filter bags will be completely dry within 2-4 hours.) Do not place bags in the oven until the acetone has completely evaporated.

NOTE: When running a lignin procedure or a sequential (NDF/ADF or NDF/ADF/Lignin) with the F57 Filter Bag it is important not to dry the bags overnight after the NDF or ADF procedure. A drying timeframe of 2-4 hours at 100°C to 105°C is sufficient to thoroughly dry the bags after each procedure. Extended drying times or too high a temperature can compromise the bag's filtration media. In addition, be sure to check the water of the fourth rinse during the ADF procedure to ensure all the sulfuric acid has been removed from the bags. If litmus paper shows the presence of acid during the fourth hot water rinse, repeat until neutral.

16. Remove the filter bags from the oven and immediately place them directly into a collapsible desiccant pouch and flatten to remove any air. Cool to ambient temperature and weigh the filter bags (W_3). NOTE: Do not use a conventional desiccator container.

Neutral Detergent Fiber in Feeds - Filter Bag Technique (for DELTA)

Definition

This method determines Neutral Detergent Fiber, which is the residue remaining after digesting in a detergent solution. The fiber residues are predominantly hemicellulose, cellulose, and lignin.

Scope

This method is applicable to grains, feeds, forages, and all fiber-bearing material.

Apparatus

1. Analytical Balance—capable of weighing 0.1 mg.
2. Oven—capable of maintaining a temperature of $102 \pm 2^\circ\text{C}$.
3. Digestion instrument—capable of performing the digestion at $100 \pm 0.5^\circ\text{C}$ and maintaining a pressure of 10-25psi. The instrument must be capable of creating a similar flow around each sample to ensure uniformity of extraction (ANKOM²⁰⁰⁰ with 65rpm agitation, ANKOM Technology).
4. Filter Bags—constructed from chemically inert and heat resistant filter media, capable of being heat sealed closed and able to retain 25-micron particles while permitting solution penetration (F57 and F58, ANKOM Technology).
5. Heat sealer—sufficient for sealing the filter bags closed to ensure complete closure (HS or HSi, ANKOM Technology).
6. Desiccant Pouch—collapsible sealable pouch with desiccant inside that enables the removal of air from around the filter bags (*MoistureStop* weigh pouch, ANKOM Technology).
7. Marking pen—solvent and acid resistant (F08, ANKOM Technology).

Reagents

1. Neutral Detergent Solution—Add 30g Sodium dodecyl sulfate (USP), 18.61g Ethylenediaminetetraacetic disodium salt (dehydrate), 6.81g Sodium borate, 4.56g Sodium phosphate dibasic (anhydrous), and 10.0ml Triethylene glycol to 1L distilled H₂O (premixed chemical solution available from ANKOM Technology). Check that pH is from 6.9 to 7.1. Agitate and heat to aid solution.
CAUTION1: Powdered chemicals will irritate mucous membranes. A dust mask and gloves should be worn when handling these chemicals.
2. Alpha-amylase—Heat-stable bacterial alpha-amylase: activity = 17,400 Liquefon Units / ml (FAA, ANKOM Technology).
3. Sodium sulfite—Na₂SO₃, anhydrous (FSS, ANKOM Technology)

Sample Preparation

Grind samples in a centrifugal mill with a 2mm screen or cutter type (Wiley) mill with a 1mm screen. Samples ground finer may have particle loss from the filter bags and result in low values.

NDF Procedure (see the *NDF Analysis* section of the *Operator's Manual* for more detail)

1. Use a solvent resistant marker to label the filter bags to be used in the analysis.
2. Weigh and record the weight of each empty filter bag (W_1) and zero the balance. NOTE: Do not pre-dry filter bags. Any moisture will be accounted for by the blank bag correction.
3. Place 0.45 – 0.50g of prepared sample in up to 23 of the bags and record the weight (W_2) of each. Avoid placing the sample in the upper 4mm of the bag.

4. Include at least one empty bag in the run to determine the blank bag correction (C_1).

NOTE: A running average blank bag correction factor (C_1) should be used in the calculation of fiber. The inclusion of at least one blank bag in each run is mainly used as an indicator of particle loss. A C_1 larger than 1.0000 indicates that sample particles were lost from filter bags and deposited on the blank bag during the extraction. Any fiber particle loss from the filter bags will generate erroneous results. If particle loss is observed, then the grinding method needs to be evaluated.

5. Using a heat sealer, completely seal each filter bag closed within 4mm of the top to encapsulate the sample. NOTE: Use sufficient heat to completely seal the filter bags and allow enough cool time (2 sec) before removing each bag from the heat sealer.
6. **Pre-extract only samples containing >5% fat:** Extract samples by placing bags with samples into a container with a top. Pour enough acetone into the container to cover the bags and secure the top.

CAUTION2: Acetone is extremely flammable. Avoid static electricity and use a fume hood when handling. Shake the container 10 times and allow bags to soak for 10 minutes. Repeat with fresh acetone. Pour out acetone and place bags on a wire screen to air-dry.

Exception – Roasted soybean: Due to the processing of roasted soy a modification to the extraction is required. Place roasted soy samples into a container with a top. Pour enough acetone into the container to cover the bags and secure the top. Shake the container 10 times and pour off the acetone. Add fresh acetone and allow samples to soak for twelve hours. After the soak time, pour out the acetone and place the bags on a wire screen to dry.

7. Spread the sample uniformly inside the filter bags by shaking and flicking the bags to eliminate clumping.
8. Place up to 3 bags on each of eight Bag Suspender Trays (maximum of 24 bags). Stack the trays on the center post of the Bag Suspender with each level rotated 120 degrees in relation to the tray below it. Place the empty 9th tray on top. NOTE: All nine trays must be used regardless of the number of bags being processed.
9. Verify that the hot water supply is on and the drain hose is securely positioned in the drain.
10. Attach the ND solution hose to the Neutral Detergent port on the instrument and then to the container of Neutral Detergent solution.
11. Open the Vessel Lid and insert the loaded Bag Suspender into the Vessel and place the Bag Suspender weight on top of the empty 9th tray to keep the Bag Suspender submerged during the digestion.

(Procedure continued on next page.)

Calculations

$$\% \text{ NDF (as-received basis)} = \frac{100 \times (W_3 - (W_1 \times C_1))}{W_2}$$

Where:

- W_1 = Bag tare weight
- W_2 = Sample weight
- W_3 = Dried weight of bag with fiber after extraction process
- C_1 = Blank bag correction (running average of final oven-dried weight divided by original blank bag weight)

NDF Procedure (continued)

12. Follow the instructions on the ANKOM^{DELTA} display:
 - a. Select NDF. (**Wait** to close the Vessel Lid.)
 - b. Confirm hot water is on (>70°C).
 - c. Press START.
 - d. After the ND solution has been automatically inserted and agitation begins, manually add 20g of Na₂SO₃ and 4.0ml of alpha-amylase.
 - e. Close the Vessel Lid.
13. If there is no water in the attached Amylase Dispenser Assembly, add enough tap water to fill the cup about 1/2 full. Add 8.0ml of alpha-amylase and enough water to fill the dispenser about 3/4 full. The second addition of water will thoroughly mix the amylase and water. The instrument will automatically add the amylase solution to the first and second rinse.
14. When the NDF extraction and rinsing procedures are complete, open the Vessel Lid and remove the filter bags. Gently press out excess water from the bags. Place bags in a 250ml beaker and add enough acetone to cover bags and soak for 3-5 minutes.
15. Remove the filter bags from the acetone and place them on a wire screen to air-dry. Completely dry in an oven at 102 ± 2°C. (In most ovens the filter bags will be completely dry within 2-4 hours.) Do not place bags in the oven until the acetone has completely evaporated.

