



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

**Bárbara dos Reis Rezer  
Gabriela Viana de Godoy  
Leonardo Zapola da Silva  
Luísa Dorneles Moreira**

**AH Biotics  
PRODUÇÃO DE ÁCIDO HIALURÔNICO COSMÉTICO VIA ROTA  
BIOTECNOLÓGICA A PARTIR DO BAGAÇO DE CAJU**

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO**

**Santa Maria, RS, Brasil**

**2022**

**Bárbara dos Reis Rezer  
Gabriela Viana de Godoy  
Leonardo Zapola da Silva  
Luísa Dorneles Moreira**

**AH Biotics**  
**PRODUÇÃO DE ÁCIDO HIALURÔNICO COSMÉTICO VIA ROTA  
BIOTECNOLÓGICA A PARTIR DO BAGAÇO DE CAJU**

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: Prof. Dr. Christian Luiz da Silveira

Santa Maria, RS, Brasil

2022

Bárbara dos Reis Rezer  
Gabriela Viana de Godoy  
Leonardo Zapola da Silva  
Luísa Dorneles Moreira

PRODUÇÃO DE ÁCIDO HIALURÔNICO COSMÉTICO VIA ROTA  
BIOTECNOLÓGICA A PARTIR DO BAGAÇO DE CAJU

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

Aprovado 13 de maio de 2022

COMISSÃO EXAMINADORA:

---

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

---

Marcio Antonio Mazutti, Dr. (UFSM)  
(Professor convidado)

---

Raquel Cristine Kuhn, Dr. (UFSM)  
(Professor convidado)

Santa Maria, RS, Brasil

2022

## RESUMO

### PRODUÇÃO DE ÁCIDO HIALURÔNICO COSMÉTICO VIA ROTA BIOTECNOLÓGICA A PARTIR DO BAGAÇO DO CAJU

AUTORES: Bárbara dos Reis Rezer, Gabriela Viana de Godoy, Leonardo Zapola da Silva e Luísa Dorneles Moreira  
Orientador: Christian Luiz da Silveira

O ácido hialurônico tem ocupado grande espaço no cenário do mercado da beleza nos últimos três anos. Suas aplicações se relacionam com o setor cosmético e o setor médico, com o objetivo de hidratação e rejuvenescimento da pele, seja por procedimentos estéticos (superficiais e invasivos) ou cirúrgicos. O valor deste mercado representou, em 2021, o equivalente a USD 8,87 bilhões e tem previsão de alcançar uma receita de USD 14,42 bilhões em 2028 (GRAND VIEW RESEARCH, 2021). Inicialmente, apenas a extração a partir da crista do galo era vista como um meio possível para sua obtenção, porém os custos eram muito altos para a quantidade de produto extraída. A partir disso, foram feitas inúmeras pesquisas para o desenvolvimento de rotas biotecnológicas alternativas de produção desse composto.

Tendo em vista essa grande oportunidade de explorar e desenvolver métodos de síntese inovadores e sustentáveis objetivando atingir um mercado em crescente expansão, este trabalho propõe o projeto de instalação de uma planta de produção de ácido hialurônico a partir do bagaço do pedúnculo do caju, via rota biotecnológica, utilizando o microrganismo *Streptococcus zooepidemicus*. A matéria-prima mencionada é um tipo de biomassa e um rejeito advindo da indústria do suco do caju e de pequenos produtores - movimentando a economia local. Dessa forma, utiliza-se um material que seria descartado para geração de um produto de alto valor agregado, assim além de benefícios econômicos, o projeto possui um impacto ecológico positivo. A planta industrial produz mais de 15 toneladas de ácido hialurônico ao ano, sendo necessário o investimento inicial de cerca de R\$ 35 milhões - apesar disso, a empresa se torna estavelmente lucrativa a partir do quarto ano. Logo, o projeto em questão é considerado atrativo e viável financeiramente.

Palavras-chaves: *ácido hialurônico, bagaço de caju, Streptococcus zooepidemicus, fermentação submersa.*

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Área colhida com cajueiro no Brasil por região e estados do Nordeste. ....	22
Tabela 2 – Produção de castanha de caju por regiões no Brasil (em toneladas). ....	23
Tabela 3 - Importação de produtos de beleza e maquiagem.....	25
Tabela 4 - Exportação de produtos de beleza e maquiagem.....	26
Tabela 5 - Custos e Receitas base da empresa anualmente. ....	33
Tabela 6 - Composição físico-química do bagaço do caju comum. ....	41
Tabela 7 - Parâmetros do bagaço de caju seco. ....	42
Tabela 8 - Parâmetros para inoculação do microrganismo <i>Streptococcus zooepidemicus</i> .....	48
Tabela 8 - Parâmetros para inoculação do microrganismo <i>Streptococcus zooepidemicus</i> .....	49
Tabela 9 - Demanda de água fria.....	116
Tabela 10 - Demanda de água quente.....	117
Tabela 11 - Demanda de água gelada.....	117
Tabela 12 - Localização de bombas. ....	119
Tabela 13 - Custos anuais com matéria-prima. ....	122
Tabela 14 - Custo com transporte.....	123
Tabela 15 - Custo com utilidades. ....	124
Tabela 16 - Capital total investido.....	124
Tabela 17 - Financiamento tipo SAC ao longo de cinco anos. ....	125
Tabela 18 - Lucro bruto.....	125
Tabela 19 - Fluxo de caixa AH Biotics, em reais.....	126
Tabela 20 - Fluxo de caixa projetado para AH Biotics, em reais.....	128
Tabela 21 - Impactos da taxa Selic em indicadores econômicos. ....	132
Tabela 22 - Comparação da relação entre preço de venda, receita bruta e indicadores financeiros. ....	133
Tabela 23 - Resultados do balanço de massa global para as lavadoras - 1ª fase. ....	157
Tabela 24 - Resultados do balanço de massa para as lavadoras - 2ª fase.....	157
Tabela 25 - Composição do bagaço de caju para a prensagem. ....	158
Tabela 26 - Balanço de massa para o bagaço de caju.....	159
Tabela 27 - Balanço de massa global da prensagem. ....	159
Tabela 28 - Composição do bagaço de caju para a secagem.....	160
Tabela 29 - Balanço de massa global da secagem.....	160
Tabela 30 - Balanço de massa para a moagem.....	160

Tabela 31 - Balanço de massa do peneiramento.....	161
Tabela 32 - Composição do bagaço de caju antes da hidrólise ácida.....	162
Tabela 33 - Composição da celulignina. ....	163
Tabela 34 - Composição da CPD. ....	166
Tabela 35 - Fração das correntes que saem de T-301.....	175
Tabela 36 - Fração das correntes que saem de T-302.....	178
Tabela 37 - Fração das correntes que saem de T-303.....	181
Tabela 38 - Fração das correntes que saem de E-304.....	182
Tabela 39 - Fração das correntes que saem de CP-301. ....	184
Tabela 40 – Componentes no caldo após R-401. ....	186
Tabela 41 – Componentes no caldo após R-402. ....	187
Tabela 42 – Componentes no caldo após R-403. ....	189
Tabela 43 – Componentes no caldo após R-404. ....	190
Tabela 44 - Informações de remoção dos componentes na A-501.....	197
Tabela 45 – Informações de densidade dos componentes.....	199
Tabela 46 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água fria. ....	202
Tabela 47 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água gelada. ....	206
Tabela 48 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água quente. ....	206
Tabela 49 – Bitolas de tubulações. ....	206
Tabela 50 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água fria. ....	207
Tabela 51 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água gelada. ....	212
Tabela 52 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água quente. ....	212
Tabela 53 - Diâmetro das tubulações de água fria.....	212
Tabela 54 - Diâmetro das tubulações de água gelada.....	216
Tabela 55 - Diâmetro das tubulações de água quente. ....	216
Tabela 56 - Diâmetros Comerciais. ....	217
Tabela 57 - Diâmetros para tubulação de vapor. ....	218
Tabela 58 - Dados para interpolação. ....	219
Tabela 59 - Relações lineares dos acessórios. ....	220
Tabela 60 - Acessórios nas tubulações de água fria. ....	220
Tabela 61 – Acessórios nas tubulações de água gelada.....	224
Tabela 62 - Acessórios nas tubulações de água quente.....	224
Tabela 63 - Perda de carga água fria. ....	226

Tabela 64 - Perda de carga água gelada. ....	229
Tabela 65 - Perda de carga água quente. ....	230
Tabela 66 – Diâmetros para tubulação de vapor. ....	230
Tabela 67 - Potência das bombas. ....	232

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Rodovias estaduais e federais do Ceará.....	30
Figura 2 - Meios de acesso ao Ceará. ....	31
Figura 3 - Instalações da planta industrial da AH Biotics .....	32
Figura 4 - Interação da celulose, hemicelulose e lignina em uma estrutura vegetal. ....	36
Figura 5 - Estrutura das cadeias de celulose.....	37
Figura 6 - Estrutura das cadeias de hemicelulose.....	38
Figura 7 - Estrutura das cadeias de lignina.....	38
Figura 8 - O fruto caju. ....	39
Figura 9 - Estrutura química do ácido hialurônico.....	43
Figura 10 - Via biossintética para a produção de ácido hialurônico por <i>Streptococcus</i> .....	45
Figura 11 - Representação esquemática do preparo do inóculo. ....	47
Figura 12 - Curva logarítmica de crescimento bacteriano para <i>Streptococcus zooepidemicus</i> . ....	48
Figura 13 - Ilustração de uma lavadora contínua. ....	51
Figura 14 - Curva de secagem típica em condições constantes de secagem. ....	52
Figura 15 - Ilustração esquemática de um secador rotatório.....	53
Figura 16 - Ilustração esquemática de um moinho de bolas.....	54
Figura 17 - Ilustração esquemática de uma peneira vibratória.....	55
Figura 18 - Ação cooperativa das enzimas celulase sob uma cadeia de celulose. ....	59
Figura 19 - Esquema da esterilização de um biorreator por calor úmido.....	61
Figura 20 - Esquema simplificado da síntese de ácido hialurônico. ....	62
Figura 21 - Comparação entre filtração convencional (A) e a filtração tangencial (B) .....	65
Figura 22 - Processo de Diafiltração. ....	66
Figura 23 - Interações eletrostáticas com proteínas com a diminuição da constante dielétrica. ....	67
Figura 24 - Tray Dryer.....	68
Figura 25 - Diagrama de blocos do processo. ....	70
Figura 26 - Diagrama de blocos para a Área 100.....	72
Figura 27 - Lavadora contínua para frutos e vegetais. ....	75
Figura 28 - Prensa de bagaço horizontal. ....	76
Figura 29 - Secador rotativo. ....	77
Figura 30 - Moinho de bolas. ....	78



Figura 31 - Peneira vibratória linear.....	79
Figura 32 - Fluxograma do processo para a Área 200.....	80
Figura 33 - Reator.....	82
Figura 34 - Trocador de calor casco e tubo helicoidal. ....	83
Figura 35 - Filtro rotativo a vácuo.....	84
Figura 36 - Tanque de armazenamento. ....	85
Figura 37 - Funcionamento de um decanter centrífugo.....	87
Figura 37 - Fluxograma do processo para a Área 300.....	88
Figura 38 - Trocador de calor a placas gaxetado.....	90
Figura 39 - Filtro de ar.....	91
Figura 40 - Compressor de parafuso. ....	92
Figura 41 - Fluxograma do processo para a Área 400.....	93
Figura 42 - Fluxograma do processo para a Área 500.....	98
Figura 43 - Trocador de Calor a Placas Gaxetado.....	100
Figura 44 - Centrífuga de disco. ....	101
Figura 45 - Microfiltro.....	101
Figura 46 - Estação de diafiltração.....	102
Figura 47 - Coluna de carvão ativado.....	103
Figura 48 - Secador de bandejas.....	104
Figura 49 - Malha de controle biorreator R-404. ....	110
Figura 50 - Fluxograma ilustrativo do Lucro do Empreendimento.....	120
Figura 51 - Payback para a AH Biotics considerando taxas de 2021.....	129
Figura 52 - Payback para AH Biotics considerando a taxa Selic do ano de 2018.....	130
Figura 53 - Payback da AH Biotics considerando a taxa Selic de 2019. ....	130
Figura 54 - Payback da AH Biotics considerando a taxa Selic 2020. ....	131
Figura 55 - Payback da AH Biotics considerando a taxa Selic de 2022. ....	131
Figura 56 - Taxa básica de juros: histórico.....	132
Figura 57 – Esquema do TF-201 feito pelo simulador de processos COCO. ....	170
Figura 58 – Informações das correntes envolvidas no TF-201. ....	171
Figura 59 – Informações do TF-201.....	171
Figura 60 – Esquema do TF-201 com aquecimento a vapor feito pelo simulador de processos COCO.....	171
Figura 61 – Informações das correntes de vapor no TF-201 .....	172

Figura 62 – Informações do TF-201.....	172
Figura 63 – Representação do E-301 no simulador de processos SuperPro. ....	173
Figura 64 – Dados de vazão e carga térmica do E-301. ....	174
Figura 65 – Representação do E-302 no simulador de processos SuperPro. ....	176
Figura 66 – Dados de vazão e carga térmica do E-302. ....	177
Figura 67 – Representação do E-303 no simulador de processos SuperPro. ....	179
Figura 68 – Dados de vazão e carga térmica do E-303. ....	180
Figura 69 – Representação do E-304 no simulador de processos SuperPro. ....	182
Figura 70 – Dados de vazão e carga térmica do E-304. ....	183
Figura 71 – Representação do H-501 no simulador de processos SuperPro. ....	192
Figura 72 – Dados de vazão e carga térmica do H-501.....	192

## LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - <i>Business Model Canvas</i> AH Biotics .....	28
Quadro 2 - Fatores para decisão da localização da planta industrial.....	31
Quadro 3 - Classificação de pré-tratamentos segundo o efeito sobre a matéria-prima. ....	49
Quadro 4 - Instrumentação biorreator R-404. ....	110
Quadro 5 - Cores das tubulações. ....	118
Quadro 6 - Nomenclatura das propriedades utilizadas para o memorial de cálculo. ....	148
Quadro 7 - Informações sobre cada corrente do pré-tratamento físico. ....	149
Quadro 8 - Informações sobre cada corrente do pré-tratamento químico. ....	150
Quadro 9 - Informações sobre cada corrente da esterilização. ....	151
Quadro 10 - Informações sobre cada corrente da fermentação. ....	153
Quadro 11 - Informações sobre cada corrente da purificação. ....	154

## NOMENCLATURAS

AH - Ácido Hialurônico

M - Vazão mássica

A - Área

Q - Vazão volumétrica

v - Velocidade

D - Diâmetro

$\gamma$  - Volume específico

P - Pressão

Co - Cotovelo 90° raio médio

Rg - Registro de gaveta aberto

TI - Tê 90° saída lateral

Tb - Tê 90° saída bilateral

Vr - Válvula de retenção leve

Le - Comprimento equivalente

L - Comprimento

Re - Reynolds

$\rho$  - Massa específica

$\nu$  - Viscosidade dinâmica

$f$  - Fator de atrito de Darcy

lwf - Perda de carga por metro

g - Gravidade

$j$  - Perda de carga

$\eta$  - Eficiência

z - altura

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO</b> .....	<b>19</b>
1.1. OBJETIVO .....	20
1.2. JUSTIFICATIVA .....	20
<b>2. ANÁLISE DE MERCADO</b> .....	<b>22</b>
2.1. MATÉRIA PRIMA – BAGAÇO DE CAJU .....	22
2.2. PRODUTO - ÁCIDO HIALURÔNICO .....	24
<b>3. EMPRESA</b> .....	<b>28</b>
3.1. MODELO DE NEGÓCIOS .....	28
3.2. LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE.....	29
3.3. CAPACIDADE DE PRODUÇÃO .....	32
3.4. LEGISLAÇÃO .....	34
<b>3.4.1. Licenciamento ambiental</b> .....	<b>34</b>
<b>3.4.2. Registro do Ácido Hialurônico na ANVISA</b> .....	<b>35</b>
<b>4. REFERENCIAL TEÓRICO</b> .....	<b>36</b>
4.1. BIOMASSA .....	36
<b>4.1.1. Celulose</b> .....	<b>37</b>
<b>4.1.2. Hemicelulose</b> .....	<b>37</b>
<b>4.1.3. Lignina</b> .....	<b>38</b>
4.2. CAJU.....	39
<b>4.2.1. Pedúnculo do caju</b> .....	<b>40</b>
<b>4.2.2. Bagaço do caju</b> .....	<b>41</b>
4.3. PRODUTO .....	42
<b>4.3.1. Ácido Hialurônico</b> .....	<b>42</b>
<b>5. SELEÇÃO DE TECNOLOGIAS</b> .....	<b>46</b>
5.1. OPERAÇÕES <i>UPSTREAM</i> .....	46
<b>5.1.1. Preparo do inóculo</b> .....	<b>46</b>
<b>5.1.2. Preparo do substrato</b> .....	<b>49</b>
<i>5.1.2.1. Pré-tratamento físico</i> .....	<i>50</i>
<i>5.1.2.1.1. Lavagem</i> .....	<i>50</i>
<i>5.1.2.1.2. Secagem</i> .....	<i>51</i>
<i>5.1.2.1.3. Moagem</i> .....	<i>53</i>
<i>5.1.2.1.4. Peneiramento</i> .....	<i>55</i>

5.1.2.2. <i>Pré-tratamento químico</i> .....	56
5.1.2.2.1. <i>Pré-tratamento com ácido sulfúrico diluído</i> .....	56
5.1.2.2.2. <i>Pré-tratamento com solução de hidróxido de sódio</i> .....	57
5.1.2.3. <i>Hidrólise enzimática</i> .....	58
<b>5.1.3. Esterilização do substrato</b> .....	<b>59</b>
<b>5.1.4. Esterilização do biorreator</b> .....	<b>60</b>
5.2. <b>FERMENTAÇÃO</b> .....	61
5.3. <b>OPERAÇÕES DOWNSTREAM</b> .....	63
<b>5.3.1. Recuperação</b> .....	<b>64</b>
5.3.1.1. <i>Centrifugação</i> .....	64
5.3.1.2. <i>Filtração Tangencial</i> .....	64
5.3.1.2.1. <i>Microfiltração</i> .....	65
5.3.1.2.2. <i>Diafiltração</i> .....	65
<b>5.3.2. Purificação</b> .....	<b>66</b>
5.3.2.1. <i>Adsorção via carvão ativado</i> .....	66
5.3.2.2. <i>Precipitação com Isopropanol</i> .....	67
5.3.2.3. <i>Centrifugação</i> .....	67
5.3.2.4. <i>Secagem por tray dryer</i> .....	68
<b>6. PROJETO DE PROCESSO</b> .....	<b>69</b>
6.1. <b>DIAGRAMA DE BLOCOS</b> .....	69
6.2. <b>DESCRIÇÃO DO PROCESSO</b> .....	71
<b>6.2.1. Pré-tratamento físico - Área 100</b> .....	<b>72</b>
6.2.1.1. <i>Lavadoras (L-101, L-102, L-103, L-104, L-105, L-106)</i> .....	74
6.2.1.2. <i>Prensa desidratadora (PR-101)</i> .....	76
6.2.1.3. <i>Secador rotativo (S-101)</i> .....	76
6.2.1.4. <i>Moinho (MO-101)</i> .....	77
6.2.1.5. <i>Peneira vibratória linear (PE-101)</i> .....	78
<b>6.2.2. Pré-tratamento químico – Área 200</b> .....	<b>79</b>
6.2.2.1. <i>Reator de Hidrólise Ácida (R-201)</i> .....	82
6.2.2.2. <i>Reator de Hidrólise Básica (R-202)</i> .....	83
6.2.2.3. <i>Resfriadores (H-201 e H-202)</i> .....	83
6.2.2.4. <i>Filtros rotativos a vácuo (F-201 e F-202)</i> .....	84
6.2.2.5. <i>Tanque de armazenamento (T-201)</i> .....	85

6.2.2.6. Reator de Hidrólise Enzimática (R-203).....	86
6.2.2.7. Decanter centrífugo (C-201).....	86
6.2.2.8. Tanque de armazenamento (T-202) .....	87
6.2.2.9. Tanque flash (TF-201).....	87
<b>6.2.3. Esterilização – Área 300 .....</b>	<b>88</b>
6.2.3.1. Tanques de mistura (M-301, M-302 e M-303).....	89
6.2.3.2. Esterilizadores (E-301, E-302, E-303 e E-304) .....	90
6.2.3.3. Tanques de armazenamentos (T-301, T-301 e T-301) .....	91
6.2.3.4. Filtro de ar (F-301).....	91
6.2.3.5. Compressor de ar (CP-301).....	92
<b>6.2.4. Fermentação – Área 400 .....</b>	<b>92</b>
6.2.4.1. Reator de Inoculação 1 (R-401).....	95
6.2.4.2. Reator de Inoculação 2 (R-402).....	96
6.2.4.3. Reator de Inoculação 3 (R-403).....	96
6.2.4.4. Tanque de Mistura (M-401) .....	97
6.2.4.5. Reator de Fermentação (R-404).....	97
<b>6.2.5. Purificação – Área 500 .....</b>	<b>98</b>
6.2.5.1. Resfriador (H-501).....	99
6.2.5.2. Tanque de armazenamento (T-501, T-502, T-503 e T-504).....	100
6.2.5.3. Centrifugador (C-501) .....	101
6.2.5.4. Microfiltração (F-501).....	101
6.2.5.5. Diafiltração (F-502).....	102
6.2.5.6. Coluna de carvão ativado (A-501).....	102
6.2.5.7. Precipitador (P-501).....	103
6.2.5.8. Centrifugador (C-502) .....	103
6.2.5.9. Centrifugador (C-503) .....	104
6.2.5.10. Secador em bandejas (S-501).....	104
6.3. TRATAMENTO DE RESÍDUOS .....	105
6.4. CONTROLE DE QUALIDADE .....	106
<b>6.4.1. Análise da matéria-prima.....</b>	<b>107</b>
<b>6.4.2. Análise do hidrolisado celulósico .....</b>	<b>107</b>
<b>6.4.3. Análise da solução enzimática.....</b>	<b>107</b>
<b>6.4.4. Análise do inóculo .....</b>	<b>108</b>

<b>6.4.5. Análise de ácido hialurônico .....</b>	<b>108</b>
<b>7. CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO .....</b>	<b>109</b>
7.1. INSTRUMENTAÇÃO .....	110
7.2. MALHA E LÓGICA DE CONTROLE .....	112
<b>8. PROJETO DE INSTALAÇÃO INDUSTRIAL .....</b>	<b>114</b>
8.1. INSTALAÇÕES E DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES .....	114
<b>8.1.1. Tubulações de água .....</b>	<b>114</b>
8.1.1.1. <i>Demanda de água fria</i> .....	114
8.1.1.2. <i>Demanda de água quente</i> .....	116
8.1.1.3. <i>Demanda de água gelada</i> .....	117
<b>8.1.2. Tubulações de vapor .....</b>	<b>117</b>
8.1.2.1. <i>Demanda de vapor</i> .....	118
8.1.2.2. <i>Reaproveitamento de vapor</i> .....	118
<b>8.1.3. Pintura das tubulações .....</b>	<b>118</b>
<b>8.1.4. Dimensionamento de bombas .....</b>	<b>118</b>
<b>9. ANÁLISE ECONÔMICA .....</b>	<b>120</b>
9.1. CUSTO PARA IMPLANTAÇÃO DO PROCESSO INDUSTRIAL (ISBL) .....	121
9.2. CUSTO PARA IMPLANTAÇÃO DAS INSTALAÇÕES FABRIS (OSBL) .....	121
9.3. CUSTO DIRETO DE CAPITAL (DCC) .....	121
9.4. CUSTO INDIRETO DE CAPITAL (ICC) .....	121
9.5. CUSTOS FIXOS .....	122
9.6. CUSTOS VARIÁVEIS .....	122
<b>9.6.1. Custo com matéria-prima .....</b>	<b>122</b>
<b>9.6.2. Custo com transporte .....</b>	<b>123</b>
<b>9.6.3. Custo com utilidades .....</b>	<b>123</b>
9.7. FINANCIAMENTO .....	124
9.8. FLUXO DE CAIXA .....	125
9.9. INDICADORES DE RETORNO .....	127
<b>9.9.1. Taxa mínima de atratividade .....</b>	<b>127</b>
<b>9.9.2. Taxa Interna de Retorno (TIR) .....</b>	<b>127</b>
<b>9.9.3. Valor Presente Líquido (VPL) .....</b>	<b>127</b>
<b>9.9.4. Payback .....</b>	<b>129</b>
9.10. ANÁLISE DA SITUAÇÃO ECONÔMICA ATUAL DO BRASIL .....	129



<b>10. CONCLUSÃO .....</b>	<b>134</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>135</b>
<b>APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO .....</b>	<b>148</b>
A.1. BALANÇO DE MASSA E ENERGIA .....	155
A.2. BALANÇO DE MASSA E ENERGIA GLOBAL.....	156
<b>A.2.1. Balanço de Massa Tratamento Físico .....</b>	<b>156</b>
A.2.1.1. Lavagem.....	156
A.2.1.2. Prensagem.....	157
A.2.1.3. Secagem .....	159
A.2.1.4. Moagem.....	160
A.2.1.5. Peneiramento .....	160
<b>A.2.2 Balanço de Massa e Energia Tratamento Químico .....</b>	<b>161</b>
A.2.2.1 Reator de Hidrólise Ácida (R-201) .....	161
A.2.2.2 Resfriador (H-201).....	163
A.2.2.3 Filtro rotativo a vácuo (F-201).....	164
A.2.2.4 Reator de Hidrólise Básica (R-202).....	165
A.2.2.5 Resfriador (H-202).....	166
A.2.2.6 Filtro rotativo a vácuo (F-202).....	167
A.2.2.7 Tanque de armazenamento (T-201) .....	167
A.2.2.8 Reator de Hidrólise Enzimática (R-203).....	167
A.2.2.9 Decanter centrífugo (C-201).....	169
A.2.2.10 Tanque flash (TF-201) .....	170
<b>A.2.3. Balanço de Massa e Energia Esterilização .....</b>	<b>172</b>
A.2.3.1. Tanque de Mistura de glicose (M-301).....	172
A.2.3.2. Esterilizador de glicose (E-301) .....	173
A.2.3.3. Tanque de armazenamento (T-301) .....	174
A.2.3.4. Tanque de Mistura de extrato de levedura (M-302) .....	175
A.2.3.5. Esterilizador de extrato de levedura (E-302).....	176
A.2.3.6. Tanque de armazenamento (T-302) .....	177
A.2.3.7. Tanque de Mistura de sais (M-303).....	178
A.2.3.8. Esterilizador de sais (E-303) .....	179
A.2.3.9. Tanque de armazenamento (T-303) .....	180
A.2.3.10. Esterilizador de água (E-304).....	181

A.2.3.11. Filtro de ar (F-301).....	183
A.2.3.12. Compressor de ar (CP-301).....	184
<b>A.2.4. Balanço de Massa e Energia Fermentação.....</b>	<b>184</b>
A.2.4.1. Reator de Inoculação 1 (R-401).....	185
A.2.4.2. Reator de Inoculação 1 (R-402).....	186
A.2.4.3. Reator de Inoculação 1 (R-403).....	188
A.2.4.4. Tanque de Mistura (M-401).....	189
A.2.4.5. Reator de Fermentação (R-404).....	189
<b>A.2.5. Balanço de Massa e Energia Purificação.....</b>	<b>191</b>
A.2.5.1. Resfriador (H-501).....	191
A.2.5.2. Tanque de armazenamento (T-501).....	193
A.2.5.3. Centrífuga (C-501).....	193
A.2.5.4. Tanque de armazenamento (T-502).....	194
A.2.5.5. Microfiltração (F-501).....	194
A.2.5.6. Tanque de retenção (TR-501).....	195
A.2.5.7. Diafiltração (F-502).....	195
A.2.5.8. Tanque de armazenamento (T-503).....	196
A.2.5.9. Adsorção (A-501).....	196
A.2.5.10. Precipitador (P-501).....	197
A.2.5.11. Centrífuga (C-502).....	198
A.2.5.12. Tanque de armazenamento (T-504).....	199
A.2.5.13. Centrífuga (C-503).....	200
A.2.5.14. Secadora em bandejas (S-501).....	201
A.3. DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DO PROCESSO.....	201
<b>A.3.1. Dimensionamento tubulações de água.....</b>	<b>201</b>
<b>A.3.2. Dimensionamento tubulações de vapor.....</b>	<b>217</b>
<b>A.3.3. Dimensionamento tubulação de vapor TF-201.....</b>	<b>219</b>
<b>A.3.4. Perda de carga tubulações de água.....</b>	<b>220</b>
<b>A.3.5. Perda de carga tubulações de vapor.....</b>	<b>230</b>
A.4. DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS.....	231

## 1. INTRODUÇÃO

O ácido hialurônico (AH) é um polissacarídeo formado por unidades alternadas de ácido D-glicurônico e N-acetil-D-glicosamina. É considerado um hidrogel, encontrado naturalmente no corpo humano, que tem redes de ligação que absorvem grandes quantidades de água. Dessa forma, ele é atribuído às características de hidratante e umectante e associado à manutenção da hidratação, flexibilidade e elasticidade da pele, assim como com a produção de colágeno pelos fibroblastos que também produzem ácido hialurônico. O ácido também confere lubrificação às articulações e tem função na absorção de choques sofridos (CAVALCANTI, 2019).

A produção de AH através de via fermentativa é um estudo recente, visto que antigamente acreditava-se que a única opção era a extração do ácido via crista do galo, processo caro e de difícil purificação do produto final. Atualmente, já existem estudos mostrando a alta produtividade e rentabilidade de bioprocessos para a fabricação de AH biossintético com a utilização de diferentes microorganismos.

Recentemente o mercado desse produto teve uma enorme expansão. Apenas em 2020 o mercado global de matéria prima foi avaliado em USD 387,5 milhões e se espera que chegue a USD 929,5 milhões até o final de 2027 (GRAND VIEW RESEARCH, 2021). Entre as utilizações do AH, estão as áreas de cosméticos, farmacêuticos e médicos. No primeiro item, se encaixa produtos de uso externo, como cremes, loções e sérums. Já o segundo e terceiro são áreas que possuem produtos que podem ser consumidos como vitaminas de AH e também que são utilizados em procedimentos mais invasivos, como preenchimento facial e injeções de ortopedia, esses produtos requerem um composto de maior pureza.

Atualmente, a América do Norte possui a maior parcela da receita do mercado de ácido hialurônico, seguida da Ásia e Europa. É válido lembrar que os Estados Unidos ocupam a posição número um no ranking mundial de consumo de produtos de beleza. O Brasil, por sua vez, ocupa o quarto lugar no ranking e o continente da América Latina também ocupa o quarto lugar na parcela da receita do mercado de AH.

A partir de 2020, impulsionado pela pandemia de Covid-19 que fez com que grande parte da população permanecesse isolada em casa, o crescimento foi ainda mais acelerado em função do início de uma alta difusão de movimentos de autocuidado e bem-estar. Neste cenário, os consumidores estavam mais dispostos a pagar por um produto (ou procedimento) que os oferecesse isso. O mercado de beleza e cuidados pessoais, no Brasil, foi um dos únicos que não sofreu impactos negativos com a pandemia, mas sim teve um pequeno aumento (ABIHPEC, 2020). Esses dados demonstram uma grande oportunidade no mercado de beleza no âmbito

nacional, somado ao fato de que ainda existe muito a ser explorado no processo de biossíntese de ácido hialurônico em grande escala.

### 1.1. OBJETIVO

Considerando a grande oportunidade que o mercado global apresenta dentro do setor cosmético e farmacêutico, como mencionado na seção 1, o projeto visa a implantação de uma planta industrial de produção de ácido hialurônico com pureza de 94,99%, ideal para indústrias desse meio, para atender 30% da demanda anual de ácido hialurônico no Brasil. O empreendimento tem a finalidade de ser uma planta pioneira no Brasil, utilizando como matéria-prima o bagaço do caju, rejeito das indústrias de extração do suco de caju e de castanha de caju. Ademais, objetiva-se realizar análise de mercado a fim de compreender variáveis como clientes, concorrentes e fornecedores, identificar e descrever as rotas tecnológicas utilizadas no projeto, realizar os cálculos do processo industrial proposto (incluindo balanços de massa e energia), além do dimensionamento dos principais equipamentos e utilidades necessárias para o bom funcionamento da unidade industrial e, por fim, realizar a análise de viabilidade econômica do projeto.

### 1.2. JUSTIFICATIVA

A AH Biotics, dentro do contexto de mercado apresentado e buscando minimizar impactos também tais, está alinhada com princípios de sustentabilidade e aproveitamento de resíduos. Dessa forma, destacam-se:

- Emprego de rejeitos industriais como matéria-prima: o Brasil tem uma grande quantidade de indústrias que utilizam a fruta caju, principalmente para a obtenção da castanha-de-caju e de suco de caju. O Nordeste brasileiro é destaque nessa produção, em especial o Ceará, em que cerca de 22,2 mil toneladas de bagaço são descartadas pela indústria todos os anos;
- Movimentação da economia local: com a utilização do bagaço de caju como matéria-prima e a instalação da planta industrial na cidade de Fortaleza será possível a criação de novos empregos, além do aumento da renda de pequenos produtores;
- Possibilidade de reaproveitamento de resíduos próprios: na purificação do produto final em uma das etapas de precipitação utiliza-se o isopropanol como solvente orgânico. Esse solvente orgânico impuro, em primeiro momento, será enviado a uma empresa especializada para a reciclagem desse solvente para após isso poder ser reutilizado. Em um segundo momento, poderá ser planejado na planta industrial uma área de reciclagem

do isopropanol, assim diminuindo a quantidade de resíduo que a empresa manda para fora da fábrica;

- Produção nacional de produto de alto valor agregado: o Brasil está em 4º lugar no ranking mundial de consumo de produtos de beleza, sendo a China a maior produtora de ácido hialurônico do mundo (ABIHPEC, 2021). Ainda tendo uma possibilidade de aumento na posição desse ranking. Sendo assim, ter uma produção nacional de ácido hialurônico, como a que o presente projeto traz, será de grande importância para proporcionar esse crescimento do segmento de beleza e bem-estar nacional.

## 2. ANÁLISE DE MERCADO

### 2.1. MATÉRIA PRIMA – BAGAÇO DE CAJU

O Brasil está entre os dez maiores produtores de castanha de caju, possuindo uma área de colheita de 439,2 mil hectares. Sendo assim, o país produz 141,4 mil toneladas de castanha e 98,6% da sua produção está concentrada no Nordeste. A caju cultura é de suma importância no estado devido ao seu impacto socioeconômico, pois gera uma quantidade significativa de empregos para pequenos e médios produtores, além de gerar renda no período de seca na região (BRAINER, 2020).

As áreas colhidas com cajueiro no Brasil por regiões e estados do Nordeste são apresentadas na Tabela 1. É válido ressaltar que o Ceará é o estado que possui a maior área colhida.

Tabela 1 – Área colhida com cajueiro no Brasil por região e estados do Nordeste.

Brasil/Regiões/ Estados	Hectares										
	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
<b>Norte</b>	<b>3.387</b>	<b>3.620</b>	<b>3.830</b>	<b>3.629</b>	<b>3.030</b>	<b>2.945</b>	<b>2.329</b>	<b>2.341</b>	<b>1.841</b>	<b>1.116</b>	<b>1.130</b>
<b>Nordeste</b>	<b>754.881</b>	<b>760.137</b>	<b>752.296</b>	<b>690.948</b>	<b>623.445</b>	<b>587.316</b>	<b>565.087</b>	<b>486.187</b>	<b>437.163</b>	<b>424.531</b>	<b>427.551</b>
Maranhão	19.557	18.875	16.999	16.091	14.438	11.968	13.379	14.326	14.208	14.425	12.461
Piauí	171.420	171.525	165.410	132.439	92.338	87.377	79.219	76.376	75.403	69.388	71.080
Ceará	401.347	402.255	400.285	405.458	378.094	347.426	376.054	311.375	272.755	269.831	271.061
R G do Norte	121.281	126.208	129.496	104.897	107.020	78.755	62.136	61.135	52.852	51.397	51.516
Paraíba	7.297	5.671	5.412	4.705	4.125	4.039	3.950	3.363	3.460	3.377	3.250
Pernambuco	6.687	8.531	6.187	3.230	3.571	3.791	3.402	2.658	2.351	2.476	2.391
Alagoas	1.444	1.345	1.327	1.169	1.169	1.174	1.214	1.039	1.067	637	792
Bahia	25.848	25.727	27.180	22.959	22.690	25.786	25.733	15.915	15.067	15.000	15.000
<b>Centro-Oeste</b>	<b>720</b>	<b>715</b>	<b>720</b>	<b>712</b>	<b>662</b>	<b>652</b>	<b>171</b>	<b>155</b>	<b>165</b>	<b>150</b>	<b>150</b>
<b>Brasil</b>	<b>758.988</b>	<b>764.472</b>	<b>756.846</b>	<b>695.289</b>	<b>627.137</b>	<b>590.913</b>	<b>567.587</b>	<b>488.683</b>	<b>439.169</b>	<b>425.797</b>	<b>428.831</b>

Fonte: BRAINER (2020).

Ceará, Piauí e Rio Grande do Norte são os estados com os dados mais expressivos de colheita do caju para a produção de castanhas. Todavia, entre 2012 e 2016, houve uma queda na produção da safra devido ao período de seca, que chegou aos estados e afetou a plantação de cajueiros. No entanto, a partir de 2017, conforme mostra a Tabela 2 a seguir, os estados começaram a se recuperar, em função de um aumento significativo na produção de castanhas

de caju. Observa-se notoriamente o Ceará, que aumentou 50 mil toneladas a sua produção de 2016 para 2017 (BRAINER, 2020).

Tabela 2 – Produção de castanha de caju por regiões no Brasil (em toneladas).

Brasil/Regiões/ Estados	Produção Castanha de Caju										
	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Norte	2.594	3.318	3.495	2.311	1.663	1.651	1.453	1.466	1.826	731	766
Nordeste	101.478	227.191	76.824	107.090	105.789	101.456	73.019	132.049	139.495	138.572	129.277
Maranhão	6.871	5.114	4.925	4.980	5.177	4.093	4.848	5.665	5.998	3.969	4.336
Piauí	14.591	45.773	8.923	12.863	12.347	12.751	11.189	17.100	24.885	21.631	24.714
Ceará	39.596	111.718	38.574	53.112	51.211	52.118	30.968	81.098	83.036	87.711	74.284
R G do Norte	26.601	54.252	18.003	28.109	27.405	22.337	18.169	20.670	17.986	16.859	17.211
Paraíba	2.231	1.897	818	1.025	991	960	897	893	864	921	802
Pernambuco	5.564	6.293	3.401	2.067	2.745	3.164	2.906	2.491	4.018	4.111	4.037
Alagoas	584	388	770	665	634	612	664	760	697	370	443
Bahia	5.440	1.756	1.410	4.269	5.279	5.421	3.378	3.372	2.011	3.000	3.450
Centro-Oeste	270	276	311	278	261	256	96	93	97	80	87
Brasil	104.342	230.785	80.630	109.679	107.713	103.363	74.568	133.608	141.418	139.383	130.130

Fonte: BRAINER (2020).

O Brasil é um dos maiores produtores da castanha de caju, apesar disso há um grande desperdício dos demais componentes da fruta, que não tem tanto valor agregado (o pedúnculo do caju) e não são atrativos economicamente.

Para cada nove quilos de pedúnculo de caju, estima-se que haja um quilo de castanha (uma relação entre pedúnculo e castanha de 9:1). Levando essa informação em consideração, e considerando que a média anual de produção de castanha é de 123 mil toneladas (dado obtido através das informações da Tabela 2), é possível concluir que se obtém 1,109 milhões de toneladas de pedúnculo de caju ao ano (BRAINER, 2020).

Todavia, uma quantidade muito pequena é de fato aproveitada para fabrico de algum produto - cerca de 90% de todo o pedúnculo obtido é descartado e apenas 110,9 mil toneladas são realmente utilizadas pelas demais indústrias (sendo 80% destinado a indústria do suco de caju) (EMBRAPA, 2021).

Na indústria de sucos, o pedúnculo passa por um processo de extração, em que há um rendimento de 70%. O restante é considerado o bagaço úmido e não é mais aproveitado por

este setor. Todavia, mesmo após a extração do suco, o bagaço de caju ainda contém nutrientes que podem ser utilizados em outras aplicações. Estima-se que a quantidade desperdiçada de bagaço de caju beira valores de 22,2 mil toneladas (EMBRAPA, 2021).

O bagaço de caju será a matéria-prima da AH Biotics, sendo utilizado 30% da matéria disponível mencionada (quantidade descartada). Este material é de interessante utilização, pois além do seu apelo sustentável (uma vez que é uma biomassa que seria descartada pela indústria), possui um baixo valor de compra, sendo inferior a R\$ 0,25 o quilo (BARROS, 2015). Ele será adquirido das indústrias de suco de caju do estado do Ceará, como também dos pequenos produtores que produzem de forma mais artesanal o suco de caju e a cajuína.

Dessa forma, o projeto em questão faz a utilização de um resíduo agroindustrial, buscando um bioprocessamento mais sustentável e ecológico, além de buscar fortalecimento da economia local, através da priorização da compra de bagaço de caju descartado por pequenos produtores rurais de suco de caju.

## 2.2. PRODUTO - ÁCIDO HIALURÔNICO

O primeiro produto à base de ácido hialurônico de alta pureza começou a ser comercializado em 1979 e era utilizado em cirurgias oftalmológicas. Após isso, o AH começou a ser aplicado em produtos de viscosuplementação de articulações, os quais eram comercializados no Japão. Então, a partir de 1998, neste mesmo local, iniciou-se uma grande expansão da indústria deste composto - sendo aplicadas aproximadamente 14 milhões injeções ao ano (OLIVEIRA, 2020).

A indústria cosmética é um dos principais requisitantes da produção de ácido hialurônico. Devido às propriedades antioxidante, hidratante e viscoelástica, este é um composto altamente utilizado na formulação de diversos produtos pertencentes ao mercado da beleza. Em 2006, cerca de 1,6 milhões de produtos cosméticos continham ácido hialurônico na sua formulação, o que representava um mercado de USD 850 milhões. Também, no ano de 2007, houve uma estimativa de utilização de 15 mil toneladas de ácido hialurônico neste setor (MEDIPRO BRASIL, 2021).

O mercado mundial de ácido hialurônico de grau médico (para utilização em procedimentos estéticos e cirúrgicos) corresponde a cerca de uma tonelada ao ano, possuindo um preço de mercado variando entre USD 1.000,00 e USD 25.000,00 por quilo. Já o ácido hialurônico para o setor de cosméticos, em que a pureza pode variar dependendo no que ele é aplicado, o volume de produção é de 10 a 50 vezes superior ao de grau médico. Todavia, o valor



de comercialização é relativamente mais baixo: de USD 100,00 a USD 500,00 por quilo (MEDIPRO BRASIL, 2021).

No Brasil, de acordo com o panorama da Associação Brasileira da Indústria de Higiene Pessoal, Perfumaria e Cosméticos (ABIHPEC) fornecido em 2021, o mercado de beleza e cuidados pessoais é responsável por gerar cerca de seis milhões de oportunidades de trabalho, além do país ser o quarto maior mercado mundial da área, atingindo a marca de USD 23.738 bilhões em 2020.

Sabendo o impacto do mercado da beleza brasileiro na economia, e considerando a presença de ácido hialurônico nos produtos que compõem esse mercado, foram feitas análises com dados de 2021 do Comércio Exterior do Brasil sobre a indústria da beleza em determinados cosméticos. Foram analisados os valores de importação e exportação de produtos de beleza e maquiagem para estimar a relevância da participação deste composto neste mercado.

A respeito da importação, com base nos dados da Tabela 3, calculou-se a quantia de 65.445.525 quilogramas líquidos de cosméticos importados nos últimos cinco anos. É importante destacar que os produtos com maiores quantias de importação, no ano de 2020, estão na categoria “Cremes de beleza e cremes nutritivos; loções tônica” que são produtos que demandam ácido hialurônico na sua produção.

Tabela 3 - Importação de produtos de beleza e maquiagem.

	2016 (Quilograma Líquido)	2017 (Quilograma Líquido)	2018 (Quilograma Líquido)	2019 (Quilograma Líquido)	2020 (Quilograma Líquido)
Produtos de maquiagem para lábios	633.897	<b>908.543</b>	908.788	1.073.785	986.185
Sombra, delineador, lápis para sobrancelhas e rímel (produtos de maquiagem para os olhos)	1.303.242	1.750.491	2.506.146	3.035.183	2.156.829
Outros produtos de maquiagem para os olhos	92.529	124.328	47.074	38.181	76.536
Pós, incluídos os compactos para maquiagem	647.278	1.357.979	2.223.267	1.245.008	645.259
Cremes de beleza e cremes nutritivos; loções tónicas	3.477.790	2.571.603	2.833.911	3.503.578	4.134.674
Outros produtos de beleza ou de maquiagem preparados, etc.	2.997.162	3.927.380	3.411.825	4.231.464	3.239.446

Fonte: Adaptado de Comex Stat (2021).

Analisando os dados de exportação com base na Tabela 4, tem-se uma quantia total de 31.442.266 quilogramas líquidos de cosméticos exportados nos últimos anos. Também se destacam os produtos da categoria “Cremes de beleza e cremes nutritivos; loções tônicas” com maiores quantias de exportação, ou seja, o país possui uma demanda significativa de ácido hialurônico para produção dos seus cosméticos.

Tabela 4 - Exportação de produtos de beleza e maquiagem.

	<b>2016</b> (Quilograma Líquido)	<b>2017</b> (Quilograma Líquido)	<b>2018</b> (Quilograma Líquido)	<b>2019</b> (Quilograma Líquido)	<b>2020</b> (Quilograma Líquido)
Produtos de maquiagem para lábios	221.391	270.786	247.996	232.250	205.977
Sombra, delineador, lápis para sobrancelhas e rímel (produtos de maquiagem para os olhos)	335.047	278.238	238.986	236.183	225.615
Outros produtos de maquiagem para os olhos	18.476	5.890	8.695	5.738	14.817
Pós, incluídos os compactos para maquiagem	579.497	337.755	500.571	365.184	516.817
Cremes de beleza e cremes nutritivos; loções tônicas	2.337.200	2.223.791	1.865.023	1.917.458	2.433.261
Outros produtos de beleza ou de maquiagem preparados, etc	1.474.776	1.626.357	2.094.317	2.398.981	2.113.762

Fonte: Adaptado de Comex Stat (2021).

Comparando as quantias de importação e exportação nacionais de produtos de beleza, observa-se que a quantidade de importação é praticamente o dobro da de exportação. No entanto, o país possui capacidade de aumentar sua produção ao longo dos anos. Segundo uma pesquisa realizada pela ABIHPEC fornecida em 2021, o Brasil teve um crescimento de 7% no número de empresas de Higiene Pessoal, Perfumaria e Cosméticos (HPPC) de 2019 para 2020, totalizando 3.205 empresas no país. Sendo assim, há perspectiva de aumento na sua produção.

Em se tratando da comercialização internacional dentro do setor cosmético, o Brasil exportou para 174 países no ano de 2020, destacando-se a Argentina que foi o maior mercado consumidor do produto brasileiro dentro do ranking (ABIHPEC, 2021).

Acerca da produção nacional, sabe-se que há cinco grandes empresas que concentram 47,8% deste mercado, sendo elas: Natura & Co, seguida por grupo Boticário, grupo Unilever, grupo L'Oréal e Colgate-Palmolive Co (MEDIPRO BRASIL, 2021). Porém, falando especificamente da produção de ácido hialurônico, o Brasil importa uma quantidade significativa do produto, e sabe-se que há duas empresas que produzem ele no país atualmente, sendo uma delas a startup BioSmart (COSMETIC INNOVATION, 2019) e Hialurox ® que também produz em outros países (OLIVEIRA, 2020).

Ao produzir ácido hialurônico nacionalmente, é possível fornecer um insumo de alta qualidade e de valor competitivo com o mercado internacional, incentivando a economia brasileira, bem como a nacionalização da cadeia produtiva completa.

Em suma, há uma vasta aplicação do ácido hialurônico e como pôde ser observado, as áreas principais são de beleza e estética. Nacionalmente, não há uma produção expressiva desta substância. No entanto, há um grande mercado de empresas farmacêuticas e de cosméticos que necessitam desse insumo para a sua produção. Dessa forma, existe uma grande janela de mercado a ser suprida nacionalmente. Logo, a AH Biotics aproveita as oportunidades deste setor ao produzir ácido hialurônico localmente, utilizando matéria-prima brasileira, abundante e de baixo custo, como mencionado no tópico anterior.

### 3. EMPRESA

#### 3.1. MODELO DE NEGÓCIOS

Para a melhor descrição do modelo de negócios da AH Biotics será utilizada a ferramenta *Business Model Canvas*, em que através de um modelo conseguimos visualizar todas as áreas estratégicas da empresa. Ela é muito utilizada para a construção de novos negócios e estratégias, sendo de fácil construção e compreensão. No Quadro 1 está a construção do modelo de negócios.

Quadro 1 - *Business Model Canvas* AH Biotics

<b>Parceiros Principais</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Fornecedores de bagaço;</li> <li>• Fornecedores de materiais químicos;</li> <li>• Transportadora;</li> <li>• Sócios;</li> <li>• Empresas de tecnologia.</li> </ul>	<b>Atividades Principais</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Produção de AH;</li> <li>• Pesquisa e Desenvolvimento;</li> <li>• Comércio de AH;</li> <li>• Marketing.</li> </ul>	<b>Proposta de Valor</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Produção de AH de qualidade, de maneira sustentável, com o reaproveitamento de recursos;</li> <li>• Incentivo a economia circular de forma a impactar o mercado de cosméticos.</li> </ul>	<b>Relacionamento com o Cliente</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Workshops para clientes;</li> <li>• Cadência de e-mails, newsletters;</li> <li>• SAC/Ouvidoria;</li> <li>• NPS/Pesquisa de Satisfação;</li> <li>• Setor de Customer Success.</li> </ul>	<b>Segmento de Cliente</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• B2B;</li> <li>• Empresas com interesse em sustentabilidade;</li> <li>• Indústria farmacêutica e de cosméticos;</li> <li>• Indústrias de pequeno e médio porte.</li> </ul>
	<b>Recursos Principais</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Colaboradores;</li> <li>• Rota tecnológica;</li> <li>• Matéria prima e insumos;</li> <li>• Infraestrutura de produção e de pesquisa e desenvolvimento.</li> </ul>		<b>Canais</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Site;</li> <li>• SAC;</li> <li>• LinkedIn;</li> <li>• WhatsApp;</li> <li>• E-mail;</li> <li>• Instagram.</li> </ul>	
<b>Custos</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Compra de insumos;</li> <li>• Infraestrutura;</li> <li>• Investimento inicial;</li> <li>• Mão de obra;</li> <li>• Equipamentos e manutenção;</li> <li>• Pesquisa e desenvolvimento;</li> <li>• Logística.</li> </ul>		<b>Receita</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Venda de AH</li> </ul>		

Fonte: Autores (2022).

A construção do modelo de negócios deu-se de forma a priorizar um produto de alta qualidade e uma empresa com bom relacionamento com o cliente e com o meio ambiente. Adotou-se a forma B2B (*Business-to-Business*) de comercialização com foco nas indústrias farmacêuticas e cosméticas, uma vez que o produto final terá pureza abaixo do necessário para medicamentos injetáveis.

O modelo de negócios leva em consideração a forma sustentável de economia circular e princípios da química verde, sendo a matéria-prima utilizada, um rejeito de indústrias de suco de caju. Essas considerações são levadas também para com o relacionamento com o cliente, com o foco em manter parcerias com empresas que pensam de maneira semelhante e também educando aquelas que indicam interesse neste nicho. Com isso, também se tem o diferencial da empresa que, com o contato mais próximo dos clientes, entende melhor suas demandas e consegue entregar produtos de alta qualidade nas quantidades desejadas por eles.

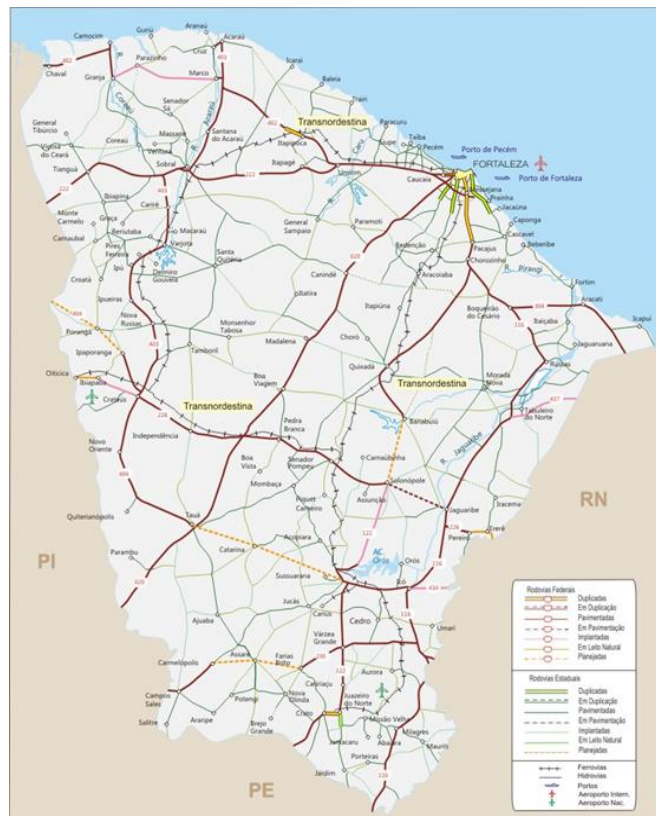
### 3.2. LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE

Para a definição da localização da AH Biotics, a primeira consideração feita foi acerca do local que teria disponibilidade espacial considerável e que seria de mais fácil acesso para a matéria prima. Como mencionado nas seções anteriores, o bagaço do caju é descartado por empresas produtoras do seu suco e por muitos produtores rurais. Além disso, ele deve ser armazenado em baixas temperaturas para preservação das suas propriedades e para evitar a decomposição da matéria orgânica, logo é interessante não despender de muito tempo para o deslocamento.

No estado do Ceará, pertencente ao Nordeste brasileiro, existem inúmeras empresas que trabalham no setor de sucos e venda de polpas. Algumas se localizam na região de Fortaleza como a Jandaia Sucos, uma das empresas com maior expressividade no mercado, que fica a 61 km da capital. Dessa forma, considerando a proximidade com indústrias do ramo, a AH Biotics optou por instalar-se na região de Fortaleza, mais especificamente na cidade de Maracanaú, no bairro Pajuçara, que é próximo ao Distrito Industrial da cidade, como mostra a Figura 1.



Figura 2 - Meios de acesso ao Ceará.



Fonte: <https://bit.ly/acessoaoceara>.

Para facilitar a escolha de um terreno apropriado para instalação da fábrica, foram elencados alguns fatores julgados importantes a serem considerados nesta escolha, para além do fornecimento de matéria-prima e incentivos fiscais. A AH Biotcs busca também gerar um impacto positivo na comunidade local, fomentando a criação de novos empregos, bem como apoiando pequenos produtores rurais, e também procurando gerar o mínimo impacto ambiental possível. No Quadro 2, observa-se os tópicos relevantes selecionados e a prioridade dada a eles, utilizando uma escala de 1 a 5 (sendo 1 pouco importante e 5 muito importante).

Quadro 2 - Fatores para decisão da localização da planta industrial.

Fatores	(continua)				
	1	2	3	4	5
Proximidade do mercado consumidor			X		
Fornecimento da matéria prima					X
Disponibilidade de mão de obra				X	
Disponibilidade de área adequada para instalação			X		

Quadro 2 - Fatores para decisão da localização da planta industrial.

Fatores	(continuação)				
	1	2	3	4	5
Impacto ambiental, incluindo efluentes			x		
Condição da comunidade local				x	
Condições climáticas		x			
Política, condições econômicas e estratégicas, competitividade				x	
Incentivos fiscais				x	

Fonte: Autores (2022).

Em função do que foi determinado na seleção de prioridades listada acima, foi escolhido o terreno na Rua Raimundo José da Silva, Bairro Pajuçara, com uma área de 5.600 m<sup>2</sup>. Ele é identificado pela Figura 3 abaixo.

Figura 3 - Instalações da planta industrial da AH Biotics



Fonte: <https://bit.ly/TerrenoAHBiotics>

### 3.3. CAPACIDADE DE PRODUÇÃO

A partir das informações providas a respeito do mercado da indústria cosmética e farmacêutica, bem como da disponibilidade de matéria-prima agroindustrial em questão (o bagaço do caju), percebe-se que há uma grande janela de oportunidade para o desenvolvimento de uma empresa no setor. Considerando que o mercado nacional de cosmetologia e fármacos está em crescente expansão e buscando alternativas mais verdes e sustentáveis, a AH Biotics propõe uma rota tecnológica inovadora para a produção de ácido hialurônico biossintético a partir do bagaço do pedúnculo do caju.



Conforme as informações fornecidas pela seção 2.2 e a oportunidade de desenvolver um produto atendendo às necessidades da indústria da beleza brasileira, a empresa irá desenvolver uma planta produtiva comprometida a suprir 30% da demanda anual brasileira de ácido hialurônico deste setor. Para este fim, considerando a disponibilidade de matéria-prima, serão necessárias 7,985 mil toneladas de bagaço de caju anualmente - cerca de 30% do total disponível.

Logo, a AH Biotics terá uma produtividade anual de 15.324,97 quilos de ácido hialurônico de concentração a 94,99%, com boas perspectivas para aumento da capacidade produtiva e crescimento da empresa (uma vez que ainda há nicho de mercado e matéria-prima disponíveis). Considerando a avaliação internacional do produto e a cotação do dólar de 2021, o preço de venda será R\$ 3.186,00 por quilo de ácido hialurônico.

A partir dos gastos fixos e variáveis estimados para a empresa e as informações acerca da produção total e faturamento anual, considerando o fluxo de caixa após o pagamento do financiamento, espera-se a geração de um lucro líquido de R\$ 22.777.559,64 ao ano. É importante salientar que as discussões a respeito de custos com gastos fixos e variáveis, bem como demais estimativas econômicas, serão discutidas aprofundadamente na seção 10 de Análise Econômica. A seguir, a Tabela 5 indica os custos e receitas base da empresa anualmente.

Tabela 5 - Custos e Receitas base da empresa anualmente.

<b>Dados econômicos</b>	<b>Valor anual</b>
Gastos fixos (salários, impostos, encargos e etc)	2.029.238,69
Gastos de produção (insumos necessários para a produção do ácido hialurônico)	13.063.823,07
Quantidade de produto vendida (kg)	15.324,97
Faturamento (R\$)	48.825.450,00
<i>Lucro líquido (R\$)</i>	<i>22.777.559,64</i>

Fonte: Autores, 2022.

### 3.4. LEGISLAÇÃO

Neste tópico serão abordadas as exigências legais relacionadas ao meio ambiente e ao registro de produto a serem cumpridas pela AH Biotics.

#### 3.4.1. Licenciamento ambiental

A Licença Ambiental é o documento emitido por um órgão ambiental competente que determina condições, restrições e medidas de controle ambiental a serem seguidas por uma empresa, abordando assuntos como a geração de líquidos e gases poluentes, resíduos sólidos, ruídos e o potencial de explosões e de incêndios (FIRJAN, 2004).

De acordo com a Lei Federal 6.938/81, o Licenciamento Ambiental é obrigatório em todo o território brasileiro e as organizações potencialmente poluidoras não são permitidas de estar em funcionamento sem a Licença Ambiental, caso contrário, estão sujeitas às punições impostas pela Lei de Crimes Ambientais, Lei 9605/98. O cumprimento dos preceitos impostos pela licença ambiental mostra-se ainda mais importante, pois é exigido cada vez mais pelo mercado e pelos órgãos de financiamento e de incentivos governamentais, como o BNDES (FIRJAN, 2004).

Segundo a resolução N°4 da COEMA, as indústrias de fabricação de produtos químicos categorizadas em grande porte, categoria na qual se enquadra o projeto proposto neste documento, devem ser submetidas ao Licenciamento Ambiental e Autorização Ambiental. Dessa forma, a AH Biotics compromete-se a atender aos requisitos impostos pela Superintendência Estadual do Meio Ambiente (SEMACE), vinculada ao Conselho de Políticas e Gestão do Meio Ambiente (Conpam) a fim de adquirir as seguintes licenças:

- Autorização Ambiental (AA): Emitida para o exercício de atividade-meio voltada à consecução finalística da licença ambiental, bem como para a atividade temporária ou para aquela que, pela própria natureza, seja exauriente (CEARÁ, 2012). No estado do Ceará, a AA inclui a autorização para intervenção florestal;
- A Licença Prévia (LP): Concedida na fase preliminar do planejamento do empreendimento ou atividade, aprovando sua localização e concepção, atestando a viabilidade ambiental e estabelecendo os requisitos básicos e condicionantes a serem atendidos nas próximas fases de sua implementação (CEARÁ, 2012);
- A Licença de Instalação (LI): Autoriza o início da instalação do empreendimento ou atividade de acordo com as especificações constantes dos planos, programas e

projetos executivos aprovados, incluindo as medidas de controle ambiental e demais condicionantes, da qual constituem motivo determinante (CEARÁ, 2012);

- A Licença de Operação (LO): Autoriza a operação da atividade, obra ou empreendimento, após a verificação do efetivo cumprimento das exigências das licenças anteriores (LP e LI), bem como do adequado funcionamento das medidas de controle ambiental, equipamentos de controle de poluição e demais condicionantes determinados para a operação (CEARÁ, 2012);
- Licença de Instalação e Operação (LIO): Concedida para implantação de projetos de assentamento de reforma agrária, bem como para projetos agrícolas, de irrigação, floricultura, cultivo de plantas, reflorestamento, piscicultura de produção em tanque- rede e carcinicultura de pequeno porte, nos termos da Resolução Coema/CE no12/2002, conforme previsto no Anexo III (CEARÁ, 2012) (MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2016).