NOTE: When running a lignin procedure or a sequential (NDF/ADF or NDF/ADF/Lignin) with the F57 Filter Bag it is important not to dry the bags overnight after the NDF or ADF procedure. A drying timeframe of 2-4 hours at 100°C to 105°C is sufficient to thoroughly dry the bags after each procedure. Extended drying times or too high a temperature can compromise the bag's filtration media. In addition, be sure to check the water of the fourth rinse during the ADF procedure to ensure all the sulfuric acid has been removed from the bags. If litmus paper shows the presence of acid during the fourth hot water rinse, repeat until neutral.
16. Remove the filter bags from the oven and immediately place them directly into a collapsible desiccant pouch and flatten to remove any air. Cool to ambient temperature and weigh the filter bags (W_3). NOTE: Do not use a conventional countertop or cabinet desiccator.

ANEXO B - BALANÇA DE CAMINHÃO

Dimensões e capacidades

Dimensões(m)	Capacidades(kg)	Divisão(kg)
 10 m - 13 m		
4 x 3	60.000	10
9 x 3	34.000	10
10 x 3	40.000	10
11 x 3	50.000	10
 14 m - 18,15 m		
18 x 3	80.000 100.000	10
18 x 4	100.000	Dual Range 10/20*
19 x 3	80.000	
 19,80 m 19,80 m - 25 m		
21 x 3	100.000	Dual Range 10/20*
25 x 3 25 x 3,20 25 x 3,50 25 x 4	120.000	Dual Range 10/20*
 27 m - 38 m		
30 x 3		
30 x 3,20		
30 x 3,50	120.000	Dual Range* 10/20
30 x 4		
36 x 3,20	120.000	Dual Range* 10/20
42 x 3,20 50 x 3,20 46 x 3,20	160.000	20
60 x 3,20	200.000	Dual Range** 20/50

Fonte: Toledo Brasil - LTDA, 2020.

ANEXO C - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO ÁCIDO SULFÚRICO



Fonte: Alibaba, 2020.

ANEXO D - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE ÁGUA



Fonte: Alibaba, 2021.

ANEXO E - MOINHO DE FACAS

trituradores
LINHA D

INFORMAÇÕES TÉCNICAS

	D19	D290	D365	D460	D535	D690	D19
POTÊNCIA	7,5KW	15KW	37KW	90KW	150KW	225KW	300KW
CÂMARA DE TRITURAÇÃO	480 x 600mm	580 x 750mm	710 x 1025mm	890 x 1315mm	1040 x 1600mm	1315 x 1900mm	1630 x 2400mm
DIÂMETRO DO ROTOR	240mm	290mm	365mm	460mm	530mm	690mm	780mm
LARGURA DE FACAS	8 a 25mm	15 a 38mm	19 a 50mm	25 a 75mm	25 a 75mm	38 a 100mm	50 a 125mm
CAPACIDADE DE PRODUÇÃO	até 400 Kg/h	até 1500 Kg/h	até 3000 Kg/h	até 7000 Kg/h	até 12000 Kg/h	até 16000 Kg/h	até 25000 Kg/h



Fonte: Jaguar Equipamentos, 2020.

ANEXO F - TANQUE FIBRATEC

Medidas nominais do equipamento



Diâmetro 1130 mm					Diâmetro 2530 mm					Diâmetro 3000 mm				
Cód.	Vol. (Litros)	Altura (H) (mm)	Sapatos (un)	Alça	Cód.	Vol. (Litros)	Altura (H) (mm)	Sapatos (un)	Alça	Cód.	Vol. (Litros)	Altura (H) (mm)	Sapatos (un)	Alça
9043	2000	2200	3	2	3754	10000	2290	4	2	3886	30000	4590	6	2
4796	3000	3200	3	2	3755	15000	3290	4	2	3887	35000	5305	6	2
9044	4000	4200	3	2	3756	20000	4290	4	2	3888	40000	6020	6	2
7270	5000	5200	3	2	3757	25000	5290	4	2	3889	50000	7450	6	2
9251	6000	6200	3	2	3758	30000	6290	4	2	3890	60000	8880	6	2
9252	7000	4200	3	2	7269	35000	7290	4	2	3891	70000	10310	6	2
9253	8000	8200	3	2	3759	40000	8290	4	2	3892	80000	11740	6	2
9254	9000	9200	3	2	3760	50000	10290	4	2	9046	90000	13170	6	2
					7548	60000	12290	4	2	3893	100000	14600	6	2

Diâmetro 3200 mm					Diâmetro 3500 mm					Diâmetro 3800 mm				
Cód.	Vol. (Litros)	Altura (H) (mm)	Sapatos (un)	Alça	Cód.	Vol. (Litros)	Altura (H) (mm)	Sapatos (un)	Alça	Cód.	Vol. (Litros)	Altura (H) (mm)	Sapatos (un)	Alça
5672	35000	4815	6	2	9052	50000	5685	6	2	9064	60000	5690	8	2
5998	40000	5460	6	2	9053	60000	6750	6	2	9065	70000	6575	8	2
5999	45000	6105	6	2	9054	70000	7815	6	2	9066	80000	7460	8	2
5320	50000	6750	6	2	9055	80000	8880	6	2	9067	90000	8345	8	2
6000	55000	7395	6	2	9056	90000	9945	6	2	9068	100000	9230	8	2
6001	60000	8040	6	2	9057	100000	11010	6	2	9063	110000	10115	8	2
6002	65000	8685	6	2	9256	120000	13140	6	2	9265	120000	11000	8	2
6003	70000	9330	6	2	9257	140000	15270	6	2	9266	140000	12780	8	2
6004	75000	9975	6	2	9258	160000	17400	6	2	9267	160000	14540	8	2
6005	80000	10620	6	2						9268	180000	16310	8	2
6006	85000	11265	6	2						9259	200000	18080	10	2
6007	90000	11910	6	2						9260	220000	19850	10	2
6008	95000	12555	6	2						9261	245000	22062	10	2
6009	100000	13200	6	2										
6010	105000	13845	6	2										
6011	110000	14490	6	2										

Fonte: Fibratec, 2020.

ANEXO G - REATORES

Reatores Químicos

Saiba mais

Para processos químicos, com ou sem sistema de agitação, podem ser fabricados com serpentinas meia-cana externa, meia-cana interna, ou encamisados. Projetados e fabricados conforme norma ASME Sec. VIII – Div.1. em Aço Carbono, Aço Inoxidável, Alumínio, e Ligas Especiais.



Clique na imagem para ampliar



Fonte: Incase, 2020.

ANEXO H - TROCADORES DE CALOR



Séries TA e TST

Os trocadores de calor são equipamentos empregados em sistemas de refrigeração ou aquecimento dos mais diversos fluidos.

Os trocadores de calor da série TST são equipamentos apropriados para troca de calor entre óleo/água, água/vapor, água/água, vapor/líquido, etc.

Os da série TA, são equipamentos com feixes tubulares aletados, específicos para troca de calor entre óleo e água.

Para aplicações de resfriamento de óleo, a linha TA apresenta melhor rendimento em função do feixe tubular aletado que aumenta a área de contato entre o óleo e água. Entretanto, a linha TA é recomendada em aplicações com óleo de viscosidade até ISO 100, sendo que para viscosidades maiores, é recomendado a utilização de equipamentos da linha TST.

Construção

Baseado no princípio de construção casco e tubos (Shell and Tube), com tampas removíveis para acesso aos tubos.

Casco

Construído em tubo de aço carbono com costura longitudinal

Espelhos

Executados em chapas de aço carbono classificadas e usinadas em máquinas operatrizes CNC, mantêm a garantia do produto final. Opcionalmente, podem ser fornecidos revestidos em latão para uso naval.

Feixe Tubular

Na linha TST – Em cobre para aplicações normais, e cupro-níquel, aço inoxidável e aço carbono para outras aplicações.

Na linha TA – Tubos em cobre e aletas de alumínio para aplicações normais, e opcionalmente tubos em cupro-níquel para uso naval.

Tampas

Fabricadas em ferro fundido ou em aço carbono, garantem em seus diversos passes a distribuição da água de resfriamento na velocidade ideal para uma boa transferência de calor.

Testes

Todos os trocadores de calor são testados pneumaticamente com ar seco a 12 bar no casco e 4,0 bar nos tubos. Realizamos testes hidrostáticos por amostragem, com pressão de 30 bar no casco.

Opcionais

- Feixe tubular em cupro-níquel, aço inox e aço carbono.
- Feixe tubular removível.
- Espelhos revestidos em latão naval.
- Tampas com ânodos de zinco.

Fonte: Apema, 2020.

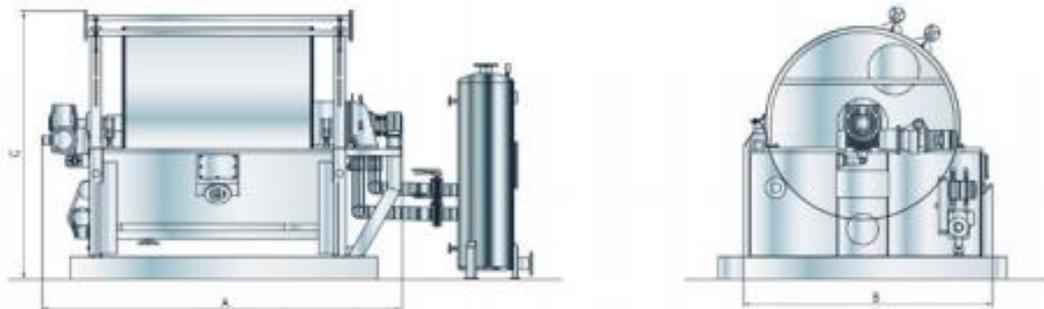
ANEXO I - FILTRO ROTATIVO À VÁCUO

Filter type	Filter area	Drum diameter	Drum width	Number of cells	A	B	C	Weight*	Drive**
	[m ²]	[mm]	[mm]		[mm]	[mm]	[mm]	[t]	[kW]
TSF 9.2	0.72-5.80	920	250-2,000	14	2,050-3,800	2,050	1,700	2.0-4.1	1.5
TSF 13.1	4.00-12.00	1,310	1,000-3,000	20	2,900-4,700	2,300	2,000	3.5-7.5	2.2
TSF 20.9	10.00-19.00	2,090	1,500-3,000	16	3,500-5,000	3,700	2,800	9.5-13.5	3.0
TSF 26.2	20.00-33.00	2,620	2,500-4,000	20	4,900-6,400	4,700	4,000	17-23	4.4
TSF 31.4	30.00-60.00	3,140	3,000-6,000	24	5,400-8,400	4,700	4,000	24-42	6.0
TSF 36.6	69.00-75.00	3,660	6,000-6,500	28	8,250-9,250	5,700	4,200	56-59	8.0
TSF 41.8	100.00-118.00	4,180	7,500-9,000	32	9,850-11,350	6,000	5,300	68-70	11.0

All information is subject to change.

* Operating weight of filter includes filling (app. data)

** Power requirements in kW for drum drive and pendulum agitator drive (excl. vacuum and filtrate pump), depending on application



Outline of the Krauss-Maffei vacuum drum filter TSF.

Fonte: Andritz, 2020.

ANEXO J - DESTILADOR FRACIONADO

Com nossa coluna de destilação no núcleo, projetamos seu sistema completo de destilação com todos os equipamentos auxiliares, instrumentação, tubulação e controles.

Independentemente de seu processo implicar em desorção, retificação, absorção ou destilação de lotes, forneceremos um sistema completo de ótimo custo benefício e plenamente integrado, funcionando adequadamente.

Projeto da coluna

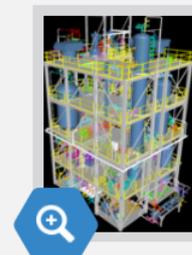
Fornecemos o projeto completo da coluna:

- Projeto do vaso de pressão
- Engenharia de materiais
- Projeto do processo de transferência de massa
- Projeto e seleção dos internos da coluna

Integração do sistema

Embora o projeto da coluna seja central, o equipamento auxiliar é fundamental para que o sistema funcione corretamente. Fornecemos sistemas completos de coluna recheadas que garantem que o projeto de todo o equipamento, instrumentação, tubulação e controles esteja integrado para obter um sistema plenamente operativo. Temos amplos conhecimentos e experiência prática dos principais componentes, incluindo:

- Simulação dos processos
- Testes-piloto
- Tecnologia de transferência de massa em coluna
- Tecnologia de transferência de calor do refeedor e condensador
- Tecnologias de sistemas a vácuo
- Engenharia de materiais
- Disposição de equipamentos/tubulações
- Controles dos processos



Fonte: Pfaudler, 2020.

ANEXO K - FILTRO CARTUCHO

Carcaça de Inox 304 – Modelo Filtro Cartucho



Aplicação:

- As carcaças de inox 304, são utilizadas para filtração de água e líquidos em geral;
- Suportam a temperatura de até 121°C;
- Possuem como diferencial, filtragem de líquidos em baixa vazão;
- São utilizadas com 1 elemento filtrante cartucho 10" x 2 1/2" ou 20" x 2 1/2";
- Possuem vedação com anel o'ring, a prova de vazamentos;
- Material: Inox 304;
- Acessórios: Chave e Suporte.

Código	Modelo	Vazão Máxima	Dimensões Externas (mm)		Pressão Máxima	Conexões de E/S
			Altura	Largura		
CI 1 x 10	10" x 2 1/2"	1.000 l/h	300	100	7 Kgf/cm ²	3/4"
CI 1 x 20	20" x 2 1/2"	2.000 l/h	554	100	7 Kgf/cm ²	3/4"

Fonte: IND Filtros, 2020.

ANEXO L - TANQUE DE NEUTRALIZAÇÃO



Fonte: Direct Industry, 2020.

ANEXO M - ESTIMATIVA DE CONSUMO DE ÁGUA DIÁRIO

Tipo do prédio	Unidade	Consumo l/dia
Quartéis	por soldado	150
Cavaliças	por cavalo	100
Restaurantes	por refeição	25
Mercados	por m ² de área	5
Garagens e postos de serviço para automóveis	por automóvel	100
	por caminhão	150
Rega de jardins	por m ² de área	1,5
Cinemas, teatros	por lugar	2
Igrejas	por lugar	2
Ambulatórios	per capita	25
Creches	per capita	50
3. Serviço Industrial		
Fábricas (uso pessoal)	por operário	70 a 80
Fábrica com restaurante	por operário	100
Usinas de leite	por litro de leite	5
Matadouros	(de grande porte) por animal abatido	300
Matadouros	idem de pequeno porte	150