### **3.4.2. Registro do Ácido Hialurônico na ANVISA**

O ácido hialurônico está na Farmacopeia Brasileira registrado como insumo farmacêutico com DCB 00232 e nº CAS 9004-61-9. Como já dito anteriormente, a produção e comercialização do produto produzido pela AH Biotics não terá a finalidade de ser utilizado como ácido hialurônico injetável e por isso não entra na categoria de risco IV de medicamentos. Como ele será comercializado para a produção de cosméticos, será registrado como insumo farmacêutico de acordo com a RDC nº 57/2009.

Para isso será necessário a Licença de Funcionamento emitido pela Vigilância Sanitária (ANVISA), legalizando o funcionamento das atividades de sua empresa e respeitando todas as normas estabelecidas pela RDC correspondente à atividade exercida. Após será necessário obter a Autorização de Funcionamento Empresa (AFE), que é uma permissão da ANVISA para que a empresa possa exercer suas atividades. O documento, que será publicado no Diário Oficial da União (DOU), deve ser solicitado para início de atividades como: fabricar, distribuir, armazenar, transportar, importar ou exportar.

O terceiro documento é o Certificado de Boas Práticas de Fabricação (CBPF), onde ele atesta o cumprimento das diretrizes da legislação vigente para a fabricação do produto. E por último o Registro de Produto, onde antes da ANVISA emitir o documento de registro, ela irá analisar todos os documentos enviados previamente, assim como irá requisitar novas informações sobre o produto. Para então emitir o documento de Registro de Produto.

## 4. REFERENCIAL TEÓRICO

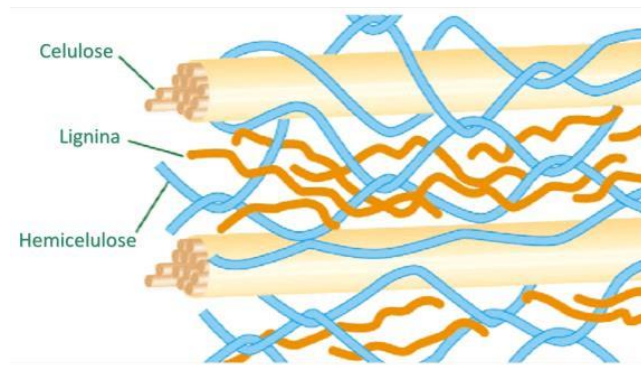
### 4.1. BIOMASSA

O cenário industrial mundial e brasileiro provoca a geração de enormes quantidades de resíduos lignocelulósicos a partir de atividades agrícolas, florestais e municipais - dando maior destaque à agroindústria (DOS SANTOS, 2019). Dentro deste contexto, o estudo da biomassa e de melhores formas de aproveitamento desta têm estado cada vez mais em evidência.

A biomassa lignocelulósica (matéria orgânica de origem vegetal) é um recurso natural renovável, de baixo custo e de interesse para a criação de novos produtos. Inúmeras tecnologias têm sido utilizadas e desenvolvidas para um maior aproveitamento do potencial dessa matéria-prima; como combustão direta, craqueamento, cogeração, digestão anaeróbia, fermentação, gaseificação, hidrólise, liquefação, pirólise e transesterificação (MEDEIROS, 2015).

A biomassa tem na sua composição: 30 a 60% de celulose, 20 a 40% de hemicelulose e ao menos 25% de lignina. Grande parte de toda esta composição, entre 50% e 80% do total, é derivada de processos fotossintéticos. As composições variam bastante entre os resíduos de frutas, e dependem da proporção relativa da pele e semente da fruta individual e também das fontes vegetais (DOS SANTOS, 2019). Na Figura 4, é possível observar como estão dispostos os componentes dentro da estrutura vegetal.

Figura 4 - Interação da celulose, hemicelulose e lignina em uma estrutura vegetal.



Fonte: <https://bit.ly/3qFqz18>.

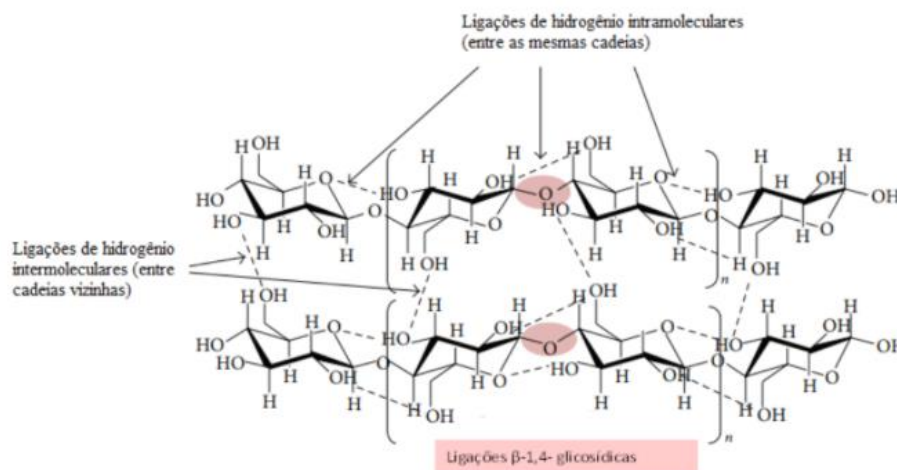
A biodegradabilidade anaeróbia da matéria orgânica varia de acordo com alguns fatores como: área superficial acessível e grau de polimerização da celulose. Por isso, pré-tratamentos para alterar a composição química e estrutura física podem auxiliar na decomposição do material na utilização como substrato industrial (DOS SANTOS, 2019).

A seguir serão apresentados os principais componentes da biomassa.

#### 4.1.1. Celulose

A celulose pode ser definida como um polímero de polissacarídeo linear de glicose, ligado por ligações glicosídicas  $\beta$ -1,4. As cadeias da celulose são envolvidas por ligações de hidrogênio e formam as denominadas microfibrilas. Elas são unidas por hemicelulose, pectina e ainda cobertas por lignina, assim formando as microfibras (estrutura formada por um conjunto de microfibrilas, que é resistente à degradação biológica e química). Com relação à cristalinidade, existem tanto regiões cristalinas quanto amorfas, porém quanto maior incidência de regiões cristalinas, mais difícil será a biodegradação (DOS SANTOS, 2019). A Figura 5 demonstra a estrutura das cadeias de celulose.

Figura 5 - Estrutura das cadeias de celulose.



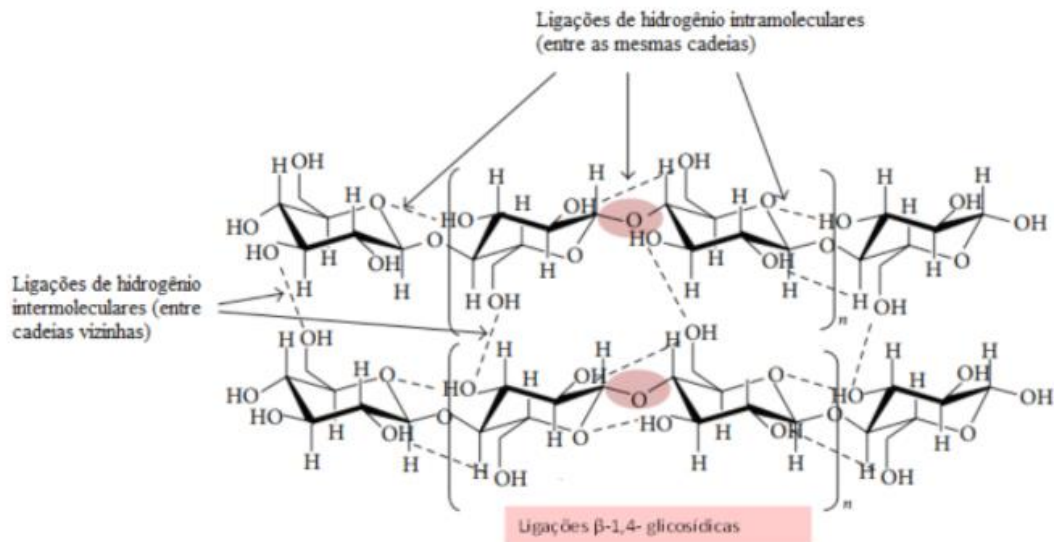
Fonte: Adaptado de DOS SANTOS (2019).

#### 4.1.2. Hemicelulose

Compondo entre 20 e 40% de toda a biomassa está a hemicelulose (DOS SANTOS, 2019). Ela consiste em uma barreira física protetora que envolve as fibras da matéria contra ataques enzimáticos e dificulta a digestão anaeróbia.

Sua estrutura química se constitui de um polissacarídeo heterogêneo, amorfo, ramificado e de massa molecular inferior à celulose. Com sua estrutura amorfa e ramificada, a hidrólise é facilitada - apresentando baixa resistência à hidrólise térmica e química - para isso, são necessárias várias enzimas para que sejam produzidos monômeros livres. Em sua composição é possível encontrar pentoses (xilose e arabinose), hexoses (glicose, galactose, manose e ramnose), ácidos (glicurônico, metil glucurônico, galacturônico) (DOS SANTOS, 2019). Na Figura 6, observam-se as cadeias de hemicelulose.

Figura 6 - Estrutura das cadeias de hemicelulose.



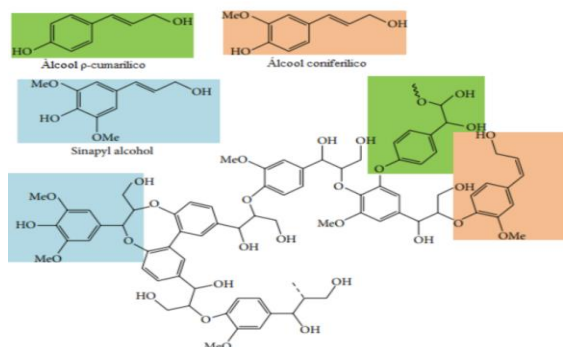
Fonte: Adaptado de DOS SANTOS (2019).

#### 4.1.3. Lignina

A lignina é o segundo composto orgânico mais abundante na natureza, sendo um heteropolímero amorfo aromático e hidrofóbico. Sua estrutura básica é composta por unidades fenilpropânicas (álcool coniferílico e álcool sinapílico com grupos funcionais hidroxila, metoxila e carbonila), formando uma matriz tridimensional (DOS SANTOS, 2019).

A principal função da lignina é unir a hemicelulose com a celulose, sendo a responsável pela integridade, rigidez e proteção da matéria lignocelulósica (ROCHA, 2010). Por formar uma barreira física contra a degradação tanto enzimática quanto microbiana, a dificuldade de fermentar a biomassa se deve ao teor de lignina existente. Logo, quanto maior a proporção de lignina na biomassa, maior será a sua resistência. A Figura 7 exhibe a estrutura das cadeias de lignina.

Figura 7 - Estrutura das cadeias de lignina.



Fonte: Adaptado de DOS SANTOS (2019).

## 4.2. CAJU

O caju é um fruto popular brasileiro, nativo da região Nordeste do Brasil - sendo este considerado o centro de origem e dispersão do cajueiro comum pelo mundo. São cerca de 27 países que cultivam o caju, que o receberam principalmente em função das expedições europeias em buscas de terras passíveis de exploração (DE LIMA, 2012). Na Figura 8, a imagem ilustra o fruto em questão.

Figura 8 - O fruto caju.



Fonte: <https://bit.ly/3DB4Go7>

Apesar do senso comum, o caju na verdade é o pseudofruto do cajueiro, tendo a castanha-de-caju como o fruto verdadeiro. Aquilo conhecido como “caju” propriamente dito é denominado pedúnculo (região que antecede a flor ou o fruto), que é a parte utilizada para sucos e alimentos variados na culinária brasileira. São conhecidas 20 variedades de caju, classificadas de acordo com a consistência da polpa, formato, paladar e cor da fruta (podendo ser amarela, vermelha ou roxo-amarelada) (DE LIMA, 2012).

Sendo nativo da região Nordeste, essa continua a ser a maior produtora dentro do país sendo os estados com destaque de produção de castanha: Ceará, Piauí, Rio Grande do Norte e Pernambuco (BARROS, 2015).

A exploração do caju é considerada relativamente nova (iniciando-se nas décadas de 1950 e 1960), e a indústria é dividida em dois setores principais: beneficiamento da castanha (produção da castanha que é consumida, tratando-se do principal produto pelo elevado valor econômico) e processamento do pedúnculo (fabrico de suco e outros alimentos) (DE LIMA, 2012).

Apesar das grandes quantidades produzidas de pedúnculo, o interesse comercial reside na obtenção da castanha em si. Em função disso, cerca de 90% de todo o pseudofruto é desperdiçado pela indústria (DA SILVA, 2019). O aproveitamento é praticamente nulo

comparado ao recurso disponível, uma vez que sua utilização não gera retorno econômico significativo à maioria dos produtores. O bagaço do caju, por sua vez, é totalmente descartado após a utilização do pseudofruto para fabricação do suco.

Considerando ser uma matéria-prima em abundância e de baixo custo, tem-se como justificativa econômica e de desenvolvimento sustentável a utilização do bagaço do pedúnculo do caju, que seria desperdiçado, para a fabricação de novos produtos de alto valor comercial.

#### **4.2.1. Pedúnculo do caju**

O pedúnculo do caju tem inúmeras propriedades interessantes, dentre elas está o elevado teor de vitamina C (ácido ascórbico), sendo inferior apenas a acerola e camu-camu; além de ser rico em açúcares, constituindo uma biomassa bastante favorável à fermentação. Também há grande presença de minerais como cálcio, ferro e fósforo, bem como compostos fenólicos, taninos, carotenóides e antocianinas (as quais dão a coloração característica do caju) (DA SILVA, 2013).

O pseudofruto também possui um aroma bem característico e adstringente (um odor forte, manifestando aspereza o que gera uma certa limitação à aceitação do fruto), e apresenta propriedades medicinais interessantes como: atividade antioxidante, prevenindo doenças cardiovasculares e câncer (DA SILVA, 2013).

Na indústria, o pedúnculo é utilizado na fabricação dos mais diversos produtos (principalmente voltados para o setor de alimentos): sucos, doces, cajuína, bebidas alcoólicas, polpa congelada, sorvete, entre outros.

Apesar desse possível aproveitamento, seu uso ainda é maior como biomassa, uma vez que seu resíduo é gerado em grande quantidade, apresentando alta umidade, sólidos voláteis e alta biodegradabilidade (BARROS, 2015).

Em se tratando de composição físico-química, ela pode variar bastante de acordo com a variedade do caju, tipo de solo, clima, estado de maturação, tamanho, duração da colheita e variações ambientais regionais, as condições de cultivos, e outros demais fatores (DE LIMA, 2012).

Os principais componentes físico-químicos encontrados no caju são: sólidos solúveis, ácido ascórbico e compostos fenólicos (que permanecem no bagaço). Além do alto valor nutricional, alto teor de vitamina C, grande quantidade de açúcares, e fonte de cálcio e fósforo (DA SILVA, 2013). Os valores são demonstrados na Tabela 6 a seguir.



Tabela 6 - Composição físico-química do bagaço do caju comum.

<b>Parâmetro</b>	<b>Valores médios</b>
Açúcares redutores (%)	8,00
Vitamina C (mg/100mL)	261,00
Acidez total (em ácido cítrico %)	0,35
Tanino (%)	0,35
pH	3,90
Sólidos solúveis (°Brix)	10

Fonte: Adaptado de SILVA (2013).

#### **4.2.2. Bagaço do caju**

Estima-se que cerca de 90% do pedúnculo de caju extraído é desperdiçado. Na produção do suco, gera-se o bagaço do caju como resíduo - que corresponde a aproximadamente 20% do peso total do caju. Normalmente, ele é utilizado como fonte de biomassa na produção de biogás, já que apresenta elevada umidade, sólidos voláteis e alta biodegradabilidade - fatores que elevam muito o seu preço de armazenamento, inviabilizando a comercialização (DOS SANTOS, 2019).

O bagaço de caju é um composto lignocelulósico descartado que contém majoritariamente celulose, hemicelulose e lignina. A composição do bagaço do caju seco a ser adotada pelo presente trabalho é de 18,9% de celulose, 42,2% de lignina e 28,3% de hemicelulose. Valores condizentes com a literatura, e de acordo com Lima (2012), uma vez que estes dados podem variar dependendo da espécie de caju utilizada, bem como a forma de plantio, entre outras variáveis.

Sabe-se que para o bagaço do caju, a umidade total é de cerca de 70% (CAMPOS, 2005). Quando desidratado, ele apresenta os seguintes componentes: açúcares totais (16,86 mg/100 mg), proteínas (3,25%), fibras (41,53%) e lipídios (1,3%) (BARROS, 2015), tornando-o um substrato bastante interessante no fabrico de produtos de alto valor agregado. Além disso, alguns dos parâmetros podem ser observados na Tabela 7.

Tabela 7 - Parâmetros do bagaço de caju seco.

<b>Parâmetro</b>	<b>Quantidade em bagaço seco</b>
Umidade (%)	9,29 +- 0,07
pH	4,23 +- 0,01
Sólidos solúveis (°Brix)	0,00 +- 0,00
Açúcares redutores (%)	0,52 +- 0,02
Densidade aparente (g/cm <sup>3</sup> )	0,43 +- 0,01

Fonte: Adaptado de LIMA (2012) e TAVARES (2009).

Considerando que tanto o pedúnculo quanto o bagaço do caju são matérias orgânicas ricas em nutrientes e com baixo custo de aquisição (inferior a R\$ 0,25 por quilograma), eles podem ser utilizados para fins que os tornem um produto de alto valor agregado como, por exemplo, produção de biossurfactantes, enzimas, biogás, etanol (BARROS, 2015) e, também, o tema central deste trabalho: ácido hialurônico.

Para que seja feita a síntese destes produtos, o bagaço do caju deve ser submetido a processos de pré-tratamentos físico e químico, posteriores à hidrólise enzimática - etapa do processo que proporciona a transformação da celulose em glicose - que serão discutidos melhor na seção 5.2.

#### 4.3. PRODUTO

##### 4.3.1. Ácido Hialurônico

O ácido hialurônico é um composto muito comum nos organismos vivos, ele está presente em inúmeros processos, como: sinalização celular, cicatrização e reparação ou regeneração de tecidos vivos, entre outros (JOSÉ, 2016). Esta substância é um carboidrato (mucopolissacarídeo) formado naturalmente em todos os seres vivos e é fundamental para o cimento intercelular de tecidos animais e cápsulas de algumas bactérias (OGRODOWSKI, 2006). Conhecido popularmente por sua importância natural na composição da pele humana, é também sintetizado em tecidos animais ou através da fermentação bacteriana (BERNARDES, 2018).

A descoberta do ácido hialurônico ocorreu em 1934, quando dois pesquisadores (Karl Meyer e John Palmer) decidiram isolar uma substância encontrada no humor vítreo (substância gelatinosa e viscosa encontrada atrás do olho - entre o cristalino e a retina) (JOSÉ, 2019). A partir dos seus estudos, eles concluíram que essa substância era formada por duas moléculas de

açúcar: uma delas, o próprio ácido hialurônico. Sua estrutura química foi definida vinte anos depois (1954) por Meyer e outro cientista, Weissman, através de estudos por métodos químicos e enzimáticos. Posteriormente, na década de 1960, a enzima *AH sintase* teve sua biossíntese e clonagem descoberta, possibilitando a fabricação de ácido hialurônico sem necessariamente ter-se uma base proteica (SHIMOJO, 2011).

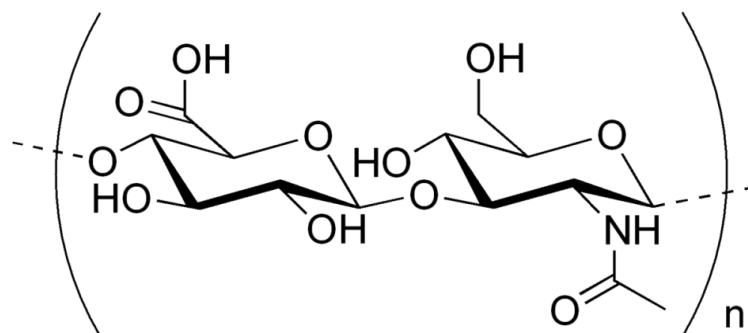
Nos últimos anos, o ácido hialurônico tem sido bastante popularizado pela indústria cosmética em função das suas propriedades que ajudam no combate ao envelhecimento da pele. O envelhecimento cutâneo é um processo natural causado por alterações morfológicas, fisiológicas e bioquímicas que ocorrem no organismo com o passar do tempo; porém fatores externos (como poluição, poeira, calor e frio excessivos, radiações solares, etc.) podem acelerar este processo (FERREIRA, 2018).

Dentro das indústrias farmacêutica e cosmética, o ácido hialurônico em pó é incorporado em cremes e géis, também podendo ser encontrado na forma de sais. Normalmente, em formulações de produtos, o ácido é utilizado a uma concentração de 0,05 a 1% na forma de pó, e 1 a 5% quando em solução (FERREIRA, 2018).

Como mencionado, esse composto é encontrado também no corpo humano (em proporções desiguais), dando destaque ao tecido tegumentar - encarregado de providenciar volume, sustentação, hidratação e elasticidade à pele.

O ácido hialurônico pode ser classificado como um composto linear, viscoelástico e não ramificado, formado por unidades dissacarídicas poli-aniônicas de ácido D-glucurônico (GlcUA) e N-acetilglucosamina (GlcNAc), unidas por ligações glicosídicas  $\beta$ -1,3 e  $\beta$ -1,4 alternadamente (OGRODOWSKI, 2006). A molécula apresenta grande estabilidade energética, uma vez que estes açúcares estão relacionados diretamente com a glicose (SHIMOJO, 2011). A estrutura do ácido hialurônico é demonstrada na Figura 9.

Figura 9 - Estrutura química do ácido hialurônico.



Fonte: <https://bit.ly/3rl7Iab>

Por se tratar de um polissacarídeo, sua massa molar e comprimento de cadeia dependerão da quantidade de dissacarídeos envolvidos - sendo que a massa molar pode variar entre  $10^4$  e  $10^7$  Da (variando conforme a fonte de obtenção e métodos de extração e purificação adotados) (SHIMOJO, 2011).

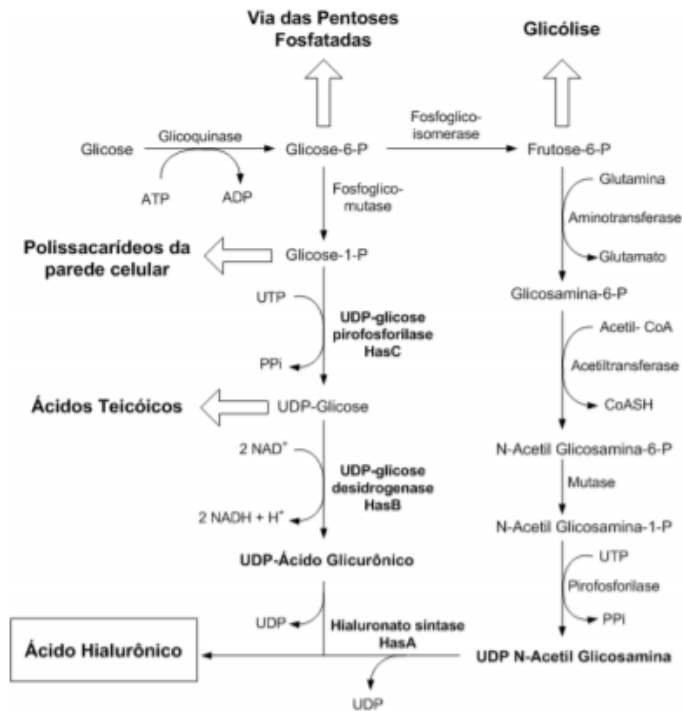
Quando em solução aquosa, o ácido pode adotar consistência gelatinosa, alta viscoelasticidade e alto grau de hidratação. Ele forma também pontes de hidrogênio entre moléculas de água e grupos carboxila N-acetil, possibilitando a incorporação de água e dureza conformacional, limitando sua flexibilidade (OGRODOWSKI, 2006).

Por ser natural ao organismo vivo, o ácido hialurônico pode ser extraído do fluido sinovial, pele, tendões, corpo vítreo dos olhos, cordão umbilical e crista de galo. Em todo caso, os métodos de extração de ácido hialurônico limitam bastante as possibilidades de sua aplicação. Dentro desse contexto, vários estudos têm buscado a produção via fermentação - normalmente adotando microrganismos do gênero *Streptococcus* sob condições controladas, proporcionando maiores rendimentos e sem presença de antígenos no produto final (MACEDO, 2006).

No meio de cultura, normalmente são usados microrganismos *Streptococcus zooepidemicus* do grupo A ou C submersos em conjunto com extrato de levedura, peptonas ou hidrolisado de caseína como fonte de nitrogênio e fatores de crescimento (como magnésio e fosfato) (MACEDO, 2006).

Para a fermentação, podem ser usados processos tanto em batelada como contínuos. Os processos contínuos podem ser limitados com relação à baixa produtividade volumétrica, sendo interessante o uso de reatores do tipo batelada até mesmo em escala industrial (MACEDO, 2006). Normalmente, as temperaturas ótimas de cultivo variam entre 30 e 37°C, e o pH pode variar entre 6,5 e 7,5. Na Figura 10, é possível observar os mecanismos biossintéticos da fermentação do ácido hialurônico a partir da glicose.

Figura 10 - Via biossintética para a produção de ácido hialurônico por *Streptococcus*.



Fonte: MACEDO (2011).

Dado o exposto, considerando ser um mercado em potencial, como apresentado na seção 2.2, pela sua vasta possibilidade de aplicações dentro do setor de saúde e cosméticos e pela versatilidade do ácido hialurônico, ele se torna um produto interessante para a elaboração de rotas de produção alternativas e mais sustentáveis, em comparação com as existentes no mercado atualmente. Dito isso, nas seções a seguir, será exposta uma nova rota fermentativa para a síntese de ácido hialurônico para este viés, utilizando de matéria-prima nacional e renovável e aproveitando resíduos gerados por outros setores produtivos do Brasil.

## 5. SELEÇÃO DE TECNOLOGIAS

### 5.1. OPERAÇÕES *UPSTREAM*

Em um processo existem as operações que vêm antes da fermentação (*upstream*), as conseqüentes a ela (*downstream*), e a fermentação em si. No presente trabalho, há as operações de hidrólise e tratamentos físicos e químicos de matéria-prima que também são consideradas operações de *upstream*. A fim de facilitar entendimento, nesta seção serão abordadas as outras etapas necessárias anteriores à fermentação.

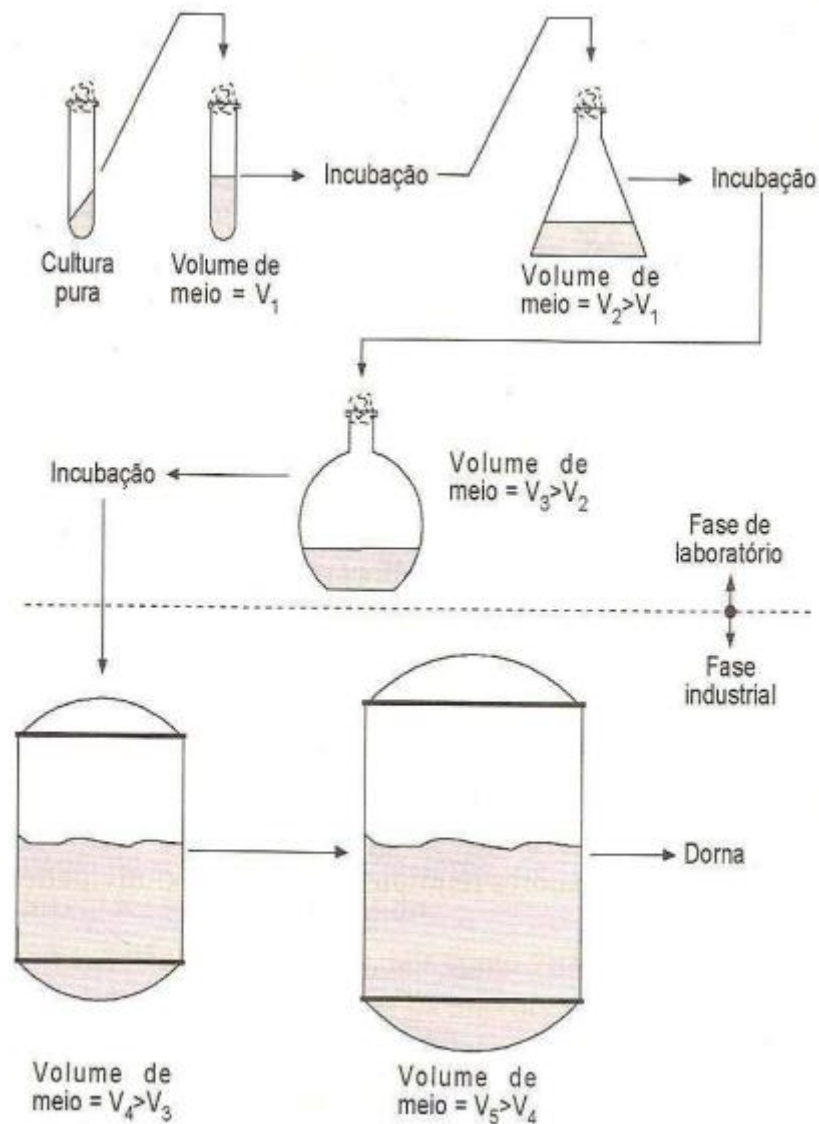
#### 5.1.1. Preparo do inóculo

É denominado inóculo um volume de microrganismos em suspensão que é suficiente para garantir que ocorra a fermentação do substrato. Entretanto, é necessário garantir que esse microrganismo tenha condições ideais para que ocorra a sua propagação e manutenção, sendo necessária a preparação correta do inóculo. Nessa primeira etapa, é preciso ter cuidado com a contaminação, pois pode comprometer toda a produção industrial - no caso de processos aeróbios, o principal contaminante é o ar, que deve ser esterilizado. Além disso, também devem ser monitorados os nutrientes necessários ao crescimento celular, bem como a observação de possíveis mutações genéticas (SCHMIDELL *et. al.*, 2001).

No preparo do inóculo, leva-se em consideração que normalmente é utilizado um volume correspondente a 10% da capacidade útil do reator, valor que será utilizado para este projeto. Contudo, para chegar a este valor são necessárias duas etapas: uma de laboratório, seguida pela industrial (SCHMIDELL *et. al.*, 2001).

Neste trabalho será utilizado o microrganismo *Streptococcus zooepidemicus* (ATCC 39920), bactéria produtora de ácido hialurônico a partir da glicose. Segundo a própria American Type Culture Collection (ATCC), o meio laboratorial inicia ao transferir o conteúdo das ampolas recebidas em tubos de ensaio de 5 a 6 mL - podem ser feitas mais amostras ao inocular 0,5 mL desta amostra para outros tubos de ensaio. Em seguida, algumas gotas do primeiro tubo devem ser usadas para inocular uma placa de petri, que deve ser incubada a 37°C de 24 a 48 horas. Um esquema da inoculação é apresentado na Figura 11.

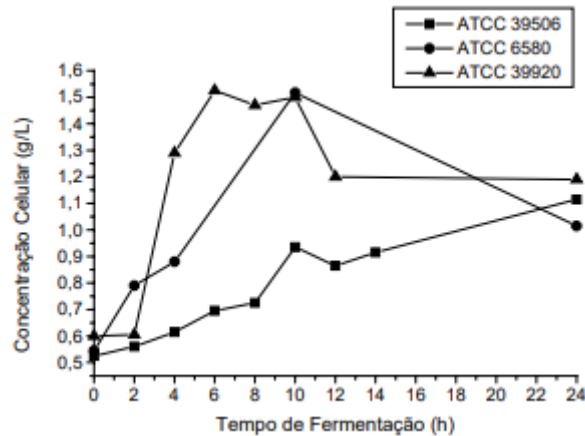
Figura 11 - Representação esquemática do preparo do inóculo.



Fonte: <https://bit.ly/35FqFO4>

A partir dessa cultura pura, pode ser aumentada a escala progressivamente, objetivando atingir os 10% da capacidade útil mencionados. O primeiro aumento se realiza ainda em bancada de laboratório, utilizando pequenos frascos com agitação por *shaker* se necessário, contendo o meio de propagação esterilizado. Após essa primeira incubação, o meio é transferido para frascos maiores até atingir o volume final do germinador (SCHMIDELL *et. al.*, 2001). Essa transferência deve considerar o mecanismo de crescimento dos microrganismos, que se dá de forma logarítmica, como indicado na imagem da Figura 12.

Figura 12 - Curva logarítmica de crescimento bacteriano para *Streptococcus zooepidemicus*.



Fonte: OGRODOWSKI (2006).

Ao atingir seu pico de concentração celular, deve ser realizada outra inoculação, para que possa ser aumentado progressivamente o volume. Somente na última etapa, que este crescimento não é necessário, pois é quando será redirecionado ao reator de fermentação, onde não é mais necessário um crescimento maior da concentração de células (SCHMIDELL *et. al.*, 2001).

Como foi mencionado, é importante que as condições para esse crescimento celular sejam as ideais para o microrganismo em questão - ou o crescimento não será o desejado. Em se tratando do *S. zooepidemicus*, para sua cultura, a temperatura e pH ótimos são, respectivamente, 37°C e 7,5 (OGRODOWSKI, 2006). A Tabela 8 contém os demais nutrientes importantes para a preparação do inóculo.

Tabela 8 - Parâmetros para inoculação do microrganismo *Streptococcus zooepidemicus*.

(continua)

Componentes	Concentração (g/L) (*mg/L)
Glicose	35,0
Extrato de levedura	35,0
K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,3
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	1,0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .12H <sub>2</sub> O	0,2
CaCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	5,0*



Tabela 8 - Parâmetros para inoculação do microrganismo *Streptococcus zooepidemicus*.

(continuação)

<b>Componentes</b>	<b>Concentração (g/L) (*mg/L)</b>
FeSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	5,0*
MnSO <sub>4</sub> .4H <sub>2</sub> O	1,0*
ZnSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	1,0*
CuSO <sub>4</sub> .5H <sub>2</sub> O	0,1*
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1,0 mL

Fonte: Adaptado de OGRODOWSKI, 2006.

### 5.1.2. Preparo do substrato

Como foi mencionado na seção 4.2. sobre a biomassa, a hemicelulose, a lignina e a celulose estão trançadas de maneira complexa formando a matriz que compõe a estrutura vegetal. Para que seja possível converter, a altas taxas, a celulose em glicose (que é o reagente de interesse para obtenção do ácido hialurônico), é necessário que haja a solubilização da hemicelulose e lignina; de forma que se convertam em açúcares menores e solúveis em água.

Sendo assim, torna-se necessário a existência de uma série de pré-tratamentos que removam as estruturas não desejadas para o processo. Estes tratamentos podem ser físicos, químicos, biológicos ou combinando ambos. Eles são apresentados no Quadro 3 abaixo.

Quadro 3 - Classificação de pré-tratamentos segundo o efeito sobre a matéria-prima.

<b>Categoria</b>	<b>Exemplo</b>
Físicos	Moagem, lavagem, microondas, etc.
Químicos	Ácidos, álcalis, solventes orgânicos, etc.
Biológicos	Decomposição microbiana de lignina, etc

Fonte: Adaptado de ROCHA (2010).

O preparo da matéria-prima eficiente deve produzir uma polpa celulósica com alta acessibilidade e reatividade da fibra ao passar à etapa de hidrólise, além de limitar a geração de compostos inibidores para a fermentação e enzimas. Além de ser importante considerar

aspectos como rendimento, seletividade, funcionalidade, simplicidade operacional, segurança e higiene industrial na escolha das tecnologias para esta etapa do processo (ROCHA, 2010).

Para a rota de produção e matéria-prima escolhidas, os pré-tratamentos adotados foram de origem física e química. Os processos físicos objetivaram a remoção das impurezas e diminuição do tamanho das partículas, e já os processos químicos buscaram a obtenção da celulose na sua forma mais pura.

#### *5.1.2.1. Pré-tratamento físico*

Os pré-tratamentos físicos buscam realizar o preparo da matéria-prima, sem promover alterações químicas no material, visando aumentar o rendimento do processo e a qualidade do produto. Estes processos irão promover a remoção de quaisquer impurezas e, principalmente, aumento da superfície de contato através da diminuição do tamanho das partículas. Entretanto, as operações físicas irão demandar grande quantidade de energia para que atinjam os níveis desejados (NAKAEMA, 2021).

Para o bagaço do caju, os pré-tratamentos físicos selecionados foram: Lavagem, Secagem, Moagem e Peneiramento. A partir deles, será possível obter partículas finas de bagaço do caju que facilitarão os demais tratamentos químicos. Nas seguintes seções, eles serão melhor detalhados.

##### *5.1.2.1.1. Lavagem*

A primeira operação a qual é submetido o bagaço congelado do caju é a lavagem. Como o próprio nome já indica, esta é uma operação de limpeza úmida. A limpeza busca a remoção de impurezas e contaminantes que são indesejáveis e dificultam a continuação do processo. Ela pode utilizar de vários processos diferentes: por imersão, aspersão, flotação, rotação, decantação, entre outros (SCHILLING, 1999).

Durante a lavagem, é passada uma corrente de água pela matéria-prima, o bagaço do caju congelado, para que sejam atingidos os seguintes objetivos: descongelamento do bagaço, limpeza superficial da matéria-prima e remoção dos sólidos solúveis (açúcares) buscando o mais próximo possível de °Brix igual a zero, a partir do processo de lixiviação (ROCHA, 2012).

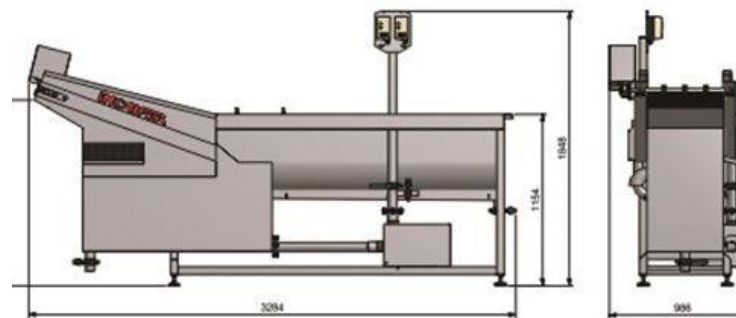
A lixiviação é uma operação unitária de extração sólido-líquido, que ocorre a partir da remoção de substâncias presentes em materiais sólidos, podendo ser rochas, solos e, neste caso, vegetais. Ela ocorre de forma que um fluido é passado pela matéria, e assim é extraído o soluto, que possuem afinidade química com o fluido passante, através da difusão entre as fases - indo

para a fase líquida. Além do fator afinidade, para que essa transferência de massa seja efetiva, é válido considerar que o tamanho das partículas interfere diretamente: ela não deve ser muito pequena a ponto de obstruir a passagem do solvente percolante, e nem grandes demais em que haja pouca área de superfície. Para garantir um bom rendimento, também é importante escolher um fluido que não seja muito viscoso (MATOS, 2015).

Neste caso, para o fluido percolante será optado pela água, realizando uma lixiviação direta - por ter boa afinidade com os sólidos solúveis que sobraram no bagaço do processo de extração do suco, bem como por ser uma substância barata e que auxilia na limpeza superficial também.

Para realizar esta operação, será utilizada uma lavadora contínua - que comumente é utilizada na indústria de alimentos para a lavagem de vegetais. O material é carregado por uma extremidade, e ao passar pelo equipamento ele é higienizado por correntes de água, saindo pela outra extremidade asséptico (SELETO INDUSTRIAL). A Figura 13 ilustra a configuração da lavadora de frutas desejada.

Figura 13 - Ilustração de uma lavadora contínua.



Fonte: <https://bit.ly/3rFfw8>.

#### 5.1.2.1.2. Secagem

A secagem consiste na operação de remoção da água de um material, processo que envolve transferência de calor e de massa. Essa remoção é feita a partir da transferência de massa (da água) que está umedecendo o sólido para uma fase gasosa não saturada (FOUST, 1982).

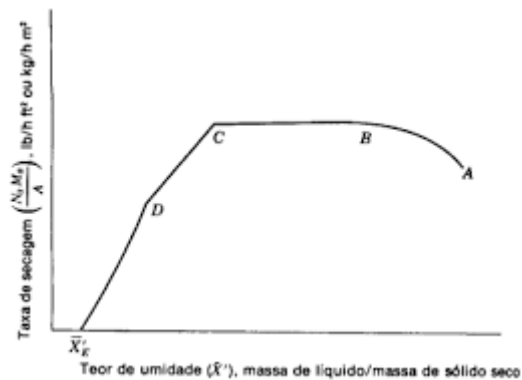
A água em questão pode se apresentar líquida na superfície do sólido, denominada “não ligada”, ou pode estar no interior dele, exercendo uma pressão de vapor menor que a do líquido puro, dita “ligada”. Na secagem, ocorrem ambos os processos: remoção da água da superfície

pela evaporação, e movimento da umidade interna em direção à superfície (RODRIGUES, 2019).

Para o bagaço de caju, tem-se uma umidade (água ligada) de cerca de 70% após passar pela lavagem. No entanto, é necessário que haja uma remoção desta para que seja possível obter uma maior eficiência dos processos seguintes. Considerando ser uma quantidade de água relativamente alta, se faz o uso de uma prensa desidratadora para remoção do excesso - este equipamento é comumente utilizado na indústria alimentícia para a obtenção da polpa de frutas (como acerola, caju, abacaxi, laranja, etc.) (UMR EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS). Em seguida utiliza-se um secador, para que a umidade desejada (de aproximadamente 9%) seja atingida.

O mecanismo de secagem é demonstrado pela curva de secagem - que relaciona a taxa de secagem com o teor de umidade, e que pode ser observado na Figura 14.

Figura 14 - Curva de secagem típica em condições constantes de secagem.

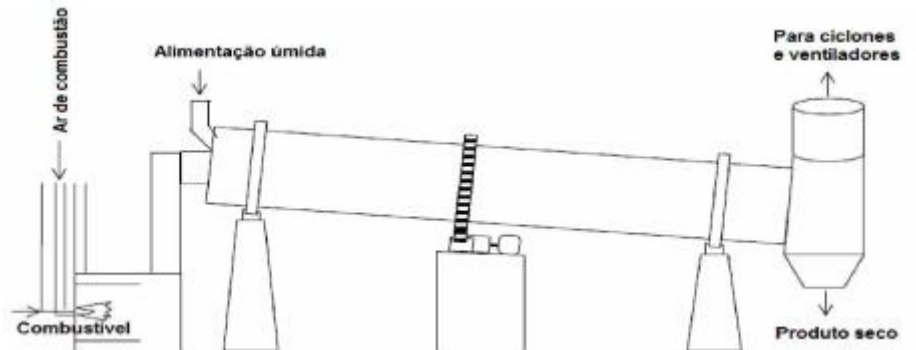


Fonte: <https://bit.ly/3LFbdlr>.

O segmento AB identifica o período de regime não permanente, que nada mais é que uma fase de adaptação. Do ponto B ao ponto C, trata-se de uma reta a taxa de secagem constante, pois está removendo o teor de umidade referente à umidade não ligada - a água livre e superficial. Entre os pontos C e D, ocorre o primeiro período de taxa decrescente, em que o sólido já não tem muita umidade em sua superfície e as moléculas de água fazem um movimento de difusão no interior do sólido para se apresentar na superfície, para a transferência de massa. No ponto D em diante, não há qualquer área significativamente saturada por líquido, indicando o período final de secagem. De qualquer forma, a secagem pode ser interrompida antes de passar por todos os pontos, ou pode não apresentar o segmento de taxa constante se não houver água livre no material úmido.

Com relação aos secadores, existem muitas possibilidades para sua utilização dentro da indústria, uma delas é optar por secadores rotatórios - a Figura 15 ilustra este equipamento.

Figura 15 - Ilustração esquemática de um secador rotatório.



Fonte: RODRIGUES, 2019.

Os secadores rotatórios utilizam normalmente de processos contínuos, sendo alimentados (controlada e uniformemente) por material úmido a todo instante. Quando seco, o sólido deve ser relativamente livre de fluidez e granular. Normalmente, na saída do secador são instalados secadores para que haja remoção do pó arrastado na saída de gás (RODRIGUES, 2019).

#### 5.1.2.1.3. Moagem

O objetivo da moagem é realizar a fragmentação das partículas em tamanhos menores, a partir da aplicação de forças de impacto, compressão ou abrasão, o que permite o aumento da área de contato (da relação superfície/volume) e a uniformização das partículas (STRAIT, 2000). Essa operação pode ser feita manualmente ou com auxílio de equipamentos.

Apesar disso, a moagem é um processo de difícil controle de distribuição do tamanho das partículas e de baixo rendimento energético (TADINI, 2015).

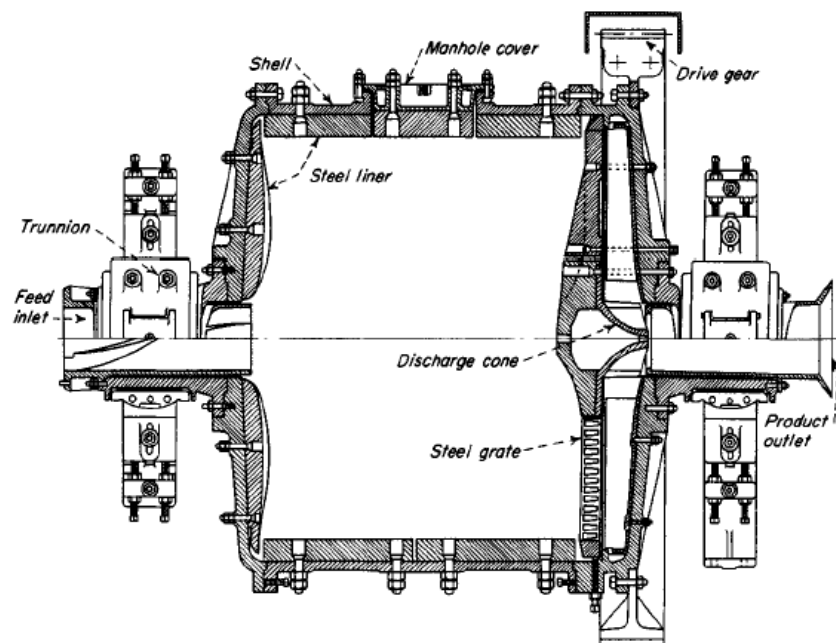
Existem diversos tipos de moinho e cada um deles utiliza uma força específica para fragmentar as partículas, além de ter uma aplicação melhor para determinados materiais. O moinho com agitador utiliza da força de compressão, o moinho de discos utiliza forças de cisalhamento, o de martelos utiliza força de impacto e o moinho de bolas faz uso da força de atrito, e assim por diante (MATOS, 2015).

No presente trabalho será utilizado um moinho de bolas, que é composto por bolas que fragmentam o material através do atrito, utilizando da força centrífuga, que o lança contra as

paredes da superfície de moagem (MATOS, 2015). As bolas do moinho rolam sobre o bagaço de caju seco, realizando compressão e atrito para sua fragmentação (GOMIDE, 1983).

Sua configuração se dá por um cilindro oco (um tambor), que é rotacionado, sendo o seu interior forrado com borracha ou algum material duro (placas de desgaste) e com corpos moedores, as bolas (que podem ser feitas de aço, porcelana, ferro, entre outros), dispersos conjuntamente às partículas a serem moídas (GOMIDE, 1983), conforme pode ser visto na Figura 16.

Figura 16 - Ilustração esquemática de um moinho de bolas.



Fonte: <https://bit.ly/34yDppv>.

Normalmente, ao utilizar este moinho, o diâmetro das bolas deve ser 10 a 20 vezes o diâmetro aproximado do material alimentado. O consumo das bolas depende do tipo de moagem, sendo que para a moagem a seco é normalmente de 0,4 kg/ton de material moído (GOMIDE, 1983).

Ao moer materiais de baixa densidade, preferencialmente deve ser optado por uma velocidade de rotação próxima a 75% da velocidade crítica. Já a quantidade de bolas necessárias para a moagem, considerando condições ótimas, é de 50 a 55% da capacidade líquida do moinho (RIBEIRO, 2001).

#### 5.1.2.1.4. Peneiramento

Peneiramento é a operação unitária que deseja realizar a separação de uma amostra de material em duas partes, uma com partículas menores e outra com partículas maiores. A operação é realizada com o auxílio de peneiras, um equipamento que possui aberturas com diâmetros específicos (malha), que permitem que apenas passe o material de diâmetro desejado (ou menor que este) (MATOS, 2015).

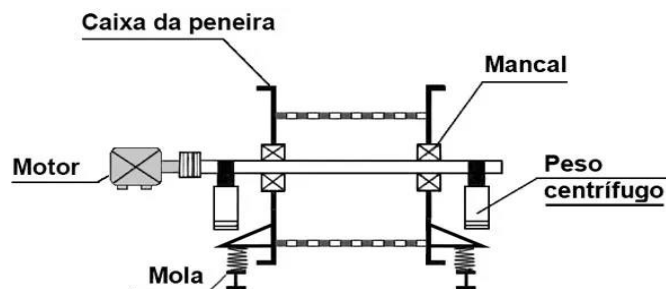
Dessa forma, o peneiramento serve para separar as partículas que estão na faixa de tamanho aceitável para as etapas seguintes daquelas que devem ser encaminhadas (através de uma corrente de refluxo) novamente ao moedor para que sejam fragmentadas em partículas menores.

As operações podem ser feitas a seco (até 5% de umidade presente no material) ou a úmido (com umidade superior a 5% ou adição de água). Em peneiramentos a seco (que será a opção adotada neste trabalho), normalmente utiliza-se uma fração granulométrica de até 6 mm, sendo a unidade de medida das peneiras denominada mesh (MATOS, 2015).

Quando uma partícula é menor que o mesh da peneira, ela passa através dela e é denominada *undersize* ou passante. Aquilo que é maior que a tela da peneira, fica retido e é chamado de *oversize*. A peneira pode ser com grelhas de barras paralelas, telas de malhas quadradas, telas de malhas retangulares, telas de malhas alongadas, telas de fios paralelos, chapas perfuradas ou placas fundidas (FILHO, 2017).

Existem diversos tipos de peneiras que podem ser utilizados, a sua escolha depende muito do tipo de processo, do tamanho das partículas, do material a ser peneirado. Elas podem ser classificadas em: fixas (quando a única força atuante é a gravidade, logo sua superfície inclinada); e móveis (as quais possuem algum tipo de movimento ou rotação que auxilia no peneiramento) (CARRISSO, 2004). Neste caso, optou-se pela peneira vibratória, uma peneira móvel, ilustrada pela Figura 17.

Figura 17 - Ilustração esquemática de uma peneira vibratória



Seu funcionamento se dá a partir de impulsos rápidos, normais à superfície e de pequena amplitude. São peneiras mais comuns em aplicações na indústria de minérios, mas são utilizadas também para outros fins. A sua capacidade varia entre 50 e 200 t/m<sup>2</sup>/mm de abertura/24h. A eficiência normalmente está situada entre 80 e 90% (CARRISSO, 2004).

#### 5.1.2.2. *Pré-tratamento químico*

Os tratamentos químicos são caracterizados pela utilização de agentes químicos ácidos, básicos ou solventes orgânicos. O principal objetivo do pré-tratamento químico é diminuir a cristalinidade da celulose, bem como decompor as grandes estruturas em pequenos açúcares, que sejam solúveis em água - uma vez que estes componentes apresentam uma barreira para que as enzimas atuem sobre a celulose durante a hidrólise. Assim, é possível que a celulose se desprenda destes outros componentes e aumente a digestibilidade da estrutura, proporcionando um maior rendimento da hidrólise enzimática (SILVA, 2013).

Para que um tratamento químico seja efetivo, é necessário a promoção de: alta recuperação de todos os carboidratos; alta digestibilidade da celulose na hidrólise enzimática; elevada concentração de sólidos e açúcares liberados na fração química; baixos custos operacionais e investimento (ROCHA, 2012).

É muito importante que sejam escolhidos corretamente os pré-tratamentos mais convenientes ao processo em questão, uma vez que esta etapa impacta não somente os aspectos financeiros do projeto, mas também as etapas consequentes, em termos de rendimento, pureza e qualidade (ROCHA, 2010). Para este trabalho, será optado por um tratamento ácido, com ácido sulfúrico diluído, seguido de um tratamento básico, com hidróxido de sódio.

##### 5.1.2.2.1. *Pré-tratamento com ácido sulfúrico diluído*

A presença da hemicelulose e lignina dificultam o acesso à celulose, componente que é submetido à celulose para a obtenção de glicose. Dessa forma, quanto mais cristalina for a estrutura e maior a parcela na composição destas outras cadeias, menor será o rendimento.

Os tratamentos químicos com ácido podem ocorrer tanto com ácidos diluídos, quanto com ácidos concentrados. Apesar do ganho com aumento de rendimento ao se utilizar o ácido na sua forma concentrada, ele não se faz tão interessante para o uso industrial, pois pode ocasionar a corrosão das paredes do reator. Além disso, no uso de ácidos diluídos existe menor propensão a ocorrer reações secundárias e a gerar produtos ambientalmente danosos (DA SILVA, 2013).



O ácido diluído em contato com a estrutura vegetal, reage com a cadeia de polissacarídeos e promove o rompimento da hemicelulose em pequenos açúcares de menor peso molecular (como xiloses, pentoses, etc). Esta etapa é necessária, uma vez que esses açúcares menores são liberados da matriz lignocelulósica e solúveis em água. Ao final, tem-se a formação de um sólido composto por celulose e lignina que é encaminhado para o seguinte tratamento com base (DA SILVA,2013).

Em aplicações industriais, é mais comum a utilização de ácido sulfúrico diluído. Estudos apresentam que ele oferece bons rendimentos na conversão de hemicelulose em açúcares menores, variando entre 75 a 90%, favorecendo a reação da hidrólise enzimática (DA SILVA, 2009).

Dentro do exposto, neste trabalho optou-se pela utilização de ácido sulfúrico para a primeira etapa de pré-tratamento químico.

#### 5.1.2.2.2. Pré-tratamento com solução de hidróxido de sódio

Para aumentar o rendimento da hidrólise, a biomassa ainda pode ser submetida a mais de um tratamento químico. Neste caso, realizando um tratamento com álcali a fim de solubilizar a lignina presente no sólido obtido na etapa de tratamento ácido anterior (NAKAEMA, 2011).

Nesta etapa, o principal objetivo do uso de um químico básico é utilizá-lo como catalisador para que haja a clivagem das ligações presentes na estrutura de lignina. Dessa forma, ela se quebra em unidades menores de fenilpropano que são solúveis (de forma análoga ao que ocorre no processo ácido com a hemicelulose). Com isso, a área superficial da celulose também se torna maior, ao diminuir sua cristalinidade e polimerização (SANTIAGO, 2017).

Além disso, ao utilizar a solução alcalina, a água atua de forma a inchar a estrutura da biomassa, rompendo as ligações de hidrogênio entre as fibras da estrutura. Assim, o inchaço promove a separação da lignina das moléculas de celulose (SILVA JUNIOR, 2018).

Algumas das substâncias mais comuns utilizadas para este processo são peróxido de hidrogênio, hidróxido de cálcio, de sódio e de potássio, amônia, entre outros. Muitos estudos apontam bons resultados com a utilização de hidróxido de sódio (ROCHA, 2010). Em função disso, será optado pela utilização desta substância neste trabalho também.

### 5.1.2.3. *Hidrólise enzimática*

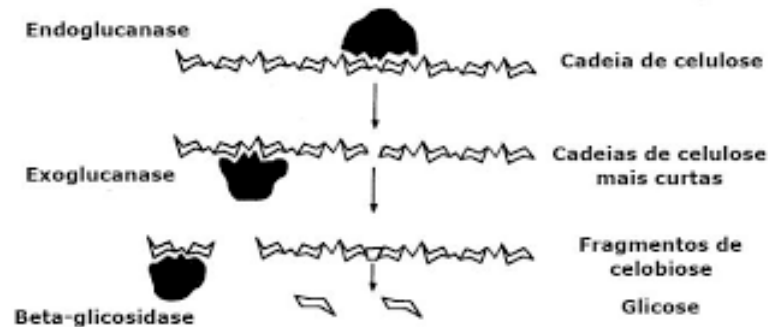
A hidrólise é a última etapa de tratamento anterior à fermentação. Ela é de extrema importância, uma vez que seu objetivo é a clivagem da celulose, formando moléculas menores de glicose.

Existem duas opções para este tratamento: a hidrólise ácida e a hidrólise enzimática. Para a hidrólise ácida, utilizam-se ácidos concentrados ou diluídos em solução aquosa para a catálise, sendo necessário alto controle desse processo para que não haja a ocorrência de reações secundárias que criam produtos indesejados. Na hidrólise enzimática, são utilizados diferentes tipos de celulasas, que agem especificamente em determinados locais dentro da molécula de celulose (possuindo uma maior especificidade e evitando a formação de produtos alternativos) (SILVA JUNIOR, 2018). A AH Biotics optou pela utilização da Celluclast®, produzida pela Novozymes, que é referência na produção de enzimas e adotada por inúmeros processos enzimáticos, além de atender às especificações necessárias para o processo em questão.

A hidrólise enzimática tem se tornado bastante visada pela indústria e o meio acadêmico, uma vez que proporciona um melhor controle do processo e dos produtos, pois inibe a ocorrência de reações secundárias e a geração de subprodutos. Apesar de ainda levar um tempo maior que a hidrólise ácida, outra vantagem é a não corrosão no equipamento (BARROS, 2015).

Durante a hidrólise, são produzidos açúcares (glicose) que podem ser fermentados por microrganismos posteriormente. Pelo fato de a celulose ser uma cadeia complexa e heterogênea (com regiões altamente ordenadas e outras menos ordenadas ou amorfas, e inúmeras ligações de hidrogênio inter e intramoleculares), as celulasas utilizadas na clivagem normalmente são uma mistura de tipos diferentes de enzimas. Apesar disso, existem três grupos principais que prevalecem nesta mistura: endoglucanase (endo-1,4-D-glucanohidrolase) que atua em regiões de baixa cristalinidade da fibra, liberando as suas extremidades; exoglucanase ou celobiohidrolase (1,4-β-D-glucanocelobiohidrolase); β-glicosidade que deve clivar a celobiose para que seja formada duas glicoses (ROCHA, 2012). A ação enzimática sobre a glicose pode ser melhor entendida através da Figura 18.

Figura 18 - Ação cooperativa das enzimas celulase sob uma cadeia de celulose.



Fonte: <https://bit.ly/33VsQga>.

Ao utilizar a hidrólise enzimática, observa-se um efeito análogo ao que ocorre na natureza: quebra de longas cadeias de polissacarídeos em pequenos açúcares para utilização destes na fermentação por microrganismos (bactérias, fungos, etc.). Em função dos componentes do sistema serem de origem biológica, acarreta-se uma diminuição na emissão de poluentes e subprodutos tóxicos, logo o impacto ambiental é menor também. De qualquer forma, é necessário que temperatura, pressão e pH sejam extremamente controladas, pois é uma operação que requer condições bastante específicas (ROCHA, 2012).

### 5.1.3. Esterilização do substrato

Em processos envolvendo microrganismos, as culturas assim como os meios de propagação devem ser puras e assépticas, a fim de prevenir a existência de contaminantes. Substratos sólidos podem ser mantidos em câmaras de temperaturas elevadas pelo tempo necessário, e os substratos líquidos podem ser esterilizados no próprio biorreator ou em recipientes separados (BON *et. al.*, 2008).

A esterilização do substrato pode ser feita de forma descontínua (em um tanque, seguindo as seguintes etapas: aquecimento, esterilização e resfriamento) ou contínua (utilizando trocadores de calor para aquecer e resfriar o substrato dentro das tubulações) (SCHMIDELL *et. al.*, 2001). Seguindo as premissas de viabilidade técnica e econômica para o presente projeto, é interessante fazer uso da esterilização contínua.

Ao atuar de forma contínua, o processo de esterilização irá eliminar os contaminantes através da aplicação e remoção de calor na tubulação contendo o substrato. As condições de temperatura e pressão variam de acordo com o substrato; para a glicose, que é o substrato em questão, e o processo em questão, o ideal para o aquecimento é 140 °C e para o resfriamento 37

°C para obtenção de uma matéria satisfatoriamente livre de microrganismos contaminantes (FERREIRA *et. al.*, 2021).