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO N - NÚMERO MÍNIMO DE APARELHOS PARA DIVERSAS SERVENTIAS

TABELA L.3 Número mínimo de aparelhos para diversas serventias

Tipo de edifício ou ocupação	Lavatórios	Banheiras ou chuveiros	Bebedouros instalados fora dos compartimentos sanitários	Vasos sanitários	Mictórios	
Residência ou apartamentos	1 para cada residência ou apartamento	1 para cada residência ou apartamento e chuveiro para serviço	—	1 para cada residência ou apartamento e um para serviço	—	
Escolas primárias	1 para cada 60 pessoas	1 para cada 20 alunos (caso haja Educação Física)	1 para cada 75 alunos	Mínimo: 1 para cada 100 Máximo: 1 para cada 25	1 para cada 30 sexvotos	
Escolas secundárias	1 para cada 100 pessoas			Mínimo: 1 para cada 100 Máximo: 1 para cada 45		
Escritórios em edifícios públicos	Número de pessoas	Número de aparelhos	1 para cada 75 pessoas	Número de pessoas	Número de aparelhos	Quando há mictórios, instalar 1 vaso sanitário para cada mictório, contanto que o número de vasos não seja inferior a menos de 2/3 do especificado.
	1-15 16-35 36-60 61-90 91-125 Acima de 125, adicionar 1 aparelho para cada 45 pessoas a mais.	1 2 3 4 5		1-15 16-35 36-55 56-80 81-110 111-150	1 2 3 4 5 6	
Estabelecimentos industriais	Número de pessoas	Número de aparelhos	1 para cada 75 pessoas	Número de pessoas	Número de aparelhos	Mesma especificação feita para os escritórios ou 1 para cada 50 aparelhos
	1-100 Mais de 100	1 para cada 10 pessoas 1 para cada 15 pessoas		1-9 10-24 25-49 50-74 75-100 Acima de 100, adicionar 1 aparelho para cada 30 empregados	1 2 3 4 5	

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO O - CONSUMO E PRESSÃO NAS PEÇAS E APARELHOS

Aparelho ou peça	Diâmetro do sub-ramal (pol.)	Descarga em l/min	Pressão mínima de serviço nos aparelhos (m)
Lavatório	1/2	12	1
Bidê	1/2	16	1
Banheira	3/4	18	1
Aquecedor alta pressão	1 1/2	18	1
Aquecedor baixa pressão	1	18	0,5
Chuveiro de 100 mm	1/2	12	0,5
Chuveiro de 200 mm	3/4	18	0,5
Pia de despejo	3/4	18	0,5
Mictório com descarga contínua (por m ou aparelho)	1/2	4,5	0,5
Mictório de caixa automática	1/2	9	0,5
Pia de cozinha	1/2	15	0,5
Pia de despejo	3/4	18	1,90
Tanque de lavar	1/2	18	1,80
Máquina de lavar prato	3/4	18	3
Bebedouro	1/2	3	2
Vaso sanitário c/caixa de descarga	1/2	9	0,5
C/válvula de descarga	1	114	20
C/válvula de descarga	1 1/4	114	8
C/válvula de descarga	1 1/2	114	3,5
C/válvula de baixa pressão	1 1/2	114	2 a 2,5
Máquina de lavar roupa	3/4	18	0,5

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO P - DIÂMETROS MÍNIMO DOS SUB-RAMAI

Peças de utilização	Diâmetro nominal	
	DN (diâmetro nominal)	(Referência)
	(mm)	(pol.)
Aquecedor de baixa pressão	20	3/4
Aquecedor de alta pressão	15	1/2
Bacia sanitária com caixa de descarga	15	1/2
Bacia sanitária com válvula de descarga de DN 20 mm (3/4)	32	1 1/4
Bacia sanitária com válvula de descarga de DN 25 mm (1)	32	1 1/4
Bacia sanitária com válvula de descarga de DN 32 mm (1 1/4)	40	1 1/2
Bacia sanitária com válvula de descarga de DN 38 mm (1 1/2)	40	1 1/2
Banheira	15-20	1/2-3/4
Bebedouro	15	1/2
Bidê	15	1/2
Chuveiro	20	3/4
Filtro de pressão	15	1/2
Lavatório	15	1/2
Máquina de lavar pratos	20	3/4
Máquina de lavar roupa	20	3/4
Mictório de descarga contínua por metro ou por aparelho	15	1/2
Mictório autoaspirante	20	3/4
Pia de cozinha	20	3/4
Pia de despejo	20	3/4
Tanque de lavar roupa	20	3/4

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO Q - VARIAÇÃO DE BEBEDOUROS

Tipo de edifício	Número de bebedouros
Escritórios ou edifícios públicos	Um para cada 75 pessoas No mínimo um por pavimento
Estabelecimentos industriais	Um para cada 75 pessoas No mínimo um por pavimento
Escolas	Um para cada 75 pessoas
Cinemas e teatros	Um para cada 100 pessoas

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO R - VAZÕES MÁXIMAS E DIÂMETROS DE TUBULAÇÃO

Diâmetro		Velocidades máximas	Vazões máximas
(mm)	(pol.)	m/s	l/s
15	1/2	1,60	0,20
20	3/4	1,95	0,55
25	1	2,25	1,15
32	1 1/4	2,50	2,00
40	1 1/2	2,75	3,10
50	2	3,15	6,40
65	2 1/2	3,55	11,20
80	3	3,85	17,60
100	4	4,00	32,50

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO S - ESTIMATIVA DE ÁGUA QUENTE

Prédio	Consumo litros/dia
Alojamento provisório de obra	24 por pessoa
Casa popular ou rural	36 por pessoa
Residência	45 por pessoa
Apartamento	60 por pessoa
Quartel	45 por pessoa
Escola (internato)	45 por pessoa
Hotel (sem incluir cozinha e lavanderia)	36 por hóspede
Hospital	125 por leito
Restaurantes e similares	12 por refeição
Lavanderia	15 por kgf de roupa seca

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO T - BUFFET



ANEXO U - CALDEIRA



Caldeira

Boiler

Utilizada na geração de vapor para a troca térmica (aquecimento), conforme sua capacidade de geração de vapor poder ser industrializada na posição vertical ou horizontal.

Used in the generation of steam for thermal exchange (heating), as its steam generation capacity can be industrialized in vertical or horizontal position.

Características

- Produção de Vapor de 300 a 2000 kgw/h.
- Pressão de Trabalho 8kgf/cm²
- Combustível: Gás GLP, Lenha ou Bagaço de Cana.

Features

- Steam production of 300 at 2000 kgw / hr.
- Working pressure 8kgf / cm²
- Fuel: LPG Gas, Firewood or Sugarcane bagasse.

ANEXO V - LAVADORA DE LOUÇA EB50



ANEXO X - PANELA COZIFRIO



Modelo	Capacidade L litros	Consumo Vapor Kg/h	Volume do vaso de pressão m ³
CDAV / CDAV -A 100	100	12	0,029
CDAV / CDAV -A 200	200	24	0,046
CDAV / CDAV -A 300	300	36	0,063
CDAV / CDAV -A 500	500	48	0,101

ANEXO Y - MÁQUINA Magnus



ANEXO W - SECADORA INDUSTRIAL PARA ROUPAS



DADOS TÉCNICOS				
Características	LS-20	LS-30	LS-50	LS-100
Capacidade carga (kg)	20	30	50	100
Produção (Kg/h)	20	30	50	100
Alimentação Elétrica				
Tensão (trifásica) (V)	220 / 380	220 / 380	220 / 380	220 / 380
Frequência (Hz)	60 / 50	60 / 50	60 / 50	60 / 50
Motor (CV)	0,5/0,75	0,5/0,75	1,5 / 0,5	3 / 2 (2X)
Aquecimento elétrico				
Tensão (trifásica) (V)	220/380	220/380	220/380	220/380
Corrente 220/380V (A)	71/41	87/50	142/82	213/123
Potência	27	33	54	81
Aquecimento a vapor				
Conexão (entrada/saída)	3/4" / 1/2"	3/4" / 1/2"	3/4" / 1/2"	3/4" / 1/2"
Pressão	5,5 a 7 bar			
Consumo (kg/h)	34	52	60	133
- No modelo a vapor a sua linha de suprimentos deve ser isolada e com purgadores de final de linha. - O vapor deve ser fornecido saturado, com título inferior a 95%, e livre de impurezas. Deve ser prevista a eliminação de ar das tubulações de vapor. - A instalação de separadores de umidade aumenta o rendimento do secador.				
Aquecimento a gás				
Conexão	1/2"	1/2"	1/2"	1/2"
Pressão	6 KPA	6 KPA	6 KPA	6 KPA
Consumo Gás Natural	3,19m³/h	3,19m³/h	6 m³/h	7,2 m³/h
Consumo Gás GLP	2,7 Kg/h	2,7kg/h	5 kg/h	6 kg/h
- Na instalação de gás, deve-se verificar a existência de possíveis vazamentos. - Verifique as condições dos filtros e purgadores. A má drenagem do condensado prejudica o rendimento do equipamento.				

ANEXO Z - CALANDRA FLATWORK

DADOS E DIMENSÕES		LC-16	LC-20
Rolo	Diâmetro (mm)	250	250
	Comprimento (mm)	1600	2000
Gabinete	Altura (mm)	1330	1330
	Largura (mm)	2000	2400
	Profundidade (mm)	830	830
Velocidade		5 m/min.	5 m/min.
Temperatura	Máxima (°C)	140	140
Motor		1/3 cv	1/3 cv
Corrente	220 V	1,4 A	1,4 A
	380 V	0,8 A	0,8 A
Peso	Líquido (Kg)	240	340
	Bruto (kg)	290	390
Conexão Elétrica	aquecimento elétrico	220V 60HZ 50HZ	220V 60HZ 50HZ
	(trifásico)	380V 60HZ 50HZ	380V 60HZ 50HZ
Potência Elétrica		6 Kw	7,5 Kw
Corrente	220 V	16 A	20 A
	380 V	9 A	12 A
Conexão Vapor	(BSP)	3/8"	3/8"
Consumo Vapor	(Kg/h)	8	12
Conexão Gás	(BSP)	1/2"	1/2"
Potência		7500 Kcal/h	10500 Kcal/h
Consumo Gás Natural		0,8 m³/h	1,2 m³/h
Consumo Gás (GLP)		0,7 Kg/h	1 Kg/h
Pressão Gás (GLP)		280 mmca	280 mmca

ANEXO AA - TABELA PARA O DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA AIR-LIFT

TABELA N14 — Limites práticos de submersão e fatores de consumo de ar

Profundidade do manor de ar medida a partir do nível de descarga. $H_1 + H_2$, metros

m	Profundidade do manor de ar medida a partir do nível de descarga. $H_1 + H_2$, metros															
	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190
20	v=10% f=1.6	v=69% f=2.5	v=64% f=2.1	v=71% f=1.8												
25		v=10% f=1.9	v=64% f=2.2	v=69% f=2.2	v=69% f=2.2											
30			v=10% f=2.2	v=57% f=2.9	v=62% f=2.5	v=63% f=2.5										
35			v=10% f=2.2	v=50% f=4.6	v=56% f=3.7	v=61% f=3.2	v=65% f=2.9									
40			v=10% f=2.2	v=43% f=6.8	v=50% f=4.9	v=55% f=4.1	v=60% f=3.6	v=64% f=3.1								
45				v=48% f=6.8	v=50% f=5.2	v=53% f=4.4	v=59% f=3.9	v=62% f=3.4								
50					v=45% f=6.7	v=50% f=5.4	v=55% f=4.6	v=58% f=4.2	v=62% f=3.9							
55					v=45% f=6.8	v=50% f=5.7	v=54% f=5.0	v=58% f=4.5	v=62% f=4.2							
60					v=40% f=9.7	v=45% f=7.1	v=50% f=6.0	v=54% f=5.1	v=58% f=4.8	v=62% f=4.5						
65					v=41% f=9.8	v=46% f=7.5	v=51% f=6.3	v=55% f=5.4	v=59% f=5.1	v=63% f=4.8						
70						v=42% f=8.8	v=47% f=7.5	v=52% f=6.6	v=56% f=5.9	v=60% f=5.4	v=64% f=5.1					
75						v=38% f=10.9	v=43% f=9.0	v=48% f=7.7	v=53% f=6.8	v=57% f=6.2	v=61% f=5.7					
80						v=38% f=11.0	v=43% f=9.0	v=48% f=7.7	v=53% f=6.8	v=57% f=6.2	v=61% f=5.7					
85							v=38% f=10.9	v=43% f=9.3	v=48% f=8.1	v=53% f=7.1	v=57% f=6.7	v=61% f=6.2				
90							v=36% f=12.9	v=40% f=10.8	v=44% f=9.3	v=48% f=8.4	v=52% f=7.6	v=56% f=7.0	v=60% f=6.5			
95							v=37% f=12.8	v=41% f=10.8	v=44% f=9.6	v=48% f=8.6	v=52% f=7.8	v=56% f=7.3	v=60% f=6.7	v=64% f=6.2		
100							v=38% f=12.8	v=41% f=11.0	v=44% f=9.6	v=48% f=8.6	v=52% f=7.8	v=56% f=7.3	v=60% f=6.7	v=64% f=6.2	v=68% f=5.8	

*) Profundidade do nível dinâmico de água medida a partir do nível de descarga de água.

ANEXO AB - COMPRESSOR



- Especificações Técnicas:

- :: Deslocamento teórico L/Min: 567
- :: PCM: 20
- :: Pressão máxima
- # PSI: 175
- # BAR: 12
- :: Reservatório: 250 Litros
- :: Tempo de enchimento: 8 minutos
- :: Número de cilindros: 2
- :: Número de estágios: 2
- :: dB: 76
- :: RPM do bloco do cabeçote: 1050
- :: RPM do motor: 3450
- :: Motor elétrico CV: 5
- :: KW: 3.750
- :: Número de polos: 2
- :: Diâmetro do volante: 422
- :: Correia: A 65

Fonte: Loja do Mecânico, 2020.

ANEXO AC - BOMBAS CENTRÍFUGAS



BOMBAS HIDRÁULICAS

BOMBAS CENTRÍFUGAS MONOESTÁGIOS ROTOR FECHADO

SINGLE STAGE CENTRIFUGAL PUMPS CLOSED IMPELLER

BOMBAS CENTRIFUGAS MONOETAPA IMPULSOR CERRADO

2900 RPM - 50Hz

EBARA CORPORATION

100% TERMOPLÁSTICO
THERMOPLASTIC

BA12

B12^{NR}
B12 NR
NR - Rotor em Termoplástico
Thermoplastic Impeller / Impulsor en Termoplástico



B12P
B12 P
Totalmente em TERMOPLÁSTICO com carga de fibra de vidro
Totally in THERMOPLASTIC with load of fiber glass
Totalmente en TERMOPLÁSTICO con carga de fibra de vidrio



AL - Rotor em Alumínio / Aluminium Impeller / Impulsor en Aluminio
BR - Rotor em Bronze / Bronze Impeller / Impulsor en Bronce



MODELO MODEL MODELO	cv hp	Rotor Impeller Impulsor Ø (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal								
					m³/h	0,0	0,5	1,0	2,0	3,0	4,0	4,8	5,5
ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)													
B-12 / BA-12	0,25	94	3/4"	3/4"	11,4	10,4	9,7	8,7	7,9	6,8	5,3		
B-12 / BA-12	0,25	104	3/4"	3/4"	13,4	12,4	11,7	10,5	9,7				
B-12 / BA-12	0,33	104	3/4"	3/4"	13,4	12,4	11,7	10,5	9,7	8,7	7,6	6,2	
B-12 / BA-12	0,33	112	3/4"	3/4"	18,0	16,7	15,8	14,4	13,6	12,8			
B-12 / BA-12	0,50	112	3/4"	3/4"	18,0	16,7	15,8	14,4	13,6	12,8	11,8	10,5	9,5

Recomenda-se a utilização para bombeamento até 40°C / Recommended maximum pumping temperature is 40°C / Se recomienda la utilización para bombeamiento hasta 40°C.
 Para temperaturas superiores utilizar rotor Bronze e/ou consultar a fábrica. / For higher temperatures, use Bronze impeller and/or contact THESE factory.
 Para mayores temperaturas, utiliza impulsor Bronce y/o consultar a la fábrica.