#### **5.1.4. Esterilização do biorreator**

A esterilização do biorreator é um processo de extrema importância, uma vez que elimina todas as formas de vida microbiana no interior e na superfície, a partir de métodos químicos e/ou físicos. Dito isso, um material, produto, substância não pode ser parcialmente estéril: ele é livre de qualquer organismo ativo ou não. Pelo produto principal a ser sintetizado nesta planta ser destinado a aplicação em cosméticos e indústria farmacêutica, é muito grande a necessidade de esterilização e assepsia adequados, pois a existência de uma única célula contaminante coloca em risco toda a produção (SCHMIDELL *et. al.*, 2001).

Existem diversas formas de realizar a esterilização de biorreatores, e o método escolhido depende do processo biotecnológico em questão. A esterilização pode ser: esterilização por calor, filtração esterilizante e esterilização por radiações. Normalmente, reatores bioquímicos e tubulações fazem uso de calor úmido (FONSECA, 2018).

Os agentes esterilizantes funcionam de forma a induzir a morte celular desses organismos, a partir de substâncias químicas letais ou alterações nas moléculas essenciais presentes neles. Dentre os principais alvos destes agentes, é possível citar: as enzimas, membrana citoplasmática e parede celular - ambas muito importantes para manter as funções vitais das células vivas, sendo que qualquer lesão nestes elementos pode levar à morte celular (SCHMIDELL *et. al.*, 2001). Em função disso, a eficácia da esterilização depende dos parâmetros de temperatura, umidade relativa, presença e quantidade de matéria orgânica, entre outros (MATOS, 2015).

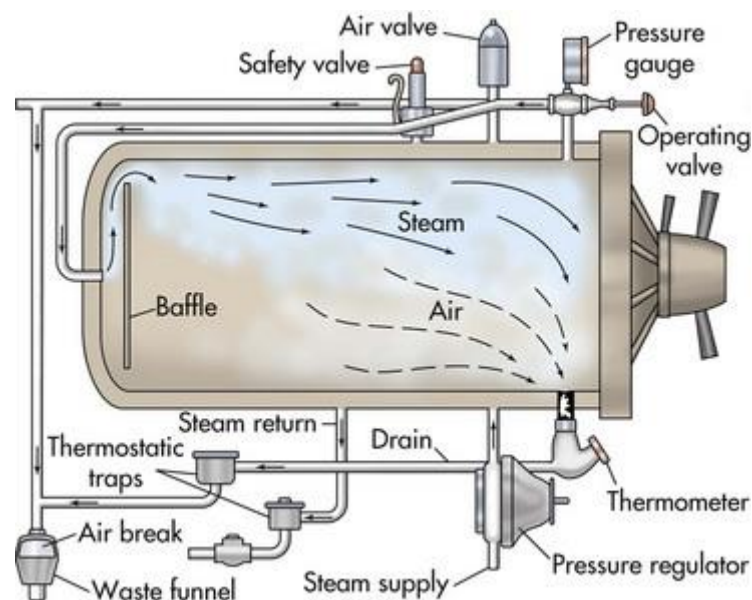
Para biorreatores, normalmente é utilizado o calor úmido - sendo o método mais antigo capaz de termocoagular e desnaturar as proteínas microbianas, que associa calor e umidade. A resistência das proteínas ao calor é um mecanismo de defesa para a hidratação das células - que quanto maior a quantidade de água, maiores podem ser os danos conformacionais sofridos pelas células microbianas, levando a um ponto de coagulação das proteínas (MATOS, 2015). Os carboidratos também são passíveis de sofrer alterações, pois o calor é capaz de caramelizá-los em substâncias tóxicas (SCHMIDELL *et. al.*, 2001).

O tratamento por calor úmido ocorre através da injeção de vapor no reator vazio, promovendo a expulsão do ar presente, e até atingir a temperatura e pressão desejadas (normalmente 121 °C e 1 atm). Ao final da esterilização, que pode durar entre 5 e 30 minutos,

deve ser injetado novamente o ar, para que não seja criado vácuo e não condense o vapor presente (SCHMIDELL *et. al.*, 2001). Depois que o sistema retornar a condições normais e estáveis, pode ser continuado o processo - logo, a batelada pode ser iniciada.

O tratamento por calor úmido em biorreatores se dá através de um sistema fechado em que a água é submetida a alta temperatura, criando um ambiente de calor úmido. Utiliza-se a temperatura de 121 °C e 1 atm, durando entre 5 e 30 a minutos (SCHMIDELL *et. al.*, 2001). Na Figura 19, tem-se um esquema ilustrativo de como ocorre a esterilização de um biorreator.

Figura 19 - Esquema da esterilização de um biorreator por calor úmido.



Fonte: <https://bit.ly/3heiYkl>.

## 5.2. FERMENTAÇÃO

Fermentação é o nome dado ao processo biológico (metabolismo) que ocorre em organismos vivos que utilizam a degradação anaeróbia da glicose (glicólise) para obtenção de energia química (ATP), que é dado como o mecanismo mais antigo para obter-se energia de moléculas orgânicas (BARROS, 2015). Os microrganismos atuam sobre o substrato fornecido de forma a oxidar um ou mais componentes (no caso deste trabalho, a glicose), gerando produtos modificados (neste processo, é o ácido hialurônico) (ROCHA, 2012).

O crescimento dos microrganismos, bem como o rendimento da reação estão diretamente relacionados às condições oferecidas pelo meio. Como se trata de um metabolismo, é necessário que as bactérias utilizadas recebam as condições adequadas para que consigam realizar a fermentação de uma maneira satisfatória. O sistema deve suprir as necessidades de

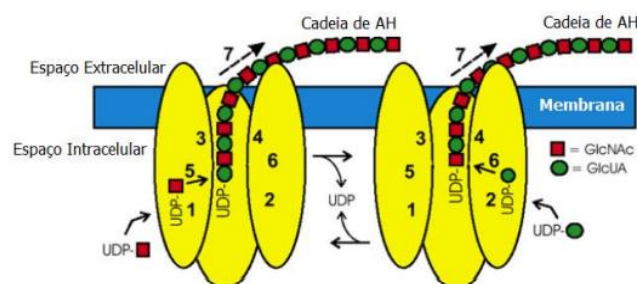
macronutrientes (nitrogênio e fósforo) e micronutrientes (enxofre, magnésio, manganês, zinco, etc.) que forem necessários para o desenvolvimento daquele bacilo (DA SILVA, 2013).

Pensando nessa metabolização da glicose para formação de ácido hialurônico, um ponto importante a ressaltar é que não se deseja a formação de subprodutos nesse processo, para que se tenha maior pureza e rendimento, bem como por questões ambientais. Dessa forma, vale ressaltar que nem todas as bactérias e microrganismos em geral produzem apenas uma substância ao realizar a fermentação. Existem as bactérias homofermentativas, que realizam seu metabolismo produzindo apenas um produto principal, enquanto existem também as heterofermentativas, que produzem alguns outros subprodutos (BENEVENUTI, 2016). É interessante para processos industriais como esse, com uma única substância de interesse, que sejam utilizadas bactérias homofermentativas - uma vez que facilita a purificação e separação posteriores.

Considerando esta informação, foi escolhida para a produção de ácido hialurônico o microrganismo *Streptococcus zooepidemicus*, ATCC 39920. O gênero *Streptococcus* tem sido amplamente estudado no uso para a produção deste ácido desde os anos 80 - novas espécies foram criadas a fim de aumentar o rendimento de ácido hialurônico livre de impurezas tóxicas (como proteínas e ácidos nucleicos), sendo a *S. zooepidemicus* uma destas mutações que resulta num produto de patogenicidade desprezível (OGRODOWSKI, 2006). Sob condições controladas e ideais, este microrganismo é capaz de produzir ácido hialurônico em grande quantidade e rendimento (DE PAIVA, 2019).

O mecanismo de fermentação que ocorre na bactéria ocorre dentro da membrana bacteriana, e o ácido hialurônico é sintetizado, a partir de uma enzima chamada hialuronato sintase (HAS), como um polímero capsular linear (OGRODOWSKI, 2006). Então, ele atravessa a membrana celular a fim de proteger a célula bacteriana, e forma uma cápsula externa a ela (DE PAIVA, 2019)

Figura 20 - Esquema simplificado da síntese de ácido hialurônico.



Fonte: OGRODOWSKI, 2006.

Pelo fato de a bactéria *S. zooepidemicus* ser tão complexa, são necessárias condições bastante específicas para que haja a produção de ácido hialurônico - sendo a fonte de carbono mais comum a glicose. As condições ótimas para este processo são: pH em torno de 6,7 +- 0,2, temperaturas amenas (28°C), aeração da cultura e alta concentração de glicose (entre 20 e 40 g/L) (OGRODOWSKI, 2006).

O processo fermentativo empregado será o cultivo submerso. Na fermentação submersa (FS) o crescimento microbiano ocorre no seio do meio de cultivo com presença de grande quantidade de água livre sob agitação. Os nutrientes necessários para o desenvolvimento, fontes de carbono e nitrogênio, estão dissolvidos ou em suspensão no meio. E no caso de fermentações aeróbias, como a deste projeto, o oxigênio é fornecido por borbulhamento de ar por um compressor (PASTORE et al, 2013). Optou-se por este cultivo, pois ele apresenta maior produtividade em função da melhor absorção de nutrientes e excreção de metabólitos causada pela homogeneidade entregue pela grande quantidade de água.

### 5.3. OPERAÇÕES *DOWNSTREAM*

As etapas de recuperação e purificação do AH são feitas através de uma série de combinações de operações a fim de atingir a maior eficiência e rendimento na remoção de impurezas. As principais operações de *downstream* são precipitação (CLELAND e SHERBLUM, 1977); filtração (diafiltração e ultrafiltração) (ZHOU *et. al.*, 2006; OUESLATI *et. al.*, 2015) e adsorção (RAJENDRAN *et. al.*, 2016).

Como foi mostrado por Cavalcanti (2019), existem muitas literaturas que trazem diferentes combinações de operações onde a maioria traz a precipitação como primeira etapa. No entanto, nessa operação, para o alcance de uma elevada eficiência de remoção de impurezas, é necessário utilizar uma grande quantidade de solventes orgânicos e por isso para a escala industrial é recomendável que a filtração preceda a precipitação. Assim, quando o caldo de fermentação chegar na etapa de precipitação, ele já estará com menos impurezas e consequentemente será necessário um volume menor de solventes orgânicos.

Nos tópicos em sequência serão detalhadas cada uma das operações *downstream* para o ácido hialurônico obtido com a fermentação.

### 5.3.1. Recuperação

#### 5.3.1.1. Centrifugação

As separações centrífugas sólido-líquido atuam na substituição da força gravitacional pela força centrífuga de maior intensidade que faz com que as partículas sólidas aumentem de peso e sejam puxadas para as extremidades do equipamento. Existem dois tipos de centrífugas, as decantadoras e as filtrantes; a utilizada nessa fase de recuperação será a centrífuga filtrante.

Essa operação foi escolhida como primeiro passo, pois quando comparamos a quantidade de filtrado retido na torta entre a filtração convencional e a centrífuga filtrante percebemos que na primeira 7% do líquido fica nos poros da torta enquanto na segunda essa porcentagem cai para 3% (GOMIDE, 1980). Além de reduzir o número de partículas sólidas com o intuito de facilitar a próxima etapa de filtração. Choi *et al.* (2014) também utilizaram essa estratégia em seus estudos, que demonstraram bons resultados.

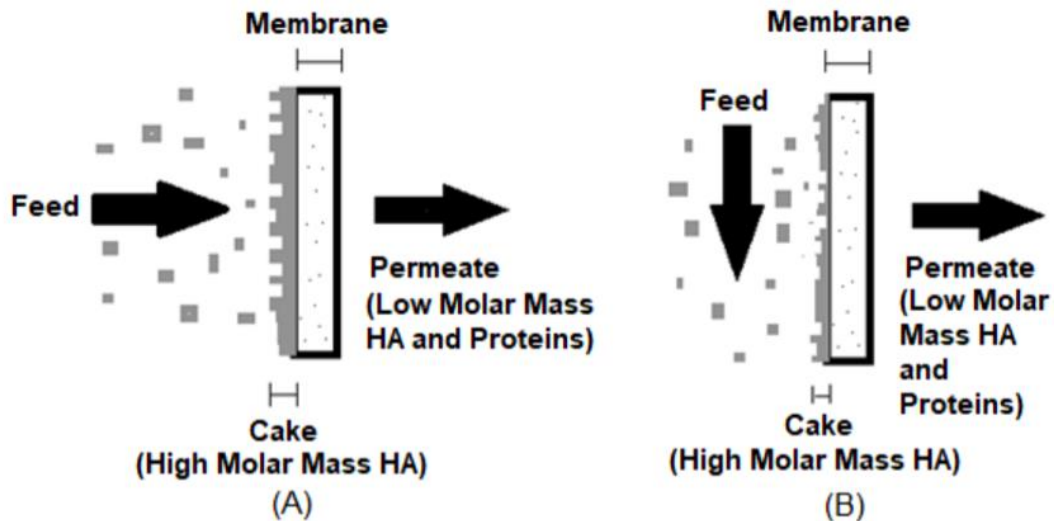
O equipamento utilizado está constituído de uma cesta que gira em alta velocidade em torno de um eixo (que pode ser vertical ou horizontal) sendo sua parede composta por uma tela ou placa perfurada. As partículas sólidas que são puxadas para a periferia da cesta formam uma torta, cuja espessura vai aumentando e conseqüentemente deve ser limpa de tempos em tempos. O filtrado, nosso interesse, passa através da tela e da torta, sendo recolhido em um tambor fixo, que acompanha a rotação da cesta, contendo uma válvula para a retirada dele. (GOMIDE, 1980)

#### 5.3.1.2. Filtração Tangencial

A filtração tangencial é um tipo de filtração onde o sentido do fluxo de alimentação é tangente à membrana, esta operação está ganhando espaço por trazer uma solução ao problema de incrustação nas membranas empregadas para retenção de partículas e nos processos de filtração convencionais. Seu objetivo nesse processo é reter partículas de impurezas geradas pela produção de ácido hialurônico por via microbiana. Na Figura 21 fica explícito as diferenças entre a filtração convencional e a tangencial.



Figura 21 - Comparação entre filtração convencional (A) e a filtração tangencial (B)



Fonte: Adaptado de CAVALCANTI (2019).

#### 5.3.1.2.1. Microfiltração

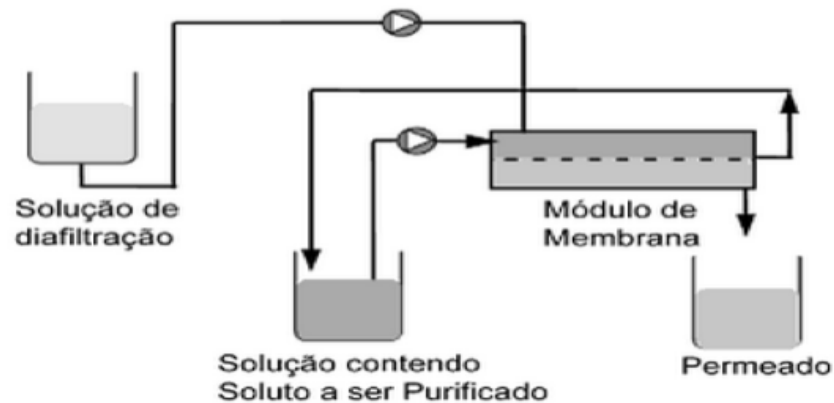
A microfiltração é o processo de separação com membranas com poros na faixa entre 0,1 e 10  $\mu\text{m}$ , sendo indicado para a retenção de materiais em suspensão. Essa operação é a mais similar à filtração clássica e utiliza pequenas pressões como força motriz por apresentarem poros. Uma de suas maiores vantagens é que o solvente e todo material solúvel permeia a membrana, ficando retido apenas o material em suspensão (OLIVEIRA, 2015).

O processo ocorrerá com uma membrana com poros na faixa de 0,2 a 0,45  $\mu\text{m}$  que apresentou 77% de rendimento e fator de purificação 1000 de AH (ZHOU *et al.*, 2006). Seu maior intuito é a remoção de biomassa do caldo fermentado.

#### 5.3.1.2.2. Diafiltração

O modo de diafiltração opera por recirculação contínua do solvente através da membrana, promovendo melhor purificação, e uma vez atingida a pureza desejada o processo de recirculação é interrompido. Filtros auxiliares, como terra de diatomáceas, são eficientes devido à sua alta porosidade que melhora a taxa de filtração (OLIVEIRA, 2015). Para melhor visualização, a Figura 22 representa o processo.

Figura 22 - Processo de Diafiltração.



Fonte: Adaptado de OLIVEIRA (2015).

A diafiltração se mostrou capaz de atingir altos resultados de purificação do caldo fermentado, cerca de 98%, sendo seu maior objetivo nesse processo a remoção de proteínas. Será utilizada uma membrana de 300 kDa, que apresenta rendimentos maiores quando comparada com as membranas de 100 kDa. Com essa membrana também espera-se atingir uma recuperação de 0,99 de ácido hialurônico, o que é um valor satisfatório para esse processo (RAJENDRAN *et. al.*, 2016).

### 5.3.2. Purificação

#### 5.3.2.1. Adsorção via carvão ativado

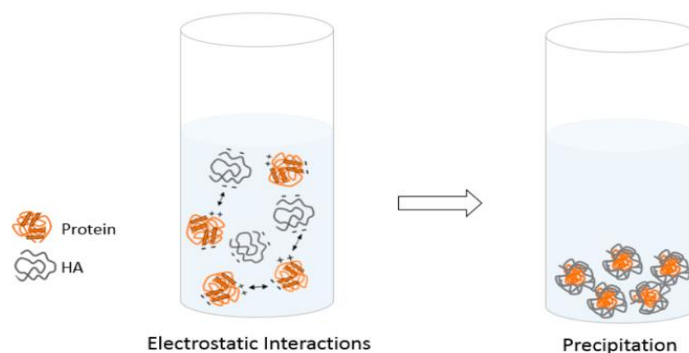
A adsorção é uma operação baseada na capacidade de retenção de componentes na superfície de sólidos porosos, normalmente ela inicia as etapas de purificação, vindo após operações de filtração e/ou precipitação (CAVALCANTI, 2019). Essa operação tem como maior objetivo a retirada de proteínas e impurezas (ácidos nucleicos, restos celulares, glicose, acetato e lactato), as quais as etapas de recuperação não conseguiram remover (FERREIRA, 2021). Elas ficam retidas nos poros do adsorvente, que para essa operação foi utilizado o carvão ativado, escolhido pela sua alta eficiência e baixo custo.

Durante a operação o peso molecular do AH não é afetado. Ao final da operação é possível obter uma pureza do produto que chega a quase 100%, sendo a recuperação do mesmo em média 83%, o que demonstra que a operação gera uma perda mínima de produto (Rajendran *et al.*, 2016).

### 5.3.2.2. Precipitação com Isopropanol

As proteínas são a maior parte das impurezas no caldo fermentado e o processo de precipitação com solventes orgânicos se demonstra muito eficiente para realizar essa remoção e por isso é amplamente utilizado (OLIVEIRA, 2018). Sua aplicabilidade se dá em função da interação entre o solvente e a proteína, já que solventes orgânicos conseguem promover a desidratação e a redução da constante dielétrica do meio causando um aumento nas interações eletrostáticas, levando à agregação intra e intermolecular (SCOPES, 1988). Na Figura 23 pode ser vista a representação das interações.

Figura 23 - Interações eletrostáticas com proteínas com a diminuição da constante dielétrica.



Fonte: Adaptado de CAVALCANTI (2019).

Os solventes orgânicos mais utilizados para esse tipo de operação são o etanol e o isopropanol devido às suas baixas toxicidades. O isopropanol IPA (87% de concentração do soluto) foi escolhido para o processo, pelos motivos já citados e também com a intenção de um futuro projeto de expansão da planta industrial adicionando a reciclagem do solvente orgânico para reutilização no processo. Enquanto isso não acontece, a empresa irá enviar o solvente orgânico impuro para uma empresa terceirizada. O rendimento da precipitação de AH foi assumido como sendo 95% (FERREIRA, 2021).

### 5.3.2.3. Centrifugação

Com o intuito de purificar, a operação de centrifugação utilizada será a do tipo decantadora que serve para clarificar e espessar as suspensões. O princípio de funcionamento é igual ao já citado na seção 5.3.1.1. Para a clarificação, o ponto essencial é o tempo de operação, pois é necessário maior tempo para que as partículas consigam atingir a parede do equipamento (GOMIDE, 1980), sendo possível a recuperação de 95% do AH (FERREIRA, 2021).

#### 5.3.2.4. Secagem por tray dryer

A secagem por tray dryer, também conhecida por secadores de bandeja, é uma operação unitária que tem por objetivo a remoção de água de um material, e é muito utilizado na desidratação de produtos devido ao seu funcionamento, como também pela fácil construção (COUTO, 2015).

No processo de purificação será utilizado o secador de bandeja a vácuo, juntamente com uma bomba de vácuo, a fim de diminuir a temperatura de ebulição da água. Logo, a temperatura aproxima-se de 25°C a 30°C, a uma pressão entre 0,03 atm a 0,06 atm, beneficiando a secagem de materiais sensíveis a altas temperaturas. (RAVIPHARMA, 2020).

O secador contém bandejas, as quais são utilizadas para se colocar o material a ser seco, após isso o vapor passa entre as bandejas e a camisa para que ocorra a transferência de calor por condução. Por fim, os vapores da água de alimentação são enviados para um condensador e ao final da secagem a bomba de vácuo é desconectada e o produto seco é coletado (RAVIPHARMA, 2020).

Figura 24 - Tray Dryer.



Fonte: Standard Group (2020).

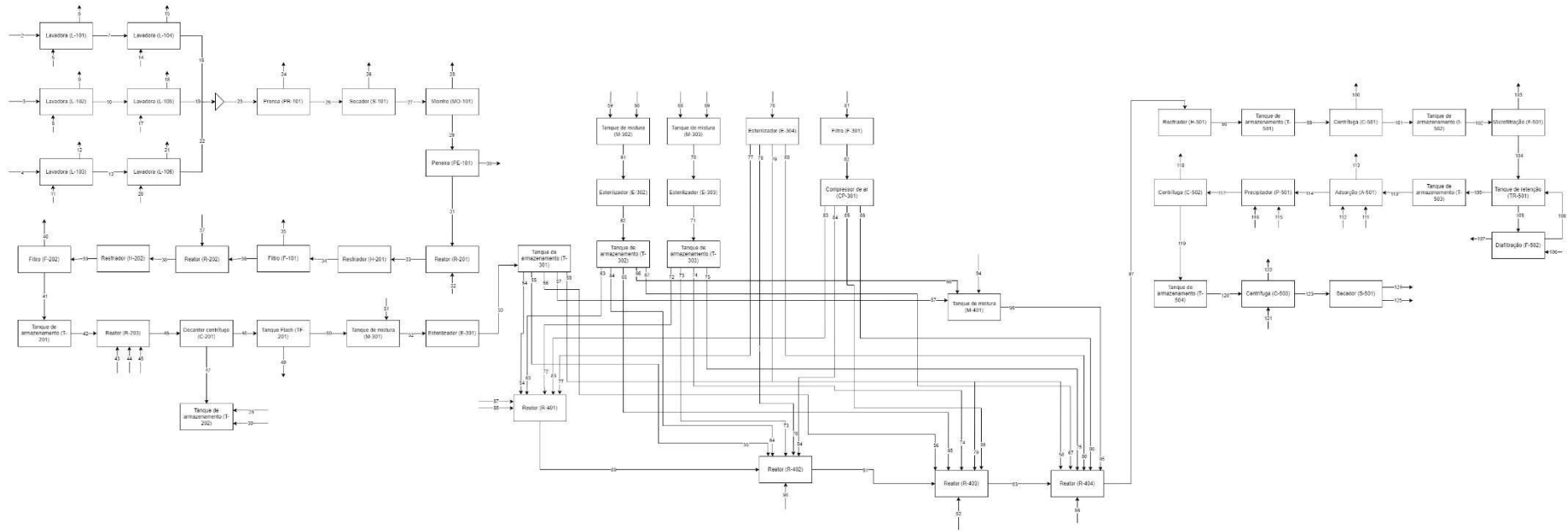
Ao final desse processo, obtém-se enfim o ácido hialurônico em pó - o produto final desejado - pronto para ser envasado e comercializado.

## **6. PROJETO DE PROCESSO**

### **6.1. DIAGRAMA DE BLOCOS**

Na Figura 25 a seguir, o processo da planta de produção de ácido hialurônico a partir do bagaço do caju é representado pelo diagrama de blocos do processo.

Figura 25 - Diagrama de blocos do processo.



Fonte: Autores (2022)

## 6.2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

O bagaço do pedúnculo do caju é uma matéria-prima bastante versátil, uma vez que é um tipo de biomassa. Como já foi tratado na seção 4.1. o composto de interesse presente no bagaço do caju é a celulose. A celulose nada mais é do que moléculas de glicose unidas em um único polímero, e a glicose é o substrato utilizado na fermentação bacteriana para a obtenção de ácido hialurônico - o produto final.

Dessa forma, o processo pode ser dividido em três etapas principais já devidamente definidas e detalhadas na seção 5 de Seleção de Tecnologias:

- Preparação dos substratos e substâncias e obtenção da glicose (*upstream*);
- Fermentação para obtenção de ácido hialurônico;
- Purificação e refinamento do produto final (*downstream*).

Na primeira seção de *upstream* o processo conta com a Área 100, de pré-tratamento físico, e a Área 200, de pré-tratamento químico. A teoria de cada uma dessas etapas é melhor explicada na seleção de tecnologias, bem como cada uma das operações. De qualquer forma, o objetivo principal é remover os demais componentes da biomassa, deixando apenas a celulose, para que esta passe por uma hidrólise enzimática em que terá a sua cadeia quebrada em pequenas moléculas de glicose (nossa substância principal).

Em seguida, parte-se para a etapa de esterilização na Área 300, em que há a preparação do substrato e das demais substâncias essenciais para que a fermentação ocorra. Nesse momento a glicose é diluída e esterilizada, paralelamente a outros componentes essenciais do processo fermentativo (extrato de levedura e sais).

Já a fermentação ocorre na Área 400, onde a glicose obtida e tratada pelas operações de *upstream* é convertida em ácido hialurônico pelos microrganismos *Streptococcus zooepidemicus*.

A última etapa consiste na Área 500, em que temos a purificação e tratamentos finais para que o ácido hialurônico atinja a máxima pureza possível (pois será utilizado para aplicações cosméticas), seja convertido em um produto sólido em pó (melhor para a comercialização) e que, por fim, seja envasado.

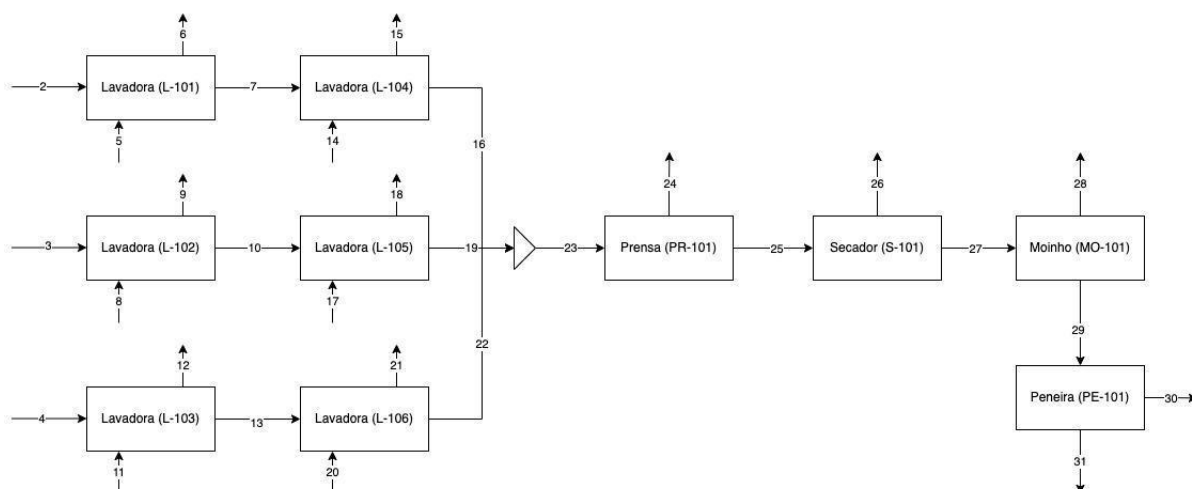
O processamento químico da glicose (logo, as etapas posteriores à hidrólise enzimática) foi baseado na rota tecnológica desenvolvida por Ferreira (2021). As etapas de *upstream* foram fundamentadas em diversos outros estudos que também tratam da utilização da celulose presente na biomassa do bagaço de caju e bagaço da cana de açúcar para obtenção da glicose para obtenção de produtos de alto valor agregado.

Tendo sido feita esta contextualização inicial do processo e estando ele disponível para ser visualizado em detalhes na seção 6.2, os itens a seguir irão tratar sobre cada uma das etapas do processo especificamente.

### 6.2.1. Pré-tratamento físico - Área 100

A primeira etapa de pré-tratamento físico busca realizar a limpeza do bagaço, diminuição do tamanho de partículas e sua uniformização, bem como eliminar o excesso de água presente no bagaço de caju. Assim, garante-se um substrato esterilizado, uniforme e nas condições ideais para que o processamento químico ocorra corretamente. O diagrama da Figura 26 demonstra o fluxo de matéria para a área 100 em questão.

Figura 26 - Diagrama de blocos para a Área 100.



Fonte: Autores (2022).

Toda a logística da Área 100 é feita considerando um processo contínuo e considerando a preparação da matéria-prima. Sendo assim, inicia-se com as lavadoras (L-101, L-102 e L-103) que são abastecidas pelas correntes 2, 3 e 4 respectivamente, partindo da câmara fria - local onde a matéria-prima é armazenada. As lavadoras L-101, L-102 e L-103 também são abastecidas com as correntes de água para lavagem, que são as correntes do processo 5, 8 e 11. Esta primeira lavagem acontece a 60°C e visa a remoção de impurezas superficiais e descongelamento do bagaço, que é armazenado em baixas temperaturas para preservação das suas propriedades e para evitar a decomposição da matéria orgânica. A água contendo impurezas e demais resíduos é removida da lavadora pelas correntes 6 (para L-101), 9 (para L-102) e 12 (para L-103).



Após a primeira lavagem, o bagaço do caju é encaminhado para a lavagem secundária, realizada pela (L-104, L-105 e L-106), que ocorre a 25°C. A corrente 7 conecta a lavadora L-101 com a L-104, a corrente 10 conecta a L-102 com a L-105 e a corrente 13 conecta a L-103 com a L-106, respectivamente. Nesta segunda etapa, a lavagem atua na limpeza superficial também, mas o principal objetivo é a remoção dos sólidos solúveis através da lixiviação. Como mencionado no referencial teórico, o °Brix para o bagaço do pedúnculo do caju é de 10, após a lavagem todos esses sólidos são removidos através da extração sólido-líquido feita com o auxílio da água - sendo esta a operação de maior interesse ao realizar a lavagem. A água que sai da lavadora faz esse movimento a partir das correntes 15 (para L-104), 18 (para L-105) e 21 (para L-106).

Tanto a lavagem primária quanto a secundária são realizadas por três lavadoras cada uma para aumento da capacidade de lavagem a cada hora.

Ao final da seção de lavagem, tem-se a matéria-prima livre de impurezas superficiais e assepsiada, bem como com o °Brix igual a zero. Com isso, parte-se para a etapa de remoção da água e desumidificação do bagaço.

Para isso, as correntes 16, 19 e 22 partem dos equipamentos L-104, L-105 e L-106 em direção a um misturador, que irão unir suas correntes de matéria-prima úmida e limpa na corrente 23. Esta última irá fazer a conexão final entre as lavadoras secundárias para com a prensa desidratadora PR-101, para que ocorra a prensagem do bagaço. Durante essa operação, será removida a água superficial advinda ainda da lavagem, bem como a remoção do excesso de umidade presente no bagaço do caju. A prensa irá facilitar a operação subsequente de secagem, uma vez que seria muito mais demorada e custosa se não fosse antecedida por uma prensa.

Na prensagem, a matéria sofre uma redução de umidade. Inicialmente, 70% da composição do bagaço é representada por água, e ao final dessa prensagem há uma redução para cerca de 17%. A umidade removida é retirada do equipamento PR-101 através da corrente 24.

Após perder uma quantidade relativamente alta de água, o substrato é enviado, através da corrente 25, para a secagem em um secador rotativo (S-101). Nesta etapa, busca-se deixar o bagaço nas condições ideais de umidade para dar seguimento às próximas operações. Sendo operado a 600 °C, ao sair do secador S-101, o bagaço de caju terá umidade igual a 9,29% - dessa forma, pode ser considerado seco. A umidade que é removida sai do secador pela corrente 26.

Nessas condições, ao sair do secador, estima-se que o tamanho médio do substrato para cada bagaço de pedúnculo seja de 15 mm de diâmetro. No entanto, é necessário que haja uma uniformização dessas partículas para garantir maiores rendimentos, maior área de contato e melhor condução e precisão das próximas etapas químicas. Logo, após a secagem, tem-se as operações de moagem e peneiramento.

A corrente 27 encaminha o bagaço seco para o moinho de bolas (MO-101), equipamento interessante para realizar a moagem de materiais agroindustriais. A matéria enviada para o moinho é processada para atingir um diâmetro de 0,425 mm. Pode haver perdas no processo, então a corrente 28 encaminha as partículas residuais para fora do moinho.

Logo, após essa operação é preciso separar as partículas que são deste tamanho ou menores das demais. Por isso, a corrente 29 leva o material obtido no MO-101 para a peneira vibratória (PE-101), onde essa separação mecânica irá acontecer.

Durante o peneiramento, existe o material retido na peneira e aquele que é passante. O retido é descartado como resíduo sólido pela corrente 30, e encaminhado ao tanque de armazenamento da área seguinte, uma vez que as partículas não são uniformes ou pequenas o suficiente para seguir no processo. Todavia, este é o último equipamento dentro da área 100, após isso o bagaço é encaminhado para dar início ao seu tratamento químico, então a corrente 31 saindo da PE-101 leva o bagaço para o primeiro equipamento da área 200.

A seguir, será explicado cada um dos equipamentos e a sua respectiva operação unitária dentro da Área 100.

#### *6.2.1.1. Lavadoras (L-101, L-102, L-103, L-104, L-105, L-106)*

O princípio da limpeza da matéria-prima é evitar que quaisquer impurezas superficiais possam vir a contaminar o processo posteriormente. Bem como realizar a extração sólido-líquido de sólidos solúveis presentes no bagaço de caju. Para este procedimento, são utilizadas 6 lavadoras contínuas para frutos e vegetais, com diferentes condições de operação para duas etapas diferentes. Na Figura 27, pode ser observado o modelo escolhido.

Figura 27 - Lavadora contínua para frutos e vegetais.



Fonte: Seletto Industrial (2022).

Esta operação é conduzida continuamente, de forma que as frutas e vegetais - no caso da planta industrial da AH Biotics, é o bagaço do caju congelado - entram por uma das extremidades e saem pela outra extremidade higienizados. A água que entra no equipamento é filtrada através de um filtro contido na própria lavadora, garantindo uma limpeza eficiente. A lavadora em questão tem capacidade para higienizar 150 a 550 kg de material por hora, no entanto supre as necessidades do processo, uma vez que serão inseridos no equipamento 559,85 kg de bagaço.

Na primeira lavagem, realizada pelos equipamentos L-101, L-102 e L-103, a matéria-prima será descongelada e terá sua superfície limpa. Para este primeiro momento, a água utilizada na limpeza terá temperatura de 60°C.

Na segunda etapa de lavagem, em que são utilizadas as lavadoras L-104, L-105 e L-106, a operação é realizada a temperatura ambiente a 25°C. A lixiviação nessa etapa ocorre de forma que a água que escoar para realizar a higienização do material extrai os sólidos solúveis presentes nele através do fenômeno da difusão. Durante essa operação, o bagaço entra com 10% da composição sendo sólidos solúveis e ao sair pela extremidade final, o percentual é zero.

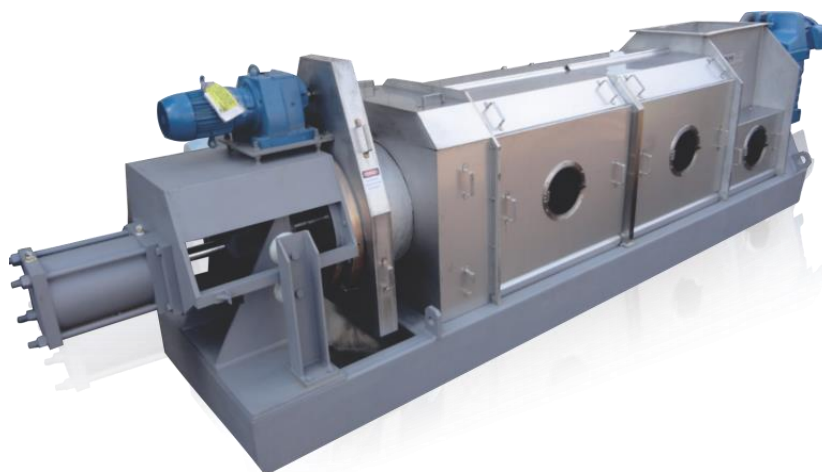
Assim, ao final das duas lavagens tem-se uma matéria-prima higienizada e com °Brix zero, pronta para ser levada às etapas seguintes.

### 6.2.1.2. Prensa desidratadora (PR-101)

A prensa PR-101 trata-se de um equipamento que visa realizar a remoção da umidade fisicamente, tanto a umidade superficial, adquirida através da operação de limpeza, bem como o excesso de umidade que há no próprio bagaço, a fim de facilitar a operação subsequente de secagem.

A prensa desidratadora escolhida é uma prensa de bagaço horizontal, que pode ser vista na Figura 28, que é utilizada para extração de polpas de fruta - como o caju.

Figura 28 - Prensa de bagaço horizontal.



Fonte: UMR Equipamentos Industriais (2022).

O bagaço úmido é adicionado em uma extremidade da prensa, passa por um fuso giratório em hélice que compacta esse material e libera a umidade dele e sai da prensa pela outra extremidade. Sendo assim, durante essa operação é removido 75% da umidade total presente no bagaço de entrada. Logo, ao entrar na prensa desidratadora tem-se 70% de água na sua composição, e ao final o bagaço possui somente 17,5% de umidade.

Com o valor bastante reduzido, pode ser dado sequência ao processo, direcionando o bagaço à secagem.

### 6.2.1.3. Secador rotativo (S-101)

Com grande parte da composição de água do bagaço tendo sido removida, a operação de secagem ocorre mais facilmente. O secador rotativo se trata de um grande cilindro, nesse caso em três fases, que promovem a secagem do material através do aquecimento de um fluxo

de ar a altas temperaturas. Na Figura 29 pode ser vista uma ilustração do secador a ser utilizado pela planta industrial.

Figura 29 - Secador rotativo.



Fonte: RCA Máquinas Industriais (2022).

O secador em questão opera a 600°C. A matéria entra por uma das extremidades, e sua secagem ocorre ao passar pelas três fases do secador saindo pela outra extremidade com a umidade desejada. Este equipamento tem capacidade para evaporar 200 kg/h de água, no entanto tem-se uma ótima margem para que haja a expansão da capacidade produtiva sem alterar o maquinário industrial.

Logo, ao iniciar o processo, a biomassa de caju possui 17,5% da composição formada por água, e ao sair do secador, ela será composta apenas por 9,23% de umidade. Essas condições são suficientes para que possa continuar o pré-tratamento e seja destinada ao moinho.

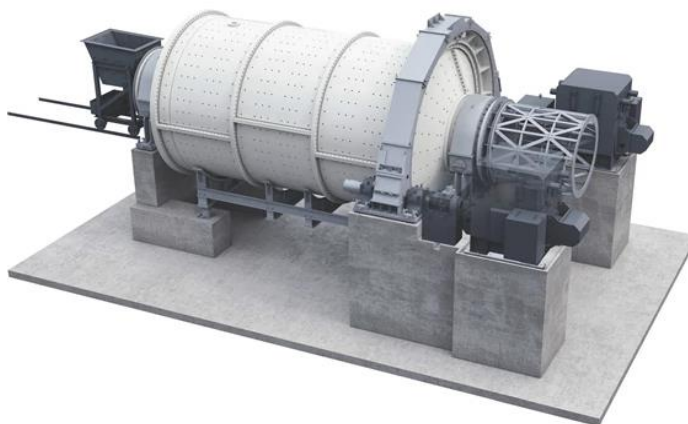
#### 6.2.1.4. Moinho (MO-101)

O bagaço estando preparado e com a quantidade de umidade adequada, faz-se necessário partir para a uniformização das partículas.

Sabe-se que quanto menor o tamanho da partícula, maior é a área de contato do substrato. No entanto, nessa operação deseja reduzir o tamanho dessas partículas para que as reações subsequentes sejam facilitadas. A fim de aproximações e dimensionamento do moinho, baseado em estudos anteriores, atribuiu-se o valor médio de 15 mm para o bagaço de caju que sai do secador, com umidade reduzida. Logo, deseja-se obter um tamanho médio de partículas de 0,425 mm.

Para cumprir com esse objetivo, será utilizado um moinho de bolas como o indicado pela Figura 30.

Figura 30 - Moinho de bolas.



Fonte: Metso: Outotec (2022).

O bagaço do caju é inserido por uma das extremidades do moinho, e é obtido na outra na granulometria requerida. Através das forças de cisalhamento, as bolas presentes no seu interior segmentam as partículas em pedaços menores, até atingir a granulometria especificada. É importante comentar que este equipamento também opera de maneira contínua.

Considerando que podem haver perdas de matéria durante a operação, adotou-se um valor de 10% para o bagaço que seria perdido. Então, para atender às necessidades do procedimento, optou-se por um moinho com potência de 1400 kW.

Ao sair do moinho, tem-se uma matéria triturada de maneira uniforme que já pode ser encaminhada para o último equipamento do processamento físico, que é a peneira.

#### 6.2.1.5. Peneira vibratória linear (PE-101)

Após a moagem, é necessário garantir que apenas as partículas com o tamanho médio de 0,425 mm possam ser direcionadas para as etapas seguintes. Por isso, faz-se necessário o uso de uma peneira, para separar as partículas que podem e as que não podem continuar no processo.

Para este fim, optou-se por uma peneira vibratória linear, bastante comum em indústrias metalúrgicas, porém bastante interessante para usos agroindustriais. O equipamento PE-101 é apresentado na Figura 31.

Figura 31 - Peneira vibratória linear



Fonte: Vibramax (2022).

A peneira vibratória linear em questão possui apenas um deck de peneiramento, sendo a malha com 58% de área fechada e 38% de área aberta. Para essa peneira também se considerou que haveria 95% de material passante, contando com uma eficiência de 85% do equipamento - valor comum atribuído à eficiência de peneiras.

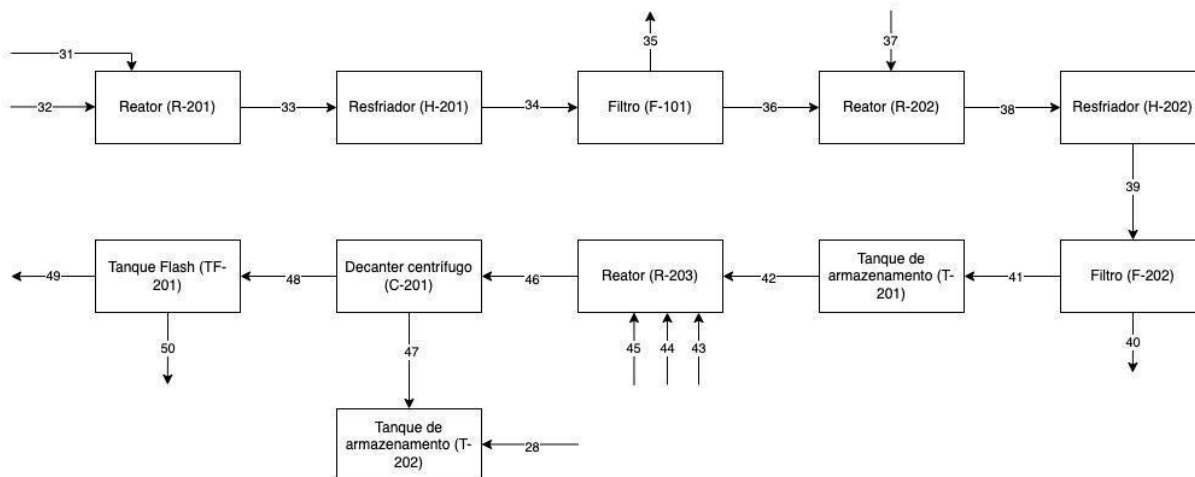
Ao final do peneiramento, considera-se que as partículas de bagaço de caju estão em um tamanho uniforme aceitável e satisfatório para que se dê continuidade ao processo, e seja encaminhado para o tratamento químico - onde irá iniciar a obtenção de glicose a partir deste substrato.

### **6.2.2. Pré-tratamento químico – Área 200**

A segunda etapa do processo é o pré-tratamento químico do bagaço de caju, com o objetivo de converter a celulose presente na estrutura do bagaço de caju em glicose, componente principal para a produção de ácido hialurônico.

Por se tratar de uma biomassa lignocelulósica, o bagaço de caju é constituído, principalmente, de celulose, lignina e hemicelulose, que se encontram associados em uma estrutura complexa, já mencionado anteriormente no tópico 4.1. A presença de lignina e de hemiceluloses dificulta o acesso à celulose, afetando a eficiência da hidrólise. A finalidade do pré-tratamento ácido e básico consiste em remover e modificar a estrutura da lignina e das hemiceluloses através desses mecanismos de ataque, para que em seguida a biomassa seja hidrolisada com maior facilidade (SILVA, 2013). Sendo assim, o diagrama da Figura 32 demonstra as etapas envolvidas na Área 200.

Figura 32 - Fluxograma do processo para a Área 200.



Fonte: Autores (2022).

Nesta etapa, somente os reatores envolvidos operam em batelada, os demais equipamentos operam continuamente a partir do recebimento de suas respectivas correntes de alimentação.

Após a realização do pré-tratamento físico, o bagaço de caju moído e peneirado alimenta, através da corrente 31, ao reator de hidrólise ácida (R-201). Em seguida, este reator (R-201) é abastecido também pela corrente 32 com uma solução 0,6 mol/L de ácido sulfúrico, que será responsável pela hidrólise de até 85% das estruturas hemicelulósicas presentes no bagaço (DA SILVA, 2009). A alimentação de ácido é feita até que se atinja uma mistura com concentração de sólidos igual a 30% m/v de bagaço de caju, a qual possui maior rendimento de remoção (ROCHA, 2010). Este processo de hidrólise ácida ocorre a uma temperatura de 121 °C por um período de 25 minutos, e em seguida, a mistura passa por um trocador de calor (H-201) para resfriar a corrente até uma temperatura de 70 °C, com o objetivo de evitar danos ao equipamento consequente. Após resfriada, a mistura é destinada ao filtro rotativo a vácuo (F-201) pela corrente 34, com o intuito de separar a biomassa tratada do hidrolisado hemicelulósico formado no reator ácido (R-201). No filtro a vácuo (F-201), ocorre a formação da torta do bagaço de caju, que será coletada e terá continuidade no processo.

Após parte significativa da hemicelulose ter sido removida da cadeia biomássica, a celulose e a lignina passam a ser os principais componentes dessa estrutura. Sendo assim, a torta formada no filtro é chamada de celulignina e seguirá adiante pela corrente 36. Sendo o hidrolisado hemicelulósico a solução de ácido sulfúrico com a hemicelulose removida da biomassa, este será destinado a estação de tratamento de efluentes (ETE) pela corrente 35.



A celulignina é encaminhada pela corrente 36 ao segundo reator da área 200, o reator de hidrólise básica (R-202). Paralelamente, a corrente 37 alimenta também este reator com uma solução de NaOH 4% m/v, responsável pelo processo de deslignificação da biomassa. Nesta reação, obtém-se um rendimento de até 85% (REZENDE, 2011). A alimentação da solução de hidróxido de sódio é realizada até que a concentração de sólidos da celulignina seja igual a 30% m/v. O reator básico (R-202) opera a uma temperatura de 120 °C durante um período de 30 minutos. Ao final da batelada a mistura segue para um trocador de calor (H-202) que irá resfriar a corrente até 70 °C.

A corrente 39, carrega a celulignina parcialmente deslignificada (CPD) e a solução alcalina de lignina solubilizada do equipamento H-202 até filtro a vácuo (F-202) responsável pela separação da mistura resultante da hidrólise básica. A torta formada no filtro, composta pela CPD, é destinada pela corrente 41 a um tanque de armazenamento (T-201), onde ficará armazenada antes de seguir para a próxima etapa do processo. Enquanto isso, a solução alcalina de lignina solubilizada é destinada para a ETE pela corrente 40.

Após as etapas iniciais do pré-tratamento químico, a celulose se torna o principal componente na estrutura do bagaço (apesar da presença em pequenas quantidades dos demais componentes). Dessa forma, a biomassa tratada, agora denominada CPD, é destinada ao reator de hidrólise enzimática (R-203). A corrente 42, junto com as correntes 43, 44 e 45, alimentam o reator (R-203) com o CPD, enzimas, citrato de sódio e água, respectivamente. Nessa etapa, as enzimas utilizadas são as celulases, que são serão responsáveis por fazer a quebra da cadeia celulósica do CPD. A enzima selecionada é a Celluclast ®, como já foi comentado no item 5.1.2.3., e ela irá despolimerizar a celulose em glicose, a um rendimento de 450 mg de glicose/g de substrato alimentado, durante um período de 24 horas e a temperatura controlada de 45 °C (ROCHA, 2010).

Ao final da hidrólise enzimática, a mistura de todas essas entradas com o produto final irá deixar o reator R-203 e ser encaminhada para o centrifugador (C-201) a partir da corrente. Neste equipamento será feita a separação da solução contendo a glicose (substrato de interesse) e o CPD sólido que não foi hidrolisado. A corrente 47 fará o descarte do material sólido (CPD) para o tanque de armazenamento de sólidos (T-202) - que terá o material queimado para geração de energia para a caldeira. Já a corrente 48 encaminha a glicose para o próximo equipamento, o tanque flash (TF-201).

O pré-tratamento químico se encerra no tanque flash (TF-201), em que o objetivo desta etapa é concentrar a solução de glicose através da evaporação da água até valores próximos de 50%. Para isso, será necessário operar o tanque flash a uma temperatura de 105 °C, ocasionando

uma remoção de 94,30% da água presente em solução como vapor. Este vapor será destinado pela corrente 49 para um trocador de calor (H-X01) e terá a função de aquecer a água que entra na caldeira até a temperatura de 80 °C, promovendo uma maior geração de vapor. A solução de glicose concentrada resultante do tanque flash (TF-201) será destinada a um tanque de mistura (M-301), já na área 300, através da corrente 50, e encerrando seu ciclo de pré-tratamento químico.

A seguir, será explicado cada um dos equipamentos e a sua respectiva operação unitária dentro da Área 200.

#### 6.2.2.1. Reator de Hidrólise Ácida (R-201)

O processo de pré-tratamento dos materiais lignocelulósicos utilizando ácido diluído é conduzido sob alta temperatura. O tempo de reação está na faixa de minutos e tem o objetivo de hidrolisar a hemicelulose em açúcares (xilose, arabinose, entre outros), os quais são solúveis em água, e com isso, formar um resíduo sólido rico em celulose e lignina, facilitando o processo de sacarificação (DA SILVA, 2013). Sendo assim, o R-201 é alimentado com o bagaço proveniente do pré-tratamento físico e com uma solução de ácido sulfúrico 0,6 mol/L, até se atingir uma concentração de sólidos igual a 30% m/v (ROCHA, 2010).

O R-201 opera em bateladas de 25 minutos e a uma temperatura de 121 °C e ao início de cada batelada é abastecido com 107,5 kg de bagaço em pó e 358,33 L de ácido sulfúrico 0,6 mol/L. Com as condições operacionais definidas, o rendimento do processo de hidrólise da hemicelulose chega a 85%. O equipamento escolhido possui sistema de aquecimento e agitação próprio e seu volume total é igual a 1,393 m<sup>3</sup>, respeitando as margens de segurança. A carcaça do reator utilizado é ilustrada pela Figura 33.

Figura 33 - Reator.



Fonte: Agimix.

### 6.2.2.2. Reator de Hidrólise Básica (R-202)

Assim como no processo anterior, a hidrólise básica é o processo de pré-tratamento dos materiais lignocelulósicos utilizando uma base diluída e conduzida sob alta temperatura. Seu tempo de reação também está na faixa de minutos e seu intuito é solubilizar a lignina presente na cadeia, e, com isso, formar um resíduo sólido rico em celulose, para facilitar o processo de sacarificação (DA SILVA, 2013). Sendo assim, o R-202 é alimentado com a celulignina proveniente da filtração a vácuo de F-201, e com uma solução de hidróxido de sódio 4% m/v, até se atingir uma concentração de sólidos igual a 30% m/v (ROCHA, 2010).

O R-202 opera em bateladas de 30 minutos a uma temperatura de 120 °C. Ao início de cada batelada, o reator é abastecido com 73,48 kg de celulignina e 244,92 L de hidróxido de sódio a 4% m/v. Com as condições operacionais definidas, o rendimento do processo de solubilização da lignina chega a 85% (REZENDE, 2011). O equipamento escolhido possui sistema de aquecimento e agitação próprio e seu volume total é igual a 0,7 m<sup>3</sup>, respeitando as margens de segurança. O reator para esta operação foi o mesmo escolhido para o reator do tratamento ácido, apenas variando em tamanho, dessa forma sua carcaça também pode ser ilustrada pela Figura 33.

### 6.2.2.3. Resfriadores (H-201 e H-202)

Para assegurar o processo, é interessante reduzir a temperatura das misturas que saem dos reatores R-201 e R-202 até 70 °C antes de levá-las aos equipamentos F-201 e F-202, respectivamente. Além disso, o CPD que sai de R-202 deve ter sua temperatura reduzida, pois ele será destinado ao R-203, que deve operar a uma temperatura controlada de 45 °C. Para tal procedimento é necessário a utilização de um trocador de calor, para garantir que não haja nenhum erro de condução no processo. O modelo escolhido foi o trocador de calor de casco e tubos apresentado na Figura 34.

Figura 34 - Trocador de calor casco e tubo helicoidal.



Fonte: BERMO (2022).

O trocador de calor escolhido possui a característica de tubos helicoidais, oferecendo taxas de transferência de calor significativamente maiores em relação à solução casco e tubo padrão. O arranjo da superfície de troca de calor no lado casco permite uma operação mais eficiente em aplicações de grandes volumes.

As misturas (fluido quente) provenientes de R-201 e R-202, devem ser alimentadas nos tubos dos trocadores de calor por possuírem maior resistência à corrosão, enquanto água (fluido frio) a temperatura ambiente é alimentada nos cascos.

#### 6.2.2.4. Filtros rotativos a vácuo (F-201 e F-202)

Ao fim de cada etapa reacional no pré-tratamento químico, é necessário separar o componente principal da mistura, que continuará para etapas subsequentes, do que deverá ser removido do processo e destinado a ETE. Desta forma, após os tratamentos ácido e básico que ocorrem em R-201 e R-202, respectivamente, se faz necessário separar o sólido resultante da solução em cada uma das operações.

O equipamento escolhido para realizar essas separações foi o filtro rotativo a vácuo, constituído por um tambor cilíndrico com tubulações internas e com laterais fechadas e está representado pela Figura 35. O tambor fica suspenso dentro de um tanque onde é depositado o produto a ser filtrado.

Figura 35 - Filtro rotativo a vácuo.



Fonte: MAUSA (2022).

O processo de filtração é efetuado pela pressão negativa criada sob o elemento filtrante. Com a rotação, um segmento do tambor estará sempre mergulhado na suspensão do líquido e

sólido depositados no tanque. Na passagem por este tanque, o segmento está sob a ação do vácuo, o qual exerce uma sucção do líquido que, ultrapassando o septo, deixa retido neste os sólidos contidos na suspensão.

Com o giro do tambor, a formação de sólidos é transformada em camada de torta, a qual é destacada da superfície filtrante quando a manta de tecido se solta do tambor e ultrapassa o primeiro rolo.

O filtro F-201 recebe a mistura proveniente do reator R-201, a uma vazão de 950,41 kg/h. Assim, o equipamento é responsável por filtrar a celulignina presente na mistura a uma vazão de 146,95 kg/h. Já o segundo filtro (F-202) recebe a mistura proveniente do reator básico (R-202), a uma vazão de 647,19 kg/h. São filtrados cerca de 69,80 kg/h do CPD presente na mistura. Para ambos os filtros se considerou um rendimento de filtração dos sólidos igual a 90%.

#### 6.2.2.5. *Tanque de armazenamento (T-201)*

O tanque de armazenamento (T-201) tem a função de armazenar o CPD proveniente de R-202 e filtrado por F-202, enquanto o reator de hidrólise enzimática (R-203) está em operação. Possui uma altura de 3,85 m, diâmetro igual a 1,283 m e tem capacidade de armazenar 1674,98 kg de CPD por dia. O equipamento escolhido é ilustrado pela Figura 36.

Figura 36 - Tanque de armazenamento.



Fonte: Fibrav

#### 6.2.2.6. *Reator de Hidrólise Enzimática (R-203)*

A hidrólise enzimática é a parte mais importante do pré-tratamento: todas as operações realizadas anteriormente tinham como objetivo preparar o bagaço de caju para que seja possível obter o máximo de rendimento nesta etapa. Como já mencionado anteriormente, a hidrólise enzimática é responsável pelo rompimento das cadeias celulósicas, resultando na formação de glicose (no tópico 5.1.2.3 é apresentado um esquema de mecanismo realizado pelas enzimas durante o processo).

Por se tratar de uma rota biotecnológica com grande potencial de pesquisa, existem diversas condições operacionais possíveis. No entanto, para este processo o reator de hidrólise enzimática (R-203) optou-se operar em batelada a uma temperatura controlada de 45 °C por um período de 24 horas. A solução enzimática é preparada com a enzima Celluclast ® e possui atividade enzimática equivalente a 30 FPU/g de substrato. Além disso, citrato de sódio deve ser adicionado ao volume reacional e servirá como tampão para prevenir o crescimento microbiano durante a hidrólise (ROCHA, 2010).

O material a ser hidrolisado neste equipamento é o CPD oriundo da hidrólise básica, alimentando o reator com 1674,97 kg por batelada. Por fim, a água é adicionada ao reator até que se obtenha uma concentração de sólidos igual a 32% m/v. Nessas condições, o rendimento obtido do processo é de 450 mg de glicose/g de substrato (ROCHA, 2010).

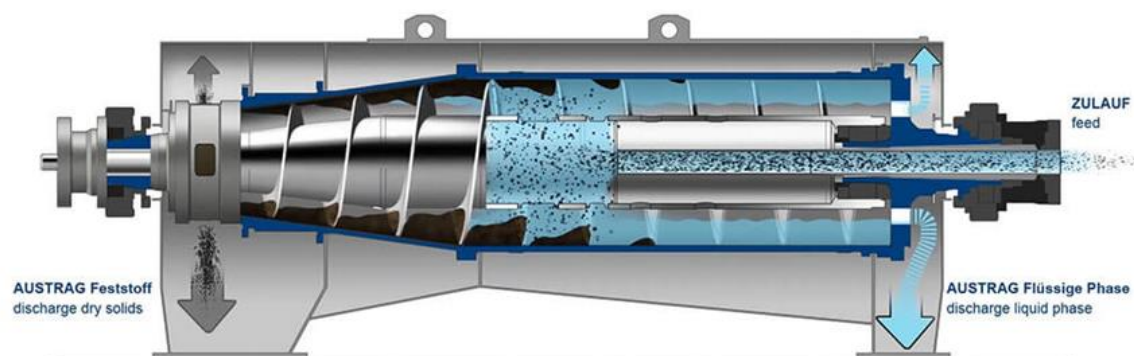
Devido a presença de lignina e hemicelulose em sua estrutura (mesmo que em pequenas quantidades) e ao tempo reacional escolhido, parte do CPD abastecido em R-203 não é hidrolisado e permanece na solução como sólido - este é separado da solução no equipamento C-201.

#### 6.2.2.7. *Decanter centrífugo (C-201)*

A Centrífuga decanter é, na maioria das aplicações, o equipamento mais adequado na separação de duas ou mais fases de diferentes pesos, por possuir altas taxas de rendimento. Através da força centrífuga atuante no interior do tambor rotativo é possível separar as fases sólida e líquida.

Neste processo, o sólido é forçado para a superfície interna do tambor da centrífuga e é arrastado continuamente pela rosca transportadora até os bocais de descarga, tendo sua umidade reduzida significativamente. O líquido fica afastado da superfície do tambor e através dos bocais de descarga é direcionado ao coletor de líquido da centrífuga. Na Figura 37 é possível observar uma representação do funcionamento de um decanter centrífugo.

Figura 37 - Funcionamento de um decanter centrífugo.



Fonte: Flottweg (adaptado).

O decanter centrífugo (C-201) recebe a mistura do reator R-203 e tem como função separar o CPD não hidrolisado da solução contendo glicose diluída - para o processo foi definido um rendimento de 95%. A fase sólida é considerada um resíduo e é destinada a um tanque de armazenamento, onde deve permanecer até ser destinado ao seu tratamento, onde será queimado para gerar calor para a caldeira.

#### 6.2.2.8. Tanque de armazenamento (T-202)

O tanque de armazenamento (T-202) tem a função de armazenar o CPD não hidrolisado que foi separado da solução por C-201. Além disso, ele também armazena o bagaço de caju resultante da perda do moinho (MO-101) e o que foi retido na peneira (PN-101), advindos da área 100. Os componentes armazenados neste tanque são considerados resíduos sólidos do processo e seguirão para um tratamento com calor, no qual são queimados para produzir calor para a caldeira.

O T-202 possui uma altura de 5 m, diâmetro igual a 1,8 m e tem capacidade de armazenar 5008,28 kg de resíduo sólido por dia. Ele possui configuração similar ao tanque de mistura, dessa forma sua carcaça também é representada pela Figura 36 anterior.

#### 6.2.2.9. Tanque flash (TF-201)

Sendo o último equipamento do pré-tratamento químico, o tanque flash (TF-201) é um evaporador que tem como objetivo concentrar a solução de glicose diluída proveniente da hidrólise enzimática. Ele recebe 243,53 kg/h de solução hidrolisada, sendo que 88,29% dessa massa é apenas água, enquanto a glicose representa 8,55%. Após a operação, cerca de 94,30% da água presente em solução é vaporizada e obtém-se uma solução com 51% de glicose.

O vapor formado por TF-201 é destinado a um trocador de calor presente na área da caldeira, o calor presente no vapor é trocado com uma corrente de água fria que passa pelo trocador de calor, com o intuito de aquecê-la a uma temperatura de 80 °C.

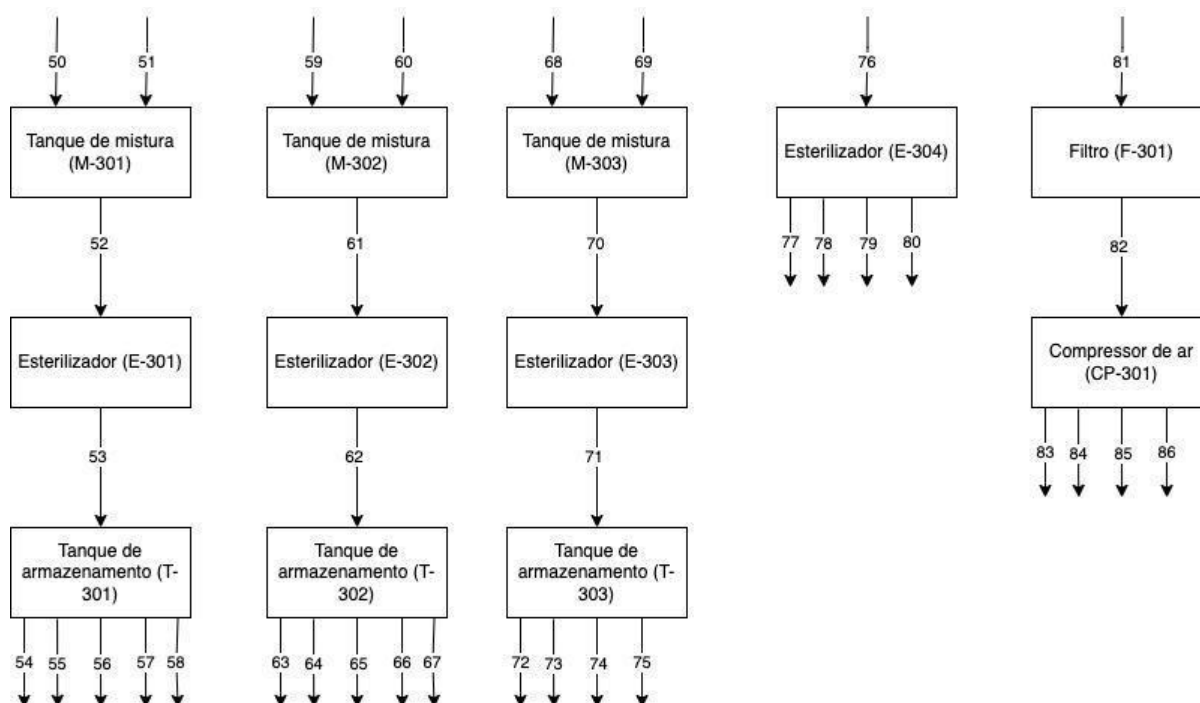
### 6.2.3. Esterilização – Área 300

A terceira etapa do processo é a esterilização dos componentes da fermentação. Aqui ocorre a preparação das soluções de glicose, extrato de levedura e sais com concentrações ideais e em seguida esterilizá-los para evitar qualquer contaminação durante a fermentação.

As matérias primas utilizadas nessa etapa (glicose, extrato de levedura e sais) são os componentes necessários para formar o meio de cultivo utilizado nos três reatores de inoculação e no reator de fermentação (R-401, R-402, R-403 e R-404)

O diagrama da Figura 37 demonstra as etapas envolvidas na Área 300.

Figura 37 - Fluxograma do processo para a Área 300.



Fonte: Autores (2022).

Os equipamentos desta área operam simultaneamente, de forma contínua e possuem as mesmas características de operação. Os tanques de mistura (M-301, M-302 e M-303) recebem a solução de glicose (advinda do pré-tratamento químico) o extrato de levedura e os sais pelas correntes 50, 59 e 68, respectivamente. Em seguida, são alimentados com água até atingir a



concentração ideal de cada solução (42% de glicose, 40% de extrato de levedura e 15% de sais).

Estando devidamente diluídas, as soluções são encaminhadas aos esterilizadores (E-301, E-302 e E-303) pelas correntes 52, 61 e 70, respectivamente. Aqui, serão aquecidas até a temperatura de 140 °C e depois resfriados até 37 °C. Água é alimentada em um quarto esterilizador (E-304) pela corrente 76 e após esterilizada, é dividida nas correntes 77, 78, 79 e 80 considerando um fator de diferença de dez vezes entre elas.

As soluções de glicose, extrato de levedura e sais são armazenadas em tanques de armazenamento (T-301, T-302 e T-303) até que sejam destinadas aos reatores (R-401, R-402, R-403 e R-404).

Paralelamente, a corrente 81 abastece o filtro de ar (F-301) promovendo a eliminação de impurezas ali presentes e segue para o compressor de ar (CP-301) para que o ar seja comprimido a uma pressão de 2 atm e seja utilizado para aeração dos reatores. Após isso, o ar comprimido é dividido nas correntes 83, 84, 85 e 86 e destinado a R-401, R-402, R-403 e R-404, respectivamente.

A seguir, será explicado cada um dos equipamentos e a sua respectiva operação unitária dentro da Área 300.

#### *6.2.3.1. Tanques de mistura (M-301, M-302 e M-303)*

Os tanques de mistura (M-301, M-302 e M-303) possuem a função de receber as matérias primas responsáveis pelo meio de cultivo do microrganismo e diluí-las até a concentração ideal para o processo. O funcionamento de todos é o mesmo, diferindo-se apenas nas características físicas dos tanques.

O M-301 recebe a corrente 50, com concentração de 50% de glicose, proveniente do pré-tratamento químico. Ele também é abastecido com água pela corrente 51 até que se obtenha uma solução com concentração de glicose de 42,39%. O M-301 possui uma altura de 1,2 m, diâmetro igual a 1 m, tem capacidade de armazenar 1179,39 kg de solução de glicose por dia e destina esta solução pela corrente 52.

O M-302 recebe a corrente 59 com extrato de levedura, e também é abastecido com água pela corrente 60 até que a solução com concentração de extrato de levedura tenha concentração igual a 39,95%. O M-302 possui uma altura de 2,95 m, diâmetro igual a 1 m, tem capacidade de armazenar 2040,07 kg de solução de extrato de levedura por dia e destina esta solução pela corrente 61.

O M-303 recebe a corrente 68 com sais, sendo abastecido com água pela corrente 69 até que se obtenha uma solução com concentração de sais igual a 14,90%. O M-303 possui uma altura de 1,14 m, diâmetro igual a 0,4 m, tem capacidade de armazenar 125,94 kg de solução de sais por dia e destina esta solução pela corrente 70.

A representação ilustrativa dos equipamentos tanques são todas representadas pela Figura 36, diferenciando-se apenas com relação às dimensões e utilização.

#### 6.2.3.2. Esterilizadores (E-301, E-302, E-303 e E-304)

Os esterilizadores (E-301, E-302, E-303 e E-304) possuem a função de garantir que nenhum componente do meio de cultivo esteja contaminado antes de entrar nos reatores de fermentação, para isso eles realizam uma esterilização por calor nos componentes.

O funcionamento é o mesmo em todos eles, as correntes 52, 61, 70 e 76 alimentam os equipamentos E-301, E-302, E-303 e E-304, respectivamente. Por meio de uma corrente de vapor a 152 °C, há o aquecimento dos materiais presentes nos esterilizadores até uma temperatura média de 140 °C (ideal para esterilização dos componentes fermentativos). Em seguida, uma corrente de água fria passa pelos esterilizadores, resfriando o meio até a temperatura de 37 °C, e assim podem ser encaminhados à sua próxima etapa.

Os esterilizadores escolhidos foram trocadores de calor a placas gaxetado, como representado na Figura 38.

Figura 38 - Trocador de calor a placas gaxetado.



Fonte: Alfa Laval.

#### 6.2.3.3. Tanques de armazenamentos (T-301, T-301 e T-301)

Os tanques de armazenamento (T-301, T-301 e T-301) tem a função de armazenar os componentes do meio de cultivo antes de serem destinados aos reatores de inoculação e fermentação (R-401, R-402, R-403 e R-404). São abastecidos pelas correntes 53, 62 e 71, respectivamente.

Os tanques T-301 e T-302 possuem cinco correntes de saída cada, sendo que cada uma delas possui um fator de aumento de dez vezes em relação à anterior. Enquanto isso, o tanque T-303 possui apenas 4 correntes de saída, cada uma delas com um fator de aumento de dez vezes em relação à anterior também. Cada tanque possui as mesmas dimensões dos tanques de mistura antecedentes e a Figura 36 também representa sua estrutura.

#### 6.2.3.4. Filtro de ar (F-301)

O filtro de ar (F-301) tem a função de remover qualquer impureza presente no ar que será comprimido e alimentado nos reatores, além disso, deve suportar uma vazão de ar igual a  $571,97 \text{ m}^3/\text{h}$ . O filtro escolhido foi um PTFE Mini-pleat Filter com 0,61 m de altura, 0,61 m de largura, 0,05 m de profundidade e capacidade de suportar até  $600 \text{ m}^3/\text{h}$  de fluxo de ar. O filtro está representado na Figura 39.

Figura 39 - Filtro de ar.



Fonte: KLC.

#### 6.2.3.5. Compressor de ar (CP-301)

O compressor de ar (CP-301) recebe o ar proveniente do filtro F-301 e deve aumentar a pressão do fluxo de ar até 2 atm, para que o ar seja alimentado nos reatores. Para isso, o compressor deve suportar uma vazão de ar igual a 571,97 m<sup>3</sup>/h. O compressor escolhido é um compressor de parafuso para baixas pressões (1,5 – 3 bar) e possui capacidade de fluxo entre 3,6 e 12 m<sup>3</sup>/min. A Figura 40 é uma representação do compressor.

Figura 40 - Compressor de parafuso.



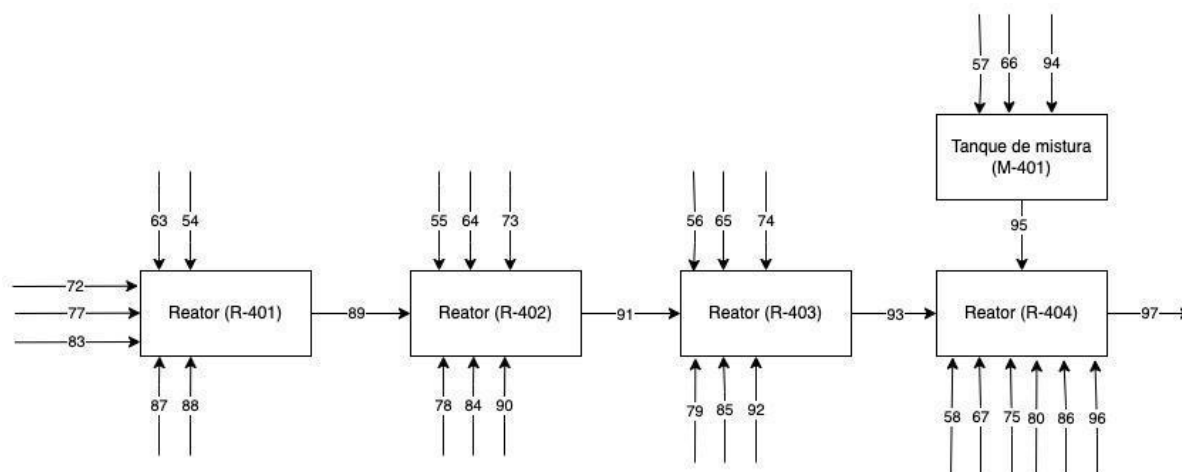
Fonte: SCRCOMP.

#### 6.2.4. Fermentação – Área 400

A quarta etapa do processo é a inoculação e fermentação, com o objetivo de realizar o cultivo do microrganismo responsável pela conversão da glicose em ácido hialurônico, e da fermentação da glicose em ácido hialurônico em si.

Os detalhes teóricos a respeito da inoculação e da fermentação foram mencionados anteriormente nos tópicos 4 e 5. O processo em si desenvolvido foi baseado nos estudos feitos por Ferreira *et al.* (2021) para a simulação do processo de produção do ácido hialurônico por meio de um simulador comercial e com base na patente de Corsa e Carpanese (2019). O diagrama da Figura 41 demonstra as etapas envolvidas na Área 400.

Figura 41 - Fluxograma do processo para a Área 400.



Fonte: Autores (2022).

Os reatores envolvidos nesta etapa operam em batelada. Após a esterilização dos componentes responsáveis pelo meio de cultivo e seu desmembramento em diferentes correntes, são encaminhados aos reatores de inoculação (R-401, R-402 e R-403) e de fermentação (R-404). Ambos os quatro reatores seguem o modelo de equipamento ilustrado pela Figura 33.

O primeiro reator em operação nesta área é o R-401, que tem como função dar continuidade à inoculação do microrganismo iniciada no laboratório, de acordo com os parâmetros apresentados no tópico 5.1.1, para atingir a escala industrial do processo. Este é levado ao reator pela corrente 87 e ocupa inicialmente 10% do seu volume útil. Glicose, extrato de levedura e sais são alimentados pelas correntes 54, 63 e 72, respectivamente, garantindo o meio necessário para o cultivo do microrganismo. O reator é então preenchido com água, proveniente da corrente 77, para completar o volume do meio de cultivo e dar início à primeira inoculação.

Após a batelada do equipamento R-401 ser finalizada, o caldo formado é enviado ao reator R-402 pela corrente 89. Este último é alimentado com os demais componentes do meio de cultivo pelas correntes 55, 64 e 73, e preenchido com água pela corrente 78 - assim como ocorre no R-401. O processo se repete ao fim da batelada de R-402, tendo o caldo formado durante sua operação destinado ao R-403.

O mesmo procedimento ocorre para o reator R-403: ele é alimentado com o caldo fermentado providenciado pelo R-402 (através da corrente 91), e também alimentado com glicose, extrato de levedura, sais e água pelas correntes 56, 65, 74 e 79, respectivamente.

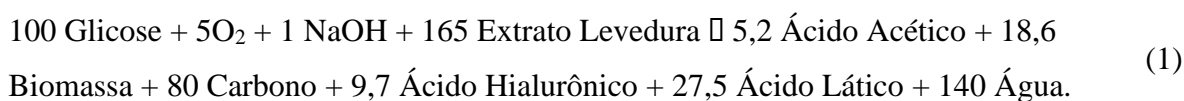
Ao fim da inoculação, o caldo formado em R-403 é levado pela corrente 93 ao reator de fermentação (R-404), que por sua vez, também é alimentado com os componentes do meio de cultivo e preenchido com água (pelas correntes 57, 66, 75 e 80).

Todos os reatores recebem uma aeração de 1 VVM (volume de ar por volume de solução por minuto) de ar comprimido, operam a 37 °C e por bateladas de 12 horas - exceto o R-404 que opera por bateladas de 24 horas. O pH também deve ser controlado e mantido em 7,0, sendo necessário a adição de NaOH 20%, devido a formação de ácidos durante a inoculação e fermentação.

Os quatro reatores são abastecidos inicialmente com os substratos mencionados e as bateladas se iniciam após a alimentação, no entanto, durante o período de batelada os reatores são continuamente alimentados com o NaOH 20%, e com glicose e extrato de levedura no R-404.

Em seguida tem-se o equipamento M-401, que é um misturador que serve para misturar as correntes de glicose, extrato de levedura e NaOH provenientes das correntes 57, 66 e 94, respectivamente, que serão alimentadas ao R-404 durante a fermentação.

Como já mencionado, a inoculação tem como objetivo o crescimento celular do microrganismo, enquanto a fermentação tem como objetivo a conversão da glicose em ácido hialurônico pelo microrganismo inoculado, no entanto, todos os reatores seguem um mesmo comportamento reacional, representado pela reação estequiométrica 1 a seguir.



A extensão da reação nos reatores de inoculação foi definida como sendo de 95%, enquanto para o R-404 foi definida em 99%. Isso significa que há formação do produto desejado na inoculação além do crescimento celular, mesmo que em pequenas quantidades. Por se tratar de uma reação exotérmica (há liberação de energia de acordo com o consumo da glicose), é necessário manter os reatores resfriados através de uma corrente de água fria.

Próximo ao final da fermentação no R-404, ocorre a morte espontânea das células bacterianas que pode ser representada pela reação estequiométrica mássica 2 a seguir e possui extensão de reação definida em 2%.

100 Biomassa □ 20 Detritos Celulares + 50 Proteínas Contaminantes + 15 Impurezas  
+ 15 Ácidos Nucleicos (2)

Após a fermentação completa, uma solução de ácido clorídrico 20% é alimentada pela corrente 96 para inativar o microrganismo presente no meio e reverter o sal de ácido hialurônico formado para seu estado natural, o qual é menos viscoso.

A seguir, será explicado cada um dos equipamentos e a sua respectiva operação unitária dentro da Área 400.

#### 6.2.4.1. Reator de Inoculação 1 (R-401)

O inóculo é o agente principal no processo fermentativo por se tratar do volume de microrganismos em suspensão que garante a fermentação do substrato. Para que a reação de fermentação corra como esperado, é necessário que o inóculo ocupe inicialmente 10% do volume reacional, no entanto, quando se trabalha com escalas industriais, é inviável abastecer diretamente 10% do volume do fermentador com inóculo. Sendo assim, é essencial a realização de etapas prévias e inoculação, onde se usa pequena quantidade de inóculo em um meio de cultivo e com o decorrer do processo ocorra o crescimento celular do microrganismo.

O reator de inoculação 1 (R-401) tem a função de ser o ponto de partida para o processo de fermentação. Nele, 0,7563 kg de inóculo é alimentado junto com o meio de cultivo, composto por 0,4518 kg solução de glicose a 42,39%, 1,1365 kg solução de extrato de levedura a 39,95% e 0,1133 kg solução de sais a 14,90%. O volume reacional é preenchido com água esterilizada e a inoculação ocorre por um período de 12 horas a 37 °C. O reator possui um volume de 9,56 L e é aerado por uma corrente de ar filtrada e comprimida a uma proporção de 1 VVM (volume de ar por volume líquido por minuto).

A inoculação ocorre de acordo com a equação estequiométrica 1 apresentada anteriormente e, junto com o crescimento celular, há a formação de ácido hialurônico, ácido acético e ácido lático, ocasionando uma acidificação no meio fermentativo e uma diminuição do pH. Para compensar isso, o reator opera em batelada alimentada com uma corrente de NaOH 20% sendo alimentada durante todo o tempo reacional.

Por se tratar de uma reação exotérmica, conforme a glicose é consumida para formação dos produtos, calor é liberado ao sistema, ocasionando em um aumento gradual da temperatura, a qual, assim como o pH, deve ser controlada. Desta forma, é necessário a passagem de água fria pelas paredes do reator para manter a reação na temperatura de 37 °C.

Ao final da inoculação 1, o microrganismo obtém um crescimento celular próximo a 246,90%. O caldo formado durante a inoculação é destinado ao reator de inoculação 2 (R-402) pela corrente 89 e servirá como o inóculo do processo seguinte.

#### *6.2.4.2. Reator de Inoculação 2 (R-402)*

O reator de inoculação 2 (R-402) dá continuidade ao processo iniciado em R-401. Nele, o caldo advindo da etapa anterior, equivalente a 7,6176 kg, é alimentado junto com o meio de cultivo, composto por 4,5175 kg de glicose 42,39%, 11,3652 kg de extrato de levedura 39,95% e 1,1334 kg de sais 14,90%. O volume reacional é preenchido com água esterilizada e a inoculação ocorre por um período de 12 horas a 37 °C. O reator possui um volume útil de 95,61 L e é aerado por uma corrente de ar filtrada e comprimida a uma proporção de 1 VVM.

O processo realizado no R-401 se repete, a inoculação ocorre de acordo com a equação estequiométrica 1, há a formação dos ácidos e o reator também opera em batelada alimentada com uma corrente de NaOH 20% sendo alimentada durante todo o tempo reacional para manter o pH em 7. Também é necessário o fluxo de água fria pelas paredes do reator para resfriar o meio de inoculação.

Ao final da inoculação 2, a quantidade de microrganismos aumenta 6,86 vezes em relação à sua massa inicial no R-402. O caldo formado durante a inoculação é destinado ao reator de inoculação 3 (R-403) pela corrente 91 e servirá como o inóculo do processo seguinte.

#### *6.2.4.3. Reator de Inoculação 3 (R-403)*

O reator de inoculação 3 (R-403) encerra o processo iniciado em R-401. Nele, o caldo advindo da etapa anterior, equivalente a 76,2517 kg, é alimentado junto com o meio de cultivo, composto por 45,1754 kg de glicose 42,39%, 113,6519 kg de extrato de levedura 39,95% e 11,3343 kg de sais 14,90%. O volume reacional é preenchido com água esterilizada e a inoculação ocorre por um período de 12 horas a 37 °C. O reator possui um volume útil de 955,99 L e é aerado por uma corrente de ar filtrada e comprimida a uma proporção de 1 VVM.

O processo se repete igual aos reatores de inóculo anteriores e o reator também opera em batelada alimentada com uma corrente de NaOH 20% sendo alimentada durante todo o tempo reacional. O processo de resfriamento por água fria apresentado nos reatores anteriores se repete aqui. Ao final da inoculação 3, a quantidade de microrganismos aumenta 9,57 vezes em relação à sua massa inicial no R-403.

O caldo formado durante a inoculação é destinado ao reator de fermentação (R-404) pela corrente 93 e servirá como o inóculo do processo seguinte.



#### 6.2.4.4. *Tanque de Mistura (M-401)*

Apesar do reator de fermentação possuir uma alimentação inicial do meio de cultivo, é interessante que seja realizada uma alimentação contínua de glicose e extrato de levedura, para controlar a reação e evitar a formação de muitos produtos indesejados. Sendo assim, o tanque de mistura (M-401) tem como objetivo misturar uma corrente de glicose 42,39% e uma de extrato de levedura 39,95% com o NaOH 20% que será alimentado durante todo o processo. O tanque possui um volume de 2230,86 L.

#### 6.2.4.5. *Reator de Fermentação (R-404)*

Após a inoculação, a quantidade de inóculo produzida é suficiente para realizar a fermentação e é então abastecida ao reator de fermentação (R-404) onde o microrganismo realizará a fermentação desejada da glicose em ácido hialurônico. Nele, o caldo advindo da etapa anterior (com 153,9281 kg) é alimentado junto com o meio de cultivo, composto por 451,7544 kg de glicose 42,39%, 1136,5196 kg de extrato de levedura 39,95% e 113,3430 kg de sais 14,90%. O volume reacional é preenchido com água esterilizada e a inoculação ocorre por um período de 24 horas a 37 °C. O reator possui um volume de 11,28 m<sup>3</sup> e é aerado por uma corrente de ar filtrada e comprimida a uma proporção de 1 VVM.

Assim como nas inoculações, a fermentação ocorre de acordo com a equação estequiométrica 1. O reator também opera em batelada alimentada devido a demanda de NaOH 20% - o que difere dos processos anteriores é a alimentação de glicose e extrato de levedura junto com o hidróxido de sódio, resultando numa alimentação de 76,9640 kg/h dessa mistura.

O processo gradual de aquecimento conforme a glicose é consumida ocorre na fermentação também, portanto, é necessário o resfriamento do meio através da passagem de água fria pelas paredes do reator.

Durante o processo de fermentação, ocorre a morte espontânea das células bacterianas, que é representada pela reação estequiométrica 2, mencionada anteriormente. Ao final da fermentação, 426,7321 kg de HCl 20% são alimentados pela corrente 96, a fim de inativar o microrganismo presente no meio e reverter o sal de ácido hialurônico formado para seu estado natural (o qual é menos viscoso).

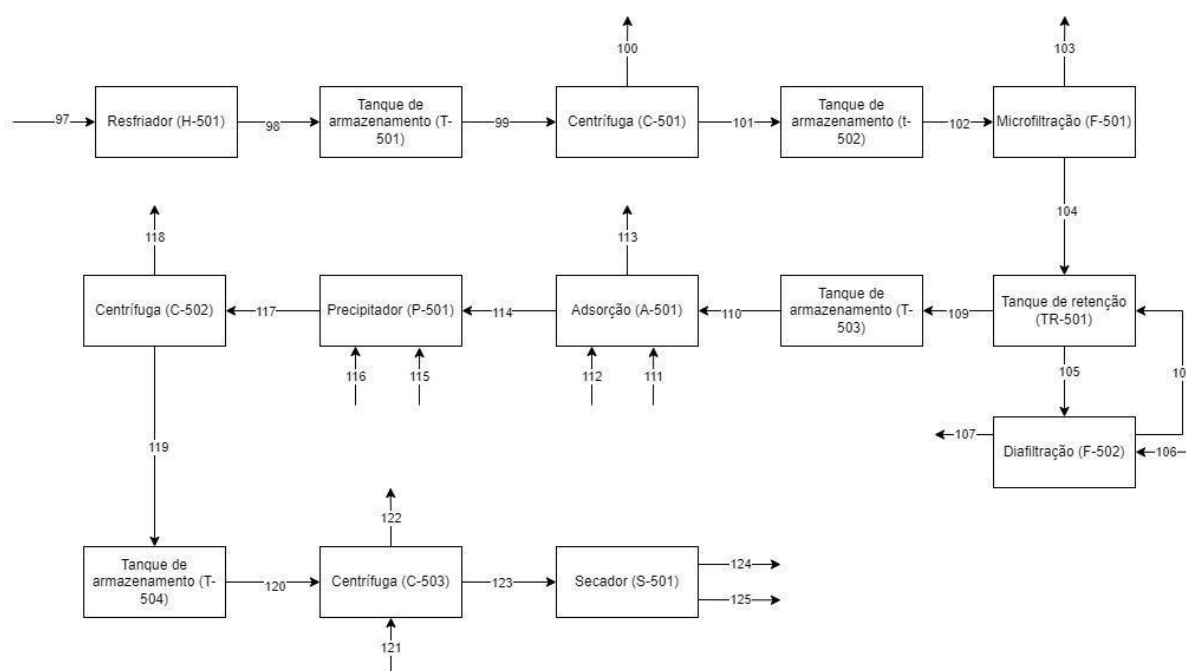
O caldo formado durante a fermentação é equivalente a 9447,4526 kg e tem concentração de 0,50% de ácido hialurônico. Ele é enviado para a área de purificação através corrente 97.

### 6.2.5. Purificação – Área 500

A quinta e última etapa do processo é a purificação, com o objetivo de obter o ácido hialurônico com alta pureza para ser comercializado.

Os métodos de purificação e suas condições de operação foram escolhidos com base nos estudos realizados por Ferreira *et al.* (2021) para a simulação do processo de produção do ácido hialurônico por meio de um simulador comercial e com base nas patentes US20150152459A1, EP3655138B1 e AU2007298454B2, o diagrama da Figura 42 demonstra as etapas envolvidas na Área 500.

Figura 42 - Fluxograma do processo para a Área 500.



Fonte: Autores (2022).

A purificação se inicia após a saída do caldo de fermentação do R-404. Este é levado ao resfriador (H-501) para que sua temperatura seja reduzida a 27 °C e segue para o tanque de armazenamento (T-501), onde deve ser mantido a temperatura constante até ser destinado para a centrífuga (C-501) pela corrente 99. A C-501 será responsável por separar as células bacterianas do caldo contendo o ácido hialurônico. É estimado que 97% das células sejam removidas nessa etapa e as células residuais sejam removidas ao passar pela microfiltração (F-501).

Após a remoção das células, o caldo de fermentação é destinado ao tanque de retenção (TR-501) que irá operar em um ciclo com o diafiltro (F-502), onde terá o ácido hialurônico

concentrado por meio de uma filtração inicial e, em seguida, filtrado novamente com uma lavagem com água. Estima-se que a membrana presente no F-502 tenha um coeficiente de rejeição para o ácido hialurônico de 0,995 nas duas operações, ou seja, um rendimento global de aproximadamente 96% nessa operação.

Em seguida, o ácido hialurônico filtrado retorna ao TR-501 para ser destinado ao tanque de armazenamento (T-503) até seguir para a próxima etapa, sendo essa a coluna de carvão ativado (A-501). Nessa etapa, a coluna de carvão ativado captura grande parte dos contaminantes presentes no caldo de fermentação, permitindo a passagem de 99% do ácido hialurônico ali presente.

O caldo de fermentação, contendo uma concentração de 0,99% de ácido hialurônico, é destinado a um precipitador (P-501), onde será misturado com NaOH 20% para a formação do hialuronato de sódio. Na sequência, o isopropanol 87% é alimentado no tanque até que sua concentração seja igual a 42%, conduzindo à precipitação do sal de ácido hialurônico, bem como à precipitação de ácidos nucleicos residuais. A precipitação possui um rendimento de 95%.

A mistura é levada a um decanter centrífugo (C-502) que fará o papel de separar o ácido hialurônico precipitado do caldo de fermentação. A operação resulta em uma recuperação de 99% do precipitado na forma de uma torta gelatinosa com 27,33% de ácido hialurônico. Após isso, a torta é armazenada em um tanque (T-504) até ser destinada a uma centrífuga (C-503), onde será desidratada e lavada com uma solução de isopropanol 87%. A operação tem uma recuperação de 95% de ácido hialurônico e a torta resultante da lavagem possui concentração de 52,6% do produto principal.

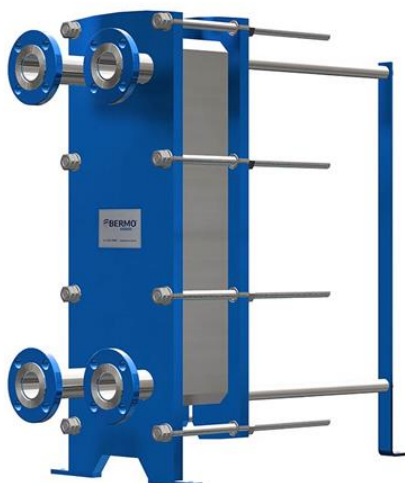
A corrente 123 leva o ácido hialurônico 52,6% até uma secadora em bandejas (S-501), onde a torta é secada a vácuo para remoção da umidade e do isopropanol até que se obtenha um sólido final contendo 94,99% de ácido hialurônico, que será destinado a etapa de envase e, posteriormente, vendido como o produto final do processo

A seguir, serão descritos cada um dos equipamentos e a sua respectiva operação unitária dentro da Área 500.

#### *6.2.5.1. Resfriador (H-501)*

Após a operação de fermentação o caldo formado deve ser resfriado por meio de um trocador de calor até a temperatura de 27 °C. Para tal procedimento o modelo escolhido foi de um trocador de calor a placas gaxetado, apresentado na Figura 43.

Figura 43 - Trocador de Calor a Placas Gaxetado.



Fonte: BERMO.

O trocador de calor escolhido possui uma área de troca térmica igual a  $3,9 \text{ m}^2$  e uma taxa máxima de vazão de  $16 \text{ kg/s}$ , sendo suficiente para as necessidades do processo.

#### 6.2.5.2. Tanque de armazenamento (T-501, T-502, T-503 e T-504)

Durante o processo de purificação do ácido hialurônico, alguns equipamentos possuem tempo de operação diferente e a mistura a ser purificada precisa esperar até que a operação de destino esteja disponível. Os tanques de armazenamento (T-501, T-502, T-503 e T-504) tem a função de armazenar a mistura enquanto não seguem adiante.

O T-501 recebe o caldo de fermentação pela corrente 98 após ser resfriado por H-501 e destina o caldo armazenado para o centrifugador (C-501) pela corrente 99. Possui uma altura de  $4,93 \text{ m}$  e diâmetro de  $1,65 \text{ m}$ .

O T-502 recebe o caldo de fermentação pela corrente 101 após ser centrifugado por C-501 e destina o caldo armazenado para o microfiltro (F-501) pela corrente 102. Possui uma altura de  $4,97 \text{ m}$  e diâmetro de  $1,62 \text{ m}$ .

O T-503 recebe o caldo de fermentação pela corrente 109 após ser concentrado e filtrado pelo diafiltro (F-502) e destina o caldo armazenado para a coluna de carvão ativado (A-501) pela corrente 110. Possui uma altura de  $3,85 \text{ m}$  e diâmetro de  $1,28 \text{ m}$ .

O T-504 recebe o ácido hialurônico  $27,33\%$  pela corrente 119 após ser centrifugado por C-502 e destina o ácido hialurônico  $27,33\%$  para o centrifugador (C-503) pela corrente 120. Possui uma altura de  $1,31 \text{ m}$  e diâmetro de  $0,44 \text{ m}$ .

### 6.2.5.3. Centrifugador (C-501)

Após resfriado, o caldo de fermentação deve passar pelo centrifugador (C-501) com o objetivo de remover os microrganismos e restos celulares. Para tal operação, foi selecionado uma centrífuga de disco, representada pela Figura 44.

Figura 44 - Centrífuga de disco.



Fonte: Alfa Laval.

A C-501 deve ter uma capacidade de centrifugação igual ou maior que 470,7 L/h e é definido para este processo uma remoção de 97% das células do caldo de fermentação.

### 6.2.5.4. Microfiltração (F-501)

A microfiltração (F-501) se faz uma etapa adicional de remoção dos restos celulares e microrganismos. Após a centrifugação realizada em C-501 e o caldo de fermentação ser armazenado em T-502, o produto passa pelo F-501, que possui uma membrana de 0,22 um para remover qualquer resíduo celular presente na solução antes de seguir para a clarificação do caldo. A figura 45 representa o filtro utilizado nesta operação.

Figura 45 - Microfiltro.



Fonte: Alfa Laval.

#### 6.2.5.5. Diafiltração (F-502)

A diafiltração (F-502) ocorre em duas etapas, a primeira é a concentração da solução em duas vezes e segue para a segunda etapa de diafiltração com lavagem de água. O coeficiente de rejeição da membrana para o ácido hialurônico é de 0,995 em ambas as etapas, resultando em um rendimento de aproximadamente 96%, obtendo uma solução com cerca de 1% de ácido hialurônico.

O processo opera em ciclos entre o F-502 e o tanque de retenção (TR-501), que recebe inicialmente o caldo de F-501 e depois destina a solução filtrada para a coluna de carvão ativado (A-501).

A figura 46 apresenta o diafiltro (F-502) escolhido para o processo.

Figura 46 - Estação de diafiltração.



Fonte: Alibaba.

#### 6.2.5.6. Coluna de carvão ativado (A-501)

A coluna de carvão ativado (A-501) tem como objetivo capturar os contaminantes presentes no caldo de fermentação, como proteínas, ácidos nucleicos, glicose, ácidos orgânicos e impurezas, permitindo a passagem de 99% do ácido hialurônico ali presente.

A coluna utilizada é preenchida com carvão ativado granular, o preenchimento mais comum utilizado em processos de purificação e tratamento de efluentes. A operação ocorre por 4 horas, sendo realizado ao todo 5 ciclos de adsorção por dia.

Inicialmente, o caldo de fermentação clarificado, contendo ácido hialurônico 1%, passa pela coluna para que algumas das principais impurezas, como ácido acético, glicose, extrato de levedura, proteínas contaminadas, ácidos nucleicos e ácido lático sejam retidos pela coluna,

esta que é capaz de remover 90% das substâncias citadas e 30% de outras impurezas. Após isso, a coluna é lavada com uma solução de hidróxido de sódio 4% e, em seguida, com água. A figura 47 traz uma representação da coluna.

Figura 47 - Coluna de carvão ativado.



Fonte: Alibaba.

#### 6.2.5.7. Precipitador (P-501)

A solução contendo uma concentração de 0,99% de ácido hialurônico após passar pela A-501, é destinado a um precipitador (P-501), onde será misturado com NaOH 20% alimentado pela corrente 115, para a formação do Hialuronato de Sódio e, na sequência, isopropanol 87% é alimentado ao tanque até que sua concentração seja igual a 42%, conduzindo à precipitação do sal de ácido hialurônico, assim como a precipitação de ácidos nucleicos residuais. A precipitação ocorre por 5 horas e possui um rendimento de 95% em relação à precipitação do ácido hialurônico.

O equipamento utilizado como precipitador é semelhante aos tanques de mistura apresentados anteriormente, com volume de 11,28 m<sup>3</sup>, altura de 5,05 m e 1,685 m de diâmetro.

#### 6.2.5.8. Centrifugador (C-502)

O centrifugador (C-502) se trata de um decanter centrífugo, assim como o C-201. O ácido hialurônico proveniente de P-501 é abastecido ao C-502, o qual possui a função de separar o ácido hialurônico precipitado e a solução de isopropanol. Após separados, o isopropanol é destinado ao tratamento.

A centrífuga é capaz de recuperar 99% do ácido hialurônico 27,33% removido da solução e ele possui um aspecto semelhante a uma torta gelatinosa que segue para o T-504 onde será armazenado até a próxima operação.

#### 6.2.5.9. Centrifugador (C-503)

O centrifugador (C-503) realiza a desidratação do ácido hialurônico alimentado pela corrente 120 que, em seguida, é lavado com uma solução de isopropanol 87% para remoção final das impurezas. A operação tem uma recuperação de 95% de ácido hialurônico e a torta resultante da lavagem possui concentração de 52,6% do produto principal.

#### 6.2.5.10. Secador em bandejas (S-501)

A corrente 123 leva o ácido hialurônico 52,6% até uma secadora em bandejas (S-501), onde a torta é secada para remoção da umidade e do isopropanol até que se obtenha um sólido final contendo 94,99% de ácido hialurônico, que será destinado a etapa de envase e, posteriormente, vendido como o produto final do processo.

A secagem realizada nessa operação é realizada a uma pressão menor que a atmosférica, mais precisamente de 0,05 bar, para isso é necessária a utilização de uma bomba de vácuo que fará a sucção do meio para atingir a condição necessária.

A figura 48 representa o secador de bandejas utilizado no processo.

Figura 48 - Secador de bandejas.



Fonte: SHREE BHAGWATI.



### 6.3. TRATAMENTO DE RESÍDUOS

Neste processo de produção de ácido hialurônico, a planta em questão produz tanto resíduos sólidos quanto líquidos que devem ser tratados e destinados corretamente.

Os resíduos sólidos são gerados pelo moinho MO-101 (perdas durante a operação), pela peneira PE-101 (material retido maior que a malha de peneiramento) e pela centrífuga C-201 (resíduos sólidos separados da fase líquida após a hidrólise). Para o seu tratamento, será utilizado um tanque de armazenamento para estes resíduos que em seguida serão encaminhados para a fornalha, onde ocorrerá sua queima para geração de energia para aquecimento da caldeira.

Entretanto, os resíduos líquidos serão encaminhados para uma Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) presente no exterior do pavilhão industrial. Os resíduos líquidos são advindos das seguintes fontes:

- Pré-tratamento: água de limpeza e umidade extraída da matéria-prima;
- Processo químico: água para alimentação de equipamentos e rejeitos provenientes destes;
- Utilidades administrativas: banheiros, escritório e refeitório;
- Limpeza: lavanderia;
- Laboratório: resíduos com carga biológica;
- Esterilização: processo para a limpeza dos equipamentos da planta após-bateladas;
- Descartes do processo: eventuais perdas devido a contaminação biológica ou razões similares.

Para o pré-tratamento (área 100), envolvem-se os equipamentos para lavagem (lavadoras L-101, L-102, L-103, L-104, L-105 e L-106), prensagem (PR-101) e secagem (S-101), que utilizam de água para limpeza da matéria-prima e que removem a água e a umidade posteriormente.

Os demais resíduos gerados pelas subsequentes etapas do processo são advindos da água utilizada na alimentação de equipamentos e outras substâncias líquidas descartadas. Considerando que o processo transcorre em fase líquida, mas o produto final é sólido, boa parte das substâncias líquidas que adentram o sistema necessitam tratamento posterior, uma vez que o único subproduto aproveitado dentro do processo é o isopropanol.

Para o pré-tratamento químico, na área 200, é necessário tratar os resíduos advindos das correntes 35 e 40 de saída dos filtros rotativos (F-201 e F-202, respectivamente), que separam o material sólido de interesse da fase líquida, que contém reagentes e demais substâncias que participam dos tratamentos ácido e básico, respectivamente.

Subsequentemente, o próximo equipamento com corrente encaminhada a ETE é na área 500 de purificação do produto obtido com a fermentação. Ali, tem-se a centrifugação pelo equipamento C-501 que separa o ácido hialurônico das demais substâncias presentes no processo fermentativo. Estas são descartadas e levadas para o tratamento de resíduos. Além disso, ocorrem duas outras filtrações: a microfiltração no filtro F-501, que retira a biomassa do caldo fermentado, e a diafiltração no filtro F-502, com uma corrente de saída que elimina proteínas residuais. Por fim, o processo de adsorção por carvão ativado pelo equipamento A-501 inicia o processo de purificação final, em que há uma corrente de saída de resíduos líquidos que contém impurezas e proteínas.

Partindo para os demais tratamentos de resíduos necessários na planta, para além das correntes advindas do processo em si. Começando pelas utilidades administrativas, aqui consideram-se bebedouros, pias, vasos sanitários, torneiras e demais utilidades presentes em escritórios, banheiros, refeitório e cozinha (pertencente ao refeitório) que são utilizados pelos funcionários da planta. Também se considera o processo de limpeza na lavanderia, para a água utilizada para alimentar a lavadora.

Já no laboratório são realizadas várias análises de matéria prima, bem como todo o controle de qualidade, logo também necessita um descarte correto desses resíduos, uma vez que muitos deles contém carga microbiana considerável.

Por fim, atenta-se ao fato de que é necessário que os equipamentos que possuem conteúdo biológico devem ter uma ligação direta com a ETE em caso de contaminação ou qualquer outro motivo que leve à necessidade de descarte imediato da produção.

No entanto, perante o exposto nesta seção, foi posicionada no exterior da planta uma Estação de Tratamento de Efluentes que seja condizente e adequado um tratamento de efluentes adequado e que seja responsivo ao que exige a legislação brasileira para o cenário exposto acima.

#### 6.4. CONTROLE DE QUALIDADE

Para garantir que o processo tenha os resultados esperados, a planta industrial conta com um Laboratório de Controle de Qualidade localizado ao lado da Câmara Fria. Neste laboratório serão feitas análises de qualidade da matéria-prima (bagaço do caju), de inóculo, das enzimas envolvidas na hidrólise, assim como do produto final (ácido hialurônico) após fermentação e também logo antes de partir para o envase (em pó). Além disso, este ambiente será também onde a inoculação inicial será realizada.

O laboratório terá à disposição todos os equipamentos e vidrarias necessários para que sejam realizados as testagens e a inoculação de maneira adequada. Seu interior abrangerá refrigeradores para armazenagem de microrganismos e demais amostras, capelas para manuseio de voláteis, autoclaves para esterilização e equipamentos analíticos.

#### **6.4.1. Análise da matéria-prima**

Para a matéria-prima, será feita a análise periódica de teor de umidade e composição percentual de glicose, a fim de assegurar as condições nas quais ela recebida - se está condizente com o fornecido pelo fornecedor e atende às exigências do processo.

Para ambas as testagens necessárias, como recomendado por Skoog *et. al.* (2008), pode ser feito o uso de espectrometria de reflectância no infravermelho próximo (NIRS). Este é um método de baixo tempo de espera de resultado, que não gera qualquer tipo de resíduo ou risco a pessoa que o manuseia (DELPHINO, 2014).

#### **6.4.2. Análise do hidrolisado celulósico**

Nesta etapa do processo, deseja-se entender se a conversão de celulose em glicose, por parte das enzimas está de acordo com o previsto pelos parâmetros do processo. Assim, será avaliado o teor de glicose das amostras periodicamente a partir de biossensores amperométricos enzimáticos de glicose (SKOOG *et. al.*, 2008). Estes são equipamentos bastante comuns para essa finalidade (análogos a medidores de açúcar no sangue para pessoas com diabetes) (HANSE, 2017).

#### **6.4.3. Análise da solução enzimática**

A enzima utilizada no presente trabalho é a Celluclast ®, da empresa Novozymes, como mencionado na seção 5.1.2.3, que é uma solução de enzima celulase. Dessa forma, a análise que deve ser feita é sobre a concentração de enzimas presente na solução enzimática.

A metodologia utilizada para a determinação da carga de enzimas é seguida conforme o definido por Ghose (1987), a partir da unidade de atividade celulolítica de Unidade de Papel Filtro.

Além disso, serão feitos testes de potencial hidrogeniônico (pH), uma vez que a solução enzimática deve se comportar como uma solução tampão e deve ter essa medida controlada. Para isso, será utilizado o peagâmetro - instrumento bastante conhecido para esta abordagem (SKOOG *et. al.*, 2008).

#### **6.4.4. Análise do inóculo**

Para a análise do inóculo, devem ser feitas duas testagens periódicas de concentração de células. A primeira, durante a propagação do inóculo, se a amostragem inicial está de acordo com o necessário para que seja dado seguimento ao aumento de escala - sempre que esse processo for iniciado. A segunda análise é feita com amostras do reator de inóculo final, para que seja confirmado que a concentração de células está de acordo com o estabelecido para o processo.

Sendo assim, é recomendado o uso de espectroscopia Raman para ambas as análises de concentração, uma vez que gera resultados de alta fidelidade e é amplamente utilizada em estudos biológicos, proporcionando informações sobre a química e a estrutura de inúmeros materiais (SKOOG *et. al.*, 2008).

#### **6.4.5. Análise de ácido hialurônico**

Com relação ao produto final, deseja-se saber o grau de pureza em dois pontos do processo: após a fermentação - a fim de determinar se a conversão de glicose em ácido hialurônico está satisfatória; e antes da etapa de envase, após saída do secador em bandejas, quando o ácido hialurônico já é pó, etapa na qual a pureza já deve atender aos padrões exigidos pelo mercado. Para o produto em pó, também será feita a análise de umidade.

Nos testes de pureza, será utilizada a cromatografia de líquidos para determinação da pureza do ácido hialurônico após a fermentação, por ser uma metodologia bastante comum para este tipo de análise (SKOOG *et. al.*, 2008).

Para o pó, por ser sólido, será utilizada a técnica de espectrometria de refletância total atenuada (RTA), que contempla a necessidade de identificar a pureza de compostos em pó (SOUZA, 2009). Na testagem de umidade, pode ser utilizada a técnica NIRS, como mencionada na seção 6.4.1.

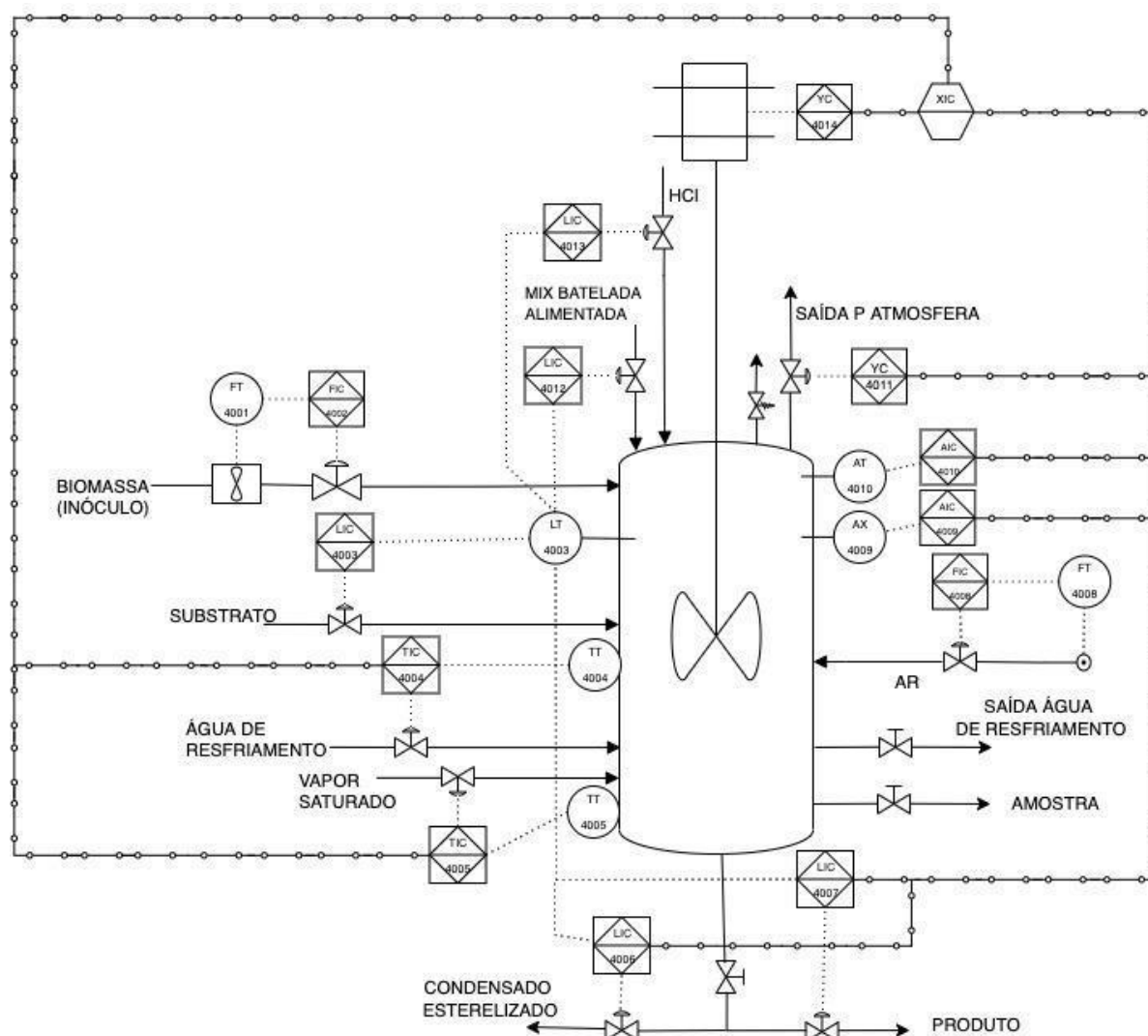
## 7. CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO

Nessa etapa do processo será abordada a seleção de instrumentos e a elaboração da malha de controle do biorreator de fermentação R-404. A escolha dessa etapa do processo deu-se em função da importância da fermentação ocorrer com todas as condições pré-definidas, a fim de conseguir maior eficiência na operação, controle de contaminações microbiológicas, padronização do processo e alta qualidade do produto final.

Na Figura 49 abaixo podemos observar a malha de controle para o biorreator, ressaltando que as malhas de controle para os reatores de inóculo são muito semelhantes e por isso não serão tratadas nesta seção. A simbologias/codificações de controle e instrumentação utilizados para demonstração da malha de controle estão de acordo com a norma ANSI/ISA (AMERICAN NATIONAL STANDARD, 2009). Notabilizando-se que as linhas cheias indicam correntes de processo ou de utilidades. As linhas tracejadas, ligações elétricas. Já as linhas traço-ponto indicam ligação por rede (software).

Além disso, vale evidenciar que todas as válvulas de controle possuem acionamento elétrico, os indicadores e transmissores são de montagem local e os controladores são montados em painel.

Figura 49 - Malha de controle biorreator R-404.



Fonte: Autores (2022).

### 7.1. INSTRUMENTAÇÃO

O biorreator R-404 terá 18 instrumentos que serão melhor detalhados no Quadro 4. Serão apresentados também quais suas funcionalidades agregadas aos benefícios de suas utilizações no biorreator.

Quadro 4 - Instrumentação biorreator R-404.

(continua)

Instrumento	Quantidade	Função e benefícios
Válvula de sobrepressão	1	Aliviar eventuais sobrepressões, seja durante a fermentação, seja durante a esterilização. Está prevista na NR 13 para vasos de pressão.

Quadro 4 - Instrumentação biorreator R-404.

(continua)

<b>Instrumento</b>	<b>Quantidade</b>	<b>Função e benefícios</b>
Válvula atuada tipo ON-OFF normalmente aberta	1	Atua no fechamento ou abertura da purga atmosférica. Purgas não necessitam de modulação de vazão e por isso deve ser normalmente aberta, pois em surto do sistema, o reator é aliviado.
Válvula de bloqueio não-atuada	2	Objetivam bloquear a linha de saída do biorreator para eventuais manutenções, bem como coletar amostras do caldo fermentado para análise do processo.
Válvula atuada tipo variável normalmente fechada	4	Controle de 0 a 100% das correntes de vapor de esterilização, substrato, mix batelada alimentada, oxigênio. É necessário nessas correntes o cuidado controlado das vazões numa faixa contínua de modulação. Devem ser normalmente fechadas, pois em um surto do sistema, nenhum material será adicionado ao reator.
Válvula atuada tipo ON-OFF normalmente fechada	4	Atuação de fecho ou abertura nas correntes de condensado de esterilização, produto, HCl, água e inóculo. Nessas correntes, não se faz necessário modulação de vazão, portanto válvulas ON-OFF são adequadas. Devem ser normalmente fechadas, pois em surto do sistema, nenhum material será adicionado ao biorreator.
Transmissor de temperatura tipo Pt-100 classe B	2	Medição e transmissão da corrente de vapor saturado e do caldo fermentado. Os processos fermentativos são sensíveis a pequenas variações de temperatura. Portanto, instrumentos com sensibilidade aguçada devem ser usados. O Pt-100 classe B atende a essa condição (BEGA, 2011).
Transmissor de nível tipo RADAR	1	Acompanhamento do nível de líquido no interior do biorreator. Os transmissores de nível tipo RADAR eliminam todas as informações irrelevantes (obstáculos de poeira, gases, agitação e campos eletromagnéticos dos motores) (BEGA, 2011) e, assim, são ideais para o presente caso, pois os motores produzem fortes campos eletromagnéticos.
Transmissor de vazão tipo turbina	1	Medição e transmissão da vazão de inóculo. A vazão de inóculo do processo é pequena, portanto, requer um instrumento capaz de operar dentro do range solicitado. Tendo esse tipo de turbina essa capacidade (LIPTAK, 2003).

Quadro 4 - Instrumentação biorreator R-404.

(continuação)

Analisador de oxigênio dissolvido.	1	É necessário um sensor analisador de oxigênio dissolvido, pois o processo fermentativo é aeróbico e a boa evolução do processo depende da quantidade de oxigênio disponível.
Controlador e indicador de pH	1	Medição do pH do caldo fermentado. O bom desenvolvimento de um processo fermentativo depende de que o caldo fermentativo esteja em uma faixa de pH adequada para o desenvolvimento do microrganismo. Será utilizado o equipamento TH-41 (TORRESAM, 2013).

Fonte: Autores (2022).

## 7.2. MALHA E LÓGICA DE CONTROLE

O biorreator R-404 irá operar em batelada alimentada, por isso as malhas serão alternadas. O tempo de batelada será de 24h e para iniciar o processo é necessário a esterilização do biorreator, que acontece por vapor direto. Dessa maneira a válvula de vapor é aberta sob comando e todas as outras ficam em *stand-by* - com exceção da válvula de purga atmosférica, que é fechada e permanece desta maneira até o final da fermentação. A temperatura do reator é monitorada e é necessário atingir 121°C. Quando essa temperatura é atingida, a válvula de vapor é fechada. Todavia, se a temperatura diminuir (ou seja, tornar-se menor que 121°C), mais vapor é injetado. No entanto, quando a temperatura aumenta (ou seja, fica maior que 121°C), a corrente de água de resfriamento é aberta, para diminuir a temperatura do reator - quando se atinge a temperatura estabelecida, a válvula da corrente de saída água de resfriamento é fechada.

Essa malha de resfriamento não somente é ativada na esterilização, mas também no processo de fermentação. O preenchimento do tanque com vapor durará aproximadamente 10 minutos e a esterilização 30 minutos, sendo esse o tempo suficiente para esterilização de um biorreator. Após esse tempo, a válvula de purga de condensado é aberta para sua saída - porém, ela é fechada antes que chegue ao nível zero de condensado, a fim de evitar contaminação por retroalimentação de ar atmosférico.

Na sequência é acionado o motor do agitador, que acontece com o reator vazio a fim de economizar energia elétrica. Logo após, a alimentação do substrato inicia com a abertura da válvula atuada do substrato. O nível do tanque é medido e a vazão da alimentação de todas as correntes necessárias são iniciadas sendo reguladas conforme já citado na seção 6.2.2, que



apresenta o fluxograma para a área 500. Atingindo os níveis de alimentação requeridos as válvulas são fechadas e imediatamente inicia-se o monitoramento da temperatura e pH do caldo de fermentação, ao mínimo desvio do pH a corrente de HCl é acionada e sua válvula aberta. Assim como ao desvio de temperatura será enviado um alerta no painel de controle para que os operadores analisem melhor o processo. A corrente de oxigênio também é regulada de acordo com o analisador de oxigênio dissolvido que regulará a abertura da válvula.

Passadas as 24h da fermentação, a válvula de purga atmosférica é aberta. Logo em seguida a válvula de purga de produto é aberta. O nível é monitorado e assim que este chega a zero a válvula é fechada. Nesse momento também o motor do agitador é desligado e a batelada é dada como finalizada retornando ao primeiro procedimento de esterilização.

## **8. PROJETO DE INSTALAÇÃO INDUSTRIAL**

A partir do conhecimento de todo o processo produtivo do ácido hialurônico, foi possível realizar o layout da planta da AH Biotics, bem como projetar as instalações industriais necessárias. Com base no consumo e na demanda de equipamentos, foi possível dimensionar as tubulações de água quente, água fria, água gelada e vapor que estão expostas no Apêndice A.

### **8.1. INSTALAÇÕES E DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES**

#### **8.1.1. Tubulações de água**

Nas seções a seguir, será destrinchado todas as demandas de água presentes na indústria da AH Biotics. É importante salientar que a água será advinda da rede de abastecimento pública e distribuída para as áreas e utilidades da planta industrial.

##### *8.1.1.1. Demanda de água fria*

A AH Biotics possui uma demanda total de 559.906,45 L por dia de água fria potável, sendo que 25.525,96 L dessa quantia são destinados ao aquecedor, 48.977,43 L são enviados para a unidade de água gelada para resfriamento e 22.861,96 L são para a caldeira para geração de vapor diariamente. O restante é distribuído entre os equipamentos utilizados no processo do ácido hialurônico e entre locais como banheiro, lavanderia, escritório e cozinha.

Iniciando pelos banheiros, segundo Macintyre (1990), é necessário 1 vaso sanitário a cada 30 funcionários. Para atender ao layout da planta em questão, há uma quantia de 12 sanitários e 12 pias, espalhadas em 8 banheiros (4 femininos e 4 masculinos).

Quanto aos chuveiros, Macintyre (1990) recomenda 1 chuveiro a cada 15 funcionários quando há trabalho exposto. Em razão ao modo de trabalho da AH Biotics, considerou-se que 50% dos operadores e responsáveis pela manutenção utilizam os chuveiros, isso totaliza uma quantia de 4 chuveiros.

A demanda requerida pelos vasos sanitários é devido a descarga. Então, foi considerada uma vazão de projeto de 10 L/min, com acionamento de 10 s, e uma estimativa de 3 usos diários por colaborador. Para as pias dos banheiros, também se considerou 3 usos diários, mas com uma vazão estimada de 9 L/min, com acionamento de 30s. Sendo assim, há um consumo de 740 L por dia para os vasos sanitários e um consumo de 1.998 L por dia de água das pias. Considerando isso, tem-se um total de 2.738 L/dia de água fria destinada aos banheiros diariamente.