TH16^{NR}

SÉRIE

NR - Rotor em Termoplástico
Thermoplastic Impeller / Impulsor en Termoplástico



TH16P

SÉRIE

ROTOR E CARÇAÇA EM TERMOPLÁSTICO
THERMOPLASTIC CASING AND IMPELLER
CARCASA Y IMPULSOR EN TERMOPLÁSTICO



THA16

SÉRIE

AL - Rotor em Alumínio / Aluminium Impeller / Impulsor en Aluminio
BR - Rotor em Bronze / Bronze Impeller / Impulsor en Bronce



MODELO MODELO	cv hp	Rotor Impeller Impulsor Ø (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal													
					ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)													
					m³/h	0,0	1,5	3,0	4,0	5,0	6,0	7,0	8,0	9,0	11,0	12,5	13,0	13,3
TH-16/ THA-16	0,33	102x2,5	1.1/2"	1"	11,5	11,2	10,3	9,3	8,0	6,6	5,0	3,3						
TH-16/ THA-16	0,50	125x2,5	1.1/2"	1"	18,1	17,6	16,2	14,9	13,3									
TH-16/ THA-16	0,75	125x2,5	1.1/2"	1"	18,1	17,6	16,2	14,9	13,3	11,4	9,2	6,9	4,2					
TH-16/ THA-16	0,75	128x3	1.1/2"	1"	20,3	20,0	19,3	18,6	17,7	16,6	15,3	13,8	12,1	8,2	4,7			
TH-16/ THA-16	1,0	136x3	1.1/2"	1"	23,4	23,1	22,5	21,9	21,1	20,1	18,9	17,6	16,0	12,1	8,5	7,2		
TH-16/ THA-16	1,5	148x3	1.1/2"	1"	29,0	28,7	28,0	27,3	26,4	25,3	23,9	22,5	20,6	16,4	12,5	11,1		
TH-16/ THA-16	2,0	159x3	1.1/2"	1"	31,8	31,7	31,2	30,7	29,9	28,9	27,7	26,2	24,4	19,8	15,5	13,9	12,7	

Opcional Sucção 1" x Recalque 1" / Optional Suction 1" x Discharge 1" / Opcional Aspiración 1" x Descarga 1"
 Recomenda-se a utilização para bombeamento até 40°C. / Recommended maximum pumping temperature is 40°C. / Se recomienda la utilización para bombeamiento hasta 40°C.
 Para temperaturas superiores utilizar rotor Bronze e/ou consultar a fábrica. / For higher temperatures, use Bronze impeller and/or contact THEBE factory
 Para mayores temperatura, utiliza impulsor Bronce y/o consultar a la fabrica



EBARA CORPORATION

BOMBAS CENTRÍFUGAS MULTIESTÁGIOS

MULTISTAGE CENTRIFUGAL PUMPS
BOMBAS CENTRIFUGAS MULTIETAPAS

1450 RPM - 50Hz




TMDL32

MODELO MODELO	Estágio Stages Etapas	cv hp	Rotor Impeller Impulsor Ø (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal (m³/h)												
						ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)												
						m³/h	0,0	23,0	30,0	50,0	70,0	90,0	110,0	130,0	150,0	170,0	190,0	210,0
TMDL-321	1	30	295	6"	6"	33,4	32,1	31,8	30,9	29,8	28,0	26,0	24,7	23,3	21,8	20,1	18,1	15,3
TMDL-321	1	40	320	6"	6"	40,9	39,5	38,1	36,0	33,9	31,9	29,8	27,5	25,0	22,3	20,5	18,5	15,7
TMDL-322	2	60	295	6"	6"	66,7	64,3	63,6	61,6	59,8	57,9	56,0	54,0	51,8	49,4	46,7	43,6	39,7
TMDL-322	2	75	320	6"	6"	81,8	79,2	78,2	76,0	73,9	71,8	69,7	67,5	65,1	62,0	58,7	56,8	53,1
TMDL-323	3	100	295	6"	6"	100,1	98,4	96,3	93,5	90,7	88,9	86,0	83,0	79,7	74,1	70,0	65,4	60,8
TMDL-323	3	125	320	6"	6"	122,6	116,5	117,3	114,0	110,8	107,7	104,5	101,2	97,7	93,8	89,8	84,9	79,8
TMDL-324	4	125	295	6"	6"	133,4	129,3	127,1	123,3	119,6	115,9	112,0	108,0	103,8	98,8	93,4	87,4	81,0
TMDL-324	4	150	320	6"	6"	163,5	158,0	156,4	152,0	147,8	143,8	139,4	134,9	130,2	125,1	119,5	113,5	107,2
TMDL-325	5	150	295	6"	6"	168,8	162,7	158,5	154,1	149,4	144,8	140,1	135,0	129,5	123,5	116,7	109,8	102,8
TMDL-325	5	200	320	6"	6"	204,4	197,5	196,5	190,0	184,7	179,1	174,2	168,7	162,8	156,4	149,3	141,5	132,7
TMDL-326	6	180	295	6"	6"	200,1	192,8	189,7	184,9	179,3	173,9	168,1	162,0	155,5	148,2	140,1	130,9	120,4
TMDL-326	6	250	320	6"	6"	245,3	237,0	234,6	228,0	221,7	215,4	209,1	202,4	196,3	187,7	179,2	169,7	159,2

BSP: "Rosca da Contra-flange - BSP" / Counter-flange thread - BSP / Rosca de la contra-brida - BSP
 Flanges conforme norma DIN EN 1092-2/97 PN16 na sucção e PN40 no recalque
 Flanged Nozzle according to DIN EN 1092-2/97, Suction PN16 and Discharge PN40. / Boquilla brida según DIN EN 1092-2/97, succión PN16 y descarga PN40.

Fonte:Thebe, 2021.

ANEXO AD – ESPESSURA DE ISOLAMENTO DO TIPO HIDROSSILICATO DE CÁLCIO

Diâmetro Nominal		Temperatura de Operação(°C)									
MM	POL <=	200	250	300	350	400	450	500	600	700	800
12	1/2	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5
19	3/4	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5
25	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4
38	1.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5	4
50	2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
63	2.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
75	3	1	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	4.5
100	4	1	1.5	1.5	2	2.5	3	3	4	4.5	5
150	6	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	5.5
200	8	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	6
250	10	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4.5	5.5	6
300	12	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	4	4.5	5.5	6.5
350	14	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
400	16	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
450	18	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
500	20	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
550	22	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
600	24	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
650	26	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
700	28	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
750	30	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
800	32	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
850	34	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
900	36	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6.5	7.5
PLANO	-	1.5	2	2	3	3.5	4	4.5	6	7	9