Como já mencionado anteriormente, haverá 4 chuveiros dentro da fábrica. Estes estarão alocados da seguinte forma: 2 chuveiros no banheiro feminino externo e 2 no banheiro masculino externo. A vazão de projeto dos chuveiros é 12 L/min, sendo que 70% dessa quantidade é de água fria e o restante água quente. Estimou-se um tempo de utilização de 5 min por colaborador, o que resulta numa demanda de 2.016 L por dia de água fria para os chuveiros dos banheiros externos.

No refeitório, há demanda de água fria para o preparo das refeições e para o uso da máquina de lavar. Considerando que será fornecida uma refeição por colaborador, totalizam-se 148 refeições diárias. Segundo Macintyre (1990), são necessários 25 L para o preparo de uma refeição, sendo apenas 13 L de água fria. Logo, tem-se uma demanda diária de 1.924 L. Já para a máquina de lavar, utilizou-se o modelo PROFI FX40-B, da marca Hobart, que possui um consumo de 2 L por ciclo de lavagem - como ela irá realizar 9 ciclos por dia, serão necessários 18 L ao dia de água fria. Ressalta-se que não há demanda de vapor e água quente no equipamento, pois há aquecedor de água próprio.

Na lavanderia, optou-se pela utilização da máquina Lavadora Extratora com Barreira LHB-50, da marca MALTEC, que possui capacidade para lavar 50 kg de roupa seca por ciclo, com nível de água mínimo de 175 L e nível máximo de 300 L. Sendo assim, estimou-se uma quantidade de 150 kg ao dia de roupas secas para lavagem, o que necessita de 3 ciclos de operação. Para a demanda de água, usou-se o valor médio dos seus níveis, o que equivale a 237,50 L por ciclo, totalizando um gasto de 712,50 L diariamente.

Além disso, há duas torneiras disponibilizadas na lavanderia para demais lavagens que sejam necessárias. Estimou-se uma vazão de 12 L/min e 1h de uso diário, resultando em 1.440 L por dia de água fria.

Dentro da fábrica, haverá alguns bebedouros espalhados. Para este cálculo, adota-se novamente as diretrizes de Macintyre (1990), que diz que é necessário 1 bebedouro a cada 75 colaboradores. Para atender ao layout desenhado, os bebedouros estão alocados nas seguintes áreas: escritório, refeitório, laboratório, área externa e área industrial. Macintyre também define que o consumo por funcionário em indústrias com trabalhos mais pesados é de 1 L ao dia, então há um consumo total de 148 L diários de água fria. O modelo escolhido é o Bebedouro Purificador de água IBBL Refrigerado Puripress Hands Free, que atende a demanda de água necessária e também possui refrigeração própria.

Serão distribuídos 3 pontos de torneiras dentro da indústria onde é possível utilizar mangueiras e similares, os pontos serão distribuídos nas seguintes áreas: área externa,

laboratório e área industrial. Estimou-se uma utilização de 60 minutos diários e uma vazão de 12 L/min. Para isso, tem-se 2.160 L por dia de água fria.

A respeito dos equipamentos utilizados no processo produtivo, há uma demanda total de 500.366,03 L ao dia, o que representa aproximadamente 89% de toda a demanda de água fria requerida pela indústria.

Por fim, a Tabela 9 apresenta as demandas de água fria de toda a instalação industrial de forma resumida.

Tabela 9 - Demanda de água fria.

<b>Local</b>	<b>Utilização</b>	<b>Consumo Total (L/dia)</b>
Banheiros	Pias, vasos sanitários e chuveiros	4.754,00
Refeitório	Refeições e lava-louças	1.942,00
Lavanderia	Máquina de lavar e torneiras	2.152,50
Área Industrial	Equipamentos do processo produtivo	500.366,03
Pavilhão Industrial	Caldeira, água do aquecedor, bebedouros e torneiras	50.691,92

Fonte: Autores (2022).

#### 8.1.1.2. Demanda de água quente

A AH Biotics possui uma demanda de 2.660 L ao dia de água quente. Para o aquecimento dessa água será utilizado o aquecedor da marca WECO, modelo B500, que possui capacidade de aquecer até 308 L/h, ou seja, atende a demanda diária necessária. Sendo assim, é demandada uma quantia equivalente a 2.660 L diários de água fria, que passará pelo equipamento e depois será encaminhado aos chuveiros e à cozinha, instalações requerentes de água aquecida.

Como mencionado no item 8.1.1.1, haverá 4 chuveiros dentro das instalações industriais que serão utilizados por 48 operários diariamente, com um tempo estimado de uso de 5 minutos. Sabendo que os chuveiros possuem uma vazão de 12 L/min e que apenas 3,6 L/min são de água quente, haverá uma demanda total de 864 L ao dia.

A demanda de água quente na cozinha é para cocção de alimentos. Segundo Macintyre (1990), para restaurantes e similares é necessário 12 L de água quente por refeição, totalizando

uma quantia de 1.776 L diários. Além disso, também é necessário água quente para as cubas da cozinha, a qual estimou-se um uso de 20 L por dia.

A Tabela 10 apresenta as demandas de água quente requeridas na instalação industrial, de forma resumida.

Tabela 10 - Demanda de água quente

<b>Local</b>	<b>Utilização</b>	<b>Consumo Total (L/dia)</b>
Refeitório	Cocção de alimentos e cubas	1.796
Banheiros Externos	Chuveiros	864

Fonte: Autores (2022).

#### 8.1.1.3. Demanda de água gelada

Dentro da indústria há apenas dois equipamentos que necessitam de água gelada dentro do processo, sendo eles: condensador (H-501) e centrífuga (C-501). Ambos os equipamentos totalizam uma demanda de 48.977,43 L ao dia de água gelada. Para atender a demanda de água gelada da indústria, optou-se pela instalação de uma unidade de água gelada, marca KORPER, modelo KPA-100, que possui capacidade de refrigerar até 23 m<sup>3</sup>/h de água fria - será necessária uma vazão de apenas 19,97 m<sup>3</sup>/h de água fria para refrigeração durante o uso do equipamento.

Na Tabela 11 consta a demanda de água gelada requerida pelos dois equipamentos citados anteriormente.

Tabela 11 - Demanda de água gelada

<b>Local</b>	<b>Equipamento</b>	<b>Consumo Total (L/dia)</b>
Área Industrial	Condensador	18.447,23
Área Industrial	Centrífuga 1	30.530,20

Fonte: Autores (2022)

#### 8.1.2. Tubulações de vapor

Nos itens a seguir, serão determinadas quais as demandas de vapor da planta industrial, e também como é realizado o reaproveitamento do vapor.

### 8.1.2.1. Demanda de vapor

Para atender a demanda de vapor requerida pela AH Biotics, será utilizado uma caldeira da marca ECAL, modelo VRI-1000, a qual possui capacidade de produzir até 1.100 kg/h de vapor. A temperatura da água de recebimento varia de 20°C a 80°C e atende à pressão de 5,12 kgf/cm<sup>2</sup>.

O vapor requerido pela indústria é de 22.861,96 kg ao dia, o que equivale a 952,58 kg/h e uma vazão de 356,12 m<sup>3</sup>/h. Aproximadamente 71% desse valor é destinado ao reator de fermentação, que requer uma quantidade significativa de vapor à temperatura de 152°C.

### 8.1.2.2. Reaproveitamento de vapor

Visando economia e o reaproveitamento, a AH Biotics irá utilizar o vapor gerado pelo tanque flash (TF-201) para aquecer a água fria que irá entrar na caldeira, através de um trocador de calor. Este equipamento fornece uma quantidade de 17,087 m<sup>3</sup>/h de vapor, elevando a temperatura da água próxima a 80°C, impactando numa maior geração de vapor pela caldeira.

### 8.1.3. Pintura das tubulações

As tubulações da AH Biotics são identificadas por cores conforme o fluido que passa dentro dela. As cores foram escolhidas conforme a orientação de Macintyre (1990) e a Norma Brasileira NB-54, e estão expostas no Quadro 5.

Quadro 5 - Cores das tubulações.

Cor	Tubulação
Verde	Água
Branco	Vapor

Fonte: Autores (2022).

### 8.1.4. Dimensionamento de bombas

Para o cálculo da potência das bombas necessárias na indústria, considerou-se as tubulações de água existentes em pontos específicos, dando importância ao tamanho do trecho, volume específico e a perda de carga. A Tabela 12 mostra os trechos que são alocados às bombas.

Tabela 12 - Localização de bombas.

<b>Trecho</b>	<b>Substância</b>	<b>Perda de carga (lwf)</b>
1-2	Água Fria	819,60
3-4	Água Fria	819,60
5-6	Água Fria	212,85
7-8	Água Fria	396,26
9-10	Água Fria	212,85
8-11	Água Fria	1.239,17
1-2	Água Gelada	179,71
2-5	Água Gelada	167,20

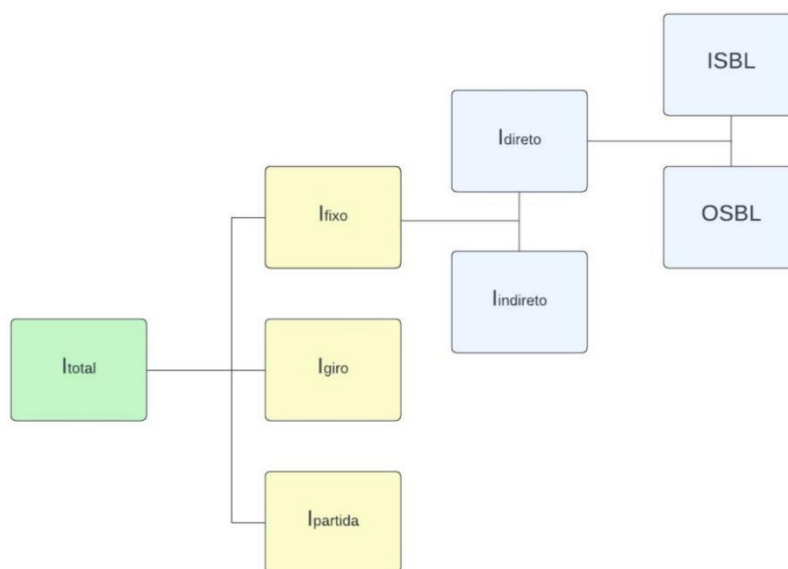
Fonte: Autores (2022).

## 9. ANÁLISE ECONÔMICA

A análise econômica é parte essencial no projeto, visto que ela determina todos os custos de implementação e operação da planta, podendo apontar não só a viabilidade financeira desta, mas como também das etapas individuais do processo. Nesta seção será abordada a análise econômica para a implantação de uma indústria de produção de ácido hialurônico a partir do bagaço do caju, via rota bacteriana.

As técnicas mais utilizadas para determinar o custo de implantação são a *grassroots* e a *battery limits*. A primeira calcula as estimativas englobando os custos desde o preparo do terreno até a implementação e instalação de equipamentos. Já a segunda, tem como método a separação do custo de implementação em duas áreas principais: a *inside battery limits* (ISBL), que compreende toda a área onde o processo ocorre, e a *outside battery limits* (OSBL), que inclui os demais custos. À soma destes dois custos se dá o nome de custos diretos de capital (DCC). Neste projeto, optou-se pelo uso da técnica de *battery limits*, visto que ela apresenta uma análise mais simples e organizada. Na Figura 50 apresentamos uma esquematização da metodologia utilizada.

Figura 50 - Fluxograma ilustrativo do Lucro do Empreendimento.



Fonte: Adaptado de PERLINGEIRO, 2005.

Para os cálculos a seguir, utilizou-se o valor do dólar como a média do ano de 2021, de valor equivalente a R\$ 5,31.



### 9.1. CUSTO PARA IMPLANTAÇÃO DO PROCESSO INDUSTRIAL (ISBL)

Como já citado anteriormente, o ISBL são os gastos referentes à aquisição e instalação dos equipamentos do processo. E para iniciarmos as estimativas o cálculo desse custo foi utilizado a equação do método de Bridgewater, para plantas que processam principalmente líquidos e sólidos - este correlaciona o custo da planta com o número de etapas de processamento (Bridgewater e Mumford, 1979). A equação 3 é apresentada abaixo:

$$Q \geq 60000 \quad C = 280000N\left(\frac{Q}{s}\right)^{0,3} \quad (3)$$

Onde  $C$  representa o custo de capital ISBL em dólares americanos,  $Q$  a capacidade da planta em toneladas por ano,  $s$  é a conversão do reator e  $N$  é o número de áreas que são pontos críticos da produção (TOWLER e SINNOTT, 2013).

Para a unidade proposta temos 15,325 toneladas por ano de ácido hialurônico, a conversão do biorreator de fermentação: 0,99 e duas áreas críticas de produção (fermentação e purificação) obteve-se um valor para ISBL de USD 1.273.847,26, equivalente a R\$ 6.764.128,97.

### 9.2. CUSTO PARA IMPLANTAÇÃO DAS INSTALAÇÕES FABRIS (OSBL)

O OSBL reflete os custos envolvidos com as instalações fora do processo industrial, como construção com as instalações e modificações de melhoria na infraestrutura da planta industrial. Segundo Towler e Sinnott (2013), o valor do OSBL representa cerca de 40% do ISBL. Dessa forma, o valor para o OSBL é de USD 509.538,91, equivalente a R\$ 2.705.651,59.

### 9.3. CUSTO DIRETO DE CAPITAL (DCC)

O custo direto de capital (DCC) é a soma dos valores de ISBL e OSBL. Portanto, com os valores já calculados, pode-se determinar o valor do DCC igual a USD 1.783.386,17, equivalente a R\$ 9.469.780,56, que representa o investimento de capital em infraestrutura estimado para a unidade.

### 9.4. CUSTO INDIRETO DE CAPITAL (ICC)

O custo indireto de capital (ICC) representa o valor previsto para taxas de administração, licenciamentos e outras taxas. De acordo com Towler e Sinnott (2013), este

valor é de 25% do DCC, representado por USD 445.846,54, ou na moeda nacional: R\$ 2.367.445,14.

## 9.5. CUSTOS FIXOS

Os custos fixos compreendem todos os gastos associados a mão-de-obra, impostos sobre o terreno e manutenções específicas do processo. Neste caso, adotou-se uma taxa de 30% do ISBL, representando um valor de USD 382.154,18 ou, em reais, R\$ 2.029.238,69.

## 9.6. CUSTOS VARIÁVEIS

Os custos variáveis compreendem todos os gastos associados à produção, como custos de matéria-prima, transporte e utilidades. Logo, quando há uma variação no tamanho da produção, os custos variáveis acompanham essa mudança.

### 9.6.1. Custo com matéria-prima

Para a determinação da estimativa de custos com matéria-prima, considerou-se a quantidade anual dos insumos. Para o bagaço do caju, o preço unitário encontrado na literatura foi de R\$ 0,25 por quilograma (BARROS, 2015). Em relação ao preço unitário dos demais insumos utilizados (sais, ácidos, enzimas, etc.), utilizou-se dados encontrados no exemplo de simulação da produção de ácido hialurônico, aberto ao público, do *Software SuperPro*. Também foi desconsiderada a taxa de entrega, uma vez que todos os insumos são encontrados na cidade onde a fábrica reside.

É importante ressaltar que o inóculo será comprado duas vezes ao ano, a fim de evitar contaminação do microrganismo. Lembrando que ele é comercializado em frascos com colônias que podem ser reproduzidas no laboratório da indústria.

Sendo assim os custos anuais totais com matéria-prima são R\$ 7.937.499,85. Os custos detalhados encontram-se na Tabela 13.

Tabela 13 - Custos anuais com matéria-prima.

(continua)

<b>Matéria-prima</b>	<b>Quantidade anual (kg)</b>	<b>Custo unitário (R\$/kg)</b>	<b>Custo anual (R\$/kg)</b>
Bagaço de caju	7.985.822,00	0,25	1.996.455,50
Sais	6.457,00	5,31	34.284,97
Levedura	280.350,00	15,66	4.391.679,04
Microorganismo	-	2.054,97*	4.109,94*

Tabela 13 - Custos anuais com matéria-prima.

(continuação)

<b>Matéria-prima</b>	<b>Quantidade anual (kg)</b>	<b>Custo unitário (R\$/kg)</b>	<b>Custo anual (R\$/kg)</b>
HCl	149.356,23	0,11	15.861,63
NaOH 20%	151.694,06	0,0167	2.533,40
NaOH 4%	268.830,56	0,1695	17.742,82
Enzimas	60,18*	292,05	17.575,57
Isopropanol	95.320,00	5,0445	480.841,74
Ácido Sulfúrico	354.264,96	1,00	357.417,92
RO Water	29.143,00	21,24	618.997,32
		<i>Total (R\$)</i>	<i>7.937.499,85</i>

Fonte: Autores (2022). \*custo por galão de 1,5 L adquirido.

### 9.6.2. Custo com transporte

O transporte do produto será realizado através de ferrovias e cálculo dos custos foi realizado através do software aberto fornecido pelo Observatório Nacional de Transporte e Logística (ONTL). O destino final do produto será majoritariamente o estado de São Paulo. O custo total com transporte será de R\$ 2.343,90 por ano. Os custos detalhados estão descritos na Tabela 14.

Tabela 14 - Custo com transporte.

<b>Produto</b>	<b>Custo médio rodoviário (R\$/ton)</b>	<b>Produção anual (ton)</b>	<b>Custo anual (R\$)</b>
Ácido hialurônico	156,26	15	2.343,90

Fonte: Autores (2022).

### 9.6.3. Custo com utilidades

Os custos com utilidade serão baseados na utilização de água distribuída na forma de vapor e líquido, além da energia elétrica para o funcionamento do processo. Para os cálculos foram utilizadas as tarifas, dentro da categoria industrial, do estado do Ceará, onde a AH Biotics será instalada. O custo total com as utilidades será de R\$ 5.123.979,32 por ano, sendo que ainda é possível uma negociação do valor hídrico por metros cúbicos com o estado do Ceará. Os custos detalhados estão descritos na Tabela 15.

Tabela 15 - Custo com utilidades.

<b>Utilidade</b>	<b>Tarifa</b>	<b>Consumo anual</b>	<b>Custo anual (R\$)</b>
Consumo elétrico (kWh)	R\$ 0,589/ kWh	2.138.378,61	1.259.505,00
Consumo de água (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> de água)	R\$ 19,72/ m <sup>3</sup>	195.967,26	3.864.474,32
		<i>Total</i>	<i>5.123.979,32</i>

Fonte: Autores (2022).

## 9.7. FINANCIAMENTO

O investimento total necessário para a abertura da AH Biotics será de USD 6.799.159,77 (ou R\$ 36.103.538,38) como demonstrado na Tabela 16. Este investimento será parcialmente financiado, com o valor de R\$ 30.000.000, pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES) - o equivalente a aproximadamente 83% do investimento inicial.

Tabela 16 - Capital total investido.

<b>Utilidade</b>	<b>Relação</b>	<b>Valor (USD)</b>
ISBL	Towler e Sinnott (2013)	1.273.847,26
OSBL	0,41*ISBL	509.538,91
DCC	ISBL+OSBL	1.783.386,17
ICC	0,25*DCC	445.846,54
Investimento fixo (IF)	DCC+ICC	2.229.232,71
Investimento de giro (IG)	0,15*IF	334.384,91
Investimento de partida (IP)	0,10*IF	222.923,27
	<i>Total (USD)</i>	<i>6.799.159,77</i>

Fonte: Autores (2022).

O valor restante do investimento, correspondente a R\$ 6.103.538,38, será propiciado por capital próprio de investidores. O financiamento terá duração de cinco anos, sem período de carência, com taxa de juros a 6,82% a.a. (BNDES, 2022). O sistema de amortização escolhido foi o constante (SAC). A Tabela 17 apresenta as informações do financiamento ao longo dos cinco anos.

Tabela 17 - Financiamento tipo SAC ao longo de cinco anos.

<b>Nº parcela (anos)</b>	<b>Taxa de juros (a.a.)</b>	<b>Valor da parcela (R\$)</b>	<b>Juros (R\$)</b>	<b>Amortização (R\$)</b>	<b>Saldo devedor (R\$)</b>
0	-	-	-	-	30.000.000
1	6,82%	8.046.000	2.046.000	-	24.000.000
2	6,82%	7.636.800	1.636.800	6.000.000	18.000.000
3	6,82%	7.227.600	1.227.600	6.000.000	12.000.000
4	6,82%	6.818.400	818.400	6.000.000	6.000.000
5	6,82%	6.409.200	409.200	6.000.000	0,00
	<i>Total</i>	<i>36.138.000</i>	<i>6.138.000</i>	<i>6.000.000</i>	

Fonte: Autores (2022).

## 9.8. FLUXO DE CAIXA

A receita bruta da AH Biotics é calculada com base na quantidade de ácido hialurônico produzido anualmente. Este valor é determinado no balanço de massa apresentado no Memorial de Cálculo. O preço de venda do AH será de USD 600 (ou R\$ 3.186,00) por kg. Dessa forma, o lucro bruto será de R\$ 48.825.450,00 por ano, conforme a Tabela 18.

Tabela 18 - Lucro bruto.

<b>Produto</b>	<b>Produção anual (kg)</b>	<b>Valor do produto (R\$/kg)</b>	<b>Valor total (R\$)</b>
Ácido hialurônico	15.325	3.186	48.825.450

Fonte: Autores (2022).

Determinada a receita bruta, pode ser feito o cálculo da receita líquida anual. Algumas considerações foram feitas para chegarmos ao valor final, entre elas estão o custo de produção, os impostos sobre circulação de mercadorias e serviços (ICMS, 12% a.a.), programa de integração social (PIS, 0,65% a.a.) e contribuição para financiamento da seguridade social (CONFINS, 3% a.a.). Além do financiamento realizado, o Imposto de Renda de Pessoas Jurídicas (IRPJ) será de 25% sobre o valor do Lucro operacional da empresa e a Contribuição Social sobre o Lucro Líquido (CSLL) incide sobre o lucro do período base e tem o valor de 9%.

A Tabela 19 ilustra o fluxo de caixa para a empresa.

Tabela 19 - Fluxo de caixa AH Biotics, em reais.

<b>Ano</b>	<b>Receita bruta (R\$)</b>	<b>Custos com produção (R\$)</b>	<b>ICMS+PIS+ CONFINS (R\$)</b>	<b>Financiamento (R\$)</b>	<b>CSLL+IRPJ (R\$)</b>	<b>Lucro líquido (R\$)</b>
0				30.000.000		-30.000.000,00
1	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	8.046.000,00	3.814.144,36	16.260.299,64
2	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	7.636.800,00	3.891.892,36	16.591.751,64
3	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	7.227.600,00	3.969.640,36	16.923.203,64
4	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	6.818.400,00	4.047.388,36	17.254.655,64
5	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	6.409.200,00	4.125.136,36	17.586.107,64
6	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	-	5.342.884,36	22.777.559,64
7	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	-	5.342.884,36	22.777.559,64
8	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	-	5.342.884,36	22.777.559,64
9	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	-	5.342.884,36	22.777.559,64
10	48.825.450,00	13.063.823,07	7.641.182,93	-	5.342.884,36	22.777.559,64

Fonte: Autores (2022).

## 9.9. INDICADORES DE RETORNO

### 9.9.1. Taxa mínima de atratividade

A Taxa Mínima de Atratividade (TMA) é um índice de juros que reflete o retorno financeiro mínimo esperado de um investimento. No Brasil, o mercado se baseia na taxa SELIC, visto que esta é a taxa básica de juros no país. O valor utilizado será o equivalente a 9,25% a.a., referente ao valor de dezembro de 2021, em razão de a maior parte do projeto ter sido feita no ano de 2021.

### 9.9.2. Taxa Interna de Retorno (TIR)

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é calculada a partir do fluxo de caixa da empresa ao longo de um período. Ela calcula a taxa de desconto que um fluxo de caixa deve ter para que seu Valor Presente Líquido (VPL) seja equivalente a zero. Ela indica se um projeto econômico é viável a partir da comparação entre seu resultado e a TMA. Quando a TIR do projeto possuir um valor maior que a TMA significa que o projeto é viável. No presente projeto, foi encontrado o valor de TIR de 47%, sendo esse valor maior do que a TMA adotada, pode-se dizer que o projeto é muito atrativo.

### 9.9.3. Valor Presente Líquido (VPL)

O Valor Presente Líquido (VPL) auxilia a analisar a viabilidade do projeto. Este indicador é calculado por meio da soma de todos os valores do fluxo de caixa na data presente (R\$ 121.733.345,80) subtraído pelo valor do investimento inicial do projeto (R\$ 36.103.538,38), de modo que se o valor resultante for positivo, o projeto é viável. O VPL, apresentado na Tabela 20 atingiu R\$ 85.629.807,42, indicando que o projeto é economicamente viável. O gráfico de Payback, da Figura 51, também é uma maneira de visualizar o indicador VPL.

Tabela 20 - Fluxo de caixa projetado para AH Biotics, em reais.

<b>Ano</b>	<b>Fluxo de caixa projetado (R\$)</b>	<b>Valor Presente (R\$)</b>	<b>Valor Presente Acumulado (R\$)</b>
0	-36.103.538,38	-36.103.538,38	-36.103.538,38
1	16.260.299,64	R\$ 14.883.569,47	-21.219.968,91
2	16.591.751,64	R\$ 13.901.105,75	-7.318.863,16
3	16.923.203,64	R\$ 12.978.312,99	5.659.449,83
4	17.254.655,64	R\$ 12.112.129,73	17.771.579,56
5	17.586.107,64	R\$ 11.299.585,14	29.071.164,70
6	22.777.559,64	R\$ 13.396.104,25	42.467.268,95
7	22.777.559,64	R\$ 12.261.880,32	54.729.149,28
8	22.777.559,64	R\$ 11.223.689,08	65.952.838,36
9	22.777.559,64	R\$ 10.273.399,62	76.226.237,98
10	22.777.559,64	R\$ 9.403.569,44	85.629.807,42
	<i>Total</i>	<i>121.733.345,80</i>	

Fonte: Autores (2022).

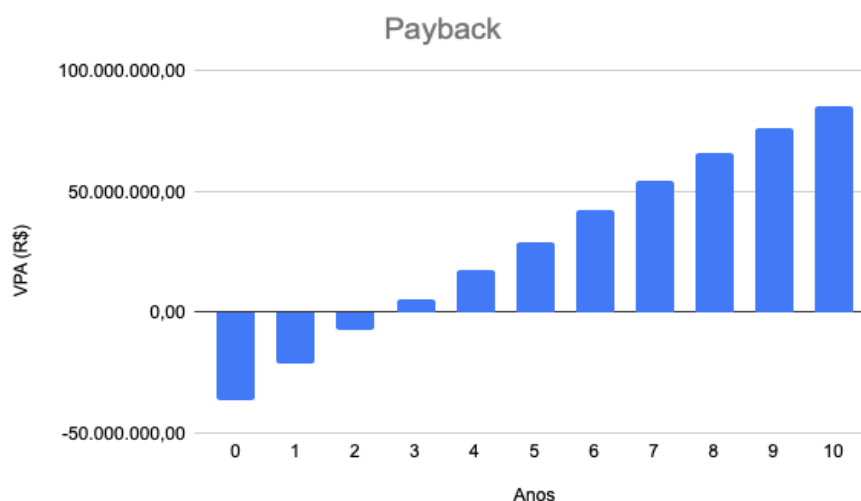


#### 9.9.4. Payback

O Payback é um indicador que aponta o tempo necessário para para haver retorno sobre o investimento feito, onde a empresa começa a dar lucro. Relacionando-o com o indicador anterior, é o tempo necessário até o VPL zerar e dar números positivos. Dessa forma, quanto menor o Payback, melhor para os investidos e para a saúde da empresa.

O tempo de payback do projeto é de 3 anos, considerado um indicador excelente para a empresa.

Figura 51 - Payback para a AH Biotics considerando taxas de 2021.



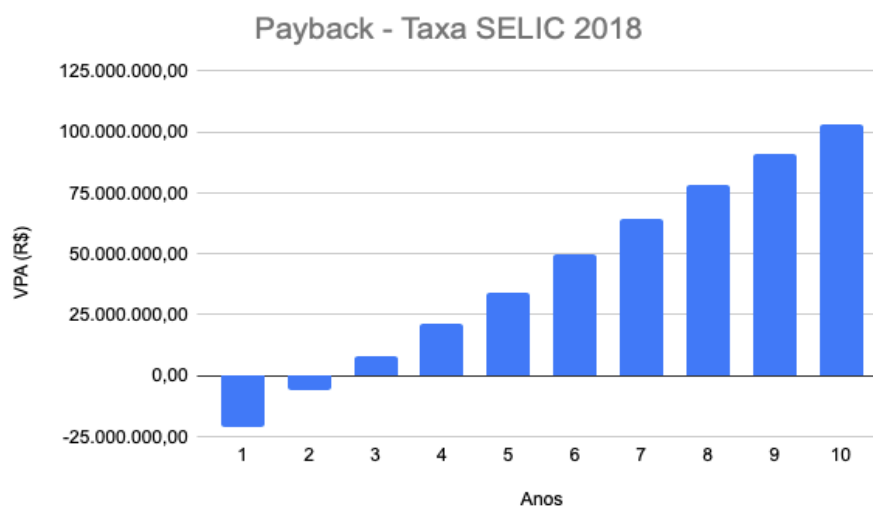
Fonte: Autores (2022).

#### 9.10. ANÁLISE DA SITUAÇÃO ECONÔMICA ATUAL DO BRASIL

Nesta seção, será discutido alguns cenários dos indicadores financeiros do projeto que são afetados diretamente pela situação econômica atual do país. Um dos maiores influenciadores nos indicadores financeiros de projetos como este é a TMA, a qual normalmente acompanha a Taxa Selic (a taxa básica de juros no Brasil). Essa taxa está em modo crescente desde o início da pandemia, pois reflete o momento de instabilidade atual. Vale lembrar que essa taxa influencia diretamente em todos os setores da economia do país e que, com a sua elevação, o retorno financeiro mínimo esperado de um investimento acaba se tornando menos atraente.

Desse modo, a fim de comparação, foi feita uma análise de como seria a atratividade da empresa em cenários econômicos mais favoráveis de outros anos. O primeiro período a ser analisado foi de 2018, em que a taxa Selic estava 6,5% a.a. Dessa maneira, obteve-se um VPL de R\$ 103.138.457,36, TIR de 47% e payback em 3 anos, como mostra a Figura 52 abaixo.

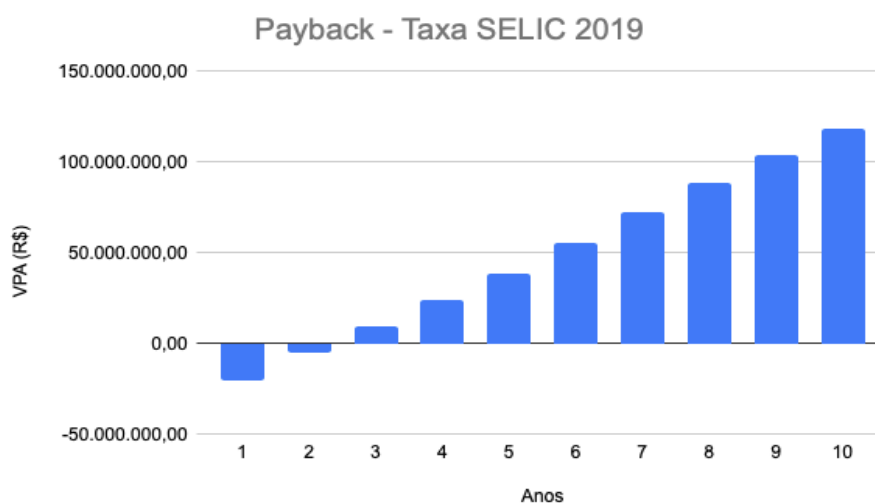
Figura 52 - Payback para AH Biotics considerando a taxa Selic do ano de 2018.



Fonte: Autores (2022).

Em 2019, a taxa Selic fechou em 4,5% a.a., resultando em R\$ 118.300.397,58 de VPL, 47% de TIR e 3 anos de payback. O gráfico da Figura 53 ilustra esse resultado.

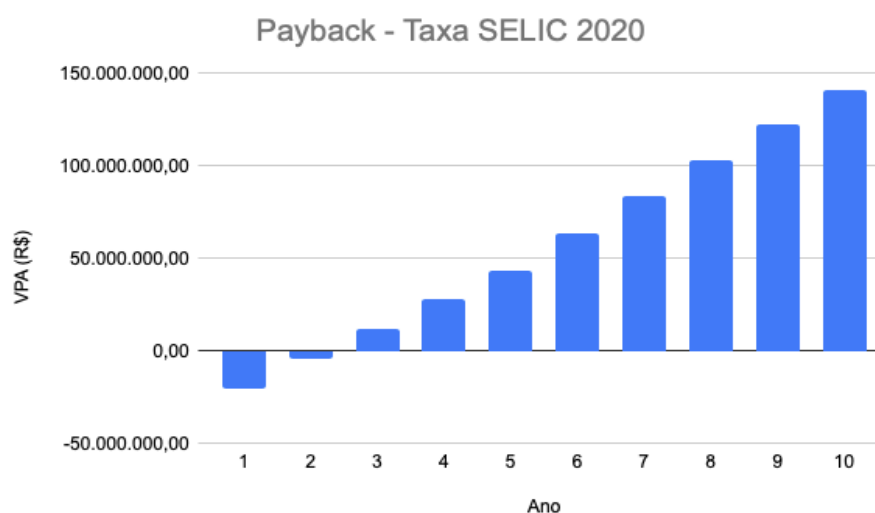
Figura 53 - Payback da AH Biotics considerando a taxa Selic de 2019.



Fonte: Autores, 2022.

Em 2020 a taxa Selic fechou em 2% a.a., e obtendo-se R\$ 140.841.693,20 de VPL, 47% de TIR e 3 anos de payback. Sendo este o ano em que a empresa teria melhores indicadores financeiros. A Figura 54 demonstra este cenário.

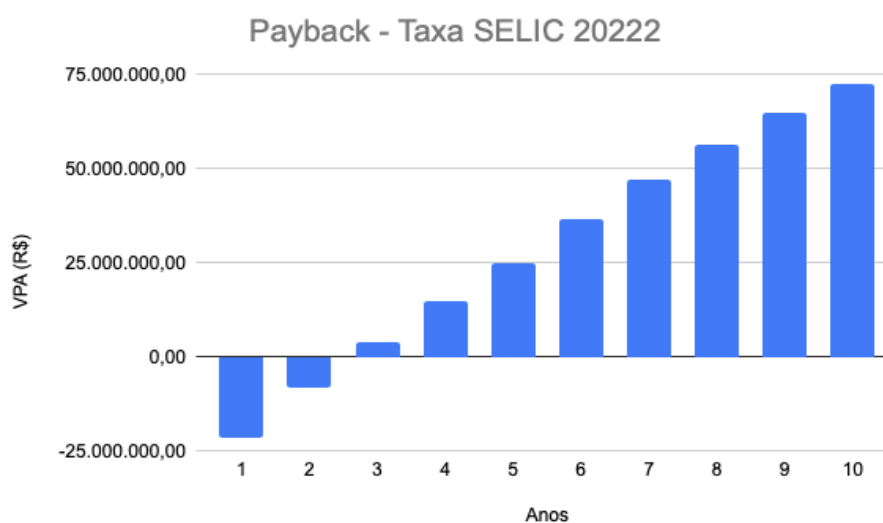
Figura 54 - Payback da AH Biotics considerando a taxa Selic 2020.



Fonte: Autores (2022).

Em 2021 a taxa Selic fechou em 9,25% a.a., valor utilizado para a realização da análise financeira deste projeto. Resultando em R\$ 85.629.807,42 de VPL, 47% de TIR e 3 anos de payback. Os resultados já foram demonstrados na Tabela 20 e Figura 51. Ademais, analisando a taxa Selic no atual ano, 2022, temos uma taxa de 11,75% a.a., o que nos entregaria um VPL de R\$ 72.421.857,15, TIR de 47% e payback de 3 anos. Abaixo, tem-se a Figura 55, que está representado o gráfico de VPL e payback.

Figura 55 - Payback da AH Biotics considerando a taxa Selic de 2022.



Fonte: Autores (2022).

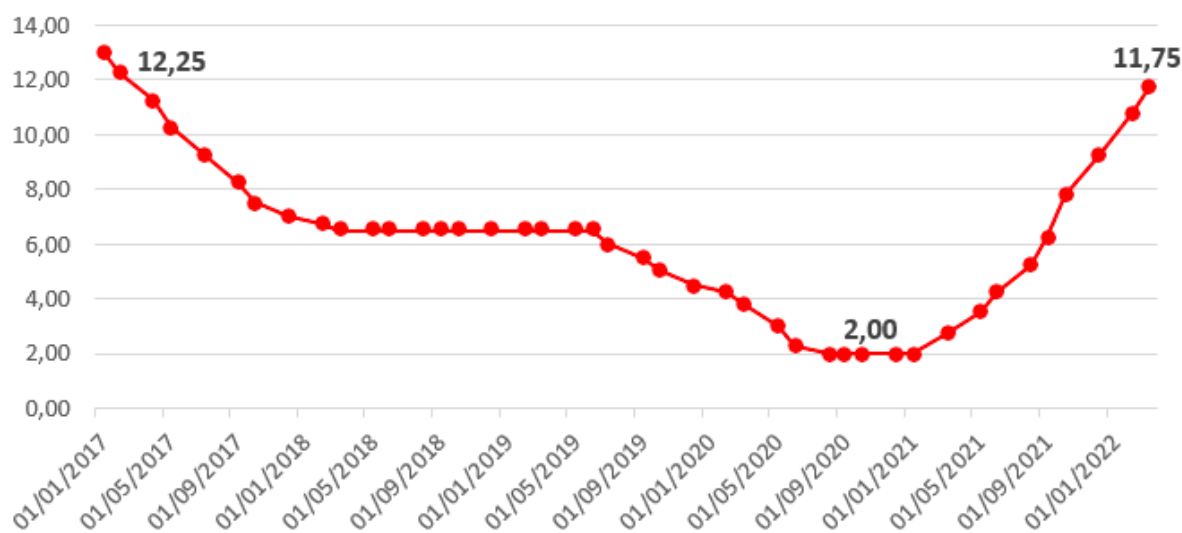
Para melhor comparação, a Tabela 21 abaixo reúne todos os resultados e a Figura 56 faz uma comparação entre as taxas Selic de diferentes anos.

Tabela 21 - Impactos da taxa Selic em indicadores econômicos.

Ano	Taxa Selic (% a.a.)	VPL (R\$)	TIR (%)	Payback (anos)
2018	6,5	103.138.457,36	47	3
2019	4,5	118.300.397,58	47	3
2020	2	140.841.693,20	47	3
2021	9,25	85.629.807,42	47	3
2022	11,75	72.421.857,15	47	3

Fonte: Autores (2022).

Figura 56 - Taxa básica de juros: histórico



Fonte: Observatório da Indústria (2022).

Outro impacto da taxa Selic está no preço de venda do produto final, visto que com seu aumento ela aumenta todos os custos da planta. Dito isso, também foi feita uma análise comparativa dos indicadores financeiros em relação ao preço de venda do produto. A Tabela 22 mostra esse comparativo baseando-se na produção de 15.062 kg por ano e levando em conta a TMA como a taxa Selic de 9,25% a.a.

Tabela 22 - Comparação da relação entre preço de venda, receita bruta e indicadores financeiros.

<b>Produto</b>	<b>Valor unitário (US\$/kg)</b>	<b>Receita Bruta (R\$)</b>	<b>VPL (R\$)</b>	<b>TIR (%)</b>	<b>Payback (anos)</b>
AH	500	40.687.875,00	50.337.733,07	32	5
AH	700	56.962.913,49	143.106.914,68	62	2
AH	900	73.238.175,00	191.506.030,46	93	2

Fonte: Autores, 2022.

Portanto, podemos perceber os impactos da taxa Selic e do preço de venda nos resultados financeiros do projeto.

## 10. CONCLUSÃO

A produção de ácido hialurônico via fermentativa não ocorre em quantidades significativas no Brasil. O presente projeto de produção de ácido hialurônico a partir do bagaço de caju via fermentação submersa demonstrou-se uma opção viável e possível de ser explorada no país, pois alia uma demanda mundial crescente pelo produto e a produção biotecnológica a partir de matéria-prima renovável e vinda de rejeito de outra indústria.

Embora a tecnologia demandada pelo projeto seja complexa, visto que envolve um microrganismo bacteriano e parâmetros de processo bem controlados para boa eficiência, foi constatado que é possível atingir os graus de pureza requisitados para a classificação do produto sem maiores dificuldades através de uma ordem de processos que influenciam no resultado final do produto.

A partir da análise econômica realizada para a implementação da AH Biotics foi possível afirmar que o projeto não só é uma opção interessante do ponto de vista de competição com o mercado internacional, como também do ponto de vista econômico apesar da instabilidade que o país enfrenta. Na seção 10.6 foi apresentado os indicadores econômicos que traduzem a ótima viabilidade econômica do projeto. Sendo um deles o *payback* referente a 4 anos.

Dessa forma, tem-se que o projeto proposto possui viabilidade tecnológica e econômica, demonstrando a existência, no estado de Fortaleza, de um potencial para utilização de matéria-prima regional, de baixo valor agregado, como é o caso do bagaço do caju, gerando um produto final de alto valor agregado, tecnológico e inovador. Assim, possibilitando desenvolvimento econômico e intelectual da região, em processo que atende aos princípios da sustentabilidade ambiental, social e econômica.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGIMIX. **Equipamentos Industriais - Reatores.** Disponível em: <https://www.agimix.com.br/portfolio-items/reatores/>. Acesso em: 28 abr. 2022.

ALCÂNTARA, Siumara R.; ALMEIDA, Francisco A. C.; DA SILVA, Flávio Luiz H. Emprego do bagaço seco do pedúnculo do caju para posterior utilização em um processo de fermentação semi-sólida. **Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais**, Campina Grande, v. 9, n. 2, p. 137-142, 2007.

ALFALAVAL. **A series - Centrifugal separators.** Disponível em: <https://www.alfalaval.com/products/separation/centrifugal-separators/separators/dairy/a-series/>. Acesso em: 2 abr. 2022.

ALIBABA. **Activated carbon adsorption tower.** Disponível em: [https://www.alibaba.com/product-detail/Adsorption-Buy-Activated-Carbon-Activated-Carbon\\_62306580189.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.27ad4392dBn9dP&s=p](https://www.alibaba.com/product-detail/Adsorption-Buy-Activated-Carbon-Activated-Carbon_62306580189.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.27ad4392dBn9dP&s=p). Acesso em: 27 abr. 2022.

ALIBABA. **Enzyme Concentration Tangential Cross Flow Filtration Ceramic Ultrafiltration Membrane Filter.** Disponível em: [https://www.alibaba.com/product-detail/Enzyme-Concentration-Tangential-Cross-Flow-Filtration\\_1600472708439.html?spm=a2700.details.0.0.1f3b8dfb9zyO9F](https://www.alibaba.com/product-detail/Enzyme-Concentration-Tangential-Cross-Flow-Filtration_1600472708439.html?spm=a2700.details.0.0.1f3b8dfb9zyO9F). Acesso em: 7 mai. 2022.

ASSIS, Isabele de Paula. **Downstream de biomoléculas de alto valor agregado: enzimas amilolíticas e antibióticos  $\beta$ -lactâmicos.** Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Bioquímica) - Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo. Lorena, 2014.

BAILEY, James E.; OLLIS, David F. **Biochemical Engineering Fundamentals.** New York: McGraw-Hill, 1986.

BARRAL, Manuel. Perda de Carga. 30 slides. **Universidade de São Paulo.** Disponível em: [http://www.leb.esalq.usp.br/disciplinas/Fernando/leb472/Aula\\_7/Perda\\_de\\_carga\\_Manuel%0Barral.pdf](http://www.leb.esalq.usp.br/disciplinas/Fernando/leb472/Aula_7/Perda_de_carga_Manuel%0Barral.pdf). Acesso em: 9 mar. 2022.

BARROS, Emanuel Meneses. **Produção de etanol por sacarificação e fermentação simultâneas a partir de bagaço de caju pré-tratado com ácido álcali.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Centro de Tecnologia, Universidade Federal do Ceará. Fortaleza, 2015.

BEGA, Egídio Alberto. **Instrumentação Industrial.** Rio de Janeiro: Interciência, 2011.

BENEVENUTI, Carolina Santos Jordani. **Prospecção tecnológica da produção de ácido láctico no contexto de biorrefinaria: tendência e oportunidades.** Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2016.

BERGEMAN, Maurício Guimarães. **Dimensionamento e simulação de moinhos verticais.** Tese (Doutorado em Ciências) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2013.

BERMO. **Trocador de calor a placas gaxetado.** Disponível em: <https://bermo.com.br/produtos/detalhes/bp60-trocador-de-calor-a-placas-gaxetado/>. Acesso em: 14 mar. 2022.

BERNARDES, Isabela Nogueira. *et. al.* Preenchimento com ácido hialurônico - revisão de literatura. **Revista Saúde em Foco**, [s. l.], v. 10, 2018.

BON, Elba *et. al.* Bioprocessos para a produção de enzimas. *In: Enzimas em biotecnologia - produção, aplicação e mercado.* 1. ed. Interciência, 2008. p. 95-122.

BORGES, C. E. F. *et. al.* Equilíbrio sólido-líquido dos solúveis das folhas frescas de nim (*Azadirachta indica*). *In: ENCONTRO DE DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS AGROINDUSTRIAIS*, 1, 2017. **Anais.** Uberaba: Uniube, 2017. Disponível em: <http://dspace.uniube.br:8080/jspui/handle/123456789/873>. Acesso em: 06 mar. 2022.

BRAINER, Maria Simone C. P.; VIDAL, Maria de Fatima. Cajucultura. **Caderno Setorial ETENE**, [s. l.], ano 5, n. 114, 2020.

CAMPOS, Ana Regina Nascimento. *et. al.* Enriquecimento protéico do bagaço do pedúnculo de caju por cultivo semi-sólido. **Revista de biologia e ciências da terra**, [s. l.], v. 5, n. 2, 2005.

CARRISSO, Regina Coeli C.; CORREIRA, Júlio César G. **Classificação e Peneiramento:** Capítulo 5. Rio de Janeiro: CETEM, 2004.

CAVALCANTI, A. D. D., DE MELO, B. A. G., FERREIRA, B. A. M., SANTANA, M. H. A. Performance of the main downstream operations on hyaluronic acid purification. **Process Biochemistry**, [s. l.], v. 99, p. 160-170, 2020.

CAVALCANTI, André Delano D. *et. al.* Performance of the main downstream operations on hyaluronic acid purification. **Process Biochemistry**, [s. l.], [s. v.], n. 99, p. 160-170, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2020.08.020>. Acesso em: 19 abr. 2021.



CAVALCANTI, André Delano Domingos. **Análise do desempenho de processos de separação e purificação do ácido hialurônico**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2019.

CEARÁ. **Guia do Investidor: Incentivos Fiscais**. Agência de Desenvolvimento do Ceará, Governo do Ceará. Disponível em: <http://investeceara.adece.ce.gov.br/wp-content/uploads/2020/08/Guia-do-Investidor-Incentivos-Fiscais.pdf>. Acesso em: 10 ago. 2020.

CHEN, Shu-Jen. *et. al.* Fermentation process development for hyaluronic acid production by *Streptococcus zooepidemicus* ATCC 39920. **Korean Journal of Chemical Engineering**, [s. l.], v. 26, n. 2, p. 428-432, 2009.

CHOI, Sungchul *et. al.* Purification and biocompatibility of fermented hyaluronic acid for its applications to biomaterials. **Biomaterials Research**, [s. l.], v. 18, n. 6, 2014. Disponível em: <https://doi.org/10.1186/2055-7124-18-6>. Acesso em: 07 nov. 2021.

CHONG, Barrie Fong. *et. al.* Microbial hyaluronic acid production. **Applied microbiology and biotechnology**, [S. l.], v. 66, n. 4, p. 341-351, 2005. Disponível em: <https://pubmed.ncbi.nlm.nih.gov/15599518/>. Acesso em: 10 mai. 2021.

CHONG, Barrie Fong. *et. al.* Microbial hyaluronic acid production. **Applied Microbiology and Biotechnology**, [s. l. ], [s. v.], n. 66, p. 341-351, 2005.

Cleland, R. L., & Sherblom, A. P. (1977). **Isolation and physical characterization of hyaluronic acid prepared from bovine nasal septum by cetylpyridinium chloride precipitation**. *Journal of Biological Chemistry*, 252(2), 420-426.

CORREIA, Jessyca Aline Costa, *et. al.* Avaliação da produção de etanol por diferentes leveduras utilizando o hidrolisado enzimático do bagaço de caju pré-tratado com peróxido de hidrogênio alcalino. *In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, 20., 2014, Florianópolis (SC). Anais eletrônicos [...].* Campinas, Galoá, 2014. Disponível em: <https://repositorio.ufc.br/handle/riufc/53957>. Acesso em: 17 jul. 2021.

CORSA, Vicenza; CARPANESE, Giancarlo. **Process for the purification of hyaluronic acid**. Depositante: Fidia Farmaceutici S.P.A. Procurador: DE GREGORI, Antonella. WO 2019/016699 A1. Depósito: 17 jul. 2018. Concessão: 24 jan. 2019.

COSMETIC INNOVATION. **Startup produzirá ácido hialurônico no Brasil**, 2019. Disponível em: <https://cosmeticinnovation.com.br/startup-produzira-acido-hialuronico-no-brasil/>. Acesso em: 18 mai. 2022.

COUTO, Maria Luiza B. G. **Estudo do processo de secagem de frutos do cerrado em secador de bandejas com circulação forçada de ar**. Trabalho de conclusão de curso (Bacharel em Química Tecnológica) - Universidade de Brasília. Brasília, 2015.

DA SILVA JUNIOR, Ivanildo Jacinto. **Pré-tratamento alcalino e hidrólise enzimática da palha da cana de açúcar.** Trabalho de Conclusão de Curso (Técnico em Produção Sucroalcooleira) - Centro de Tecnologia e Desenvolvimento Regional, Universidade Federal da Paraíba. João Pessoa, 2018.

DA SILVA, Moacir Epifânio. **Estudo do pré-tratamento e hidrólise ácida do bagaço do pedúnculo de caju para a produção de bioetanol hidratado de segunda geração.** Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, 2013.

DA SILVA, Patrícia R. Pleffken. **Influência do tratamento dentinário com clorexidina, ácido hialurônico ou vitamina C na resistência adesiva e nas propriedades mecânicas da camada híbrida.** Tese (Doutorado em Odontologia) - Instituto de Ciência e Tecnologia, Universidade Estadual Paulista. São José dos Campos, 2013.

DA SILVA, Vinícius Fernandes Nunes. **Estudos de pré-tratamento e sacarificação enzimática de resíduos agroindustriais como etapas no processo de obtenção do etanol celulósico.** Dissertação (Mestrado em Ciências) - Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo. Lorena, 2009.

DE AZEVEDO, Paulo Henrique Alves. DA SILVA, Roberta Pereira. **Avaliação do potencial do bagaço de caju como adsorvente na remoção de corantes em efluentes industriais.** Trabalho de conclusão de curso (Bacharel em Ciência e Tecnologia) - Centro de Tecnologia, Universidade Federal Rural do Semi Árido. Mossoró, 2019.

DE LIMA, Ezenildo Emanuel. **Estudo da hidrólise ácida do bagaço do pedúnculo de caju e fermentação alcoólica do licor hidrolisado para produção do álcool etílico.** Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) - Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, 2012.

DE MACEDO, André Casimiro. **Estudo da produção de ácido hialurônico por fermentação de *Streptococcus zooepidemicus* em substrato de caju (*Anacardium occidentale L.*).** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2006.

DE MACEDO, André Casimiro. **Produção de ácido hialurônico por cultivo em estado sólido de *Streptococcus zooepidemicus* em bagaço de caju.** Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2011.

DE MEDEIROS, Lorena Lucena. **Ampliação de escala experimental da produção biotecnológica de xilitol a partir do hidrolisado do pedúnculo do caju.** Dissertação

(Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) - Centro de Tecnologia, Universidade Federal da Paraíba. João Pessoa, 2015.

DE OLIVEIRA, Igor Rodrigues. FONTES, Lorena Vasconcelos. **Roadmap tecnológico do ácido hialurônico**. Trabalho de conclusão de curso (Bacharelado em Engenharia Química) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2020.

DE PAIVA, Wilza Kímilly Vital. **Produção, caracterização e avaliação da atividade antioxidante *in vitro* do ácido hialurônico produzido por *Streptococcus zooepidemicus* CCT 7546**. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Química) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Natal, 2019.

DE SOUZA, Viviane Ferre. **Preparação e caracterização de micro e nanopartículas de ácido hialurônico com encapsulação do extrato bruto vegetal da *Arrabidaea chica* (humb. & bonpl.) verlot para aplicações farmacêuticas e cosméticas**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade de Campinas. Campinas, 2012.

DELPHINO, Tatiane Ramos. **A espectroscopia de reflectância no infravermelho próximo pode prever consumo, digestibilidade e balanço do nitrogênio de dietas alto concentrado de ovinos**. Dissertação (Mestrado em Zootecnia) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista. Jaboticabal, 2014.

DHARMENDRA, Jain *et. al.* **Efficient process for purification of high molecular weight hyaluronic acid**. Depositante: Reliance Life Sciences Pvt Ltd. AU2007298454 B2. Depósito: 27 mar. 2008. Concessão: 16 jan. 2014. Disponível em: <https://patents.google.com/patent/AU2007298454B2/en>. Acesso em: 12 out. 2021.

DO CARMO, Eloá Lourenço. FERNANDES, Regiane Victória de Barros. BORGES, Soraia Vilela. Microencapsulação por spray drying, novos biopolímeros e aplicações na tecnologia de alimentos. **The Journal of Engineering and Exact Sciences**, Viçosa (MG), v. 1, n. 2, p. 30-40, 2015. Disponível em: <https://periodicos.ufv.br/jcec/article/view/2446941601022015030>. Acesso em: 16 mai. 2021.

DOS SANTOS, Liliana Andréa. **Potencial de geração de biogás a partir de resíduos agroindustriais de frutas**. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) - Centro de Tecnologia e Geociências, Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2019.

DRESCH, Aline P. *et. al.* Caracterização, pré-tratamento e hidrólise enzimática da biomassa lignocelulósica de milho. *In: JORNADA DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA E TECNOLÓGICA*, 9, 2019. **Anais**. Cerro Largo: 2019. Disponível em: <https://portaleventos.uffs.edu.br/index.php/JORNADA/article/view/11532>. Acesso em: 15 jan. 2022.

Escoamentos Internos. 46 slides. **Universidade Estadual de Campinas**. Disponível em: [http://www.fem.unicamp.br/~franklin/EM524/aula\\_em524\\_pdf/aula-20.pdf](http://www.fem.unicamp.br/~franklin/EM524/aula_em524_pdf/aula-20.pdf). Acesso em: 9 fev. 2022.

FABRÍCIA, Ana. STREIT, Fernanda. Operações Unitárias: Moagem. **A Feira**, 2000. Disponível em: <https://www.ufrgs.br/alimentus1/feira/optransf/moagem.htm>. Acesso em: 2 dez. 2021.

FERREIRA, Lilian Abreu. DA ROCHA, Driele Cristina. Estudo de pré-formulação de gel contendo ácido hialurônico em embalagem massagedora microvibratória. **Psicologia e Saúde em debate**, [S. l.], v. 4, n. 1, p. 130-146, 2018. Disponível em: <https://psicodebate.dpgpsifpm.com.br/index.php/periodico/article/view/183>. Acesso em: 18 nov. 2021.

FERREIRA, Rafael da Gama; MISAILIDIS, Nikiforos; PETRIDES, Demetri. **Hyaluronic acid production via fermentation: Process modeling and cost analysis using SuperPro Designer**. 2021. Disponível em: [https://www.researchgate.net/publication/351428555\\_Hyaluronic\\_Acid\\_Production\\_via\\_Fermentation\\_-\\_Process\\_Modeling\\_and\\_Techno-Economic\\_Assessment\\_TEA\\_using\\_SuperPro\\_Designer/](https://www.researchgate.net/publication/351428555_Hyaluronic_Acid_Production_via_Fermentation_-_Process_Modeling_and_Techno-Economic_Assessment_TEA_using_SuperPro_Designer/). Acesso em: 10 mai. 2021.

FERREIRA, Rafael G. *et. al.* Techno-economic analysis of a hyaluronic acid production process utilizing Streptococcal fermentation. **Processes**, [S. l.], v. 9, n. 2, p. 241-257, 2021. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2227-9717/9/2/241>. Acesso em: 24 mai. 2021.

FIBRAV. **Tanques verticais com funda e tampo abaulados**. Disponível em: <https://fibrav.com.br/produtos/tanques-industriais/tanques-verticais/tanques-verticais-com-fundo-tampo-abaulados/>. Acesso em: 28 abr. 2022.

FONSECA, Joaquim Miguel dos Santos. **Impacto dos biorreatores de perfusão na produção de biofármacos**. Dissertação (Mestrado em Ciências Farmacêuticas) - Faculdade de Ciências da Saúde, Universidade de Fernando Pessoa, Porto, 2018.

FOUST, A. S. *et. al.* **Princípios das Operações Unitárias**. Rio de Janeiro: Editora Guanabara Dois, 1982.

GEANKOPLIS, Christie J. **Transport Processes and Unit Operations**. 3. ed. Englewood Cliffs: Prentice-hall Inc, 1993.

GHOSE, T. K. Measurement of cellulase activities. **Pure & Applied Chemistry**, Grã-Bretanha, v. 59, n. 2, p. 257-268, 1987.

GOMIDE, Reynaldo. **Operações Unitárias: operações com sistemas sólidos granulares**. v. 1. São Paulo: Edição do autor, 1983.

GOMIDE, Reynaldo. **Operações Unitárias: separações mecânicas**. v. 3. São Paulo: Edição do autor, 1980.

GONÇALO, Glayberthon. Decisão do COPOM eleva taxa de juros para 11,75%, maior patamar desde abril de 2017. **Observatório da indústria**, 2017. Disponível em: <https://observatorio.sistemafiepe.org.br/decisao-do-copom-eleva-taxa-de-juros-para-1175-maior-patamar-desde-abril-de-2017/>. Acesso em: 04 abr. 2022.

HANSEN, Betina. **Polianilina para aplicação em biossensores amperométricos de glicose**. Tese (Doutorado em Engenharia: Ciência e Tecnologia dos Materiais) - Escola de Engenharia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2017.

HYALURONIC ACID MARKET SIZE, Share & Trends Analysis Report By Application (Dermal Fillers, Osteoarthritis, Ophthalmic, Vesicoureteral Reflux), By Region (North America, APAC), And Segment Forecasts, 2021 - 2028. **Grand View Research**, 2021. Disponível em: <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/hyaluronic-acid-market>. Acesso em: 10 abr. 2022.

IBBL. **Purificador Puripress Hands Free**. Disponível em: [https://www.ibbl.com.br/purificador-refrige-puripress-hands-free-cor-inox-83111001\\_inox/p](https://www.ibbl.com.br/purificador-refrige-puripress-hands-free-cor-inox-83111001_inox/p). Acesso em: 6 mai. 2022.

ISKANDAR, Ferry. *et. al.* Production of morphology-controllable porous hyaluronic acid particles using a spray drying method. **Acta Materialia**, [s. l.], v. 5, p. 1027-1034, 2009.

JOSÉ, Leila Patrícia Baptista. **Ácido hialurônico: propriedades e aplicações em medicina dentária**. Dissertação (Mestrado em Medicina Dentária) - Faculdade de Ciências da Saúde, Universidade Fernando Pessoa. Porto, 2019.

KAPEL, R. **A simple methodology for predicting the performances of hyaluronic acid purification by diafiltration**. *Journal of Membrane Science*, 490, 152-159, 2015.

LEITE, Dyêgo Felipe de Lima. *et. al.* Valor nutritivo do resíduo de caju desidratado associado a diferentes concentrados. **Acta Veterinaria Brasilica**, [s. l.], v. 7, n. 1, p. 66-72, 2013.

LIMA, Flávia Cristina dos Santos. *et. al.* Chemical composition of the cashew apple bagasse and potential use for ethanol production. **Advances in Chemical Engineering and Science**, [s. l.], [s. v.], n. 2, p. 519-523, 2012.

LIPTAK, Béla G. **Instrument Engineers' Handbook**. Vol. 1. Estados Unidos: CRC Press, 2003.

MARTINS, Fernanda Pereira. *et. al.* Secagem: Uma revisão. **The Journal of Engineering and Exact Sciences**, [s. l.], v. 6, n. 4, 2020. Disponível em: <https://periodicos.ufv.br/ojs/jcec>. Acesso em: 08 fev. 2022.

MATOS, Simone Pires D. **Operações Unitárias - Fundamentos, Transformações e Aplicações dos Fenômenos Físicos e Químicos**. Editora Saraiva, 2015. 9788536520018. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/9788536520018/>. Acesso em: 09 fev. 2022.

MEDIPRO. **Ácido hialurônico**: Mercado de cosméticos, 2021. Disponível em: <https://mediprobrasil.com.br/2021/09/30/acido-hialuronico-mercado-de-cosmeticos/>. Acesso em: 14 mar. 2022.

MO GROUP. **Moinhos de bolas**. Disponível em: <https://www.mogroup.com/pt/portfolio/moinhos-de-bolas/>. Acesso em: 07 mar. 2022

MONTORO, Sérgio R. Fenômenos de Transporte A (Mecânica dos Fluidos). 31 slides. **Universidade de São Paulo**. Disponível em: <https://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/5022779/LOM3212/AULA%209%20-%20FT%20-%20A%20-%20PERDAS%20DE%20CARGA%20EM%20ACIDENTES%20DE%20TUBULACA0%20-%20CONTEUDO%20EXTRA.pdf>. Acesso em: 10 fev. 2022.

NAKAEMA, Hugo. **Estratégias de pré-tratamento de biomassa lignocelulósica para melhorar a produção de biogás e bioquímicos em biorrefinarias**. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) - Centro de Ciências Exatas e Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos. São Carlos, 2021.

NOVOZYMES. **Celluclast® 1,5 L**. Disponível em: <https://biosolutions.novozymes.com/en/juice-fruit-vegetables/products/vegetables/celluclast-1.5-l>. Acesso em: 10 jun. 2020.

NUNES FILHO, Edis Siqueira. **Influência da umidade no dimensionamento e seleção de peneiras vibratórias em instalações de britagem**. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Departamento de Engenharia de Minas e Petróleo, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2017.

OGRODOWSKI, Christiane Saraiva. **Produção de ácido hialurônico por *Streptococcus*: estudo da fermentação e caracterização do produto**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2006.

OLIVEIRA, Rhelvis de Campos. **Principais parâmetros de processo para a produção microbiana do ácido hialurônico de alta massa molar e sua purificação em carvão ativado**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2018.

OLIVEIRA, Cássia Soares. **Aplicação da Tecnologia de Membranas e Microencapsulamento Para Obtenção de Produtos Ricos em Licopeno a Partir de Suco de Melancia**. Dissertação (Mestrado em Ciência de Alimentos) - Centro de Ciências Matemáticas e da Natureza, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2015.

PAN, Nicole Caldas, *et. al.* Produção de Ácido hialurônico e ácidos orgânicos por *Streptococcus zooepidemicus* ATCC 39920 em cultivo batelada. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE BIOPROCESSOS E SIMPÓSIO DE HIDRÓLISE ENZIMÁTICA DE BIOMASSAS (SHEB), 2015. **Anais eletrônicos [...]**. Campinas, Galoá, 2015. Disponível em: <https://proceedings.science/sinaferm/sinaferm-2015/papers/producao-de-acido-hialuronico-e-acidos-organicos-por-streptococcus-zooepidemicus-atcc-39920-em-cultivo-batelada>. Acesso em: 8 set. 2021.

PAN, Nicole Caldas. **Caracterização e aplicação do ácido hialurônico produzido em melaço de cana-de-açúcar por *Streptococcus zooepidemicus***. Tese (Doutorado em Biotecnologia) - Centro de Ciências Exatas, Universidade Estadual de Londrina. Londrina, 2017.

PAN, Nicole Caldas. *et. al.* Ácido hialurônico: características, produção microbiana e aplicações industriais. **Biochemistry and biotechnology reports**, v. 2, n. 4, p. 42-58, 2013.

PANORAMA DO SETOR. A indústria de Higiene Pessoal, Perfumaria e Cosméticos: Essencial para o Brasil. **Associação Brasileira da Indústria de Higiene Pessoal, Perfumaria e Cosméticos (ABIHPEC)**, 2022. Disponível em: [https://abihpec.org.br/site2019/wp-content/uploads/2021/01/Panorama-do-Setor-atualizado-dezembro-1.pdf?fbclid=IwAR1OFJaI1BaX9h3B6Xx6nFv9Qt9185t7-E-AS\\_rMIWJLfMVOBoVnTNU8Ckc](https://abihpec.org.br/site2019/wp-content/uploads/2021/01/Panorama-do-Setor-atualizado-dezembro-1.pdf?fbclid=IwAR1OFJaI1BaX9h3B6Xx6nFv9Qt9185t7-E-AS_rMIWJLfMVOBoVnTNU8Ckc). Acesso em: 10 abr. 2022.

PASTORE, G.M; BICAS, J.L; MARÓSTICA, M.R.J. **Biotecnologia de alimentos**. Coleção Ciência, Tecnologia, Engenharia de Alimentos e Nutrição, v. 12. São Paulo: Editora Atheneu, 2013.

PAUGLIUCA, Maurizio; RUGGIERO, Alessandro; VOLCE, Felice. **Production of highly purified sodium hyaluronate (HANA) with controlled molecular weight**. Depositante: Altergon Italia Srl. US 2015/0152459 A1. Depósito: 14 jun. 2013. Concessão: 4 jun. 2015. Disponível em: <https://patents.google.com/patent/US20150152459A1/en>. Acesso em: 10 nov. 2021.

PAUL STRAW. What is a Vacuum Tray Dryer and what are the key benefits. **Standard Group**, 2020. Disponível em: <https://stangroupco.com/techno-blog/259-what-is-a-vacuum-tray-dryer-and-what-are-the-key-benefits>. Acesso em: 03 jan. 2022.



PERLINGEIRO, Carlos Augusto G. **Engenharia de Processos**. Editora Blucher, 2005. 9788521215004. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/9788521215004/>. Acesso em: 28 abr. 2022.

RAJEDRAN, Vivek. *et. al.* Design of aqueous two-phase systems for purification of hyaluronic acid produced by metabolically engineered *Lactococcus lactics*. **Journal of Separation Science**, [S. l.], v. 39, n. 4, p. 655-662, 2015. Disponível em: <https://pubmed.ncbi.nlm.nih.gov/26643937/>. Acesso em: 18 abr. 2021.

RANGASWAMY, Vidhya. JAIN, Dharmendra. An efficient process for production and purification of hyaluronic acid from *Streptococcus equi subsp. zooepidemicus*. **Biotechnol Lett**, [S. l.], v. 1, n. 30, p. 493-496, 2008. Disponível em: [https://www.researchgate.net/publication/5889136\\_An\\_efficient\\_process\\_for\\_production\\_and\\_purification\\_of\\_hyaluronic\\_acid\\_from Streptococcus equi subsp Zooepidemicus](https://www.researchgate.net/publication/5889136_An_efficient_process_for_production_and_purification_of_hyaluronic_acid_from_Streptococcus_equi_subsp_Zooepidemicus). Acesso em: 10 ago. 2021.

RAVI PHARMA. **Vacuum tray dryer working principle**. 2020. Disponível em: <https://ravipharma.in/vacuum-tray-dryer-design-and-working-principle/>. Acesso em: 05 jan. 2022.

REDDY, Kanala J., KARUNAKARAN, K. T. Purification and characterization of hyaluronic acid produced by *Streptococcus zooepidemicus* strain 3523-7. **Journal of BioScience and Biotechnology**, Bangalore, India, v. 2, n. 3, p-173-179, 2013. Disponível em: [https://www.researchgate.net/publication/342231783\\_Purification\\_and\\_characterization\\_of\\_hyaluronic\\_acid\\_produced\\_by Streptococcus zooepidemicus strain 3523-7](https://www.researchgate.net/publication/342231783_Purification_and_characterization_of_hyaluronic_acid_produced_by_Streptococcus_zooepidemicus_strain_3523-7). Acesso em: 12 ago. 2021.

REZENDE, C. A., DE LIMA, M. A., MAZIERO, P. *et al.* Chemical and morphological characterization of sugarcane bagasse submitted to a delignification process for enhanced enzymatic digestibility. **Biotechnol Biofuels**, [s. l.], v. 4, n. 54, 2011.

RIBEIRO, Manuel Joaquim P. M., ABRANTES, João Carlos Castro. Moagem em moinho de bolas: estudo de algumas variáveis e otimização energética do processo. **Cerâmica Industrial**, [S. l.], v. 6, n. 2, mar./abr., 2001. Disponível em: <https://ceramicaindustrial.org.br/journal/ci/article/5876570b7f8c9d6e028b4640>. Acesso em: 2 dez. 2021.

ROCHA, Aleksandra Silva. **Processo de obtenção de etanol por hidrólise enzimática do bagaço do pedúnculo do caju (*Anacardium occidentale L.*)**. Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) - Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, 2012.



ROCHA, Maria Valdez Ponte. **Produção de bioetanol a partir de pedúnculo de caju (*Anacardium occidentale L.*) por fermentação submersa.** Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Centro de Tecnologia, Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Natal, 2010.

RODRIGUES, Lorryne Martins. **Secadores rotatórios.** Monografia (Bacharelado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia, 2019.

RODRIGUES, M. K., REICH, M., PIMENTA, F. D., PICARDO, M. C. Produção de ácido D-lático por rota fermentativa e hidrólise enzimática a partir de matéria-prima lignocelulósica. **Revista Processos Químicos**, v. 12, n. 24, p. 65-76, 2 jul. 2018.

SANTIAGO, Bárbara Luiza Silva, RODRIGUES, Fábio de Ávila. Processamento de biomassa lignocelulósica para produção de etanol: uma revisão. **The Journal of Engineering and Exact Sciences**, Viçosa, v. 3, n. 7, p. 1011-1022, nov., 2017. Disponível em: <https://periodicos.ufv.br/jcec/article/view/2336>. Acesso em: 12 jun. 2021.

SANTOS, L. M. L., *et al.* Microencapsulação de ácido ascórbico em pó de acerola verde obtido por spray drying. *In*: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, 20., 2014. **Anais**. São Paulo: Blucher, 2015, p. 3867-3894. Disponível em: <https://ceramicaindustrial.org.br/journal/ci/article/5876570b7f8c9d6e028b4640>. Acesso em: 20 jan. 2022.

SCHILLING, Aline. LEONHARDT, Cristina. Operações Unitárias: Lavagem. **A Feira**, 1999. Disponível em: <https://www.ufrgs.br/alimentus1/feira/opprelim/lavagem.htm>. Acesso em: 12 jan. 2022.

SCHMIDELL, Willibaldo *et. al.* **Biotecnologia industrial: Volume II - Engenharia bioquímica.** São Paulo: Editora Edgard Blucher LTDA, 2001.

SCOPES, Robert K. **Protein Purification.** 2a. ed. Nova Iorque: Springer-verlag New York Inc, 1988.

SELETO INDUSTRIAL. **Lavadora para frutas e vegetais.** Disponível em: <https://www.seletoindustrial.com.br/produto/lavadoras-para-frutas-e-vegetais/lavadoras-continua-para-frutas-e-vegetais-hn510>. Acesso em: 08 jan. 2022.

SERPA, Juliana de França. **Produção da enzima xilose redutase por *Candida tropicalis* ATCC 750 usando hidrolisado hemicelulósico do bagaço de caju.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Centro de Tecnologia, Universidade Federal do Ceará. Fortaleza, 2016.

SHIMOJO, Andréa Arruda Martins. **Modificações químicas do ácido hialurônico para a produção de géis reticulados e de fosfolípidios derivatizados.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2011.

SHREE BHAGWATI. **Vacuum Tray Dryers – VTD with 6, 12, 24, 48 to 96 Trays.** Disponível em: <https://www.bhagwatipharma.com/vacuum-tray-dryers-vtd-with-6-to-96-trays/>. Acesso em: 27 abr. 2022.

SKOOG, Douglas A.; HOLLER, F. James.; CROUCH, Stanley R. **Princípios de análise instrumental.** 6a. ed. Santa Fe: Cengage Learning Editores, 2008.

SOUZA, Raquel Massulo. ATR: Avanço da espectroscopia de infravermelho na análise de materiais plásticos. **Boletim de tecnologia e desenvolvimento de embalagens**, [s. l.], v. 21, n. 3, 2009.

TADINI, Carmen C. **Operações Unitárias na Indústria de Alimentos.** Grupo GEN, 2015. 978-85-216-3034-0. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/978-85-216-3034-0/>. Acesso em: 09 fev. 2022.

TAVARES, Millena Barbosa Ribeiro. **Estudo da produção da enzima celulase a partir da matéria lignocelulósica bagaço do caju por fermentação semi-sólida utilizando *Aspergillus niger*.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, 2009.

TERMODINÂMICA. Propriedades termodinâmicas da água, p. 5-13. **Universidade de São Paulo.** Disponível em: [https://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/8554681/00000000/Tabelasdepropriedadestermodinamicas\(agua\).pdf](https://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/8554681/00000000/Tabelasdepropriedadestermodinamicas(agua).pdf). Acesso em: 14 dez. 2020.

TORRESAM, Gabriel Deriggi. **Desenvolvimento de sistema para monitoramento e controle de biorreator *airlift* de escala de bancada.** Tese (Mestrado em Engenharia Química) - Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos. São Carlos, 2013. Disponível em: <https://repositorio.ufscar.br/handle/ufscar/4126?show=full>. Acesso em: 05 mar. 2022.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray K. **Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design.** Elsevier, 2013.

TUBOS ABC. **Tubos polegadas.** Disponível em: [https://www.tubosabc.com.br/tubos/tubos-polegadas/?doing\\_wp\\_cron=1651051358.0075869560241699218750#:~:text=As%20polegadas%20dispon%C3%ADveis%20s%C3%A3o%3A%201,%2C%2040%E2%80%B3%20at%C3%A9%2060%E2%80%B3](https://www.tubosabc.com.br/tubos/tubos-polegadas/?doing_wp_cron=1651051358.0075869560241699218750#:~:text=As%20polegadas%20dispon%C3%ADveis%20s%C3%A3o%3A%201,%2C%2040%E2%80%B3%20at%C3%A9%2060%E2%80%B3). Acesso em: 14 jan. 2022.

UMR EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS. **Prensa de bagaço horizontal - 22.** Disponível em: <https://www.umrequipamentos.com.br/prensa-de-bagaco-horizontal-22/>. Acesso em 10 fev. 2022.

VIBRAMAX. **Peneira vibratória linear.** Disponível em: <https://www.vibramax.com.br/peneira-vibratoria-linear-mod-pix>. Acesso em: 15 jan. 2022.

ZHOU, H., NI, J., HUANG, W., ZHANG, J. Separation of hyaluronic acid from fermentation broth by tangential flow microfiltration and ultrafiltration. **Separation and Purification Technology**, [s. l.], v. 52, n. 1, p. 29-38, 2006.

ZHOU, Haidong. *et. al.* Separation of hyaluronic acid from fermentation broth by tangential flow microfiltration and ultrafiltration. **Separation and Purification Technology**, [S. l.], v. 52, n. 1, p. 29-38, 2006. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1383586606000967>. Acesso em: 16 jun. 2021.

ARAGÃO, R. F. Secagem de fatias de caju (*Anacardium occidentale* L.) em secador de bandejas. Tese de Doutorado em Engenharia de Processos Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, p.126, 2007.

## APÊNDICES

### APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO

Os cálculos envolvendo os balanços de massa e energia do processo produtivo da AH Biotics foram realizados utilizando siglas para cada substância ou propriedade utilizada. Segue abaixo o Quadro 6 com as nomenclaturas utilizadas para cada propriedade.

Quadro 6 - Nomenclatura das propriedades utilizadas para o memorial de cálculo.

<b>Propriedade</b>	<b>Sigla utilizada</b>
Vazão mássica (kg/h)	M
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	Q
Calor fornecido/recebido (kJ/h)	q
Calor específico (kJ/kg.°C)	C <sub>p</sub>
Calor específico volumétrico (J/cm <sup>3</sup> .°C)	C <sub>p</sub> v
Entalpia (kJ/kg)	H
Massa específica (kg/m <sup>3</sup> )	ρ
Fração mássica ou umidade (%)	X
Massa molar (kg/kmol)	MM
Volume (m <sup>3</sup> )	V
Área (m <sup>2</sup> )	A
Diâmetro (m)	D
Altura (m)	z
Conversão ou rendimento (%) (g/g)	C
Eficiência (%)	η
Coefficiente de remoção na adsorção (%)	R
Coefficiente de remoção na diafiltração	RC

Fonte: Autores (2022).

Para auxiliar na compreensão das correntes envolvidas em todo o processo, tem-se os Quadros 7, 8, 9, 10 e 11, que listam todas as correntes que envolvem o pré-tratamento físico, químico, a esterilização, fermentação e purificação, além de suas respectivas características.

Quadro 7 - Informações sobre cada corrente do pré-tratamento físico.

(continua)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
1	Câmara fria	Divisor de corrente	Bagaço congelado
2	Divisor de corrente	L-101	Bagaço congelado
3	Divisor de corrente	L-102	Bagaço congelado
4	Divisor de corrente	L-103	Bagaço congelado
5	Reservatório	L-101	Água limpa
6	L-101	ETE	Água contaminada
7	L-101	L-104	Bagaço descongelado
8	Reservatório	L-102	Água limpa
9	L-102	ETE	Água contaminada
10	L-102	L-105	Bagaço descongelado
11	Reservatório	L-103	Água limpa
12	L-103	ETE	Água contaminada
13	L-103	L-106	Bagaço descongelado
14	Reservatório	L-104	Água limpa
15	L-104	ETE	Água contaminada
16	L-104	Misturador de corrente	Bagaço úmido
17	Reservatório	L-105	Água limpa
18	L-105	ETE	Água contaminada
19	L-105	Misturador de corrente	Bagaço úmido
20	Reservatório	L-106	Água limpa
21	L-106	ETE	Água contaminada
22	L-106	Misturador de corrente	Bagaço úmido
23	Misturador de corrente	PR-101	Bagaço úmido
24	PR-101	ETE	Água

Quadro 7 - Informações sobre cada corrente do pré-tratamento físico.

(continuação)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais Componentes</b>
25	PR-101	S-101	Bagaço
26	S-101	ETE	Água
27	S-101	MO-101	Bagaço seco
28	MO-101	T-202	Bagaço
29	MO-101	PE-101	Bagaço moído
30	PE-101	T-202	Bagaço
31	PE-101	R-201	Bagaço

Fonte: Autores (2022).

Quadro 8 - Informações sobre cada corrente do pré-tratamento químico.

(continua)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
31	PE-101	R-201	Bagaço
32	Laboratório	R-201	Ácido Sulfúrico
33	R-201	H-201	Celulignina e hidrolisado hemicelulósico
34	H-201	F-201	Celulignina e hidrolisado hemicelulósico
35	F-201	ETE	Hidrolisado hemicelulósico
36	F-201	R-202	Celulignina
37	Laboratório	R-202	Hidróxido de Sódio
38	R-202	H-202	CPD + hidrolisado lignina
39	H-202	F-202	CPD + hidrolisado lignina
40	F-202	ETE	Hidrolisado lignina
41	F-202	T-201	CPD
42	T-201	R-203	CPD
43	Laboratório	R-203	Enzimas

Quadro 8 - Informações sobre cada corrente do pré-tratamento químico.

(continuação)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
44	Laboratório	R-203	Citrato de sódio
45	Reservatório	R-203	Água
46	R-203	C-201	Hidrolisado celulósico
47	C-201	T-202	CPD
48	C-201	TF-201	Glicose
49	TF-201	H-601	Vapor d'água
50	TF-201	M-301	Glicose

Fonte: Autores (2022)

Quadro 9 - Informações sobre cada corrente da esterilização.

(continua)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
50	TF-201	M-301	Glicose
51	Reservatório	M-301	Água
52	M-301	E-301	Glicose
53	E-301	T-301	Glicose
54	T-301	R-401	Glicose
55	T-301	R-402	Glicose
56	T-301	R-403	Glicose
57	T-301	M-401	Glicose
58	T-301	R-404	Glicose
59	Câmara fria	M-302	Extrato de levedura
60	Reservatório	M-302	Água
61	M-302	E-302	Extrato de levedura
62	E-302	T-302	Extrato de levedura

Quadro 9 - Informações sobre cada corrente da esterilização.

(continuação)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
63	T-302	R-401	Extrato de levedura
64	T-302	R-402	Extrato de levedura
65	T-302	R-403	Extrato de levedura
66	T-302	M-401	Extrato de levedura
67	T-302	R-404	Extrato de levedura
68	Câmara fria	M-303	Sais
69	Reservatório	M-303	Água
70	M-303	E-303	Sais
71	E-303	T-303	Sais
72	T-303	R-401	Sais
73	T-303	R-402	Sais
74	T-303	R-403	Sais
75	T-303	R-404	Sais
76	Reservatório	E-304	Água fria
77	E-304	R-401	Água esterilizada
78	E-304	R-402	Água esterilizada
79	E-304	R-403	Água esterilizada
80	E-304	R-404	Água esterilizada
81	Ambiente	F-301	Ar
82	F-301	CP-301	Ar filtrado
83	CP-301	R-401	Ar comprimido
84	CP-301	R-402	Ar comprimido
85	CP-301	R-403	Ar comprimido
86	CP-301	R-404	Ar comprimido

Fonte: Autores (2022).



Quadro 10 - Informações sobre cada corrente da fermentação.

(continua)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
54	T-301	R-401	Glicose
55	T-301	R-402	Glicose
56	T-301	R-403	Glicose
57	T-301	M-401	Glicose
58	T-301	R-404	Glicose
63	T-302	R-401	Extrato de levedura
64	T-302	R-402	Extrato de levedura
65	T-302	R-403	Extrato de levedura
66	T-302	M-401	Extrato de levedura
67	T-302	R-404	Extrato de levedura
72	T-303	R-401	Sais
73	T-303	R-402	Sais
74	T-303	R-403	Sais
75	T-303	R-404	Sais
77	E-304	R-401	Água esterilizada
78	E-304	R-402	Água esterilizada
79	E-304	R-403	Água esterilizada
80	E-304	R-404	Água esterilizada
83	CP-301	R-401	Ar comprimido
84	CP-301	R-402	Ar comprimido
85	CP-301	R-403	Ar comprimido
86	CP-301	R-404	Ar comprimido
87	Laboratório	R-401	Inóculo
88	Laboratório	R-401	Hidróxido de sódio

Quadro 10 - Informações sobre cada corrente da fermentação.

(continuação)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
89	R-401	R-402	Caldo de inoculado
90	Laboratório	R-402	Hidróxido de sódio
91	R-402	R-403	Caldo de inoculado
92	Laboratório	R-403	Hidróxido de sódio
93	R-403	R-404	Caldo de inoculado
94	Laboratório	M-401	Hidróxido de sódio
95	M-401	R-404	Glicose, extrato enzimático e hidróxido de sódio
96	Laboratório	R-404	Ácido clorídrico
97	R-404	H-501	Caldo de fermentação

Fonte: Autores (2022).

Quadro 11 - Informações sobre cada corrente da purificação.

(continua)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
97	R-404	H-501	Caldo de fermentação
98	H-501	T-501	Caldo de fermentação
99	T-501	C-501	Caldo de fermentação
100	C-501	ETE	Microrganismo e restos celulares
101	C-501	T-502	Caldo de fermentação
102	T-502	F-501	Caldo de fermentação
103	F-501	ETE	Microrganismo e restos celulares
104	F-501	TR-501	Caldo de fermentação
105	TR-501	F-502	Caldo de fermentação
106	Reservatório	F-502	Água fria
107	F-502	ETE	Água de lavagem

Quadro 11 - Informações sobre cada corrente da purificação.

(continuação)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
108	F-502	TR-501	Hialuronan 1%
109	TR-501	T-503	Hialuronan 1%
110	T-503	A-501	Hialuronan 1%
111	Laboratório	A-501	Hidróxido de sódio
112	Reservatório	A-501	Água fria
113	A-501	ETE	Água de lavagem
114	A-501	P-501	Hialuronan 1%
115	Laboratório	P-501	Hidróxido de sódio
116	Laboratório	P-501	Isopropanol 87,90%
117	P-501	C-502	Hialuronato 0,49%
118	C-502	ETE	Isopropanol 44,25%
119	C-502	T-504	Hialuronato 27,33%
120	T-504	C-503	Hialuronato 27,33%
121	Laboratório	C-503	Isopropanol 87,90%
122	C-503	ETE	Isopropanol 73,42%
123	C-503	S-501	Hialuronato 52,60%
124	S-501	Laboratório	Isopropanol 87,90%
125	S-501	Envase	Hialuronato 94,99%

Fonte: Autores (2022).

### A.1. BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

A empresa AH Biotics terá uma jornada de trabalho de 350 dias no ano, com três turnos de 8 horas, os demais dias serão destinados a manutenção, limpeza, feriados/recessos e caso seja necessária uma pausa inesperada. Sendo assim, os balanços de massa realizados para todos os equipamentos e etapas do processo foram calculados com base nos dias trabalhados, e com uma entrada de 7,9 mil toneladas de bagaço, o qual representa 30% do bagaço desperdiçado pelas indústrias de suco, e essa quantia irá gerar 15.324,97 toneladas de ácido hialurônico ao ano.

## A.2. BALANÇO DE MASSA E ENERGIA GLOBAL

### A.2.1. Balanço de Massa Tratamento Físico

O bagaço de caju, ao ser recepcionado, passa por um tratamento físico para que se tenha as partículas do sólido do tamanho necessário para dar início ao tratamento químico. A corrente de entrada da matéria prima congelada é de 950,69 kg/h e ao final do tratamento físico a corrente de saída do bagaço de caju é de 219,33 kg/h que será destinado ao reator que dará início ao próximo tratamento.

#### A.2.1.1. Lavagem

O bagaço de caju é recebido de forma congelada, sendo assim, ocorre o processo de lavagem para descongelar, como também remover 10% (°Brix igual a 10) dos sólidos solúveis que estão com a matéria prima juntamente com a água. Esse processo é dividido em duas fases, sendo a primeira delas o descongelamento do bagaço e a segunda a remoção dos sólidos desnecessários.

Dentro da primeira fase serão disponibilizadas três lavadoras, com capacidade de 550kg/h e com relação de 0,0688 L de água para cada quilograma de bagaço a ser lavado. Sendo assim, cada lavadora receberá uma quantia de 316,90 kg/h de bagaço congelado juntamente com 21,80 kg/h de água, a 60°C, para a lavagem. Considerando que há uma perda de 1% de água nesse processo e que o bagaço será descongelado, haverá uma saída de água contaminada (água suja e resíduos do bagaço) de 24,97 kg/h e de 313,73 kg/h de bagaço. Os cálculos realizados no balanço de massa da primeira etapa estão representados pelas equações 4, 5, 6, 7 e 8. Os resultados obtidos por lavadora estão representados nos cálculos abaixo.

$$M_2 = M_3 = M_4 = \frac{M_1}{3} \text{ [kg/h]} \quad (4)$$

$$M_2 = M_3 = M_4 = \frac{M_1}{3} \quad (5)$$

$$M_2 + M_5 = M_7 + M_6 \quad (6)$$

$$M_7 = M_{10} = M_{13} = M_2 - (M_2 * \% \text{ perda}) \quad (7)$$

$$M_6 = M_9 = M_{12} = M_5 + (M_2 * \% \text{ perda}) \quad (8)$$

A Tabela 23 apresenta os resultados encontrados com a utilização das equações anteriores para o balanço de massa das lavadoras na primeira fase.

Tabela 23 - Resultados do balanço de massa global para as lavadoras - 1ª fase.

Corrente	Entrada (kg/h)	Corrente	Saída(kg/h)
M <sub>2</sub> , M <sub>3</sub> , M <sub>4</sub>	316,90	M <sub>7</sub> , M <sub>10</sub> , M <sub>13</sub>	313,73
M <sub>5</sub> , M <sub>8</sub> , M <sub>11</sub>	21,80	M <sub>6</sub> , M <sub>9</sub> , M <sub>12</sub>	24,97

Fonte: Autores (2022).

Já na segunda fase o objetivo é a remoção dos 10% dos sólidos solúveis através da lavagem, sendo assim, novamente, o bagaço irá passar por uma série de três lavadoras, com uma corrente individual de 313,73 kg/h de bagaço descongelado. Entrará uma quantia de 64,75 kg/h de água limpa, a 25°C, que será dividido entre as lavadoras, e ao final dessa fase teremos um total de 847,07 kg/h de bagaço úmido (70% água). As equações 9, 10 e 11 demonstram os cálculos de balanço de massa realizados para a segunda fase e a Tabela 24 contém os seus resultados.

$$M_7 + M_{14} = M_{16} + M_{15} \quad (9)$$

$$M_{16} = M_{13} - (M_{13} * \%Brix) \quad (10)$$

$$M_{15} = M_{14} + (M_{13} * \%Brix) \quad (11)$$

Tabela 24 - Resultados do balanço de massa para as lavadoras - 2ª fase.

Corrente	Entrada(kg/h)	Corrente	Saída(kg/h)
M <sub>7</sub> , M <sub>10</sub> , M <sub>13</sub>	313,73	M <sub>16</sub> , M <sub>19</sub> , M <sub>22</sub>	282,36
M <sub>14</sub> , M <sub>17</sub> , M <sub>20</sub>	21,58	M <sub>15</sub> , M <sub>18</sub> , M <sub>21</sub>	52,96

Fonte: Autores (2022).

#### A.2.1.2. Prensagem

A corrente de bagaço úmido que deixa a lavagem é de 847,07 kg/h, sendo 70% água e o restante de bagaço. Essa corrente entrará na prensa para remoção da água, e há uma perda de 1% no equipamento. Após a passagem pela prensa, o bagaço passa a ser constituído por 17,5% de água e o restante da massa desejada, e por fim, obtém-se uma corrente de 304,944 kg/h de bagaço pronto para a próxima etapa.

Primeiramente, calculou-se a massa de entrada na prensa já retirando o 1% que é perdido no equipamento pela equação 12.

$$M_{23} = M_{23} - (M_{23} * 0,001) \quad (12)$$

Após isso, inicia-se o balanço de massa específico do bagaço de caju com as suas composições de massa de bagaço e água que estão apresentadas na Tabela 25.

Tabela 25 - Composição do bagaço de caju para a prensagem.

Componente	Entrada	Saída
Massa de bagaço	30%	82,50%
Água	70%	17,50%

Fonte: Autores (2022).

Como não há remoção da massa de bagaço, sabe-se que a massa de entrada será igual a de saída, então para se obter essa quantia foi utilizada a equação 13 apresentada a seguir.

$$M_{23,bagaço} = M_{25,bagaço} = M_{23} * 0,30 \quad (13)$$

Finalizado o cálculo da massa de bagaço, calculou-se a massa de saída da prensa utilizando a equação do balanço de massa do bagaço 14, mas rearranjada como mostra a equação 16, para na sequência se utilizar a equação 16 e se obter os resultados desejados. Com a resolução dessas equações foi possível finalizar o balanço de massa da prensa e chegar à remoção de 91% de água.

$$M_{23,bagaço} = M_{25,bagaço} \quad (14)$$

$$M_{23,bagaço} = M_{25} * 0,825 \quad (15)$$

$$M_{25} = \frac{M_{23,bagaço}}{0,825} \quad (16)$$

$$M_{24} = M_{23} - M_{25} \quad (17)$$

A Tabela 26 apresenta os resultados do balanço de massa do bagaço e a Tabela 27 contém os resultados do balanço de massa global da prensa.

Tabela 26 - Balanço de massa para o bagaço de caju.

<b>Corrente</b>	<b>Entrada(kg/h)</b>	<b>Corrente</b>	<b>Saída(kg/h)</b>
M <sub>23</sub> , bagaço	251,579	M <sub>25</sub> , bagaço	251,579
M <sub>23</sub> , água	587,02	M <sub>25</sub> , água	53,365

Fonte: Autores (2022).

Tabela 27 - Balanço de massa global da prensagem.

<b>Corrente</b>	<b>Entrada(kg/h)</b>	<b>Saída(kg/h)</b>
M <sub>23</sub>	838,597	-
M <sub>24</sub>	-	533,653
M <sub>25</sub>	-	304,944

Fonte: Autores (2022).

### A.2.1.3. Secagem

O bagaço a ser inserido no secador possui 17,5% de água e ao final do processo de secagem essa composição irá reduzir para 9,23%, ou seja, o bagaço será constituído por 90,77% de massa. Com as novas composições, teremos ao final uma quantia de 277,16 kg/h de bagaço de caju seco e uma perda de 27,78 kg/h de água.

Para o cálculo do balanço de massa, calculou-se, primeiramente, a quantidade de massa de água e da massa desejada na entrada e saída do equipamento com base nas suas frações, e por fim se utilizou a equação 18 e 19 para finalizar o balanço da secagem e se obter a quantia de bagaço de caju seco que sairá do equipamento.

$$M_{27} = \frac{(M_{25} * 0,825)}{0,9077} \quad (18)$$

$$M_{26} = M_{25} - M_{27} \quad (19)$$

A Tabela 28 contém os resultados de cada componente conforme sua composição, e na Tabela 29 estão os resultados do balanço de massa do secador.

Tabela 28 - Composição do bagaço de caju para a secagem.

	<b>Entrada</b>	<b>Saída</b>
Água	17,50%	9,23%
Massa de Bagaço	82,50%	90,77%

Fonte: Autores (2022).

Tabela 29 - Balanço de massa global da secagem.

<b>Corrente</b>	<b>Entrada(kg/h)</b>	<b>Saída(kg/h)</b>
M <sub>25</sub>	304,94	-
M <sub>26</sub>	-	27,78
M <sub>27</sub>	-	277,16

Fonte: Autores (2022).

#### A.2.1.4. Moagem

Finalizado o processo de secagem, a massa de 277,16 kg/h de bagaço de caju seco é inserida no moedor para que ocorra a diminuição do diâmetro das suas partículas para a próxima etapa. Porém, dentro desse processo ocorre uma perda de 2% no equipamento, então para o cálculo do balanço de massa do equipamento foi utilizada a equação 20 e a Tabela 30 contendo os resultados encontrados.

$$M_{29,bagaço} = M_{27,bagaço} * (\% \text{ perda}) \quad (20)$$

Tabela 30 - Balanço de massa para a moagem.

<b>Corrente</b>	<b>Entrada(kg/h)</b>	<b>Saída(kg/h)</b>
M <sub>27</sub>	277,16	-
M <sub>28</sub>	-	5,54
M <sub>29</sub>	-	271,62

Fonte: Autores (2022).

#### A.2.1.5. Peneiramento

O processo de peneiramento é a última etapa do tratamento físico. Inicialmente a corrente de 271,62 kg/h de bagaço de caju é fornecida para uma peneira com 85% de eficiência,



e 95% das partículas fornecidas são menores que a malha de alimentação do equipamento. Sendo assim, obteve-se uma massa de 219,33 kg/h do material que passaram pela peneira, e uma quantia de 52,29 kg/h de bagaço de caju retido no equipamento. A equação 21 representa o cálculo realizado para o passante e a equação 22 demonstra o cálculo de massa retida. Por fim, a Tabela 31 mostra os valores encontrados para o balanço de massa do peneiramento.

$$M_{31} = M_{29} * 0,95 * 0,85 \quad (21)$$

$$M_{30} = M_{29} - M_{31} \quad (22)$$

Tabela 31 - Balanço de massa do peneiramento.

Corrente	Entrada(kg/h)	Saída(kg/h)
M <sub>29</sub>	271,62	-
M <sub>30</sub>	-	52,29
M <sub>31</sub>	-	219,33

Fonte: Autores (2022)

## A.2.2 Balanço de Massa e Energia Tratamento Químico

Após passar pelo tratamento físico, o bagaço de caju é submetido a uma série de tratamentos químicos para isolar a celulose presente em sua estrutura e convertê-la em glicose para a fermentação. O bagaço de caju disponível que entra nessa área é de 219,33 kg/h e ao final do último processo tem-se 40,81 kg/h de uma solução com 51,04% de glicose.

### A.2.2.1 Reator de Hidrólise Ácida (R-201)

A hidrólise ácida é a primeira etapa do pré-tratamento químico, o objetivo é hidrolisar a hemicelulose presente na cadeia celulósica, tornando a celulose mais fácil de ser acessada adiante, na Tabela 32 é apresentado a composição inicial do bagaço de caju. O bagaço de caju deixa a peneira a uma vazão de 219,33 kg/h e é alimentado, pela corrente 31, ao reator (R-201) que opera em bateladas de 25 minutos a 121 °C, sendo assim, cada batelada terá 109,67 kg de bagaço por vez.

A hidrólise ácida é realizada com ácido sulfúrico a uma concentração de 0,6 mol/L e é necessário que o bagaço de caju esteja a uma concentração de 30% m/v (ROCHA, 2010), ou seja, para cada 30 kg de bagaço é necessário 100 L de solução. Portanto, através da equação 23

é possível calcular a vazão volumétrica de ácido sulfúrico, e com isso, obtém-se uma vazão de 0,7311 m<sup>3</sup>/h, ou 0,36555 m<sup>3</sup> a cada batelada.

Tabela 32 - Composição do bagaço de caju antes da hidrólise ácida.

<b>Componente</b>	<b>Composição (%)</b>
Celulose	18,90
Lignina	42,20
Hemicelulose	28,30
Outros componentes	10,60

Fonte: Lima (2012).

$$Q_{32,H_2SO_4} = \frac{M_{31,bagaço}}{30\% \cdot 1000} \quad (23)$$

A hidrólise ataca, principalmente, a hemicelulose presente na estrutura, convertendo-a em açúcares menores e solubilizando-os na solução ácida. O processo possui 85% de eficiência na hidrólise da hemicelulose. A quantidade de hemicelulose que entra no processo é equivalente a 28,30% da massa total de bagaço, portanto, 62,07 kg/h, calculado a partir da equação 24, dos quais 52,76 kg/h são hidrolisados e solubilizados, enquanto o restante continua presente na estrutura do bagaço.

$$M_{31,hemicelulose} = M_{31,bagaço} \cdot 28,30\% \quad (24)$$

Ao fim do processo, a composição do bagaço é predominantemente de celulose e lignina, podendo ser denominado de celulignina, a composição da celulignina após a hidrólise ácida está apresentada na Tabela 33. A solução ácida contendo a hemicelulose hidrolisada, também chamada de hidrolisado hemicelulósico, e a celulignina são enviados ao resfriador (H-201) pela corrente 33 a uma vazão de 969,56 kg/h.

Tabela 33 - Composição da celulignina.

Componente	Composição (%)
Celulose	24,89%
Lignina	55,57%
Hemicelulose	5,59%
Outros componentes	13,96%

Fonte: Autores (2022).

#### A.2.2.2 Resfriador (H-201)

O objetivo do resfriador é receber o hidrolisado hemicelulósico e a celulignina através da corrente 33, resfriá-los até 70 °C e, em seguida, enviá-los para o filtro (F-201) através da corrente 34. Por se tratar de uma troca térmica em um trocador de calor, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 33 e 34 são iguais e de 969,56 kg/h. No entanto, há troca térmica e, conseqüentemente, balanço energético.

Para resfriar a corrente que passa pelos tubos do trocador de calor, é utilizada água fria passando pelo casco do trocador de calor. O valor de  $C_p$  do bagaço de caju foi determinado com base nos estudos feitos por Aragão (2007), que desenvolveu a equação 25, a partir de uma regressão não linear de dados experimentais, que descreve o calor específico volumétrico do pedúnculo do caju como função do teor de umidade em base seca, sendo esta análise válida para o material descongelado.

$$C_{pv} = 0,6 \ln \ln (X) + 3,329e^{(-0,097X)} \quad (25)$$

Onde  $C_{pv}$  é o calor específico volumétrico ( $J \text{ cm}^{-3} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ ) do caju e  $X$  é o teor de umidade em base seca, no entanto, foi necessário a conversão do calor específico volumétrico para calor específico, através da razão entre  $C_{pv}$  e a massa específica do caju, igual a  $430 \text{ kg/m}^3$ . Através da equação 26, tem-se o valor de  $C_p$  do bagaço de caju.

$$C_p = \frac{C_{pv}}{\rho} = \frac{0,6 \ln \ln (9,23) + 3,329e^{(-0,097*9,23)}}{430} * 10^3 = 3,1624 \frac{kJ}{kg.^\circ C} \quad (26)$$

Sendo assim, calculou-se o  $C_p$  da mistura que entra no resfriador com base nas concentrações de cada componente através da equação 27, considerando apenas o bagaço e a água, que representam 95,56% da massa total da mistura, sendo o  $C_p$  da água igual a 4,1868 kJ/kg.°C.

$$C_{p_{33}} = C_{p_{33,bagaço}} * X_{33,bagaço} + C_{p_{33,água}} * X_{33,água} = 3,7692 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \quad (27)$$

A taxa de transferência de calor a ser removido necessária para atingir o requerimento energético dessa corrente é dada pela equação 28.

$$q_{H-201} = M_{33} * C_{p_{33}} * (T_{34} - T_{33}) = -186377,74 \text{ kJ/h} \quad (28)$$

A remoção deste calor será realizada por água fria a 25 °C, atingindo 44,5 °C na saída do trocador de calor. Logo, a vazão mássica de água fria é calculada a partir da equação 29.

$$M_{\text{água fria}} = \frac{|q_{H-201}|}{C_{p_{\text{água}}} * (T_{\text{água fria,saída}} - T_{\text{água fria,entrada}})} = 2300 \text{ kg/h} \quad (29)$$

#### A.2.2.3 Filtro rotativo a vácuo (F-201)

Após resfriados, o hidrolisado hemicelulósico e a celulignina são alimentados no filtro (F-201) pela corrente 34 a uma vazão de 969,56 kg/h. O objetivo é a formação da torta de celulignina, para separá-la do hidrolisado hemicelulósico. Assume-se que o filtro possui eficiência de 90%. Portanto, calcula-se a quantidade de torta formada pelas equações 30 e 31.

$$M_{34,celulignina} = M_{31,bagaço} - M_{31,hemicelulose} \cdot 85\% \quad (30)$$

$$M_{36,celulignina} = M_{34,celulignina} \cdot \eta_{F-201} \quad (31)$$

A torta formada é coletada e destinada para a hidrólise básica (R-202) pela corrente 36 a uma vazão de 149,91 kg/h, enquanto o hidrolisado hemicelulósico é destinado para a ETE pela corrente 35 a uma vazão de 819,64 kg/h.

#### A.2.2.4 Reator de Hidrólise Básica (R-202)

Assim como na hidrólise ácida, a hidrólise básica tem o objetivo de remover um componente da estrutura celulósica para facilitar o acesso à celulose, mas no lugar da hemicelulose o composto a ser hidrolisado é a lignina, na tabela 33 é apresentado a composição da celulignina no início do processo. A celulignina deixa o filtro a uma vazão de 149,91 kg/h e é alimentado, pela corrente 36, ao reator (R-202) que opera em bateladas de 30 minutos a 120°C, sendo assim, cada batelada terá 74,96 kg de bagaço por vez.

A hidrólise básica é realizada com hidróxido de sódio a uma concentração de 4% m/v e é necessário que a celulignina esteja a uma concentração de 30% m/v (ROCHA, 2010). Portanto, através da equação 32 calcula-se a vazão volumétrica de hidróxido de sódio, resultando em uma vazão de 0,51032 m<sup>3</sup>/h, ou 0,25516 m<sup>3</sup> a cada batelada.

$$Q_{37,NaOH} = \frac{M_{36,celulignina}}{30\% \cdot 1000} \quad (32)$$

A hidrólise tem o papel de separar a lignina da estrutura celulósica e solubilizá-la na solução básica. O processo possui 85% de eficiência na solubilização da lignina. A quantidade de lignina que entra no reator é equivalente a 55,57% da massa total de celulignina, portanto, 83,30 kg/h, calculado a partir da equação 33, dos quais 70,81 kg/h são hidrolisados e solubilizados, enquanto o restante continua presente na estrutura da celulignina.

$$M_{36,lignina} = M_{36,celulignina} \cdot 55,57\% \quad (33)$$

Ao fim do processo, a composição da celulignina é predominantemente de celulose, podendo ser denominado de celulignina parcialmente deslignificada (CPD), a composição da CPD após a hidrólise básica está apresentada na Tabela 34. A solução básica contendo a lignina hidrolisada e a CPD são enviados ao resfriador (H-202) pela corrente 38 a uma vazão de 660,23 kg/h.

Tabela 34 - Composição da CPD.

Componente	Composição (%)
Celulose	47,16%
Lignina	15,80%
Hemicelulose	10,59%
Outros componentes	26,45%

Fonte: Autores (2022).

#### A.2.2.5 Resfriador (H-202)

O objetivo do resfriador é receber a solução básica com lignina e a CPD através da corrente 38, resfriá-los até 70 °C e, em seguida, enviá-los para o filtro (F-202) através da corrente 39. Por se tratar de uma troca térmica em um trocador de calor, não há mudança na vazão mássica das correntes. Portanto, as vazões das correntes 38 e 39 são iguais e de 660,23 kg/h. Assim, há troca térmica e, conseqüentemente, balanço energético.

Para resfriar a corrente que passa pelos tubos do trocador de calor, é utilizada água fria passando pelo casco do trocador de calor. O Cp da CPD foi considerado igual ao valor obtido através dos cálculos realizados em H-201, portanto, apenas o Cp da mistura terá um valor diferente, devido à composição da mistura. Sendo assim, calculou-se o Cp da mistura que entra no resfriador com base nas concentrações de cada componente através da equação 34, considerando apenas a CPD e a água, que representam 96,97% da massa total da mistura, sendo o Cp da água igual a 4,1868 kJ/kg.°C.

$$Cp_{38} = Cp_{38,CPD} * X_{38,CPD} + Cp_{38,\text{água}} * X_{38,\text{água}} = 3,8224 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \quad (34)$$

A taxa de transferência de calor a ser removido necessária para atingir o requerimento energético dessa corrente é dada pela equação 35.

$$q_{H-202} = M_{38} * Cp_{38} * (T_{39} - T_{38}) = -126183,26 \text{ kJ/h} \quad (35)$$

A remoção deste calor será realizada por água fria a 25 °C, atingindo 45,15 °C na saída do trocador de calor. Logo, a vazão mássica de água fria é calculada a partir da equação 36.

$$M_{\text{água fria}} = \frac{|q_{H-202}|}{Cp_{\text{água}} * (T_{\text{água fria, saída}} - T_{\text{água fria, entrada}})} = 1500 \text{ kg/h} \quad (36)$$

#### A.2.2.6 Filtro rotativo a vácuo (F-202)

Após o resfriamento, a solução básica e a CPD são alimentados no filtro (F-202) pela corrente 39 a uma vazão de 660,23 kg/h. O objetivo é a formação da torta de CPD para separá-la da solução básica. Assume-se que o filtro possui eficiência de 90%. Portanto, calcula-se a quantidade de torta formada pelas equações 37 e 38.

$$M_{39,CPD} = M_{36,celulignina} - M_{36,lignina} \cdot 85\% \quad (37)$$

$$M_{36,CPD} = M_{39,CPD} \cdot \eta_{F-202} \quad (38)$$

A torta formada é coletada e destinada para o tanque de armazenamento (T-201) pela corrente 41 a uma vazão de 71,20 kg/h, enquanto a solução básica com a lignina é destinada para a ETE pela corrente 40 a uma vazão de 589,04 kg/h.

#### A.2.2.7 Tanque de armazenamento (T-201)

O objetivo do tanque de armazenamento é manter a CPD proveniente do filtro F-202 até que seja enviada para a hidrólise enzimática (R-203) através da corrente 42. Por se tratar apenas do armazenamento do material e não conter nenhum componente volátil, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 41 e 42 são iguais e de 71,20 kg/h.

#### A.2.2.8 Reator de Hidrólise Enzimática (R-203)

O reator de hidrólise enzimática (R-203) é onde a celulose será convertida em glicose para abastecer os reatores de inoculação e fermentação (R-401, R-402, R-403 e R-404). Nesta etapa, a CPD extraída pelo filtro F-202 e armazenada no T-201 entra pela corrente 42 a uma vazão de 71,20 kg/h, é adicionado uma solução enzimática Celluclast que será responsável por realizar a hidrólise da cadeia celulósica e uma solução aquosa contendo cerca de 2,35% de citrato de sódio, que possui a função de prevenir o crescimento microbiano durante a hidrólise.

As condições de operação da hidrólise foram escolhidas de acordo com os melhores resultados apresentados no estudo feito por Rocha (2010), no qual avaliou a produção de glicose através da hidrólise enzimática variando o tempo de reação, concentração de CPD em solução e atividade enzimática, portanto, a operação ocorre por um período de 24h a 45°C, com

CPD a uma concentração de 32% m/v e uma atividade enzimática de 30 FPU/g de substrato, resultando em um rendimento de hidrólise igual a 0,45 kg de glicose/kg de substrato. Cada batelada terá 1708,72 kg de CPD, a quantidade de solução foi calculada a partir da equação 39 e é igual a 0,2225 m<sup>3</sup>/h, ou 5,3397 m<sup>3</sup> por batelada.

$$Q_{45} = \frac{M_{42}}{30\% \cdot 1000} \quad (39)$$

A quantidade necessária de enzimas foi calculada com base na metodologia de Ghose (1987), que explica o conceito de atividade enzimática medidas em FPU. Resumidamente, a unidade de atividade enzimática se refere a quantidade de substrato convertido, ou produto produzido, em  $\mu\text{mol}$  por minuto.

Considerando então que a conversão continua ocorrendo durante o tempo de reação, a atividade de 30 FPU/g converte 1 g de substrato por minuto, ou produz 450 mg de glicose por minuto. Como a operação ocorre durante 24 horas, equivalente a 1440 minutos, é possível obter 648g de glicose. Para a AH Biotics, foi determinado uma produção de 500 kg de glicose por dia para suprir as necessidades de produção de ácido hialurônico, portanto, para saber a atividade enzimática que atinja tal produção é possível utilizar a relação da equação 40:

$$FPU_{desejada} = \frac{30 \text{ FPU} \cdot \text{Produção desejada}}{648} \quad (40)$$

Como a produção desejada é de 500 kg, é necessário 23148,15 FPU. Sabe-se que a solução enzimática Celluclast comercializada pela Novozymes possui uma atividade de 134,63 FPU/mL de extrato enzimático. Então, para saber a quantidade necessária de extrato enzimático utiliza-se a equação 41.

$$V_{extrato \text{ enzimático}} = \frac{FPU_{desejada} \cdot 1 \text{ mL}}{134,63 \text{ FPU}} \quad (41)$$

Pela equação, o volume de substrato necessário, e que será alimentado ao reator de hidrólise enzimática, é de 171,94 mL por batelada, ou 7,164 mL/h. A Novozymes, empresa que comercializa o extrato enzimático, estipulou na ficha técnica do produto um volume de 100 a 200 mL de extrato enzimático por tonelada de substrato utilizado, portanto, o volume obtido pelos cálculos se encontra dentro da faixa recomendada.



Com isso, ao final da hidrólise é possível obter os 500 kg de glicose de interesse a partir da CPD introduzido. No entanto, nem toda CPD que foi alimentado pode ser hidrolisado em glicose, parte devido ao tempo escolhido para a operação e parte por ainda haver resquícios de lignina e hemicelulose na cadeia celulósica, o que impede que essas regiões sejam hidrolisadas. Além disso, devido ao rendimento ser igual à 0,45 kg de glicose/kg de substrato, uma quantidade mínima de CPD precisa ser adicionada à reação para garantir que se obterá a produção desejada. Para calcular a quantidade mínima de CPD requerida no processo se utilizou a equação 42.

$$M_{42,CPD\ necessária} = \frac{M_{46,glicose}}{C_{glicose}} \quad (42)$$

Pela equação, obteve-se uma vazão de alimentação mínima para a CPD igual a 46,30 kg/h ou 1111,11 kg por batelada. No entanto, para a massa de CPD convertida em glicose se estipulou a proporção 1:1 - tendo em vista que a estrutura da celulose é composta de várias moléculas de glicose polimerizadas. Portanto, ao final da hidrólise enzimática, a corrente 46 destina a solução contendo 8,40% de glicose e a CPD para a centrífuga, onde ocorrerá a separação.

#### A.2.2.9 Decanter centrífugo (C-201)

O decanter centrífugo (C-201) tem como principal função realizar a separação entre a solução contendo glicose e a CPD que não foi hidrolisada pelas enzimas. A corrente 46 alimenta a centrífuga com uma vazão de 295,84 kg/h de hidrolisado celulósico, sendo que desse valor 50,36 kg/h correspondem a CPD. A eficiência de remoção de sólido da centrífuga foi estipulado como sendo de 95% e a equação 43 foi utilizada para calcular a quantidade CPD removida.

$$M_{47} = M_{46,CPD} \cdot \eta_{C-201} \quad (43)$$

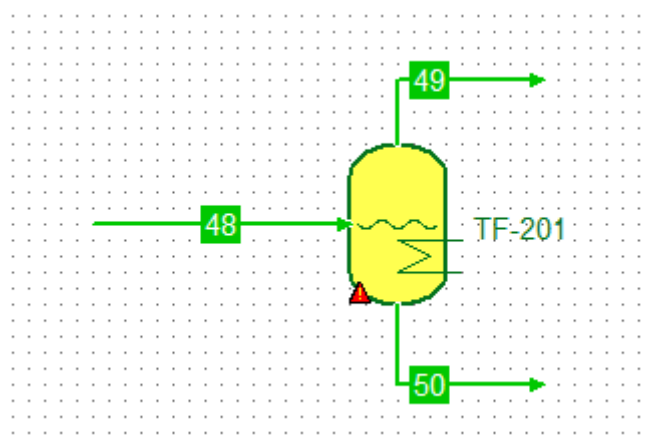
Ao final do processo, a corrente 47 destina 47,85 kg/h de CPD para o tanque (T-202), onde ficará armazenada com os demais resíduos sólidos do processo até ser destinada para seu devido tratamento. A corrente 48 destina a solução contendo glicose para a próxima etapa do processo a uma vazão de 248 kg/h.

#### A.2.2.10 Tanque flash (TF-201)

O tanque flash (TF-201) tem a função de concentrar a solução de glicose que sai da centrífuga (C-201) através da evaporação da água em solução. O objetivo é conseguir uma solução com concentração de glicose igual a 42,39%, no entanto, a solução possui grande sensibilidade quanto a evaporação nas temperaturas acima de 100 °C. Definiu-se então que o tanque opere a temperatura de 105 °C, sendo possível remover cerca de 94,43% da água, resultando em uma solução com 51,04% de glicose.

Para definir as condições de operação e calcular o balanço de massa e energia deste equipamento foi utilizado o simulador de processos COCO como auxílio. Para fins de simulação, considerou-se uma mistura com apenas água e glicose, tendo em vista que são os dois principais componentes da solução. O esquema simulado está apresentado na Figura 57.

Figura 57 – Esquema do TF-201 feito pelo simulador de processos COCO.



Fonte: Autores (2022).

As Figuras 58 e 59 apresentam as informações, obtidas através da simulação, das correntes e do TF-201, respectivamente.

Figura 58 – Informações das correntes envolvidas no TF-201.

Stream	48	49	50	Unit
Pressure	1	1	1	atm
Temperature	45	105	105	°C
Flow rate	240.24	207.187	33.0527	kg / h
Mole frac Water	0.990596	1	0.854399	
Mole frac Glicose	0.00940399	7.86131e-19	0.145601	
Flow Glicose	20.83	1.62883e-15	20.83	kg / h
Flow Water	219.41	207.187	12.2227	kg / h
Mole frac Glicose	0.00940399	7.86131e-19	0.145601	
Mole frac Water	0.990596	1	0.854399	

Fonte: Autores (2022).

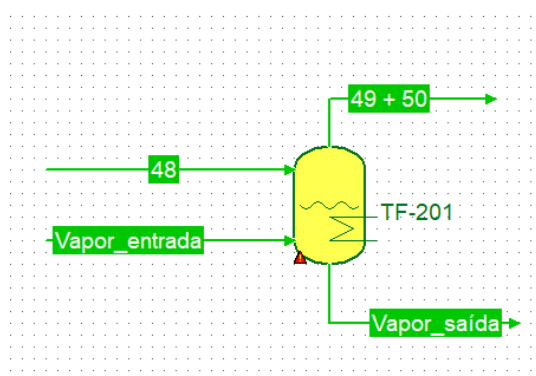
Figura 59 – Informações do TF-201.

TF-201		
Parameter	Value	Unit
Heat duty	145.54	kW
Pressure	1	atm
Pressure drop	0	atm
Temperature	105	°C

Fonte: Autores (2022).

Como mostra na Figura 59, o processo necessita de uma carga térmica equivalente a 145,54 kW que serão disponibilizadas através de uma corrente de vapor a 152 °C. Novamente foi utilizado o simulador para calcular a quantidade necessária de vapor para a demanda de calor. A Figura 60 representa o esquema de utilização do vapor para aquecimento do TF-201 e as figuras 61 e 62 mostram os resultados obtidos para as vazões de vapor e BE do equipamento.

Figura 60 – Esquema do TF-201 com aquecimento a vapor feito pelo simulador de processos COCO.



Fonte: Autores (2022).

Figura 61 – Informações das correntes de vapor no TF-201.

Stream	Vapor_entrada	Vapor_saída	Unit
Pressure	1	1	atm
Temperature	152	99.9823	°C
Flow rate	250	250	kg / h
Mole frac Water	1	1	
Mole frac Glicose	0	0	

Fonte: Autores (2022).

Figura 62 – Informações do TF-201.

TF-201		
Parameter	Value	Unit
Heat exchange	145.54	kW
Heat transfer	2860.07	W / K

Fonte: Autores (2022).

Ao final do processo de concentração, a corrente 49 deixa o tanque flash a uma vazão de 207,18 kg/h contendo apenas vapor d'água, enquanto a corrente 50 segue para a esterilização com uma vazão de 40,81 kg/h e concentração de glicose igual a 51,04%.

### A.2.3. Balanço de Massa e Energia Esterilização

Após passar realizado o tratamento físico e químico do bagaço de caju, a glicose obtida é diluída e esterilizada, assim como outros componentes necessários para o meio de cultivo do microrganismo, para ser destinado à fermentação. Os componentes envolvidos nessa etapa são: glicose, obtida através do pré-tratamento do bagaço de caju, extrato de levedura, sais, água e ar.

#### A.2.3.1. Tanque de Mistura de glicose (M-301)

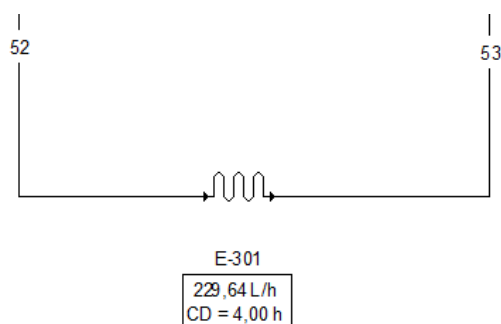
A glicose obtida no pré-tratamento químico sai do TF-201 a uma concentração de 51,04% e precisa ser diluída até 42,39% para abastecer os reatores. Para isso, o tanque de mistura recebe a glicose, pela corrente 50, a uma vazão de 40,81 kg/h e água é adicionada a uma vazão de 8,40 kg/h pela corrente 51, a mistura ocorre por um período de 15 minutos e, em seguida, é destinada ao esterilizador (E-301) pela corrente 52 a uma vazão de 49,21 kg/h.

### A.2.3.2. Esterilizador de glicose (E-301)

O objetivo do esterilizador (E-301) é receber a solução de glicose através da corrente 52, aquecê-la até 140 °C e resfriar novamente até 37 °C, em seguida, enviá-la para o tanque de armazenamento (T-301) através da corrente 53. Por se tratar de uma troca térmica em um trocador de calor, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 52 e 53 são iguais e de 49,21 kg/h. No entanto, há troca térmica e, conseqüentemente, balanço energético.

Para aquecer a corrente, é utilizado vapor à temperatura de 152 °C e para resfriar, utiliza-se água fria a 25 °C. O esterilizador foi simulado através do software de simulação industrial SuperPro, o esquema que representa sua operação pode ser observado na Figura 63, os dados de massa e energia das correntes de vapor e água fria necessários foram calculados pelo simulador e estão apresentados na Figura 64.

Figura 63 – Representação do E-301 no simulador de processos SuperPro.



Fonte: SuperPro (2022).

Figura 64 – Dados de vazão e carga térmica do E-301.

Heating / Cooling	
Sterilization Temp.	140,0 °C
Preheat Outlet Temp.	110,0 °C
Final Exit Temp.	37,0 °C
Heating	
Duty	3456,1 kcal/h
Agent	
Name	Steam
Inlet Temp.	152,0 °C
Outlet Temp.	152,0 °C
Rate	6,86 kg/h
Heat Transfer Effic.	100,00 %
Cooling	
Duty	3278,95 kcal/h
Agent	
Name	Cooling Water
Inlet Temp.	25,0 °C
Outlet Temp.	30,0 °C
Rate	656,2 kg/h
Heat Transfer Effic.	100,00 %

Fonte: SuperPro (2022).

Para os cálculos realizado pelo simulador, considerou-se a entalpia específica da solução igual a 18,493 kcal/kg e um  $C_p$  igual a 0,74 kcal/kg.°C (FERREIRA, 2021).

Segundo os cálculos realizados pelo simulador, 3456,1 kcal/h, ou 4 kW, são necessários para aquecer a corrente 52 até 140 °C, com isso, vapor a uma vazão de 6,86 kg/h deve ser utilizado. Enquanto para o resfriamento, 3278,95 kcal/h, ou 3,81 kW, são necessários para levar a corrente de volta até 37 °C, sendo necessário uma vazão de água fria igual a 656,2 kg/h.