ANEXO AE – NORMA ANSI B.36.10 E ANSI B.36.19

Diâmetro nominal (pol) -- Diâmetro externo (mm)	Designação de espessura. (v. Nota 2)	Espessura de parede (mm) (v. Nota 3)	Diâmetro interno (mm)	Área da seção livre (cm ²)	Área da seção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aproximado (kg/m)		Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Raio de giração (cm)
							Tubo vazio (Nota 5)	Conteúdo de água			
¼ -- 13,7	10S	1,65	10,4	0,85	0,62	0,043	0,49	0,085	0,116	0,169	0,430
	Sed. 40, 40S	2,23	9,2	0,67	0,81		0,62	0,067	0,138	0,202	0,413
	XCS, 80, 80S	3,02	7,7	0,46	1,01		0,79	0,046	0,157	0,229	0,393
1/8 -- 17,1	10S	1,65	13,8	1,50	0,81	0,054	0,63	0,150	0,236	0,285	0,551
	Sed. 40, 40S	2,31	12,5	1,23	1,08		0,84	0,123	0,304	0,354	0,531
	XCS, 80, 80S	3,20	10,7	0,91	1,40		1,10	0,090	0,359	0,419	0,506
¾ -- 21	Sed. 40, 40S	2,77	15,8	1,96	1,61	0,071	0,42	0,20	0,71	0,67	0,66
	XCS, 80, 80S	3,73	13,8	1,51	2,06		1,62	0,15	0,84	0,78	0,64
	160	4,75	11,8	1,10	2,47		1,94	0,11	0,92	0,86	0,61
	XCS	7,47	6,4	0,32	3,52		2,55	0,03	1,01	0,95	0,56
3/4 -- 27	Sed. 40, 40S	2,87	20,9	3,44	2,15	0,083	1,68	0,34	1,54	1,16	0,85
	XCS, 80, 80S	3,91	18,8	2,79	2,80		2,19	0,28	1,86	1,40	0,82
	160	5,54	15,6	1,91	3,68		2,88	0,19	2,19	1,65	0,77
	XCS	7,82	11,0	0,95	4,63		3,63	0,10	2,41	1,81	0,72
1 -- 33	Sed. 40, 40S	3,37	26,6	5,57	3,19	0,105	2,50	0,56	2,64	2,18	1,07
	XCS, 80, 80S	4,55	24,3	4,64	4,12		3,23	0,46	4,40	2,63	1,03
	160	6,35	20,7	3,37	5,39		4,23	0,34	5,21	3,12	0,98
	XCS	9,09	15,2	1,82	6,94		5,44	0,18	5,85	3,50	0,92
1¼ -- 42	Sed. 40, 40S	3,56	35	9,65	4,32	0,132	3,38	0,96	8,11	3,85	1,37
	XCS, 80, 80S	4,85	32,5	8,28	5,68		4,46	0,83	10,06	4,77	1,33
	160	6,35	29,4	6,82	7,14		5,60	0,68	11,82	5,61	1,29
	XCS	9,70	22,7	4,07	9,90		7,76	0,41	14,19	6,74	1,20
1½ -- 48	Sed. 40, 40S	3,68	40,8	13,1	5,15	0,151	4,04	1,31	12,90	5,34	1,58
	XCS, 80, 80S	5,08	38,1	11,4	6,89		5,40	1,14	16,27	6,75	1,54
	160	7,14	33,9	9,07	9,22		7,23	0,91	20,10	8,33	1,48
	XCS	10,16	27,9	6,13	12,2		9,53	0,61	23,64	9,80	1,39
2 -- 60	Sed. 40, 40S	3,91	52,5	21,7	6,93	0,196	5,44	2,17	27,72	9,20	2,00
	XCS, 80, 80S	5,54	49,2	19,0	9,53		7,47	1,90	36,13	11,98	1,95
	160	8,71	42,9	14,4	14,1		11,08	1,44	48,41	16,05	1,85
	XCS	11,07	38,2	11,4	17,1		13,44	1,14	54,61	18,10	1,79
2½ -- 73	Sed. 40, 40S	5,16	62,7	30,9	11,0	0,235	8,62	3,09	63,68	17,44	2,41
	XCS, 80, 80S	7,01	59,0	27,3	14,5		11,40	2,73	80,12	21,95	2,35
	160	9,52	54,0	22,9	19,0		14,89	2,29	97,94	26,83	2,27
	XCS	14,0	44,9	15,9	26,0		20,39	1,59	119,5	32,75	2,14
3 -- 89	10S	3,05	82,8	53,9	8,22	0,282	6,44	5,39	75,84	17,06	3,04
	Sed. 40, 40S	5,48	77,9	47,7	14,4		11,28	4,77	125,70	28,26	2,96
	XCS, 80, 80S	7,62	73,6	42,6	19,5		15,25	4,26	162,33	36,48	2,89
	160	11,1	66,7	34,9	27,2		21,31	3,49	209,36	47,14	2,78
	XCS	15,2	58,4	26,8	35,3		27,65	2,68	249,32	56,22	2,66

Diâmetro nominal (pol) – Diâmetro externo (mm)	Designação de espessura (v. Nota 2)	Espessura de parede (mm) (v. Nota 3)	Diâmetro interno (mm)	Área da seção livre (cm ²)	Área da seção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aproximado (kg/m)		Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Razão de giração (cm)	
							Tubo vazio (Nota 5)	Conteúdo de água				
4	10S	3,05	108,2	91,9	10,6	0,361	8,35	9,19	164,83	28,88	3,93	
	Sed. 40, 40S	6,02	102,3	82,1	20,4		16,06	8,21	300,95	52,61	3,84	
	XS, 80, 80S	8,56	97,2	74,2	28,4		22,29	7,42	399,99	69,99	3,75	
	160	13,5	87,3	59,9	42,7		33,49	5,99	552,34	96,70	3,60	
	XCS	17,1	80,1	50,3	52,3		40,98	5,05	656,42	111,29	3,49	
6	10S	3,40	161,4	204,3	17,6	0,535	13,82	20,45	599,37	71,30	5,83	
	Sed. 40, 40S	7,11	154,0	186,4	36,0		28,23	18,64	1171,3	139,32	5,70	
	XS, 80, 80S	10,97	146,3	168,2	54,2		42,51	16,82	1685,7	200,45	5,58	
	120	14,3	139,7	153,4	69,0		54,15	15,34	2064,5	245,52	5,47	
	160	18,2	131,8	136,4	86,0		67,41	13,64	2455,8	291,91	5,34	
168	XCS	21,9	124,4	121,5	100,9	79,10	12,15	2759,6	328,29	5,23		
8	10S	3,78	211,3	351,6	25,4	0,692	19,93	35,18	1473,4	134,56	7,62	
	Sed. 40, 40S	8,18	202,7	322,6	54,2		42,48	32,26	3017,7	275,52	7,46	
	60	10,3	198,4	309,1	67,6		53,03	30,91	3696,1	337,31	7,39	
	XS, 80, 80S	12,7	193,7	294,8	82,3		64,56	29,48	4399,5	401,88	7,31	
	120	18,2	182,6	261,9	115,1		90,22	26,19	5852,2	534,31	7,15	
219	XCS	22,2	174,6	239,4	137,4	107,8	23,94	6742,9	616,26	7,00		
	160	23,0	173,1	235,5	141,7	111,1	23,55	6905,3	631,02	6,98		
	10	35	3,40	266,2	556,8	39,2	0,858	22,34	55,68	2651,4	194,22	9,53
		10S	4,19	264,7	550,3	35,4		27,83	55,03	3200,8	234,38	9,50
		Sed. 40, 40S	9,27	254,5	509,1	76,8		60,23	50,91	6692,9	490,06	9,32
XS, 60, 80S		12,7	247,6	481,9	103,9	81,45		48,19	8834,1	645,77	9,22	
80		15,1	242,9	463,2	122,1	95,72		46,32	10193	747,38	9,14	
273	120	21,4	230,2	416,1	169,3	132,7	41,61	13486	988,32	8,94		
	160	28,6	215,9	365,8	219,4	172,1	36,58	16607	1217,8	8,71		
	12	35	4,19	315,5	782,0	42,1	1,018	29,11	78,20	5377,7	332,23	11,30
		10S	4,57	314,7	778,1	45,9		36,00	77,81	5848,0	361,07	11,28
		20	6,35	311,1	760,7	63,5		57,10	76,07	7987,5	493,34	11,23
Sed. 40S		9,52	304,8	729,6	94,1	73,74		72,96	11675	717,88	11,13	
40		10,3	303,2	722,0	101,5	79,65		72,20	12487	771,97	11,10	
324	XCS, 80S	12,7	298,4	699,4	124,1	97,34	69,94	15067	929,31	11,00		
	60	14,3	295,3	685,2	138,8	108,8	68,52	16691	1029,3	10,95		
	80	17,4	288,9	655,5	168,0	131,7	65,55	19771	1221,1	10,85		
	120	23,4	273,0	585,8	238,1	186,7	58,58	26722	1650,5	10,59		
	14	10	6,35	342,9	923,3	69,7	1,118	54,62	92,33	10430	598,24	12,34
Sed. 30		9,52	336,5	889,7	103,5	81,20		88,97	15525	873,59	12,24	
40		11,1	333,4	872,9	120,1	94,29		87,29	17856	1003,1	12,19	
XCS		12,7	330,2	856,2	136,8	107,3		85,62	20145	1132,5	12,14	
60		15,1	325,5	832,3	161,2	126,3		83,23	23392	1316,1	12,04	
356	80	19,0	317,5	791,7	201,3	157,9	79,17	28595	1609,5	11,91		
	100	23,8	308,0	745,2	248,4	194,5	74,52	34339	1930,7	11,76		
	16	10	6,35	393,7	1217,5	79,8	1,277	62,57	121,7	13983	786,72	14,13
		Sed. 30	9,52	387,3	1178,1	118,6		93,12	117,8	23392	1152,2	14,05
		XCS, 40	12,7	381,0	1140,1	157,1		123,2	114,0	30468	1499,7	13,92
60		16,6	373,1	1093,0	203,9	159,9		109,3	38834	1911,1	13,79	
80		21,4	363,6	1038,1	258,7	203,0		103,8	48158	2370,0	13,64	
406	100	26,2	354,0	984,6	312,9	245,3	98,46	56815	2796,1	13,46		
18	10	6,35	444,5	1551,7	89,9	1,436	70,52	155,2	22851	999,79	15,95	
	Sed. 20	9,52	438,1	1507,8	133,9		105,0	150,8	33589	1468,5	15,82	
	XCS	12,7	431,8	1464,6	177,4		139,0	146,5	43829	1917,6	15,72	
	40	14,3	428,6	1443,3	198,7		155,9	144,3	48782	2133,9	15,67	
	60	19,0	419,1	1379,4	261,9		205,6	137,9	63059	2758,4	15,49	
457	80	23,8	409,6	1317,5	323,9	254,1	131,7	78337	3340,5	15,34		
	100	29,4	398,5	1247,2	394,8	309,4	124,7	90738	3969,7	15,16		
	20	10	6,35	495,3	1826,6	100,1	1,597	78,46	192,7	31509	1240,7	17,73
		Sed. 20	9,52	488,9	1877,5	149,2		116,9	187,7	46368	1825,8	17,63
		XCS, 30	12,7	482,6	1829,1	197,4		154,9	182,9	60645	2388,0	17,53
40		15,1	477,9	1793,6	233,5	182,9		179,4	70926	2792,9	17,42	
60		20,6	466,7	1711,1	315,5	247,6		171,1	93943	3699,2	17,25	
508	80	26,2	455,6	1630,4	396,1	310,8	163,0	115379	4543,3	17,07		
	100	32,5	442,9	1540,7	485,8	381,1	154,1	138188	5441,5	16,84		