#### A.2.3.3. Tanque de armazenamento (T-301)

O objetivo do tanque de armazenamento é manter a glicose proveniente do esterilizador E-301 até que seja enviada para os reatores de inoculação (R-401, R-402 e R-403), ao misturador (M-401) e ao reator de fermentação (R-404) através das correntes 54, 55, 56, 57 e 58, respectivamente. Por se tratar apenas do armazenamento do material e não conter nenhum componente volátil, não há mudança na vazão mássica total, no entanto, a glicose armazenada é dividida nas 5 correntes já mencionadas, as vazões mássicas das correntes possuem um fator de aumento de 10x entre elas, exceto pela corrente 57, destinada ao tanque de mistura, que representa 57,44% da vazão mássica total, ou seja, 28,27 kg/h. Para facilitar a visualização, a

Tabela 35 indica a fração das correntes 54, 55, 56 e 58 em relação à vazão total destinada aos reatores e suas respectivas vazões. O cálculo para a vazão mássica segue o apresentado na equação 44, onde o índice X deve ser substituído pela respectiva corrente.

$$M_X = (M_{53} - M_{57}) \cdot X_X \quad (44)$$

Tabela 35 - Fração das correntes que saem de T-301.

Índice da corrente	Fração da vazão total destinada aos reatores (%)	Vazão mássica (kg/h)
54	0,09%	0,01885
55	0,90%	0,1885
56	9,00%	1,885
58	90,00%	18,85

Fonte: Autores (2022).

Para saber o volume do tanque necessário para armazenar a solução calculou-se o volume ocupado individualmente pelos componentes da mistura. Para calcular o volume total, considerou-se a massa específica da água como sendo 994,70 kg/m<sup>3</sup> e a massa específica da glicose igual a 1173,66 kg/m<sup>3</sup> (FERREIRA, 2021).

Pela equação 45, calcula-se o volume total do tanque, sabendo que, por segurança, é necessária uma ocupação máxima de 90% do tanque.

$$V_{T-301} = \left( \left( \frac{M_{50,glicose}}{\rho_{glicose}} + \frac{M_{50,água}}{\rho_{água}} \right) + \frac{M_{51,água}}{\rho_{água}} \right) \cdot 24 \cdot \frac{1000}{90\%} \quad (45)$$

Sendo que,  $M_{50, glicose}$  é equivalente a 51,04% de  $M_{50}$  e  $M_{50, água}$  é equivalente a 29,95% de  $M_{50}$ .

A partir deste cálculo, tem-se que o volume do T-301 é de 1026,07 L.

#### A.2.3.4. Tanque de Mistura de extrato de levedura (M-302)

Assim como a glicose, o extrato de levedura adquirido para ser utilizado no processo precisa ser diluído até 39,95% para abastecer os reatores. Para isso, o tanque de mistura recebe o extrato de levedura, pela corrente 59, a uma vazão de 33,96 kg/h e água é adicionada a uma

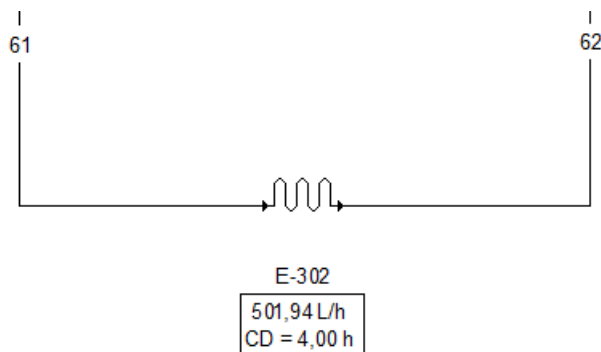
vazão de 51,04 kg/h pela corrente 60, a mistura ocorre por um período de 15 minutos e, em seguida, é destinada ao esterilizador (E-302) pela corrente 61 a uma vazão de 85 kg/h.

#### A.2.3.5. Esterilizador de extrato de levedura (E-302)

O objetivo do esterilizador (E-302) é receber a solução de extrato de levedura através da corrente 61, aquecê-la até 140 °C e resfriar novamente até 37 °C, em seguida, enviá-la para o tanque de armazenamento (T-302) através da corrente 62. Por se tratar de uma troca térmica em um trocador de calor, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 61 e 62 são iguais e de 85 kg/h. No entanto, há troca térmica e, consequentemente, balanço energético.

Para aquecer a corrente, é utilizado vapor à temperatura de 152 °C e para resfriar, utiliza-se água fria a 25 °C. O esterilizador foi simulado através do software de simulação industrial SuperPro, o esquema que representa sua operação pode ser observado na Figura 65, os dados de massa e energia das correntes de vapor e água fria necessários foram calculados pelo simulador e estão apresentados na Figura 66.

Figura 65 – Representação do E-302 no simulador de processos SuperPro.



Fonte: SuperPro (2022).



Figura 66 – Dados de vazão e carga térmica do E-302.

Heating / Cooling	
Sterilization Temp.	140,0 °C
Preheat Outlet Temp.	110,0 °C
Final Exit Temp.	37,0 °C
Heating	
Duty	10309,2 kcal/h
Agent	
Name	Steam
Inlet Temp.	152,0 °C
Outlet Temp.	152,0 °C
Rate	20,47 kg/h
Heat Transfer Effic.	100,00 %
Cooling	
Duty	9169,16 kcal/h
Agent	
Name	Cooling Water
Inlet Temp.	25,0 °C
Outlet Temp.	30,0 °C
Rate	1834,9 kg/h
Heat Transfer Effic.	100,00 %

Fonte: SuperPro (2022).

Para os cálculos realizado pelo simulador, considerou-se a entalpia específica da solução igual a 25,060 kcal/kg e um  $C_p$  igual a 1,00 kcal/kg.°C (FERREIRA, 2021).

Segundo os cálculos realizados pelo simulador, 10309,2 kcal/h, ou 12 kW, são necessários para aquecer a corrente 61 até 140 °C, com isso, vapor a uma vazão de 20,47 kg/h deve ser utilizado. Enquanto para o resfriamento, 9169,16 kcal/h, ou 10,66 kW, são necessários para levar a corrente de volta até 37 °C, sendo necessário uma vazão de água fria igual a 1834,9 kg/h.

#### A.2.3.6. Tanque de armazenamento (T-302)

O objetivo do tanque de armazenamento é manter o extrato de levedura proveniente do esterilizador E-302 até que seja enviada para os reatores de inoculação (R-401, R-402 e R-403), ao misturador (M-401) e ao reator de fermentação (R-404) através das correntes 63, 64, 65, 66 e 67, respectivamente. Por se tratar apenas do armazenamento do material e não conter nenhum componente volátil, não há mudança na vazão mássica total, no entanto, o extrato de levedura armazenado é dividido nas cinco correntes já mencionadas, as vazões mássicas das

correntes possuem um fator de aumento de 10x entre elas, exceto pela corrente 66, destinada ao tanque de mistura, que representa 38,10% da vazão mássica total, ou seja, 32,39 kg/h. Para facilitar a visualização, a Tabela 36 indica a fração das correntes 63, 64, 65 e 67 em relação à vazão total destinada aos reatores e suas respectivas vazões. O cálculo para a vazão mássica segue o apresentado na equação 46, onde o índice X deve ser substituído pela respectiva corrente.

$$M_X = (M_{62} - M_{66}) \cdot X_x \quad (46)$$

Tabela 36 - Fração das correntes que saem de T-302.

Índice da corrente	Fração da vazão total destinada aos reatores (%)	Vazão mássica (kg/h)
63	0,09%	0,047355
64	0,90%	0,47355
65	9,00%	4,7355
67	90,00%	47,355

Fonte: Autores (2022).

Para saber o volume do tanque necessário para armazenar a solução calculou-se o volume ocupado individualmente pelos componentes da mistura. Para calcular o volume total, considerou-se a massa específica da água como sendo 994,70 kg/m<sup>3</sup> e a massa específica do extrato de levedura igual a 1050 kg/m<sup>3</sup> (FERREIRA, 2021).

Pela equação 47, calcula-se o volume total do tanque, sabendo que, por segurança, é necessária uma ocupação máxima de 90% do tanque.

$$V_{T-302} = \left( \frac{M_{59,extrato\ de\ levedura}}{\rho_{extrato\ de\ levedura}} + \frac{M_{60,água}}{\rho_{água}} \right) \cdot 24 \cdot \frac{1000}{90\%} \quad (47)$$

A partir deste cálculo, tem-se que o volume do T-302 é de 2230,87 L.

#### A.2.3.7. Tanque de Mistura de sais (M-303)

Assim como a glicose e o extrato de levedura, os sais precisam ser diluídos até 14,90% para abastecer os reatores. Para isso, o tanque de mistura recebe os sais, pela corrente 68, a uma vazão de 0,78 kg/h e água é adicionada a uma vazão de 4,47 kg/h pela corrente 69, a mistura

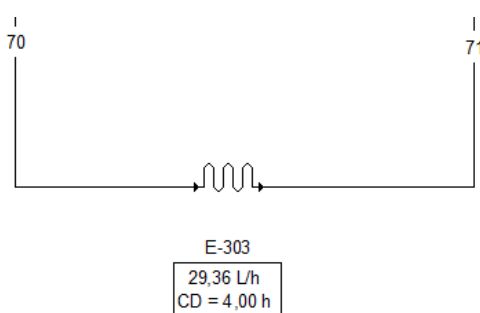
ocorre por um período de 15 minutos e, em seguida, é destinada ao esterilizador (E-303) pela corrente 70 a uma vazão de 5,25 kg/h.

#### A.2.3.8. Esterilizador de sais (E-303)

O objetivo do esterilizador (E-303) é receber a solução de sais através da corrente 70, aquecê-la até 140 °C e resfriar novamente até 37 °C, em seguida, enviá-la para o tanque de armazenamento (T-303) através da corrente 71. Por se tratar de uma troca térmica em um trocador de calor, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 70 e 71 são iguais e de 5,25 kg/h. No entanto, há troca térmica e, consequentemente, balanço energético.

Para aquecer a corrente, é utilizado vapor à temperatura de 152 °C e para resfriar, utiliza-se água fria a 25 °C. O esterilizador foi simulado através do software de simulação industrial SuperPro, o esquema que representa sua operação pode ser observado na Figura 67, os dados de massa e energia das correntes de vapor e água fria necessários foram calculados pelo simulador e estão apresentados na Figura 68.

Figura 67 – Representação do E-303 no simulador de processos SuperPro.



Fonte: SuperPro (2022).

Figura 68 – Dados de vazão e carga térmica do E-303.

Heating / Cooling	
Sterilization Temp.	140,0 °C
Preheat Outlet Temp.	110,0 °C
Final Exit Temp.	37,0 °C
Heating	
Duty	455,4 kcal/h
Agent	
Name	Steam
Inlet Temp.	152,0 °C
Outlet Temp.	152,0 °C
Rate	0,90 kg/h
Heat Transfer Effic.	100,00 %
Cooling	
Duty	534,21 kcal/h
Agent	
Name	Cooling Water
Inlet Temp.	25,0 °C
Outlet Temp.	30,0 °C
Rate	106,9 kg/h
Heat Transfer Effic.	100,00 %

Fonte: SuperPro (2022).

Para os cálculos realizado pelo simulador, considerou-se a entalpia específica da solução igual a 23,695 kcal/kg e um  $C_p$  igual a 0,94 kcal/kg.°C (FERREIRA, 2021).

Segundo os cálculos realizados pelo simulador, 455,4 kcal/h, ou 0,5 kW, são necessários para aquecer a corrente 70 até 140 °C, com isso, vapor a uma vazão de 0,90 kg/h deve ser utilizado. Enquanto para o resfriamento, 543,21 kcal/h, ou 0,62 kW, são necessários para levar a corrente de volta até 37 °C, sendo necessário uma vazão de água fria igual a 106,9 kg/h.

#### A.2.3.9. Tanque de armazenamento (T-303)

O objetivo do tanque de armazenamento é manter os sais proveniente do esterilizador E-303 até que seja enviada para os reatores de inoculação e de fermentação (R-401, R-402, R-403 e R-404) através das correntes 72, 73, 74 e 75, respectivamente. Por se tratar apenas do armazenamento do material e não conter nenhum componente volátil, não há mudança na vazão mássica total, no entanto, os sais armazenados são divididos nas 4 correntes já mencionadas, as vazões mássicas das correntes possuem um fator de aumento de 10x entre elas. Para facilitar a visualização, a Tabela 37 indica a fração das correntes 72, 73, 74 e 75 em relação à vazão

total destinada aos reatores e suas respectivas vazões. O cálculo para a vazão mássica segue o apresentado na equação 48, onde o índice X deve ser substituído pela respectiva corrente.

$$M_X = M_{71} \cdot X_X \quad (48)$$

Tabela 37 - Fração das correntes que saem de T-303.

Índice da corrente	Fração da vazão total destinada aos reatores (%)	Vazão mássica (kg/h)
72	0,09%	0,004723
73	0,90%	0,04723
74	9,00%	0,4723
75	90,00%	4,723

Fonte: Autores (2022).

Para saber o volume do tanque necessário para armazenar a solução calculou-se o volume ocupado individualmente pelos componentes da mistura. Para calcular o volume total, considerou-se a massa específica da água como sendo 994,70 kg/m<sup>3</sup> e a massa específica dos sais igual a 1935,07 kg/m<sup>3</sup> (FERREIRA, 2021).

Pela equação 49, calcula-se o volume total do tanque, sabendo que, por segurança, é necessária uma ocupação máxima de 90% do tanque.

$$V_{T-303} = \left( \frac{M_{68,sais}}{\rho_{sais}} + \frac{M_{69,\acute{a}gua}}{\rho_{\acute{a}gua}} \right) \cdot 24 \cdot \frac{1000}{90\%} \quad (49)$$

A partir deste cálculo, tem-se que o volume do T-303 é de 130,49 L.

#### A.2.3.10. Esterilizador de água (E-304)

O objetivo do esterilizador (E-304) é receber água proveniente do reservatório de água, aquecê-la até 140 °C e resfriar novamente até 37 °C, em seguida, enviá-la para os reatores de inoculação e de fermentação (R-401, R-402, R-403 e R-404) através das correntes 77, 78, 79 e 80. Por se tratar de uma troca térmica em um trocador de calor, não há mudança na vazão mássica total das correntes, no entanto, a água é dividida nas 4 correntes já mencionadas, as vazões mássicas das correntes possuem um fator de aumento de 10x entre elas. Para facilitar a visualização, a Tabela 38 indica a fração das correntes 77, 78, 79 e 80 em relação à vazão total

destinada aos reatores e suas respectivas vazões. O cálculo para a vazão mássica segue o apresentado na equação 50, onde o índice X deve ser substituído pela respectiva corrente.

$$M_X = M_{76} \cdot X_X \quad (50)$$

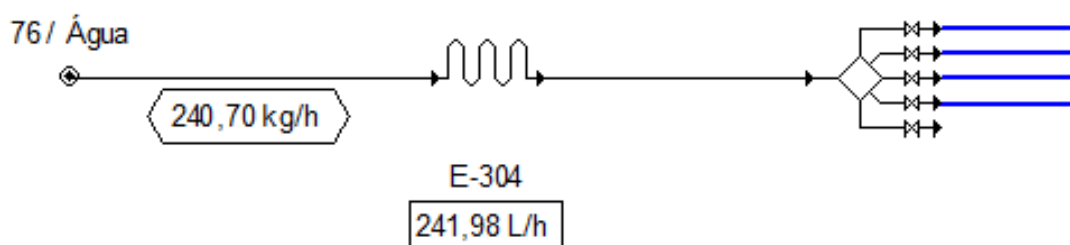
Tabela 38 - Fração das correntes que saem de E-304.

Índice da corrente	Fração da vazão total destinada aos reatores (%)	Vazão mássica (kg/h)
77	0,09%	0,21663
78	0,90%	2,1663
79	9,00%	21,663
80	90,00%	216,63

Fonte: Autores (2022).

Outra característica dessa operação é a troca térmica, necessitando de um balanço energético. Para aquecer a corrente, é utilizado vapor à temperatura de 152 °C e para resfriar, utiliza-se água fria a 25 °C. O esterilizador foi simulado através do software de simulação industrial SuperPro, o esquema que representa sua operação pode ser observado na Figura 69, os dados de massa e energia das correntes de vapor e água fria necessários foram calculados pelo simulador e estão apresentados na Figura 70.

Figura 69 – Representação do E-304 no simulador de processos SuperPro.



Fonte: SuperPro (2022).

Figura 70 – Dados de vazão e carga térmica do E-304.

Heating / Cooling	
Sterilization Temp.	140,0 °C
Preheat Outlet Temp.	110,0 °C
Final Exit Temp.	37,0 °C
Heating	
Duty	3300,6 kcal/h
Agent	
Name	Steam
Inlet Temp.	152,0 °C
Outlet Temp.	152,0 °C
Rate	6,55 kg/h
Heat Transfer Effic.	100,00 %
Cooling	
Duty	4325,20 kcal/h
Agent	
Name	Cooling Water
Inlet Temp.	25,0 °C
Outlet Temp.	30,0 °C
Rate	865,5 kg/h
Heat Transfer Effic.	100,00 %

Fonte: SuperPro (2022).

Para os cálculos realizado pelo simulador, considerou-se a entalpia específica da água igual a 25,109 kcal/kg e um  $C_p$  igual a 1,00 kcal/kg.°C (FERREIRA, 2021).

Segundo os cálculos realizados pelo simulador, 3300,6 kcal/h, ou 3,8 kW, são necessários para aquecer a corrente 76 até 140 °C, com isso, vapor a uma vazão de 6,55 kg/h deve ser utilizado. Enquanto para o resfriamento, 4325,20 kcal/h, ou 5,03 kW, são necessários para levar a corrente de volta até 37 °C, sendo necessário uma vazão de água fria igual a 865,5 kg/h.

#### A.2.3.11. Filtro de ar (F-301)

O filtro de ar tem o papel de realizar a filtragem fina do ar que será comprimido e alimentado aos reatores, isto é, remover quaisquer impurezas presentes no ar que possam afetar negativamente a fermentação. Entretanto, não foi realizado um balanço de massa para esta operação considerando que as impurezas a serem removidas representam uma quantidade ínfima em relação à massa total de ar. O ar entra no filtro pela corrente 81 a uma vazão de 647,47 kg/h e é direcionado ao compressor (CP-301) pela corrente 82.

### A.2.3.12. Compressor de ar (CP-301)

O objetivo do compressor de ar (CP-301) é receber o ar filtrado, comprimi-lo a pressão de 2 atm e, em seguida, enviá-lo para os reatores de inoculação e de fermentação (R-401, R-402, R-403 e R-404) através das correntes 83, 84, 85 e 86. Por se tratar de uma compressão, não há mudança na vazão mássica total das correntes, no entanto, o ar é dividido nas 4 correntes já mencionadas, as vazões mássicas das correntes são calculadas a partir da relação de aeração de 1 VVM (volume de ar por volume de líquido por minuto) escolhida para os reatores. Para facilitar a visualização, a Tabela 39 indica a fração das correntes 72, 73, 74 e 75 em relação à vazão total destinada aos reatores e suas respectivas vazões. O cálculo para a vazão mássica segue o apresentado na equação 51, onde o índice X deve ser substituído pela respectiva corrente.

$$M_X = M_{71} \cdot X_X \quad (51)$$

Tabela 39 - Fração das correntes que saem de CP-301.

Índice da corrente	Fração da vazão total destinada aos reatores (%)	Vazão mássica (kg/h)
72	0,04%	0,2698
73	0,43%	2,9002
74	4,33%	29,2046
75	95,20%	642,0966

Fonte: Autores (2022).

### A.2.4. Balanço de Massa e Energia Fermentação

A área 400 da indústria é responsável pela inoculação do microrganismo e pela fermentação da celulose em glicose. Para a inoculação, o microrganismo deve ser cultivado em um meio com a presença de glicose, extrato de levedura e sais, esses componentes entram na área 400 após serem diluídos até a concentração desejada e esterilizados, os mesmos componentes são utilizados na fermentação como meio de cultivo. Ao final da fermentação tem-se 393,644 kg/h de caldo fermentativo com uma concentração de ácido hialurônico igual a 0,50%.

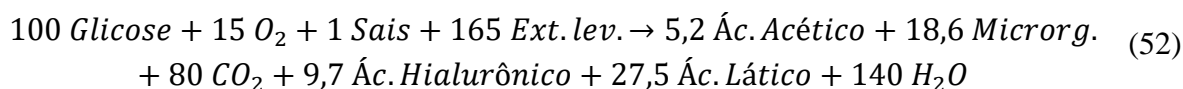


#### A.2.4.1. Reator de Inoculação 1 (R-401)

O reator de inoculação 1 realiza o primeiro processo de cultivo do microrganismo responsável por converter a glicose em ácido hialurônico. A corrente 87 com 0,0315 kg/h de inóculo é adicionado ao reator e ocupa um volume de 10% do volume reacional, quantidade ideal de ocupação segundo SCHMIDELL *et. al.* (2001). Para que a inoculação ocorra, é necessário a presença de um meio de cultivo composto por glicose, extrato de levedura e diversos sais, além de água para completar o volume do meio de cultivo. Através das correntes 54, 63, 72 e 77 esses componentes são alimentados, respectivamente.

A glicose é alimentada ao reator a uma vazão de 0,0189 kg/h e com concentração de 42,39%, o extrato de levedura é alimentado a uma vazão de 0,0474 kg/h e concentração de 39,95%, os sais são alimentados a uma vazão de 0,004723 kg/h e concentração de 14,99%, por fim, o volume é preenchido com água, com uma vazão de 0,2166 kg/h. A inoculação ocorre por um período de 12 horas a 37 °C. O reator possui um volume de 9,56 L e é aerado por uma corrente de ar filtrada e comprimida a uma proporção de 1 VVM (volume de ar por volume líquido por minuto).

A inoculação ocorre de acordo com a equação 52 apresentada anteriormente e, junto com o crescimento celular, há a formação de ácido hialurônico, ácido acético e ácido lático, ocasionando uma acidificação no meio fermentativo e uma diminuição do pH. Para compensar isso, o reator opera em batelada alimentada com uma corrente de 0,0125 kg/h de NaOH 20%, sendo alimentada durante todo o tempo reacional. O NaOH neutraliza os ácidos formados, convertendo-os aos seus respectivos sais.



A inoculação tem uma conversão em relação ao componente limitante, nesse caso a glicose, igual a 95% enquanto a neutralização dos ácidos possui uma conversão de 100% para o ácido hialurônico e ácido acético.

Por se tratar de uma reação exotérmica, conforme a glicose é consumida para formação dos produtos, calor é liberado ao sistema, ocasionando em um aumento gradual da temperatura, a qual, assim como o pH, deve ser controlada. Desta forma, é necessário a passagem de água fria pelas paredes do reator para manter a reação na temperatura de 37 °C

Ao final da inoculação 1, o microrganismo obtém um crescimento celular próximo a 246,90%. O caldo formado possui uma composição de substâncias formadas que está

apresentado na Tabela 40, junto com suas vazões mássicas. O caldo formado é destinado ao reator de hidrólise enzimática 2 e servirá como inóculo nesta etapa.

Tabela 40 – Componentes no caldo após R-401.

<b>Componente</b>	<b>Vazão mássica (kg/h)</b>
Extrato de levedura	0,006556
Glicose	0,0003995
Sais	0,0006292
Água	0,30361
Microrganismo	0,0023425
Ácido láctico	0,0000083
Hialuronato de sódio	0,0007692
Acetato de sódio	0,0005321
Lactato de sódio	0,002553

Fonte: Autores (2022).

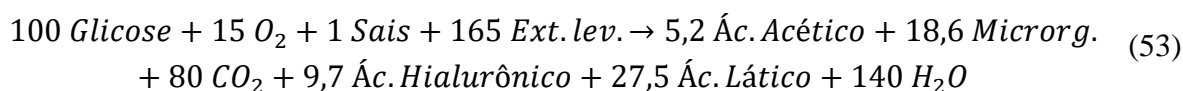
#### A.2.4.2. Reator de Inoculação 1 (R-402)

O reator de inoculação 2 segue com o cultivo do microrganismo. A corrente 89, proveniente de R-401, entra em R-402 com vazão de 0,3174 kg/h do inóculo, ocupando 10% do volume reacional do reator. A segunda inoculação ocorre da mesma forma que a primeira, necessitando de um meio de cultivo com glicose, extrato de levedura, sais e água. Através das correntes 55, 64, 73 e 78 esses componentes são alimentados, respectivamente.

A glicose é alimentada ao reator a uma vazão de 0,1885 kg/h e com concentração de 42,39%, o extrato de levedura é alimentado a uma vazão de 0,4735 kg/h e concentração de 39,95%, os sais são alimentados a uma vazão de 0,04723 kg/h e concentração de 14,99%, por fim, o volume é preenchido com água, com uma vazão de 2,1663 kg/h. A inoculação ocorre por um período de 12 horas a 37 °C. O reator possui um volume de 95,61 L e é aerado por uma corrente de ar filtrada e comprimida a uma proporção de 1 VVM (volume de ar por volume líquido por minuto).

A inoculação ocorre de acordo com a equação 53 apresentada anteriormente e, junto com o crescimento celular, há a formação dos ácidos, ocasionando a acidificação no meio e

sendo necessária a adição de NaOH 20%, que entra a pela corrente 90 a uma vazão de 0,1271 kg/h. O NaOH neutraliza os ácidos formados, convertendo-os aos seus respectivos sais.



A inoculação tem uma conversão em relação ao componente limitante, nesse caso a glicose, igual a 95% enquanto a neutralização dos ácidos possui uma conversão de 100% para o ácido hialurônico e ácido acético.

Por se tratar de uma reação exotérmica, conforme a glicose é consumida para formação dos produtos, calor é liberado ao sistema, ocasionando em um aumento gradual da temperatura, a qual, assim como o pH, deve ser controlada. Desta forma, é necessário a passagem de água fria pelas paredes do reator para manter a reação na temperatura de 37 °C.

Ao final da inoculação 2, a quantidade de microrganismos aumenta 6,86 vezes em relação à sua massa inicial no R-402. O caldo formado possui uma composição de substâncias formadas que está apresentado na Tabela 41, junto com suas vazões mássicas. O caldo formado é destinado ao reator de hidrólise enzimática 3 e servirá como inóculo nesta etapa.

Tabela 41 – Componentes no caldo após R-402.

<b>Componente</b>	<b>Vazão mássica (kg/h)</b>
Extrato de levedura	1,71591
Glicose	0,09589
Sais	0,16596
Água	72,8538
Microrganismo	0,39238
NaOH	0,00306
Hialuronato de sódio	0,20393
Acetato de sódio	0,14115
Lactato de sódio	0,67981

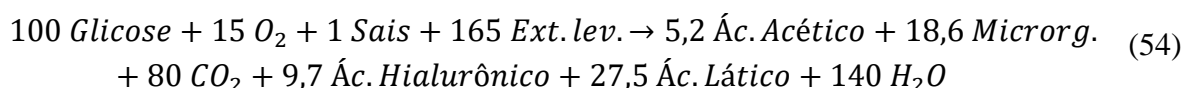
Fonte: Autores (2022).

#### A.2.4.3. Reator de Inoculação 1 (R-403)

O reator de inoculação 3 segue com o cultivo do microrganismo. A corrente 91, proveniente de R-402, entra em R-403 com vazão de 3,1772 kg/h do inóculo, ocupando 10% do volume reacional do reator. A terceira inoculação ocorre da mesma forma que as anteriores, necessitando de um meio de cultivo com glicose, extrato de levedura, sais e água. Através das correntes 56, 65, 74 e 79 esses componentes são alimentados, respectivamente.

A glicose é alimentada ao reator a uma vazão de 1,8850 kg/h e com concentração de 42,39%, o extrato de levedura é alimentado a uma vazão de 4,7355 kg/h e concentração de 39,95%, os sais são alimentados a uma vazão de 0,4723 kg/h e concentração de 14,99%, por fim, o volume é preenchido com água, com uma vazão de 21,6628 kg/h. A inoculação ocorre por um período de 12 horas a 37 °C. O reator possui um volume de 955,99 L e é aerado por uma corrente de ar filtrada e comprimida a uma proporção de 1 VVM (volume de ar por volume líquido por minuto).

A inoculação ocorre de acordo com a equação 54 apresentada anteriormente e, junto com o crescimento celular, há a formação dos ácidos, ocasionando a acidificação no meio e sendo necessária a adição de NaOH 20%, que entra a pela corrente 92 a uma vazão de 1,2589 kg/h. O NaOH neutraliza os ácidos formados, convertendo-os aos seus respectivos sais.



A inoculação tem uma conversão em relação ao componente limitante, nesse caso a glicose, igual a 95% enquanto a neutralização dos ácidos possui uma conversão de 100% para o ácido hialurônico e ácido acético.

Por se tratar de uma reação exotérmica, conforme a glicose é consumida para formação dos produtos, calor é liberado ao sistema, ocasionando em um aumento gradual da temperatura, a qual, assim como o pH, deve ser controlada. Desta forma, é necessário a passagem de água fria pelas paredes do reator para manter a reação na temperatura de 37 °C

Ao final da inoculação 3, a quantidade de microrganismos aumenta 9,57 vezes em relação à sua massa inicial no R-403. O caldo formado possui uma composição de substâncias formadas que está apresentado na Tabela 42, junto com suas vazões mássicas. O caldo formado é destinado ao reator de fermentação e servirá como inóculo nesta etapa.

Tabela 42 – Componentes no caldo após R-403.

<b>Componente</b>	<b>Vazão mássica (kg/h)</b>
Extrato de levedura	17,3009
Glicose	0,9589
Sais	1,6746
Água	728,4148
Microrganismo	713,16
NaOH	3,7541
Hialuronato de sódio	0,00672
Acetato de sódio	2,05871
Lactato de sódio	1,4250

Fonte: Autores (2022).

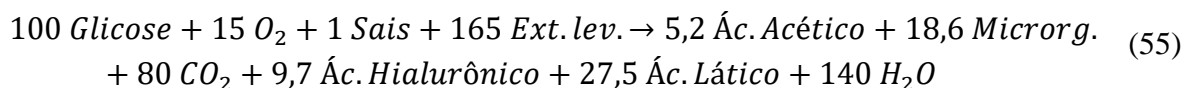
#### A.2.4.4. *Tanque de Mistura (M-401)*

O tanque de mistura (M-401) tem o objetivo de misturar a glicose, o extrato de levedura e o hidróxido de sódio que serão alimentados de forma contínua no reator de fermentação (R-404). O M-401 recebe a solução de glicose 42,39% pela corrente 57 a uma vazão de 28,27 kg/h, a solução de extrato de levedura 39,95% com uma vazão de 32,39 kg/h pela corrente 66 e, por fim, uma solução de hidróxido de sódio 20% a uma vazão de 0,6813 kg/h pela corrente 94, a mistura ocorre por um período de 15 minutos e, em seguida, é alimentada ao fermentador (R-404) pela corrente 95 a uma vazão de 77,0044 kg/h.

#### A.2.4.5. *Reator de Fermentação (R-404)*

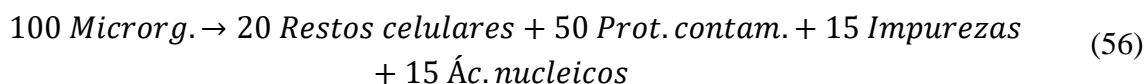
A quantidade de inóculo produzido na terceira etapa já é suficiente para realizar a fermentação e é então abastecida ao reator de fermentação (R-404) onde o microrganismo realizará a fermentação desejada da glicose em ácido hialurônico. Nele, o caldo advindo da etapa anterior, com vazão de 6,4170 kg/h, é alimentado junto com o meio de cultivo, com vazões igual a 18,85 kg/h de glicose 42,39%, 47,355 kg/h de extrato de levedura 39,95% e 4,723 kg/h de sais 14,90%. O volume reacional é preenchido com água esterilizada e a inoculação ocorre por um período de 24 horas a 37 °C. O reator possui um volume de 11,28 m<sup>3</sup> e é aerado por uma corrente de ar filtrada e comprimida a uma proporção de 1 VVM.

Assim como nas inoculações, a fermentação ocorre de acordo com a equação 55. O reator também opera em batelada alimentada devido a demanda de NaOH 20% - o que difere dos processos anteriores é a alimentação de glicose e extrato de levedura junto com o hidróxido de sódio, resultando numa alimentação de 76,9640 kg/h dessa mistura.



O processo gradual de aquecimento conforme a glicose é consumida ocorre na fermentação também, portanto, é necessário o resfriamento do meio através da passagem de água fria pelas paredes do reator.

Durante o processo de fermentação, ocorre a morte espontânea das células bacterianas, que é representada pela equação 56.



Ao final da fermentação, 17,7805 kg/h de HCl 20% são alimentados pela corrente 96, a fim de inativar o microrganismo presente no meio e reverter o sal de ácido hialurônico formado para seu estado natural (o qual é menos viscoso).

O caldo formado durante a fermentação sai da corrente a 393,644 kg/h e tem concentração de 0,50% de ácido hialurônico. Ele é enviado para a área de purificação através corrente 97. A composição das substâncias presentes no caldo de fermentação ao final do processo está apresentada na Tabela 43, junto com suas vazões mássicas.

Tabela 43 – Componentes no caldo após R-404.

(continua)

Componente	Vazão mássica (kg/h)
Ácido Acético	25,43549
Microrganismo	89,19339
Restos celulares	0,36405
Proteínas contaminadas	0,91014

Tabela 43 – Componentes no caldo após R-404.

(continuação)

<b>Componente</b>	<b>Vazão mássica (kg/h)</b>
Glicose	1,91773
HCl	10,73952
<b>Ácido Hialurônico</b>	47,45401
Impurezas	0,27304
Ácido Lático	134,52955
NaCl	119,58670
Ácidos Nucleicos	0,27304
Água	8.995,08229
Sais	13,87745
Extrato de levedura	7,81896

Fonte: Autores (2022).

### **A.2.5. Balanço de Massa e Energia Purificação**

Após a obtenção do ácido hialurônico pela fermentação, é necessário submeter o caldo fermentativo por diversas operações para remover as impurezas presentes no meio e isolar ao máximo o ácido hialurônico. A corrente 97 entra na área 500 na vazão de 393,64 kg/h de caldo contendo 0,50% de ácido hialurônico, ao final da purificação obtém-se 1,82 kg/h de ácido hialurônico na forma de seu sal, o hialuronato de sódio, com uma pureza de 94,99%, ideal para a indústria de cosméticos.

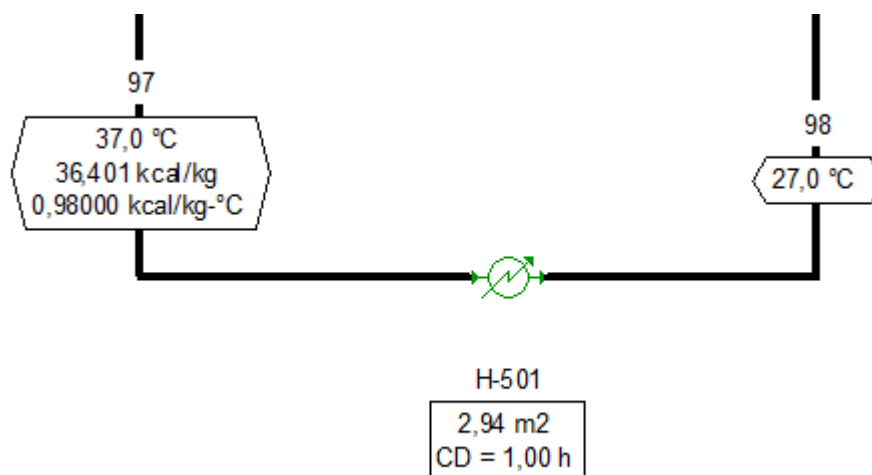
#### *A.2.5.1. Resfriador (H-501)*

O objetivo do resfriador é receber o caldo de fermentação através da corrente 97, resfriá-la até 27 °C e, em seguida, enviá-la para o tanque de armazenamento (T-501) através da corrente 98. Por se tratar de uma troca térmica em um trocador de calor, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 97 e 98 são iguais e de 393,64 kg/h. No entanto, há troca térmica e, conseqüentemente, balanço energético.

Para resfriar a corrente que passa pelos tubos do trocador de calor, é utilizada água fria a 25 °C passando pelo casco do trocador de calor. O resfriador foi simulado através do software de simulação industrial SuperPro, o esquema que representa sua operação pode ser observado

na Figura 71, os dados de massa e energia das correntes de vapor e água fria necessários foram calculados pelo simulador e estão apresentados na Figura 72.

Figura 71 – Representação do H-501 no simulador de processos SuperPro.



Fonte: SuperPro (2022).

Figura 72 – Dados de vazão e carga térmica do H-501.

Cooling Specification	
<input checked="" type="radio"/> Set Exit Temperature:	27.0 °C
<input type="radio"/> Set Cooling Duty	92645.95 kcal/h
Cooling Agent	
Name	Chilled Water
Inlet Temp.	5.0 °C
Outlet Temp.	10.0 °C
Rate	18447.23 kg/h
Heat Transfer Coeff.	1500.00 Watt/m2-K
Heat Transfer Effic.	100.00 %
Pressure Drop	0.000 bar

Fonte: SuperPro (2022).

Para os cálculos realizados pelo simulador, considerou-se a entalpia específica da mistura igual a 360,401 kcal/kg e um  $C_p$  igual a 0,98 kcal/kg.°C (FERREIRA, 2021).



Segundo os cálculos realizados pelo simulador, 92645,95 kcal/h, ou 107,67 kW, são necessários para resfriar a corrente 97 até 27 °C, com isso, água fria a uma vazão de 18447,23 kg/h deve ser utilizada.

#### A.2.5.2. Tanque de armazenamento (T-501)

O objetivo do tanque de armazenamento é manter o caldo de fermentação proveniente do resfriador H-501 até que seja enviada para a centrífuga (C-501) através da corrente 99. Por se tratar apenas do armazenamento do material e não conter nenhum componente volátil, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 98 e 99 são iguais e de 393,64 kg/h.

Para saber o volume do tanque necessário para armazenar a solução calculou-se o volume ocupado individualmente pelos componentes com maior composição mássica na mistura, neste caso, apenas a água com 95% de fração mássica. Para calcular o volume total, é necessário saber a massa específica da água a 27 °C, que é de 996,5 kg/m<sup>3</sup>.

Pela equação 57, calcula-se o volume total do tanque, sabendo que, por segurança, é necessária uma ocupação máxima de 90% do tanque.

$$V_{T-504} = \frac{M_{109,água}}{\rho_{água}} \cdot 24 \cdot \frac{1000}{90\%} \quad (57)$$

A partir deste cálculo, tem-se que o volume do T-502 é de 1000,73 L.

#### A.2.5.3. Centrífuga (C-501)

A centrífuga (C-501) é um equipamento dedicado à remoção do microrganismo e resíduos celulares presentes no caldo de fermentação proveniente da fermentação (R-404). A corrente 99 alimenta a centrífuga com uma vazão de 393,64 kg/h do caldo fermentado, sendo que desse valor 3,7164 kg/h correspondem ao microrganismo e 0,0152 kg/h correspondem aos restos celulares. A eficiência de remoção da centrífuga foi estipulada como sendo de 97% para o microrganismo e 70% para os restos celulares, e as equações 58 e 59 foram utilizadas para calcular a quantidade dos componentes removidos.

$$M_{100,microrganismo} = M_{99,microrganismo} \cdot \eta_{C-501} \quad (58)$$

$$M_{100,restos\ celulares} = M_{99,restos\ celulares} \cdot \eta_{C-501} \quad (59)$$

Além disso, foi considerado que 2,14% dos demais componentes do caldo são removidos durante centrifugação, sendo assim, a equação 60 representa o cálculo realizado para determinar a vazão mássica da corrente 101, sendo essa a corrente de interesse para o processo.

$$M_{100} = M_{99} - M_{99,microrganismo} - M_{99,restos\ celulares} \quad (60)$$

Ao final do processo, a corrente 100 destina 11,962 kg/h da solução de rejeito da centrífuga para que seja feito seu devido tratamento na ETE. A corrente 101 destina o caldo de fermentação de interesse para a próxima etapa do processo a uma vazão de 381,81 kg/h.

#### A.2.5.4. Tanque de armazenamento (T-502)

O objetivo do tanque de armazenamento é manter o caldo de fermentação proveniente da centrífuga C-501 até que seja enviada para a microfiltração (F-501) através da corrente 102. Por se tratar apenas do armazenamento do material e não conter nenhum componente volátil, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 101 e 102 são iguais e de 381,81 kg/h.

Para saber o volume do tanque necessário para armazenar a solução calculou-se o volume ocupado individualmente pelos componentes com maior composição mássica na mistura, neste caso, apenas a água com 96% de fração mássica. Para calcular o volume total, é necessário saber a massa específica da água a 38 °C, que é de 993,102 kg/m<sup>3</sup> (USGS, 2018).

Pela equação 61, calcula-se o volume total do tanque, sabendo que, por segurança, é necessária uma ocupação máxima de 90% do tanque.

$$V_{T-504} = \frac{M_{109,água}}{\rho_{água}} \cdot 24 \cdot \frac{1000}{90\%} \quad (61)$$

A partir deste cálculo, tem-se que o volume do T-502 é de 1018 L.

#### A.2.5.5. Microfiltração (F-501)

A microfiltração (F-501) tem o papel de contribuir com a C-501 na remoção do microrganismo e restos celulares residuais através da filtração direta por uma membrana de 0,22 µm capaz de remover totalmente as partículas em suspensão maiores que esse tamanho, deixando passar componentes menores ou solubilizados na solução (OLIVEIRA, 2015). Na microfiltração, a corrente 102 alimenta o equipamento a uma vazão de 381,81 kg/h, sendo que

0,11149 kg/h desse total representa a quantidade de microrganismo e 0,00455 kg/h a de restos celulares. Para o processo, foi considerado uma remoção de 100% para ambos os componentes. Ao final da filtração, o líquido permeado segue para a próxima etapa do processo pela corrente 104, com uma vazão de 381,32 kg/h, enquanto os componentes retidos são descartados pela corrente 103, com uma vazão de 0,4876 kg/h. Cerca de 0,37157 kg/h da água é retida na membrana juntamente com o microrganismo e as células, o que é equivalente a 0,10% do total de água presente no início da filtração.

#### *A.2.5.6. Tanque de retenção (TR-501)*

Após a remoção dos microrganismos e restos celulares, o caldo de fermentação é alimentado ao tanque de retenção (TR-501) pela corrente 104 a uma vazão de 381,32 kg/h, esta etapa opera de maneira cíclica com a diafiltração (F-502), enviando o caldo que recebeu da F-501 para ela e recebendo o caldo clarificado de F-502. Não há nenhuma mudança no balanço a não ser em relação às vazões recebidas e destinadas. Depois de receber o caldo pela corrente 108, proveniente da diafiltração, ela o destina ao tanque de armazenamento (T-503) a uma vazão igual a 185,65 kg/h.

#### *A.2.5.7. Diafiltração (F-502)*

A diafiltração (F-502) ocorre em duas etapas, inicialmente tem-se a concentração do ácido hialurônico através da passagem do caldo pelo filtro e, em seguida, uma segunda filtração é realizada com a alimentação de uma corrente de 518,28 kg/h de água. O objetivo desse processo é reter o ácido hialurônico na membrana e, em seguida, recuperá-lo através de uma lavagem com 183,72 kg/h de água pela membrana. A membrana utilizada possui um coeficiente de rejeição (RC) para o ácido hialurônico de 0,995, isso é equivalente a 99,5% de recuperação, no entanto, considerando perdas durante a lavagem final da membrana para recuperação do produto, estipulou-se um RC de 0,95, equivalente a 95% de recuperação. Algumas impurezas, como proteínas contaminadas e ácidos nucleicos, também são retidos pela membrana e possuem um RC de 0,995 e 0,8, respectivamente. Além disso, uma pequena fração dos demais componentes presentes no caldo, equivalente a 0,016% do total de cada componente.

Na diafiltração, a corrente 105 alimenta o equipamento a uma vazão de 381,32 kg/h, sendo que 1,9349 kg/h desse total representa a quantidade de ácido hialurônico, 0,0371 kg/h de proteínas contaminadas e 0,0111 kg/h de ácidos nucleicos. As equações 62, 63, 64 e 65 indicam o cálculo realizado para determinar as vazões mássicas ao final da diafiltração.

$$M_{108,\text{ácido hialurônico}} = M_{105,\text{ácido hialurônico}} \cdot CP_{F-502,\text{ácido hialurônico}} \quad (62)$$

$$M_{108,\text{proteín.contaminas}} = M_{105,\text{proteín.contaminas}} \cdot CP_{F-502,\text{proteín.contaminadas}} \quad (63)$$

$$M_{108,\text{ácidos nucleicos}} = M_{105,\text{ácidos nucleicos}} \cdot CP_{F-502,\text{ácidos nucleicos}} \quad (64)$$

$$M_{108,\text{demais componentes}} = M_{105,\text{demais componentes}} \cdot 0,016\% \quad (65)$$

Ao final da diafiltração, a solução de lavagem da membrana retorna ao TR-501 pela corrente 108, com uma vazão de 185,65 kg/h e uma concentração de 1% de ácido hialurônico, enquanto a solução permeada é descartada pela corrente 107, com uma vazão de 895,674 kg/h.

#### A.2.5.8. Tanque de armazenamento (T-503)

O objetivo do tanque de armazenamento é manter o caldo de fermentação proveniente do tanque de retenção TR-501 até que seja enviada para a adsorção (A-501) através da corrente 110. Por se tratar apenas do armazenamento do material e não conter nenhum componente volátil, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 109 e 110 são iguais e de 185,65 kg/h.

Para saber o volume do tanque necessário para armazenar a solução calculou-se o volume ocupado individualmente pelos componentes com maior composição mássica na mistura, neste caso, apenas a água com 99% de fração mássica. Para calcular o volume total, é necessário saber a massa específica da água a 27 °C, que é de 996,5 kg/m<sup>3</sup>.

Pela equação 66, calcula-se o volume total do tanque, sabendo que, por segurança, é necessária uma ocupação máxima de 90% do tanque.

$$V_{T-504} = \frac{M_{109,\text{água}}}{\rho_{\text{água}}} \cdot 24 \cdot \frac{1000}{90\%} \quad (66)$$

A partir deste cálculo, tem-se que o volume do T-503 é de 4917,91 L.

#### A.2.5.9. Adsorção (A-501)

Na etapa de adsorção (A-501), o caldo de fermentação, agora clarificado, passa pela coluna recheada com carvão ativado para realizar a captura de impurezas presentes na solução. Após a passagem do caldo na coluna, ela é lavada com hidróxido de sódio 4% a uma vazão de 14,89 kg/h e com 13,47 kg/h de água para seguir para o próximo ciclo de adsorção. O equipamento opera em 5 ciclos de 4 horas durante um dia.

A corrente 110 alimenta o equipamento a uma vazão de 185,65 kg/h. A coluna é capaz de remover 90% das principais impurezas presentes no caldo e até 30% de outras impurezas, na Tabela 44 é apresentado os componentes presentes no caldo de fermentação, o coeficiente de remoção (R) da coluna para o respectivo componente, e vazão de entrada e saída do componente no caldo de fermentação, calculado através da equação 67, onde o índice X indica o componente a ser calculado.

$$M_{111,X} = M_{110,X} \cdot R_X \quad (67)$$

Tabela 44 - Informações de remoção dos componentes na A-501.

Componente	Coeficiente de remoção (R)	Vazão mássica na entrada (kg/h)	Vazão mássica na saída (kg/h)
Ácido acético	90,00%	0,000160	0,000016
Proteínas contaminadas	90,00%	0,006520	0,000652
Glicose	90,00%	0,000030	0,000003
HCl	0,00%	0,000070	0,000070
Ácido hialurônico	1,00%	1,851980	1,833460
Impurezas	30,00%	0,000002	0,000001
Ácido láctico	90,00%	0,000910	0,000091
NaCl	0,00%	0,000810	0,000810
Ácidos nucleicos	90,00%	0,010660	0,001066
Água	0,00%	183,776160	183,776160
Sais	0,00%	0,000090	0,000090
Extrato de levedura	90,00%	0,000050	0,000005

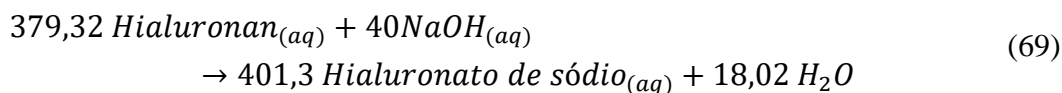
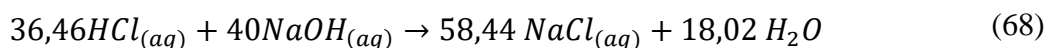
Fonte: Adaptado de Ferreira (2021).

Ao final da adsorção, o líquido, contendo 0,99% de ácido hialurônico, segue para a precipitação (P-501) pela corrente 114, com uma vazão de 185,612 kg/h, enquanto os componentes retidos são descartados pela corrente 113, com uma vazão de 23,6318 kg/h.

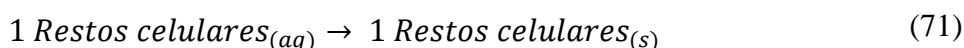
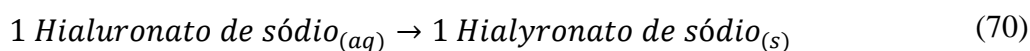
#### A.2.5.10. Precipitador (P-501)

O precipitador (P-501) é um tanque de mistura onde o ácido hialurônico é convertido em seu sal pela adição de hidróxido de sódio e em seguida é precipitado ao alimentar a mistura com isopropanol 87,90%.

A corrente 114 alimenta o caldo de fermentação a uma vazão de 185,612 kg/h e, em seguida, a solução de NaOH 20% é alimentada pela corrente 115 a uma vazão de 1,008 kg/h. Parte do hidróxido de sódio reage com o HCl presente em solução, formando o sal NaCl, enquanto o restante reage com o ácido hialurônico, formando o hialuronato de sódio. Ambas as reações de formação estão representadas pelas equações 68 e 69.



Após a neutralização dos ácidos, uma solução de isopropanol 87,90% é alimentado ao precipitador pela corrente 116 com uma vazão de 187,37 kg/h. O tanque se mantém em agitação por um período de 5 horas enquanto as reações de precipitação, representadas pelas equações 70 e 71, ocorrem.



A conversão para as neutralizações foi definida como 100% enquanto para as precipitações foi de 95%, ou seja, todo ácido hialurônico foi convertido ao sal, porém, apenas 95% do sal foi precipitado.

Ao final do processo, a corrente 117 destina 373,99 kg/h da solução de isopropanol com o sal do ácido hialurônico precipitado.

#### A.2.5.11. Centrífuga (C-502)

A centrífuga (C-502) tem por objetivo separar o sal de ácido hialurônico formado no precipitador (P-501) da solução de isopropanol. A corrente 117 alimenta a centrífuga com uma vazão de 373,99 kg/h da solução, sendo que deste valor 1,8427 kg/h correspondem ao hialuronato de sódio. A eficiência de remoção da centrífuga foi estipulada como sendo de 99%, e a equação 72 foi utilizada para calcular a quantidade de sal recuperada no processo.

$$M_{119,hialuronato} \rightarrow M_{117,hialuronato} \cdot \eta_{C-502} \quad (72)$$

Entretanto, a vazão de interesse com o sal do ácido hialurônico permanece com pequenas quantidades de impurezas, principalmente de ácidos nucleicos, que também foram precipitados e removidos pela centrífuga junto com o hialuronato de sódio, além de água e isopropanol residuais. Sendo assim, a concentração do sal na corrente de interesse é de 27,33% e para calcular a vazão foi utilizado a equação 73.

$$M_{119} = \frac{M_{119,hialuronato}}{X_{hialuronato}} \quad (73)$$

Ao final do processo, a corrente 119 deixa a centrífuga com uma vazão de 6,68 kg/h para alimentar o tanque de armazenamento (T-504), enquanto a corrente 118 destina a solução de isopropanol rejeitada para a ETE com uma vazão de 367,31 kg/h.

#### A.2.5.12. Tanque de armazenamento (T-504)

O objetivo do tanque de armazenamento é manter a solução contendo o hialuronato de sódio 27,33% proveniente da centrífuga C-502 até que seja enviada para a centrífuga (C-503) através da corrente 120. Por se tratar apenas do armazenamento do material e não conter nenhum componente volátil, não há mudança na vazão mássica das correntes, portanto, as vazões das correntes 119 e 120 são iguais e de 6,68 kg/h.

Para saber o volume do tanque necessário para armazenar a solução calculou-se o volume ocupado individualmente pelos componentes com maior composição mássica na mistura, neste caso, o hialuronato de sódio, isopropanol e água com 27,33%, 32,16% e 40,48% de fração mássica, respectivamente. Para calcular o volume ocupado pelo componente, é necessário saber a massa específica dele, a Tabela 45 apresenta as massas específicas dos componentes e a referência utilizada.

Tabela 45 – Informações de densidade dos componentes.

Componente	Massa específica (kg/m <sup>3</sup> )	Referência
Hialuronato de sódio	1780	ChemSrc
Isopropanol	786	RVq
Água	994,174	USGS

Fonte: Autores (2022).

Pela equação 74, calcula-se o volume ocupado por um componente, onde o índice X é o componente a ser calculado, e a equação 75 representa o cálculo do volume total do tanque, sabendo que, por segurança, é necessária uma ocupação máxima de 90% do tanque.

$$Q_{119,X} = \frac{M_{119,X}}{\rho_X} \quad (74)$$

$$V_{T-504} = (Q_{119,hialuronato\ de\ s\u00f3dio} + Q_{119,isopropanol} + Q_{119,\u00e1gua}) \cdot \frac{24}{90\%} \quad (75)$$

A partir destes c\u00e1culos, tem-se que o volume do T-504 \u00e9 de 172,75 L.

#### A.2.5.13. Centr\u00edfuga (C-503)

A centr\u00edfuga (C-503) tem por objetivo realizar a \u00faltima lavagem do sal de \u00e1cido hialur\u00f4nico com a solu\u00e7\u00e3o de isopropanol, alimentada a uma vaz\u00e3o de 11,8 kg/h pela corrente 121, e, em seguida, remover as impurezas atrav\u00e9s da centrifuga\u00e7\u00e3o. A corrente 120 alimenta a centr\u00edfuga com uma vaz\u00e3o de 6,68 kg/h da solu\u00e7\u00e3o, sendo que deste valor 1,8243 kg/h correspondem ao hialuronato de s\u00f3dio. A efici\u00eancia de remo\u00e7\u00e3o da centr\u00edfuga foi estipulada como sendo de 95%, e a equa\u00e7\u00e3o 76 foi utilizada para calcular a quantidade de sal recuperada no processo.

$$M_{123,hialuronato} = M_{120,hialuronato} \cdot \eta_{C-503} \quad (76)$$

Entretanto, a vaz\u00e3o de interesse com o sal do \u00e1cido hialur\u00f4nico permanece com \u00e1gua e isopropanol residuais e uma pequena quantidade de \u00e1cidos nucleicos. Sendo assim, a concentra\u00e7\u00e3o do sal na corrente de interesse \u00e9 de 52,60% e para calcular a vaz\u00e3o foi utilizado a equa\u00e7\u00e3o 77.

$$M_{123} = \frac{M_{123,hialuronato}}{X_{hialuronato}} \quad (77)$$

Ao final do processo, a corrente 123 deixa a centr\u00edfuga com uma vaz\u00e3o de 3,29 kg/h para alimentar a secadora (S-501), enquanto a corrente 122 destina a solu\u00e7\u00e3o de isopropanol rejeitada para a ETE com uma vaz\u00e3o de 15,181 kg/h.



#### A.2.5.14. Secadora em bandejas (S-501)

A secadora (S-501) é o último equipamento responsável pela purificação do ácido hialurônico e tem por objetivo remover a água e o isopropanol residual através da secagem a vácuo, na qual uma bomba aplica vácuo na câmara, diminuindo a temperatura necessária para a ebulição dos compostos. A alimentação acontece pela corrente 123 a uma vazão de 3,29 kg/h, sendo que deste valor 1,7331 kg/h correspondem ao hialuronato de sódio. A secadora é capaz de evaporar 94,16% da água e do isopropanol, acarretando a recuperação de uma solução de isopropanol 87,90% que é destinada ao laboratório e poderá ser reaproveitada nas etapas anteriores do processo. A equação 78 foi utilizada para calcular a vazão de saída do isopropanol 87,90% pela corrente 124.

$$M_{124} = M_{123,água} \cdot X_{água} + M_{123,isopropanol} \cdot X_{isopropanol} \quad (78)$$

Ao final do processo, o sólido formado pela secagem possui uma concentração de 94,99% de hialuronato de sódio - o ácido hialurônico, nosso produto de interesse. A corrente 125 deixa a secadora com uma vazão de 1,82 kg/h e irá para o envase do produto.

### A.3. DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DO PROCESSO

#### A.3.1. Dimensionamento tubulações de água

Para o dimensionamento das tubulações de água foi necessário escolher a velocidade de escoamento do fluido, pois segundo a NBR 5626, a velocidade da água dentro das tubulações deve ser de 2 m/s a 3 m/s dentro dos trechos. Sendo assim, optou-se pela velocidade de 2,5 m/s nas tubulações de água da indústria.

Para dar sequência ao dimensionamento, foi necessário determinar a vazão conforme a demanda requerida pelos equipamentos e materiais em cada trecho, e a partir disso se obter a área e o diâmetro das tubulações.

Através da equação 79 demonstrada abaixo, foi possível calcular a área (cm<sup>2</sup>) de cada trecho, levando em conta a vazão (Q) e a velocidade (v) do fluido determinada anteriormente.

$$A = \frac{1000 * Q}{v} \quad (79)$$

Após a determinação da área, calculou-se o diâmetro do trecho através da equação 80, com o resultado encontrado anteriormente.

$$D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \quad (80)$$

Na Tabela 46, é possível visualizar o valor da vazão de cada trecho da tubulação de água fria, como também os valores de área e diâmetros calculados. Já a Tabela 47 mostra os resultados obtidos para a água gelada e a Tabela 48 para água quente.

Tabela 46 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água fria.

(continua)

Trecho	Vazão (m3/h)	Vazão (m3/s)	Área (cm2)	Diâmetro (cm)	Diâmetro (pol)
1-2	12,1744	0,00338	13,5271	3,2595	1,2832
3-4	12,1744	0,00338	13,5271	3,2595	1,2832
5-6	12,1744	0,00338	13,5271	3,2595	1,2832
7-8	12,1744	0,00338	13,5271	3,2595	1,2832
9-10	12,1744	0,00338	13,5271	3,2595	1,2832
8-11	12,1744	0,00338	13,5271	3,2595	1,2832
8-16	24,3487	0,00676	27,05413	4,60958	1,81479
16-19	4,0015	0,00111	4,44611	1,86868	0,73570
19-20	0,1497	0,00004	0,16632	0,36142	0,14229
19-21	3,8518	0,00107	4,27979	1,83339	0,72181
21-23	0,9526	0,00026	1,05842	0,91175	0,35896
21-24	2,8992	0,00081	3,22136	1,59061	0,62622
24-26	0,8585	0,00024	0,95389	0,86555	0,34077
26-27	0,3962	0,00011	0,44019	0,58798	0,23149
26-28	0,4623	0,00013	0,51370	0,63519	0,25007
28-29	0,0662	0,00002	0,07352	0,24029	0,09460
28-31	0,3962	0,00011	0,44019	0,58798	0,23149
24-33	2,0407	0,00057	2,26747	1,33449	0,52539
16-35	1,2791	0,00036	1,42120	1,05651	0,41595

Tabela 46 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m3/h)</b>	<b>Vazão (m3/s)</b>	<b>Área (cm2)</b>	<b>Diâmetro (cm)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
35-36	0,0662	0,00002	0,07352	0,24029	0,09460
35-37	1,2129	0,00034	1,34769	1,02882	0,40505
37-39	0,2282	0,00006	0,25352	0,55622	0,17568
39-40	0,1141	0,00003	0,12676	0,31553	0,12422
39-42	0,1141	0,00003	0,12676	0,31553	0,12422
37-43	0,9848	0,00027	1,09417	0,92701	0,36497
43-44	0,1108	0,00003	0,12315	0,31100	0,12244
43-45	0,8739	0,00024	0,97102	0,87329	0,34381
45-46	0,0871	0,00002	0,09676	0,27567	0,10853
46-47	0,0062	0,00000	0,00685	0,07336	0,02888
46-48	0,0809	0,00002	0,08991	0,26573	0,10462
48-49	0,0008	0,00000	0,00083	0,02558	0,01007
48-51	0,0802	0,00002	0,08907	0,26450	0,10413
45-52	0,7868	0,00022	0,87426	0,82864	0,32623
52-53	0,0062	0,00000	0,00685	0,07336	0,02888
52-54	0,7807	0,00022	0,86741	0,82538	0,32495
54-55	0,6845	0,00019	0,76056	0,77288	0,30428
55-56	0,1141	0,00003	0,12676	0,31553	0,12422
55-57	0,5704	0,00016	0,63380	0,70554	0,27777
57-58	0,1141	0,00003	0,12676	0,31553	0,12422
57-59	0,4563	0,00013	0,50704	0,63105	0,24844
59-60	0,2282	0,00006	0,25352	0,44622	0,17568
59-62	0,2282	0,00006	0,25352	0,44622	0,17568
54-64	0,0962	0,00003	0,10685	0,28969	0,11405
16-65	19,0681	0,00530	21,18682	4,07923	1,60599

Tabela 46 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m3/h)</b>	<b>Vazão (m3/s)</b>	<b>Área (cm2)</b>	<b>Diâmetro (cm)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
65-66	0,0022	0,00000	0,00239	0,04332	0,01705
65-67	19,0660	0,00530	21,18443	4,07900	1,60590
67-68	5,4276	0,00151	6,03063	2,17634	0,85682
68-69	0,0510	0,00001	0,05672	0,21106	0,08309
68-70	0,3058	0,00008	0,33980	0,51660	0,20339
68-71	5,0707	0,00141	5,63411	2,10357	0,82818
71-72	0,0045	0,00000	0,00496	0,06242	0,02458
71-73	0,0178	0,00000	0,01980	0,12469	0,04909
71-74	5,0484	0,00140	5,60936	2,09895	0,82636
74-75	0,0084	0,00000	0,00933	0,08562	0,03371
74-76	0,1094	0,00003	0,12152	0,30893	0,12163
74-77	4,9307	0,00137	5,47850	2,07432	0,81666
77-78	0,8655	0,00024	0,96167	0,86907	0,34215
77-79	4,0652	0,00113	4,51684	1,88348	0,74153
79-80	0,2407	0,00007	0,26744	0,45831	0,18044
79-82	3,8245	0,00106	4,24940	1,82687	0,71924
82-83	0,0144	0,00000	0,01605	0,11227	0,04420
82-84	3,8100	0,00106	4,23335	1,82342	0,71788
84-85	2,3000	0,00064	2,55556	1,41673	0,55777
84-86	1,5100	0,00042	1,67779	1,14793	0,45194
86-88	0,0100	0,00000	0,01113	0,09348	0,03680
86-87	1,5000	0,00042	1,66667	1,14411	0,45044
67-89	13,6389	0,00379	15,15381	3,44989	1,35822
89-90	0,9161	0,00025	1,01786	0,89411	0,35201
90-91	0,3792	0,00011	0,42130	0,57523	0,22647

Tabela 46 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água fria.