Diâmetro nominal (pol) -- Diâmetro externo (mm)	Designação de espessura. (v. Nota 2)	Espessura de parede (mm) (v. Nota 3)	Diâmetro interno (mm)	Área da seção livre (cm ²)	Área da seção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aproximado (kg/m)		Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Raio de giração (cm)
							Tubo vazio (Nota 5)	Conteúdo de água			
24	10	6,35	596,9	2800,2	120,3	1,914	94,35	280,0	54776	1796,3	21,34
	Std. 20	9,52	590,5	2742,1	179,5		140,8	274,2	80873	2482,8	21,21
	XS	12,7	584,2	2677,6	238,1		186,7	267,8	106139	2653,5	21,11
	40	17,4	574,7	2593,7	324,5		254,7	259,4	142351	4674,4	20,96
	60	24,6	560,4	2464,6	451,6		354,3	246,5	193547	6359,3	20,70
	80	30,9	547,7	2355,0	562,6		440,9	235,5	236002	7752,5	20,50
610	100	38,9	531,8	2219,5	697,5		546,7	221,9	285118	9358,7	20,22
30 -- 762	10	7,92	746,1	4374,4	187,7	2,393	147,2	437,4	133609	3507,5	26,67
	20	12,7	736,6	4264,8	298,7		234,4	426,5	209779	3507,0	26,49
	30	15,9	730,2	4187,3	371,6		291,8	418,7	258895	6801,8	26,39

ANEXO AF - COEFICIENTE C

Porcentagem de submersão	C	
	Tubo de ar externo	Tubo de ar interno
75	14,92	13,45
70	14,59	13,12
65	14,18	12,47
60	13,65	11,62
55	12,96	10,68
50	12,06	9,70
45	11,09	8,72
40	10,03	7,54
35	8,80	6,60

ANEXO AG - COEFICIENTE U (TROCADORES DE CALOR)

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500‡
Methanol	Water	250-500‡
Ammonia	Water	250-500‡
Aqueous solutions	Water	250-500‡
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75‡
Gases	Water	2-50‡
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200-700‡
Steam	Methanol	200-700‡
Steam	Ammonia	200-700‡
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500‡
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50‡

Exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500‡
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250-500‡
Light organics	Light organics	40-75
Medium organics	Medium organics	20-60
Heavy organics	Heavy organics	10-40
Heavy organics	Light organics	30-60
Light organics	Heavy organics	10-40

ANEXO AH - DIÂMETRO DO CASCO E COMPRIMENTO DOS TUBOS EM FUNÇÃO DA ÁREA DE TROCA

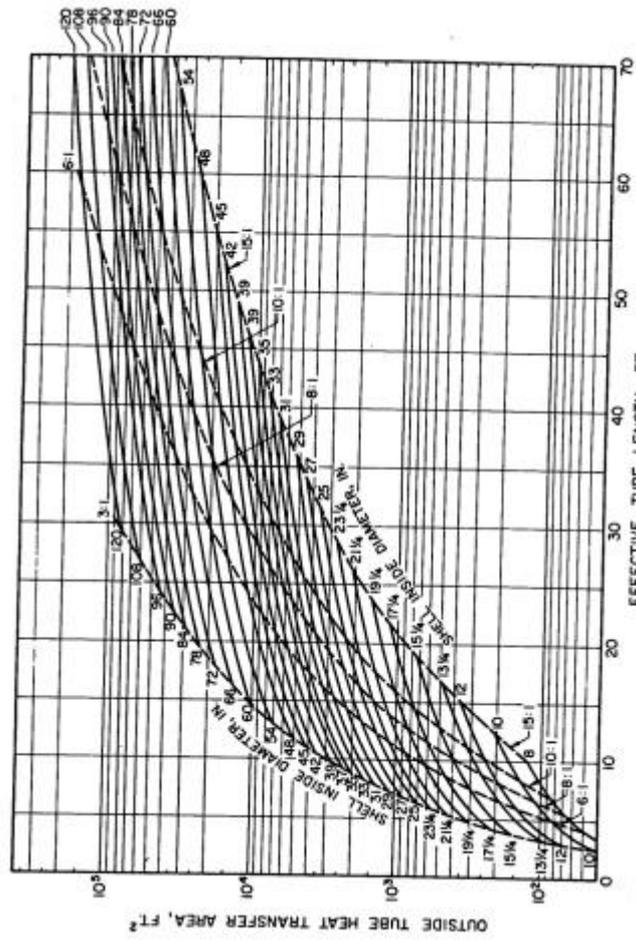


Figure 5. Heat Transfer Area as a Function of Shell Inside Diameter and Effective Tube Length for 3/4 in. Equilateral Triangular Tube Layout, Fixed Tube Sheet, One Tubeside Pass, Fully Tubed Shell.