(continuação)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m3/h)</b>	<b>Vazão (m3/s)</b>	<b>Área (cm2)</b>	<b>Diâmetro (cm)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
90-93	0,5369	0,00015	0,59657	0,68450	0,26949
93-94	0,0029	0,00000	0,00321	0,05021	0,01977
93-96	0,5340	0,00015	0,59336	0,68266	0,26876
89-97	12,7224	0,00353	14,13594	3,33202	1,31182
97-98	2,5919	0,00072	2,87983	1,50393	0,599210
98-99	0,7956	0,00022	0,88394	0,83322	0,32804
98-100	1,7963	0,00050	1,99589	1,25203	0,49292
100-101	0,0797	0,00002	0,08850	0,26364	0,10380
100-102	1,7167	0,00048	1,90739	1,22395	0,48187
102-103	0,0078	0,00000	0,00866	0,08245	0,03246
102-105	1,7089	0,00047	1,89873	1,22117	0,48078
97-106	10,1305	0,00281	11,25611	2,97330	1,17059
106-107	9,7401	0,00271	10,82231	2,91545	1,14781
106-109	0,3904	0,00011	0,43380	0,58370	0,22980
109-110	0,0654	0,00002	0,07267	0,23890	0,09405
109-111	0,0647	0,00002	0,07193	0,23769	0,09358
109-112	0,2603	0,00007	0,28920	0,47659	0,18763
112-113	0,0654	0,00002	0,07267	0,23890	0,09358
112-114	0,0647	0,00002	0,07193	0,23769	0,09358
112-115	0,1301	0,00004	0,14460	0,33700	0,13268
115-116	0,0654	0,00002	0,07267	0,23890	0,09405
115-117	0,0647	0,00002	0,07193	0,23769	0,09358

Fonte: Autores (2022).

Tabela 47 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água gelada.

Trecho	Vazão (m3/h)	Vazão (m3/s)	Área (cm2)	Diâmetro (cm)	Diâmetro (pol)
1-2	2,0407	0,0006	2,2675	1,3345	0,5254
2-3	1,2721	0,0004	1,4134	1,0536	0,4148
3-5	0,7686	0,0002	0,8540	0,8190	0,3224

Fonte: Autores (2022).

Tabela 48 - Área e diâmetros dos trechos de tubulação de água quente.

Trecho	Vazão (m3/h)	Vazão (m3/s)	Área (cm2)	Diâmetro (cm)	Diâmetro (pol)
1-2	0,2188	0,00006	0,2431	0,4370	0,1721
2-4	0,0748	0,00002	0,0831	0,2555	0,1006
4-5	0,0008	0,0000002	0,0009	0,0269	0,0106
4-7	0,0740	0,00002	0,0822	0,2541	0,1000
2-10	0,1440	0,00004	0,1600	0,3545	0,1396
10-12	0,0720	0,00002	0,0800	0,2507	0,0987
10-15	0,0720	0,00002	0,0800	0,2507	0,0987
16-17	0,9526	0,00026	1,0584	0,9117	0,3589

Fonte: Autores (2022).

Após o cálculo dos diâmetros, é necessário a escolha das bitolas para as tubulações. Porém, as bitolas possuem um valor padrão de mercado, estabelecido pela NBR 5580, valores esses que estão demonstrados na Tabela 4.

Tabela 49 – Bitolas de tubulações.

(continua)			
Diâmetro (“)	Diâmetro (“)	Diâmetro (mm)	Diâmetro (m)
1/4	0,25	13,7	0,0137
1/2	0,50	21,3	0,0213
3/4	0,75	26,9	0,0269
1	1,00	33,7	0,0337

Tabela 49 – Bitolas de tubulações.

(continuação)

Diâmetro (")	Diâmetro (")	Diâmetro (mm)	Diâmetro (m)
1.1/4	1,67	42,4	0,0424
1.1/2	1,90	48,3	0,0483
2	2,00	60,3	0,0603
2.1/2	2,99	76,1	0,0761
3	3,00	88,9	0,0889
4	4,00	114,3	0,1143
5	5,00	139,7	0,1397
6	6,00	165,1	0,1651

Fonte: NBR 5580.

Com base nos valores padrões, escolheu-se um valor superior e inferior ao diâmetro calculado anteriormente. A partir disso, testou-se os valores de velocidade com os valores de bitolas escolhidos e optou-se pela bitola que a velocidade do fluido fosse próxima ou inferior a 3 m/s.

Para o cálculo da nova velocidade, utilizou-se os valores da vazão e do novo diâmetro escolhido dentro da equação 81.

$$v = \frac{Q}{\frac{\pi * D^2}{4}} \quad (81)$$

Na Tabela 50 estão os valores de bitolas testados e suas respectivas velocidades, como também o tamanho da bitola escolhido para a tubulação de água fria, e nas Tabelas 51 e 52 estão os resultados da água gelada e quente respectivamente.

Tabela 50 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água fria.

(continua)

Trecho	Diâmetro (pol)	Bitola Superior (")	Velocidade (m/s)	Bitola Inferior (")	Velocidade(m/s)	Bitola Escolhida (")
1-2	1,2832	1.1/4	2,3951	1	3,7914	1.1/4

Tabela 50 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>	<b>Bitola Superior (")</b>	<b>Velocidade (m/s)</b>	<b>Bitola Inferior (")</b>	<b>Velocidade(m/s)</b>	<b>Bitola Escolhida (")</b>
3-4	1,2832	1.1/4	2,3951	1	3,7914	1.1/4
5-6	1,2832	1.1/4	2,3951	1	3,7914	1.1/4
7-8	1,2832	1.1/4	2,3951	1	3,7914	1.1/4
9-10	1,2832	1.1/4	2,3951	1	3,7914	1.1/4
8-11	1,2832	1.1/4	2,3951	1	3,7914	1.1/4
8-16	1,81479	2	2,3684	1.1/2	3,6914	2
16-19	0,73570	3/4	1,9558	1/2	3,1194	3/4
19-20	0,14229	1/4	0,0294	1/4	0,0294	1/4
19-21	0,72181	3/4	1,8826	1/2	3,0027	3/4
21-23	0,35896	1/2	0,7426	1/4	1,7950	1/4
21-24	0,62622	3/4	1,4170	1/2	2,2601	1/2
24-26	0,34077	1/2	0,6693	1/4	1,6177	1/4
26-27	0,23149	1/4	0,7465	1/4	0,7465	1/4
26-28	0,25007	1/2	0,3604	1/4	0,8712	1/4
28-29	0,09460	1/4	0,1247	1/4	0,1247	1/4
28-31	0,23149	1/4	0,7465	1/4	0,7465	1/4
24-33	0,52539	3/4	0,9974	1/2	1,5909	1/2
16-35	0,41595	3/4	0,6252	1/2	0,9971	1/2
35-36	0,09460	1/4	0,1247	1/4	0,1247	1/4
35-37	0,40505	3/4	0,5928	1/2	0,9455	1/2
37-39	0,17568	1/4	0,4300	1/4	0,4300	1/4
39-40	0,12422	1/4	0,2150	1/4	0,2150	1/4
39-42	0,12422	1/4	0,2150	1/4	0,2150	1/4
37-43	0,36497	3/4	0,4813	1/2	0,7677	1/2
43-44	0,12244	1/2	0,0864	1/4	0,2089	1/4



Tabela 50 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>	<b>Bitola Superior (")</b>	<b>Velocidade (m/s)</b>	<b>Bitola Inferior (")</b>	<b>Velocidade(m/s)</b>	<b>Bitola Escolhida (")</b>
43-45	0,34381	1/2	0,6813	1/4	1,6468	1/4
45-46	0,10853	1/4	0,1641	1/4	0,1641	1/4
46-47	0,02888	1/4	0,0116	1/4	0,0116	1/4
46-48	0,10462	1/4	0,1525	1/4	0,1525	1/4
48-49	0,01007	1/4	0,0014	1/4	0,0014	1/4
48-51	0,10413	1/4	0,1511	1/4	0,1511	1/4
45-52	0,32623	1/2	0,6134	1/4	1,4827	1/4
52-53	0,02888	1/4	0,0116	1/4	0,0116	1/4
52-54	0,32495	1/2	0,6086	1/4	1,4711	1/4
54-55	0,30428	1/2	0,5336	1/4	1,2899	1/4
55-56	0,12422	1/4	0,2150	1/4	0,2150	1/4
55-57	0,27777	1/2	0,4447	1/4	1,0749	1/4
57-58	0,12422	1/4	0,2150	1/4	0,2150	1/4
57-59	0,24844	1/4	0,8599	1/4	0,8599	1/4
59-60	0,17568	1/4	0,4300	1/4	0,4300	1/4
59-62	0,17568	1/4	0,4300	1/4	0,4300	1/4
54-64	0,11405	3/4	0,0470	1/2	0,0750	1/2
16-65	1,60599	1.1/2	2,8908	1.1/4	3,7513	1.1/2
65-66	0,01705	1/4	0,0041	1/4	0,0041	1/4
65-67	1,60590	1.1/2	2,8905	1.1/4	3,7509	1.1/2
67-68	0,85682	1	1,6903	3/4	2,6528	3/4
68-69	0,08309	1/4	0,0962	1/4	0,0962	1/4
68-70	0,20339	1/4	0,5763	1/4	0,5763	1/4
68-71	0,82818	1	1,5791	3/4	2,4784	3/4
71-72	0,02458	1/4	0,0084	1/4	0,0084	1/4

Tabela 50 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>	<b>Bitola Superior (")</b>	<b>Velocidade (m/s)</b>	<b>Bitola Inferior (")</b>	<b>Velocidade(m/s)</b>	<b>Bitola Escolhida (")</b>
71-73	0,04909	1/4	0,0336	1/4	0,0336	1/4
71-74	0,82636	1	1,5722	3/4	2,4675	3/4
74-75	0,03371	1/4	0,0158	1/4	0,0158	1/4
74-76	0,12163	1/4	0,2061	1/4	0,2061	1/4
74-77	0,81666	1	1,5355	3/4	2,4099	3/4
77-78	0,34215	1/2	0,0067	1/4	1,6309	1/4
77-79	0,74153	3/4	1,9869	1/2	3,1690	3/4
79-80	0,18044	1/4	0,4536	1/4	0,4536	1/4
79-82	0,71924	3/4	1,8693	1/2	2,9814	1/2
82-83	0,04420	1/4	0,0272	1/4	0,0272	1/4
82-84	0,71788	3/4	1,8622	1/2	2,9701	1/2
84-85	0,55777	3/4	1,1242	1/2	1,7930	1/2
84-86	0,45194	1/2	1,1771	1/4	2,8454	1/4
86-88	0,03680	1/4	0,0189	1/4	0,0189	1/4
86-87	0,45044	1/2	1,1693	1/4	2,8266	1/4
67-89	1,35822	1.1/4	2,6831	1	4,2479	1.1/4
89-90	0,35201	1/2	0,7141	1/4	1,7262	1/4
90-91	0,22647	1/4	0,7145	1/4	0,7145	1/4
90-93	0,26949	1/2	0,4186	1/4	1,0117	1/4
93-94	0,01977	1/4	0,0054	1/4	0,0054	1/4
93-96	0,26876	1/2	0,1051	1/4	1,0063	1/4
89-97	1,31182	1.1/4	2,5029	1	3,9620	1.1/4
97-98	0,599210	3/4	1,2668	1/2	2,0205	1/2
98-99	0,32804	1/2	0,6202	1/4	1,4991	1/4
98-100	0,49292	3/4	0,8780	1/2	4,4003	1/2

Tabela 50 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água fria.

(continuação)

<b>Trecho</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>	<b>Bitola Superior (")</b>	<b>Velocidade (m/s)</b>	<b>Bitola Inferior (")</b>	<b>Velocidade(m/s)</b>	<b>Bitola Escolhida (")</b>
100-101	0,10380	1/4	0,1501	1/4	0,1501	1/4
100-102	0,48187	1/2	1,3382	1/4	3,2348	1/2
102-103	0,03246	1/4	0,0147	1/4	0,0147	1/4
102-105	0,48078	1/2	1,3322	1/4	3,2201	1/2
97-106	1,17059	1.1/2	1,5358	1.1/4	1,9930	1.1/4
106-107	1,14781	1.1/4	1,9162	1	3,033	1.1/4
106-109	0,22980	1/4	0,7357	1/4	0,7357	1/4
109-110	0,09405	1/4	0,1232	1/4	0,1232	1/4
109-111	0,09358	1/4	0,1220	1/4	0,1220	1/4
109-112	0,18763	1/4	0,4905	1/4	0,4905	1/4
112-113	0,09358	1/4	0,1232	1/4	0,1232	1/4
112-114	0,09358	1/4	0,1220	1/4	0,1220	1/4
112-115	0,13268	1/4	0,2452	1/4	0,2452	1/4
115-116	0,09405	1/4	0,1232	1/4	0,1232	1/4
115-117	0,09358	1/4	0,1220	1/4	0,1220	1/4

Fonte: Autores (2022).

Tabela 51 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água gelada.

Trecho	Diâmetro (pol)	Bitola Superior (“)	Velocidade	Bitola Inferior (“)	Velocidade	Bitola Escolhida (“)
1-2	0,5254	3/4	0,9974	1/2	1,5909	1/2
2-3	0,4148	1/2	0,9917	1/4	2,3971	1/4
2-5	0,3224	1/2	0,5992	1/4	1,4484	1/4

Fonte: Autores (2022).

Tabela 52 - Teste de velocidade e escolha de bitolas para tubulações de água quente.

Trecho	Diâmetro (pol)	Bitola Superior (“)	Velocidade	Bitola Inferior (“)	Velocidade	Bitola Escolhida (“)
1-2	0,1721	1/41	0,4124	1/4	0,4124	1/4
2-4	0,1006	1/4	0,1410	1/4	0,1410	1/4
4-5	0,0106	1/4	0,0016	1/4	0,0016	1/4
4-7	0,1000	1/4	0,1394	1/4	0,1394	1/4
2-10	0,1396	1/4	0,2713	1/4	0,2713	1/4
10-12	0,0987	1/4	0,1357	1/4	0,1357	1/4
10-15	0,0987	1/4	0,1357	1/4	0,1357	1/4
16-17	0,3589	1/2	0,7426	1/4	1,7950	1/4

Fonte: Autores (2022).

Por fim, as Tabela 53, 54 e 55 contém os trechos e os diâmetros definidos para as tubulações de água fria, gelada e quente respectivamente.

Tabela 53 - Diâmetro das tubulações de água fria.

Trecho	Vazão (m <sup>3</sup> /s)	Diâmetro (pol)
1-2	0,00338	1.1/4
3-4	0,00338	1.1/4
5-6	0,00338	1.1/4
7-8	0,00338	1.1/4

(continua)

Tabela 53 - Diâmetro das tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m<sup>3</sup>/s)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
9-10	0,00338	1.1/4
8-11	0,00338	1.1/4
8-16	0,00676	2
16-19	0,00111	3/4
19-20	0,00004	1/4
19-21	0,00107	3/4
21-23	0,00026	1/4
21-24	0,00081	1/2
24-26	0,00024	1/4
26-27	0,00011	1/4
26-28	0,00013	1/4
28-29	0,00002	1/4
28-31	0,00011	1/4
24-33	0,00057	1/2
16-35	0,00036	1/2
35-36	0,00002	1/4
35-37	0,00034	1/2
37-39	0,00006	1/4
39-40	0,00003	1/4
39-42	0,00003	1/4
37-43	0,00027	1/2
43-44	0,00003	1/4
43-45	0,00024	1/4
45-46	0,00002	1/4
46-47	0,00000	1/4
46-48	0,00002	1/4

Tabela 53 - Diâmetro das tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m<sup>3</sup>/s)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
48-49	0,00000	1/4
48-51	0,00002	1/4
45-52	0,00022	1/4
52-53	0,00000	1/4
52-54	0,00022	1/4
54-55	0,00019	1/4
55-56	0,00003	1/4
55-57	0,00016	1/4
57-58	0,00003	1/4
57-59	0,00013	1/4
59-60	0,00006	1/4
59-62	0,00006	1/4
54-64	0,00003	1/2
16-65	0,00530	1.1/2
65-66	0,00000	1/4
65-67	0,00530	1.1/2
67-68	0,00151	3/4
68-69	0,00001	1/4
68-70	0,00008	1/4
68-71	0,00141	3/4
71-72	0,00000	1/4
71-73	0,00000	1/4
71-74	0,00140	3/4
74-75	0,00000	1/4
74-76	0,00003	1/4
74-77	0,00137	3/4

Tabela 53 - Diâmetro das tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m<sup>3</sup>/s)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
77-78	0,00024	1/4
77-79	0,00113	3/4
79-80	0,00007	1/4
79-82	0,00106	1/2
82-83	0,00000	1/4
82-84	0,00106	1/2
84-85	0,00064	1/2
84-86	0,00042	1/4
86-88	0,00000	1/4
86-87	0,00042	1/4
67-89	0,00379	1.1/4
89-90	0,00025	1/4
90-91	0,00011	1/4
90-93	0,00015	1/4
93-94	0,00000	1/4
93-96	0,00015	1/4
89-97	0,00353	1.1/4
97-98	0,00072	1/2
98-99	0,00022	1/4
98-100	0,00050	1/2
100-101	0,00002	1/4
100-102	0,00048	1/2
102-103	0,00000	1/4
102-105	0,00047	1/2
97-106	0,00281	1.1/4
106-107	0,00271	1.1/4

Tabela 53 - Diâmetro das tubulações de água fria.

(continuação)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m<sup>3</sup>/s)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
106-109	0,00011	1/4
109-110	0,00002	1/4
109-111	0,00002	1/4
109-112	0,00007	1/4
112-113	0,00002	1/4
112-114	0,00002	1/4
112-115	0,00004	1/4
115-116	0,00002	1/4
115-117	0,00002	1/4

Fonte: Autores (2022).

Tabela 54 - Diâmetro das tubulações de água gelada.

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m<sup>3</sup>/s)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
1-2	0,0006	1/2
2-3	0,0004	1/4
2-5	0,0002	1/4

Fonte: Autores (2022).

Tabela 55 - Diâmetro das tubulações de água quente.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m<sup>3</sup>/s)</b>	<b>Diâmetro (pol)</b>
1-2	0,00006	1/4
2-4	0,00002	1/4
4-5	0,0000002	1/4
4-7	0,00002	1/4
2-10	0,00004	1/4
10-12	0,00002	1/4
10-15	0,00002	1/4



Tabela 55 - Diâmetro das tubulações de água quente.

(continuação)

Trecho	Vazão (m <sup>3</sup> /s)	Diâmetro (pol)
16-17	0,00026	1/4

Fonte: Autores (2022).

### A.3.2. Dimensionamento tubulações de vapor

As tubulações de vapor também serão de aço carbono, e para poder iniciar o seu dimensionamento, primeiramente foi necessário procurar o valor do seu volume específico e pressão em tabelas de vapor saturado para determinar as vazões das tubulações. Sendo assim, sabendo que a temperatura do vapor é de 152°C, interpolou-se os valores encontrados na tabela e foi determinado o volume específico do vapor em 0,3744 kg/m<sup>3</sup> a uma pressão de 5,12 kgf/cm<sup>2</sup>.

Dando sequência, foi determinada a vazão de cada trecho com base no consumo dos equipamentos e o seu volume específico. E após isso, foi determinada a velocidade dos trechos, sendo estipulado valores dentro da faixa recomendada, ou seja, para linhas curtas e ramais secundários foi determinado o valor de 15m/s e para as linhas alimentadoras 25m/s.

Definido isso, calculou-se o diâmetro (cm) a partir da equação 82, utilizando da vazão (Q) e volume específico determinados inicialmente, e a velocidade (v) estipulada.

$$D = \sqrt{\frac{Q * \gamma}{0,283 * v}} \quad (82)$$

Após a definição do diâmetro, converteu-se ele para polegadas e foi escolhido o seu tamanho com base nos diâmetros comerciais apresentados na Tabela 56.

Tabela 56 - Diâmetros Comerciais.

(continua)

Diâmetros		
m	mm	“(polegadas)”
0,01372	13,72	1/4
0,01715	17,15	3/8
0,02134	21,34	1/2

Tabela 56 - Diâmetros Comerciais.

(continuação)

<b>Diâmetros</b>		
<b>m</b>	<b>mm</b>	<b>“(polegadas)”</b>
0,02667	26,67	3/4
0,03340	33,40	1
0,04216	42,16	1.1/4
0,04826	48,26	1.1/2

Fonte: Tubos ABC (2021).

A Tabela 57 mostra o valor de diâmetro encontrado para cada trecho e o seu diâmetro comercial definido.

Tabela 57 - Diâmetros para tubulação de vapor.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>Vazão (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Volume Específico (m<sup>3</sup>/kg)</b>	<b>Velocidade (m/s)</b>	<b>D(cm)</b>	<b>D(in)</b>	<b>D<sub>nominal</sub> (in)</b>
1-2	356,6466	0,3744	25	0,0724	0,0285	1/4
3-4	356,6466	0,3744	15	0,0935	0,0368	1/4
4-5	0,2309	0,3744	25	0,0018	0,0007	1/4
4-7	356,4157	0,3744	15	0,0934	0,0368	1/4
7-10	281,5357	0,3744	15	0,0831	0,0327	1/4
10-11	4,2139	0,3744	15	0,0102	0,0040	1/4
11-12	1,2773	0,3744	25	0,0043	0,0017	1/4
11-13	2,9365	0,3744	15	0,0085	0,0033	1/4
13-14	0,0562	0,3744	25	0,0009	0,0004	1/4
13-15	2,8804	0,3744	15	0,0084	0,0033	1/4
15-16	0,4281	0,3744	25	0,0025	0,0010	1/4
15-18	2,4523	0,3744	25	0,0060	0,0024	1/4
10-20	277,3218	0,3744	15	0,0824	0,0325	1/4

Tabela 57 - Diâmetros para tubulação de vapor.

(continuação)

Trecho	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	Volume Específico (m <sup>3</sup> /kg)	Velocidade (m/s)	D(cm)	D(in)	D <sub>nominal</sub> (in)
20-21	253,4838	0,3744	25	0,0610	0,0240	1/4
20-22	23,8380	0,3744	15	0,0242	0,0095	1/4
22-23	21,4756	0,3744	25	0,0178	0,0070	1/4
22-24	2,3625	0,3744	15	0,0076	0,0030	1/4
24-25	2,1491	0,3744	25	0,0056	0,0022	1/4
24-27	0,2134	0,3744	25	0,0018	0,0007	1/4
7-9	74,8800	0,3744	25	0,0332	0,0131	1/4

Fonte: Autores (2022).

### A.3.3. Dimensionamento tubulação de vapor TF-201

Como mencionado no tópico 8.1.2.2, haverá reutilização do vapor de saída do Tanque Flash (TF-201). Então, para o dimensionamento da tubulação, procurou-se inicialmente suas informações de pressão e volume específico em tabelas de vapor saturado, para a temperatura de 105°C, através de interpolação com os valores mostrados na Tabela 58.

Tabela 58 - Dados para interpolação.

Temperatura (°C)	Volume Específico (m <sup>3</sup> /kg)	Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )
150	0,3928	4,85
155	0,3468	6

Fonte: <https://bit.ly/tabelasdevapor>

Após a interpolação se chegou a valores de 1,422 m<sup>3</sup>/kg para o volume específico e de 1,32 kgf/cm<sup>2</sup> para a pressão. A partir disso, calculou-se o valor do diâmetro da tubulação com a equação 82 utilizada no dimensionamento das tubulações de vapor, chegando no valor final de 2,8620 cm, o equivalente a 1,1268 in e 1.¼” para diâmetro nominal.

### A.3.4. Perda de carga tubulações de água

Finalizado o dimensionamento das tubulações de água da planta industrial, é necessário calcular a perda de carga, visto que há uma perda de energia enquanto o fluido escoar e passa por alguns acessórios.

O método a ser utilizado é o do comprimento equivalente, o qual consiste em adicionar, nos trechos das tubulações, o comprimento dos acessórios ao comprimento físico da tubulação para que a perda de carga provocada seja igual à do acessório.

Para se adicionar esse comprimento foi necessária a relação dos acessórios, então optou-se por alguns acessórios nas tubulações que estão demonstrados na Tabela 59.

Tabela 59 - Relações lineares dos acessórios.

<b>Acessório</b>	<b>Sigla</b>	<b>Equação (Le)</b>
Cotovelo 90° raio médio	Co	0,114+26,56D
Registro de gaveta aberto	Rg	0,01+340,72D
Tê 90° saída lateral	TI	0,396+62,32D
Tê 90° saída bilateral	Tb	0,396+62,32D
Válvula de retenção leve	Vr	0,247+79,43D

Fonte: MONTORO.

Utilizando a tabela de acessórios, adicionou-se os acessórios nos trechos conforme sua necessidade, ou seja, todos os acessórios inclusos nas tubulações dos trechos foram inseridos no comprimento equivalente para o cálculo da perda de carga.

A Tabela 60 mostra os acessórios adicionados às tubulações de água fria e o comprimento do seu trecho a ser adicionado ( $\sum Le$ ), como também o tamanho do trecho contido na planta industrial. As Tabelas 61 e 62 mostram também essas informações para água gelada e água quente, respectivamente.

Tabela 60 - Acessórios nas tubulações de água fria.

<b>Trecho</b>	<b>L(m)</b>	<b>Acessórios</b>	<b><math>\sum Le</math></b>
1-2	13	Vr	3,61
3-4	13	Vr	3,61

(continua)

Tabela 60 - Acessórios nas tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>L(m)</b>	<b>Acessórios</b>	<b><math>\Sigma Le</math></b>
5-6	0,7	Vr	3,61
7-8	1,37	Vr+Tb	6,67
9-10	0,70	Vr	3,61
8-11	22,08	TI	3,04
8-16	1,70	Vr	5,04
16-19	30,07	2Co	1,66
19-20	0,30	Vr+Tb	2,58
19-21	23,30	Vr	2,38
21-23	7,84	Co+Rg+Tb	6,40
21-24	5,10	Tb	1,72
24-26	5,10	Co+Tb	1,73
26-27	0,30	Rg+Tb	5,92
26-28	3,75	Tb	1,25
28-29	0,30	Rg+Tb	5,92
28-31	7,40	Rg+Co	5,15
24-33	6,88	Co+Rg	7,94
16-35	6,61	Tb+Co+Rg	9,66
35-36	0,30	Rg+Tb	5,92
35-37	12,65	Vr	1,94
37-39	0,70	Tb	1,25
39-40	0,30	Rg+Tb	5,92
39-42	2,40	Co+Rg+Tb	6,40
37-43	3,82	Tb+Vr	3,66
43-44	0,41	Rg+Tb	5,92
43-45	1,23	Vr+Tb	2,58
45-46	5,33	2Tb+Vr	3,83

Tabela 60 - Acessórios nas tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>L(m)</b>	<b>Acessórios</b>	<b><math>\Sigma Le</math></b>
46-47	0,30	Rg+Tb	5,92
46-48	2,99	2Tb+Vr	3,83
48-49	0,30	Rg+Tb	5,92
48-51	1,30	Co+Tb	1,73
45-52	15,14	Tb+Co	1,73
52-53	0,03	Rg+Tb	5,92
52-54	2,81	Vr+Tb	2,58
54-55	1,20	Tb	1,25
55-56	0,20	Rg+Tb	5,92
55-57	2,50	2Tb	2,50
57-58	0,30	Rg+Tb	5,92
57-59	1,95	2Tb	2,50
59-60	0,30	Rg+Tb	5,92
59-62	2,90	Rg+Tb	5,92
54-64	7,61	Rg+Tb+Co	9,66
16-65	1,55	2Tb	6,81
65-66	0,90	Rg+Tb	5,92
65-67	12,16	2Tb+Vr	10,90
67-68	1,75	2Tb	4,14
68-69	0,15	Rg+Tb	5,92
68-70	1,09	Rg+Tb	5,92
68-71	2,23	2Tb	4,14
71-72	0,58	Rg+Tb	5,92
71-73	1,09	Rg+Tb	5,92
71-74	2,10	2Tb	4,14
74-75	0,15	Rg+Tb	5,92

Tabela 60 - Acessórios nas tubulações de água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>L(m)</b>	<b>Acessórios</b>	<b><math>\Sigma Le</math></b>
74-76	1,09	Rg+Tb	5,92
74-77	2,17	2Tb	4,14
77-78	1,09	Rg+Tb	5,92
77-79	0,20	2Tb	4,14
79-80	1,09	Rg+Tb	5,92
79-82	5,67	2Tb+Co	4,13
82-83	1,09	Rg+Tb	5,92
82-84	2,35	2Tb	3,45
84-85	1,53	Rg+Tb	8,98
84-86	6,84	2Tb+Vr	3,83
86-88	1,44	Rg+Tb	5,92
86-87	0,15	Rg+Tb	5,92
67-89	1,96	2Tb	6,08
89-90	1,82	2Tb	2,50
90-91	1,12	Rg+Tb	5,92
90-93	13,98	2Tb+Co	2,98
93-94	1,59	Rg+Tb	5,92
93-96	8,49	Rg+Tb+ Co	6,40
89-97	8,84	2Tb	6,08
97-98	4,75	2Tb	3,45
98-99	1,14	Rg+Tb	5,92
98-100	1,94	2Tb	3,45
100-101	1,34	Rg+Tb	5,92
100-102	1,70	2Tb	3,45
102-103	1,44	Rg+Tb	5,92
102-105	3,94	Rg+Tb+Co	9,66

Tabela 60 - Acessórios nas tubulações de água fria.

(continuação)

<b>Trecho</b>	<b>L(m)</b>	<b>Acessórios</b>	<b><math>\Sigma Le</math></b>
97-106	1,50	2Tb	6,08
106-107	1,06	Rg+Tb	17,48
106-109	17,42	2Tb+Co+Vr	4,31
109-110	0,63	Rg+Tb	5,92
109-111	0,63	Rg+Tb	5,92
109-112	4,25	2Tb	2,50
112-113	0,63	Rg+Tb	5,92
112-114	0,63	Rg+Tb	5,92
112-115	4,25	2Tb	2,50
115-116	0,063	Rg+Tb	5,92
115-117	0,63	Rg+Tb	5,92

Fonte: Autores (2022).

Tabela 61 – Acessórios nas tubulações de água gelada.

<b>Trecho</b>	<b>L(m)</b>	<b>Acessórios</b>	<b><math>\Sigma Le</math></b>
1-2	7,51	Tb+Vr	3,66
2-3	2,20	Tb+Rg	5,92
3-5	5,30	Co+Tb	1,73

Fonte: Autores (2022).

Tabela 62 - Acessórios nas tubulações de água quente.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>L(m)</b>	<b>Acessórios</b>	<b><math>\Sigma Le</math></b>
1-2	0,55	Rg+Tb	5,02
2-4	5,73	Co+Rg	5,15
4-5	0,25	Rg+Tb	5,92
4-7	1,75	Co+Rg	5,15
2-10	71,69	2Tb+2Co	3,46



Tabela 62 - Acessórios nas tubulações de água quente.

(continuação)

Trecho	L(m)	Acessórios	$\Sigma Le$
10-12	1,40	Rg+Tb	5,92
10-15	17,50	Tb+Co+Rg	6,40
16-17	1,36	Vr+ Rg	9,20

Fonte: Autores (2022).

Após o cálculo dos comprimentos equivalentes dos acessórios, utilizou-se a equação 83 para calcular o valor do comprimento equivalente da tubulação. Sendo L o comprimento do trecho (L) e ( $\Sigma Le$ ) o somatório dos comprimentos equivalentes dos acessórios por trecho.

$$Leq = L + \Sigma Le \quad (83)$$

Para se utilizar a equação da perda de carga total, é necessário conhecer o fator de atrito de Darcy que é relacionado ao número de Reynolds. Sendo assim, calculou-se o número de Reynolds pela equação 84, onde é necessário conhecer a massa específica da água, (1000kg/m<sup>3</sup>), a viscosidade dinâmica (0,001Pa.s), a velocidade do fluido (m/s) e o diâmetro (m).

$$Re = \frac{(\rho * v * D)}{\mu} \quad (84)$$

Ao se calcular o número de Reynolds, encontrou-se trechos que se encontram no regime laminar ( $0 < Re < 2100$ ) e outros no regime turbulento ( $Re > 2100$ ), então para o cálculo do fator de Darcy para o regime laminar irá se utilizar a equação 85 e para o regime turbulento, a equação 86.

$$f = \frac{64}{Re} \quad (85)$$

$$\sqrt{1/f} = 1,8 \log \log \left[ \frac{6,9}{Re} + \frac{\varepsilon}{3,7} \right]^{1,11} \quad (86)$$

A equação 86 apresentada é a equação de Haaland, ela possui um desvio de 2% no seu resultado final quando comparado a equação de Colebrooke, porém foi escolhida por ser mais

simples o cálculo. Para a utilização da equação foi necessário a rugosidade da tubulação, sendo  $e = 0,000045$  para tubos de aço comercial novo.

Por fim, após encontrar o fator de atrito de Darcy é possível calcular a perda de carga por trecho das tubulações de água fria, gelada e quente, a partir da equação 87. E os resultados obtidos dos equacionamentos e da perda de carga estão apresentados nas Tabelas 63, 64 e 65.

$$l_{wf} = f * \left(\frac{Leq}{D}\right) * \left(\frac{v^2}{2g}\right) \quad (87)$$

Tabela 63 - Perda de carga água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>L (m)</b>	<b>Re</b>	<b>f</b>	<b>Leq(m)</b>	<b>l<sub>wf</sub></b>
1-2	13	101.551,85	0,0744	16,61	819,60
3-4	13	101.551,85	0,0744	16,61	819,60
5-6	0,7	101.551,85	0,0744	4,31	212,85
7-8	1,37	101.551,85	0,0744	8,03	396,26
9-10	0,70	101.551,85	0,0744	4,31	212,85
8-11	22,08	101.551,85	0,0744	25,12	1.239,17
8-16	1,70	142.812,55	0,0713	6,74	219,03
16-19	30,07	52.611,13	0,0796	31,73	1.760,36
19-20	0,30	403,44	0,1586	2,88	0,14
19-21	23,30	50.643,06	0,0798	25,68	1.323,03
21-23	7,84	24.591,74	0,0879	14,24	1.441,70
21-24	5,10	48.140,45	0,0816	6,82	654,37
24-26	5,10	22.162,94	0,0884	6,83	565,01
26-27	0,30	10.227,39	0,0937	6,22	116,19
26-28	3,75	11.935,55	0,0924	5,00	125,45
28-29	0,30	1.708,15	0,1181	6,22	4,09
28-31	7,40	10.227,39	0,0937	12,55	234,37
24-33	6,88	33.885,41	0,0831	14,82	717,08
16-35	6,61	21.238,65	0,0857	16,28	319,20

Tabela 63 - Perda de carga água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>L (m)</b>	<b>Re</b>	<b>f</b>	<b>Leq(m)</b>	<b>lwf</b>
35-36	0,30	1.708,15	0,1181	6,22	4,09
35-37	12,65	20.139,98	0,0861	14,59	258,33
37-39	0,70	5.890,32	0,0992	1,95	12,78
39-40	0,30	2.945,16	0,1085	6,22	11,16
39-42	2,40	2.945,16	0,1085	8,80	15,78
37-43	3,82	16.351,36	0,0876	7,49	88,87
43-44	0,41	2.861,26	0,1090	6,33	10,77
43-45	1,23	22.560,93	0,0883	3,81	326,60
45-46	5,33	2.248,13	0,1130	9,16	9,97
46-47	0,30	159,20	0,4020	6,22	0,12
46-48	2,99	2.088,94	0,1143	6,82	6,49
48-49	0,30	19,36	3,3055	6,22	0,01
48-51	1,30	2.069,57	0,0309	3,03	0,76
45-52	15,14	20.312,80	0,0889	16,87	1.179,01
52-53	0,03	159,20	0,4020	5,95	0,12
52-54	2,81	20.153,60	0,0889	5,39	371,14
54-55	1,20	17.670,97	0,0897	2,45	130,76
55-56	0,20	2.945,16	0,1085	6,22	11,16
55-57	2,50	14.725,81	0,0909	5,00	187,77
57-58	0,30	2.945,16	0,1085	6,22	11,16
57-59	1,95	11.780,65	0,0925	4,45	108,89
59-60	0,30	5.890,32	0,0992	6,22	40,79
59-62	2,90	5.890,32	0,0992	8,82	57,83
54-64	7,61	1.596,81	0,0401	17,27	0,90
16-65	1,55	139.626,80	0,0727	8,36	514,98
65-66	0,90	55,50	1,1531	6,82	0,05

Tabela 63 - Perda de carga água fria.

(continua)

<b>Trecho</b>	<b>L (m)</b>	<b>Re</b>	<b>f</b>	<b>Leq(m)</b>	<b>lwf</b>
65-67	12,16	139.611,05	0,0727	23,05	1.420,06
67-68	1,75	71.360,88	0,0785	5,89	593,48
68-69	0,15	1.317,76	0,0486	6,07	0,98
68-70	1,09	7.894,93	0,0961	7,01	79,98
68-71	2,23	66.668,92	0,0788	6,38	561,91
71-72	0,58	115,28	0,5552	6,50	0,09
71-73	1,09	459,95	0,1391	7,01	0,39
71-74	2,10	66.375,96	0,0788	6,24	545,34
74-75	0,15	216,85	0,2951	6,07	0,16
74-76	1,09	2.823,40	0,1092	7,01	11,62
74-77	2,17	64.827,58	0,0789	6,32	527,19
77-78	1,09	22.343,65	0,0884	7,01	589,23
77-79	0,20	53.448,10	0,0796	4,35	248,84
79-80	1,09	6.213,82	0,0986	7,01	50,83
79-82	5,67	63.503,50	0,0807	9,80	1.616,14
82-83	1,09	372,85	0,1717	7,02	0,32
82-84	2,35	63.263,69	0,0807	5,80	948,98
84-85	1,53	38.190,54	0,0826	10,51	641,69
84-86	6,84	38.982,33	0,0860	10,67	2.656,72
86-88	1,44	258,50	0,2476	7,37	0,23
86-87	0,15	38.723,83	0,0860	6,07	1.491,00
67-89	1,96	113.764,30	0,0741	8,04	495,42
89-90	1,82	23.649,30	0,0881	4,32	405,61
90-91	1,12	9.788,52	0,0941	7,04	120,98
90-93	13,98	13.860,77	0,0913	16,96	566,90
93-94	1,59	74,57	0,8582	7,51	0,07

Tabela 63 - Perda de carga água fria.

(continuação)

<b>Trecho</b>	<b>L (m)</b>	<b>Re</b>	<b>f</b>	<b>Leq(m)</b>	<b>lwf</b>
93-96	8,49	13.786,20	0,0914	14,89	492,77
89-97	8,84	106.122,90	0,0743	14,91	801,81
97-98	4,75	43.036,59	0,0820	8,19	631,27
98-99	1,14	20.537,83	0,0888	7,07	504,41
98-100	1,94	29.826,82	0,0838	5,39	203,60
100-101	1,34	2.056,24	0,1146	7,26	6,70
100-102	1,70	28.504,26	0,0840	5,15	178,16
102-103	1,44	201,11	0,3182	7,36	0,18
102-105	3,94	28.374,91	0,0840	13,60	466,48
97-106	1,50	84.503,10	0,0750	7,58	260,97
106-107	1,06	81.246,43	0,0752	18,53	591,21
106-109	17,42	10.079,04	0,0938	21,73	394,65
109-110	0,63	1.688,36	0,0379	6,55	1,35
109-111	0,63	1.671,32	0,0383	6,55	1,33
109-112	4,25	6.719,36	0,0977	6,75	56,75
112-113	0,63	1.688,36	0,0379	6,55	1,35
112-114	0,63	1.671,32	0,0383	6,55	1,33
112-115	4,25	3.359,68	0,1065	6,75	15,46
115-116	0,063	1.688,36	0,0379	6,55	1,35
115-117	0,63	1.671,32	0,0383	6,55	1,33

Fonte: Autores (2022).

Tabela 64 - Perda de carga água gelada.

<b>Trecho</b>	<b>L (m)</b>	<b>Re</b>	<b>f</b>	<b>Leq(m)</b>	<b>lwf</b>
1-2	7,51	33.885,41	0,0276	11,17	179,71
2-3	2,20	32.840,17	0,0300	8,12	500,68
3-5	5,30	19.842,98	0,0317	7,03	167,20

Fonte: Autores (2022).

Tabela 65 - Perda de carga água quente.

Trecho	L (m)	Re	f	Leq(m)	lwf
1-2	0,55	5.649,38	0,0397	5,56	0,14
2-4	5,73	1.931,89	0,0536	10,88	0,04
4-5	0,25	21,51	1,2683	6,17	0,0001
4-7	1,75	1.910,38	0,0538	6,90	0,03
2-10	71,69	3.717,49	0,0441	75,15	0,91
10-12	1,40	1.858,74	0,0543	7,32	0,03
10-15	17,50	1.858,74	0,0543	23,90	0,09
16-17	1,36	15.817,22	0,0309	10,55	0,43

Fonte: Autores (2022).

### A.3.5. Perda de carga tubulações de vapor

A perda de carga nas tubulações de vapor também é calculada levando em consideração o comprimento equivalente. Para o cálculo do comprimento equivalente foi adicionado 25% do seu tamanho nas tubulações curtas e 15% nas tubulações longas.

Após isso, a perda de carga é avaliada juntamente com a variação de pressão de cada trecho das tubulações através da equação 88. Sendo Q a vazão de vapor (kg/h), D o diâmetro (cm) e  $\gamma$  volume específico do vapor (m<sup>3</sup>/kg).

$$J = 0,029 \left( \frac{Q^{1,95} \cdot \gamma \cdot 0,95}{D^{5,1}} \right) \quad (88)$$

Os resultados encontrados para comprimento equivalente, como também perda de carga, estão apresentados na Tabela 66.

Tabela 66 – Diâmetros para tubulação de vapor.

(continua)

Trecho	L(m)	Leq(m)	Perda de carga (kgf/cm <sup>2</sup> )
1-2	1,40	1,75	638.972.290,98
3-4	1,75	2,19	173.687.159,96
4-5	43,75	50,31	52.335.101.705,68

Tabela 66 – Diâmetros para tubulação de vapor.

(continuação)

Trecho	L(m)	Leq(m)	Perda de carga (kgf/cm2)
4-7	36,98	42,53	173.754.658,16
7-10	0,69	0,86	200.166.073,02
10-11	1,92	2,40	2.490.587.164,46
11-12	0,66	0,82	18.751.818.955,10
11-13	2,06	2,57	3.093.204.559,75
13-14	0,66	0,82	122.227.407.780,90
13-15	1,83	2,28	3.129.250.392,11
15-16	0,66	0,82	36.134.299.301,31
15-18	2,56	3,20	12.678.812.422,97
10-20	12,06	13,87	201.985.465,91
20-21	0,28	0,35	784.250.420,05
20-22	2,95	3,69	880.538.065,67
22-23	0,69	0,86	3.448.719.487,64
22-24	2,04	2,55	3.524.450.615,58
24-25	0,83	1,04	13.723.858.173,10
24-27	4,55	5,68	54.865.386.545,39
7-9	8,10	10,13	1.630.066.639,30

Fonte: Autores (2022).

#### A.4. DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS

O dimensionamento das bombas considera as perdas de cargas dos trechos dimensionados anteriormente. Sendo assim, a potência das bombas pode ser obtida pela equação 89 do balanço de energia.

$$\left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + g \left(z_2 - z_1 + \frac{P_1 - P_2}{\rho} + lwf\right)\right) Q = \eta \cdot W_s \quad (89)$$

Para a utilização da equação foi utilizado as velocidades ( $v$ ) dos trechos e a perda de carga ( $l_{wf}$ ) calculadas anteriormente. Já para a diferença de altura entre entrada e saída ( $z_2 - z_1$ ), considerou-se a altura dos equipamentos e se definiu a altura, por fim, a eficiência das bombas foi considerada em 90%, a gravidade foi utilizado o valor de  $9,81\text{m/s}^2$  e para a massa específica do fluido o valor de  $1000\text{kg/m}^3$ .

A Tabela 67 contém os resultados obtidos para as potências de bombas e demais informações.

Tabela 67 - Potência das bombas.

<b>Trecho</b>	<b>Eficiência</b>	<b>Perda de carga (<math>l_{wf}</math>)</b>	<b>Vazão (kg/s)</b>	<b>Potência</b>
1-2	90%	819,60	3,382	3.632,24
3-4	90%	819,60	3,382	3.632,24
5-6	90%	212,85	3,382	1.217,09
7-8	90%	396,26	3,382	1.880,47
9-10	90%	212,85	3,382	1.217,09
8-11	90%	1.239,17	3,382	5.047,73
1-2	90%	179,71	0,567	179,38
2-5	90%	167,20	0,214	64,91

Fonte: Autores (2022).



## ANEXOS

ANEXO A - SELEÇÃO DO MICROORGANISMO *Streptococcus equi* subsp. *zooepidemicus*

## **Streptococcus equi** **subsp. zooepidemicus** **Farrow and Collins**

39920™

Product Sheet

### Description

This item is patented for production of high molecular weight hyaluronic acid. ATCC does not confirm or test for the production of hyaluronic acid.

**Strain designation:** HA-116

**Deposited As:** *Streptococcus equi* subsp. *zooepidemicus* Farrow and Collins

**Type strain:** No

**Patent depository:** This material was deposited with the ATCC Patent Depository to fulfill U.S. or international patent requirements. This material may not have been produced or characterized by ATCC. As an International Depository Authority (IDA) for patent deposits, ATCC is required to complete viability testing only at time of initial deposit of patent material. Patent deposits are made available on behalf of the Depositor when the pertinent U.S. or international patent is issued, but material may not be used to infringe the patent claims.

**Patent number:**

4,780,414

**Technical information:** ATCC Technical Services does not have technical information on patent deposits that are not produced or characterized by ATCC. Additional information can be found in the corresponding patent available from the patent holder or with the U.S. and/or international patent office.

### Storage Conditions

**Product format:** Freeze-dried

**Storage conditions:** -80°C or colder

***Streptococcus equi* subsp. *zooepidemicus* Farrow and Collins**

39920

**Growth Conditions****Medium:**

ATCC Medium 44: Brain Heart Infusion Agar/Broth

ATCC Medium 260: Trypticase soy agar/broth with defibrinated sheep blood

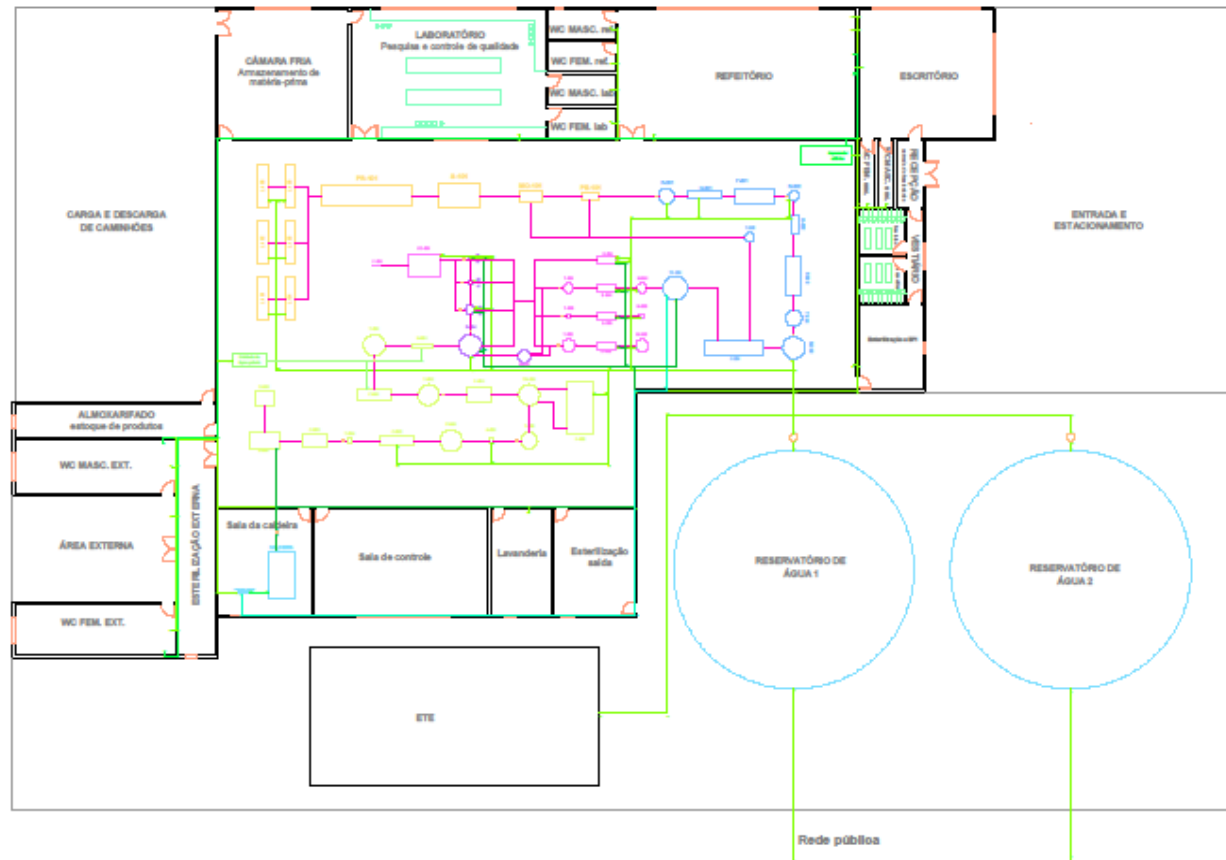
**Temperature:** 37°C**Atmosphere:** Aerobic

Product Sheet

---

Fonte: ATCC.ORG

**ANEXO B - LAYOUT DA INSTALAÇÃO INDUSTRIAL**



# ANEXO C - PURIFICAÇÃO DO ÁCIDO HIALURÔNICO PROVENIENTE DE CALDO DE FERMENTAÇÃO ATRAVÉS DA ADSORÇÃO DE IMPUREZAS EM CARVÃO ATIVADO E ALUMINA

## Purificação do Ácido Hialurônico Proveniente de Caldo de Fermentação através da Adsorção de Impurezas em Carvão Ativado e Alumina

Thiago Rincon Ribeiro; Maria Helena Andrade Santana  
 Laboratório de Desenvolvimento de Processos Biotecnológicos (LDPB),  
 Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP  
 e-mail: hena@feq.unicamp.br, telefone: (19) 3521-3921  
 Agência Financiadora: CNPq / PIBIC - UNICAMP

**Palavras-chave:** ácido hialurônico – purificação – adsorção – precipitação em etanol

### INTRODUÇÃO

Biopolímero natural presente no organismo humano.

**Ácido Hialurônico (AH)**

Fontes: Extração (crista do galo e cordão umbilical); Fermentação;

Propriedades: Viscosinergia; Viscosamento; Viscosproteção; Viscosseparação; Etc.;

Aplicações farmacológicas e médicas.

Processos de purificação:

- Repetidas precipitações em solvente orgânico.
- Adsorção das impurezas em carvão ativado e/ou alumina.
- Precipitação na Interface (Método proposto).

Processo caro com alto consumo de solvente. Processos em estudo na tentativa de diminuir o custo da purificação do AH.

### Precipitação na Interface

### RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### Adsorção das Impurezas

Carvão ativado → Alta liberação de partículas → Má operação da coluna

Alumina → Alto custo de compra → Contaminação das amostras → Impossibilidade de análise das amostras

Processo Inviável

#### Influência da Velocidade de Centrifugação

% m/m de AH no precipitado (ppt) → Depende da velocidade de centrifugação na separação das células.

% m/m de Proteínas no ppt → Indiferente da velocidade de centrifugação.

### MATERIAIS E MÉTODOS

Caldo de fermentação; Alcool Etílico absoluto (99-100%).

#### Adsorção das Impurezas

Caldo de fermentação → Centrifugação a 10000rpm por 10 minutos → Células (ppt) → Descarte

Sobrenadante (SN) → Coluna de adsorção recheada de carvão ativado e/ou alumina → Análise de amostras

#### Influência da Velocidade de Centrifugação

C1 → Centrifugação a 10000rpm por 10 minutos.

C2 → Centrifugação a 3200rpm por 20 minutos.

### CONCLUSÃO

**Coluna de adsorção** → Não pode ser recheada com carvão ativado de baixa granulometria que libera partículas finas.

**Velocidade de Centrifugação** → A configuração que resulta em um ppt mais puro em AH é a retirada de células a 10000rpm por 10 minutos seguida da separação do precipitado a 3200rpm por 20 minutos.

**Precipitação na Interface** → É viável apenas para caldos de fermentação com alta concentração de AH. O precipitado obtido após a 3ª adição de etanol apresenta maior pureza de AH. A massa molar do AH não varia entre os ppt's.

### AGRADECIMENTOS

O autor deste trabalho agradece à Profa. Dra. Maria Helena Andrade Santana pela orientação e tempo dedicados; a todos do Laboratório de Desenvolvimento de Processos Biotecnológicos (LDPB) pela disponibilidade e aconselhamento durante a realização dos experimentos; e ao CNPq/PIBIC pelo auxílio financeiro que possibilitou a realização desta pesquisa.

Fonte: UNICAMP.

Tabela 2: % em massa de AH e proteínas por massa de precipitado obtido pelo método convencional e na interface para os caldos C e E.

Precipitação	% m/m de AH		% m/m de Proteínas	
	Caldo C	Caldo E	Caldo C	Caldo E
Interface	97,0 ± 1,0	18,5 ± 0,9	6,1 ± 0,6	10,5 ± 0,7
Convencional	57,0 ± 3,0	19,6 ± 0,6	5,6 ± 0,5	10,7 ± 0,2

Pureza do AH nos 3 ppt's da interface → O precipitado que apresenta maior pureza de AH é aquele obtido após a 3ª adição de etanol. Mesmo assim, a massa molar não varia entre os 3 ppt's.

Tabela 3: % em massa de AH e proteínas por massa de precipitado obtido em cada adição de etanol na precipitação na interface para os caldos C e E.

Precipitação	% m/m de AH		% m/m de Proteínas	
	Caldo C	Caldo E	Caldo C	Caldo E
1ª ppt	95,7 ± 0,1	16,0 ± 1,0	6,4 ± 0,8	12,7 ± 0,2
2ª ppt	99,0 ± 4,0	17,0 ± 1,0	7,4 ± 0,8	11,8 ± 0,5
3ª ppt	79,0 ± 3,0	18,6 ± 0,9	5,6 ± 0,6	10,4 ± 0,7

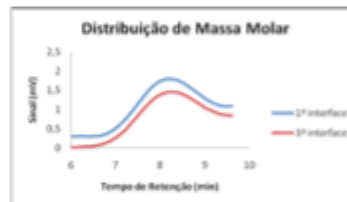


Figura 1: Massa molar do AH das amostras da 1ª e 3ª precipitações na interface do caldo C.

Tabela 1: % em massa de AH e massa de proteínas por massa de precipitado nos ensaios de precipitação a diferentes velocidades de centrifugação.

Retirada de células(1ª precipitação)	% m/m de AH		% m/m de Proteínas	
	3200 rpm	10000 rpm	3200 rpm	10000 rpm
3200 rpm	38,0 ± 1,0	32,9 ± 0,1	12,0 ± 1,0	9,5 ± 0,4
10000 rpm	45,0 ± 1,0	33,0 ± 4,0	9,2 ± 0,4	8,0 ± 2,0

**Precipitação na Interface**

Para caldos com alta concentração de AH, o ppt da interface é mais puro que na precipitação convencional.

## ANEXO D - AQUECEDOR DE ÁGUA B500

Aquecedor de Água










Aquecedores de água com serpentinas para água ou vapor;  
 Serpentinas de aço inoxidável AISI 304L, removíveis;  
 Pintados internamente com tinta epóxi;  
 Construção horizontal ou vertical;  
 Projeto norma ASME e NR13.

Tamanho	B300	B500	B1000	B1500	B2000	B3000	B4000	B5000	B6000	B7500	B10000
Capacidade estática (l)	300	500	1.000	1.500	2.000	3.000	4.000	5.000	6.000	7.500	10.000
Capacidade dinâmica (kcal/h)	6.400	20.000	39.200	59.200	78.400	117.600	156.800	196.000	235.242	354.750	476.280
Produção de água quente (l/h)	98	308	603	911	1.206	1.809	2.412	3.015	3.619	5.457	7.327
Consumo de vapor (kg/h)	14	44	86	130	173	259	346	432	518	704	945
Altura (A) (mm)	1.035	1.185	1.385	1.535	1.635	1.635	1.685	1.835	1.835	1.835	1.935
Comprimento (C) (mm)	1.450	1.550	1.886	2.254	2.294	3.194	3.814	3.886	4.486	5.386	8.135
Largura (L) (mm)	660	810	1.010	1.160	1.260	1.263	1.373	1.463	1.463	1.463	1.566

\* Produção de água quente de 15 a 80 °C  
 \* Pressão do vapor 4 kg/cm<sup>2</sup> - Altura manométrica no casco de 40 m<sup>3</sup>  
 \* Outras capacidades sob consulta

Fonte: Weco.

## ANEXO E - LAVADORA EXTRATORA COM BARREIRA LHB-50, MALTEC

		LHB-22	LHB-30	LHB-50	LHB-100
Capacidade de carga	kg	22	30	50	100
Volume cesto	dm <sup>3</sup>	263,4	384,3	585,7	1226,6
Diâmetro cesto	mm	660	750	900	1060
Comprimento cesto	mm	800	870	920	1390
Fator de carga		01:12	01:12,8	01:11,7	01:12,3
Potência motor	cv	1,0	1,0	2,0	5,0
Rotação da lavagem	rpm	36,7	37	27,2	31,4
Nível de água mínimo	L	70	105	175	350
Nível de água máximo	L	120	180	300	600
Entrada de água	Ø	1½"	1½"	2"	2"
Saída de água	Ø	2"	3"	3"	4"
Entrada de vapor		¾"	¾"	¾"	1"
Pressão máxima de vapor	Kgf/cm <sup>2</sup>	6	6	6	6
Consumo de vapor	kg/h	14	21	35	70
Altura c/ barreira	mm	1535	1650	1900	2200
Largura	mm	1225	1400	1480	2070
Profundidade	mm	980	1070	1250	1510
Peso líquido aprox.	kg	320	420	540	990
Consumo elétrico	kW/h	0,6	0,6	1,18	2,95

O fabricante reserva o direito de efetuar qualquer modificação técnica no equipamento sem prejudicar as características essenciais do mesmo, sem aviso prévio.  
\*Imagens meramente ilustrativas.

Fonte: MALTEC.

**ANEXO F - BENEFÍCIOS FISCAIS ESTADO DO CEARÁ**

# BENEFÍCIOS

O percentual de incentivo será de até 75% de isenção do ICMS próprio gerado em decorrência da produção industrial\*.

A empresa irá fruir do benefício por até 10 anos, podendo ser prorrogado por igual período.

Para gozar do benefício, as empresas deverão apresentar metas específicas de:

- produção;
- geração de empregos;
- volume de investimentos;
- custos de frete para o período de vigência do contrato ou termo de acordo.

**\* Empresas enquadradas no PROADE podem ter até 99% de isenção do ICMS.**

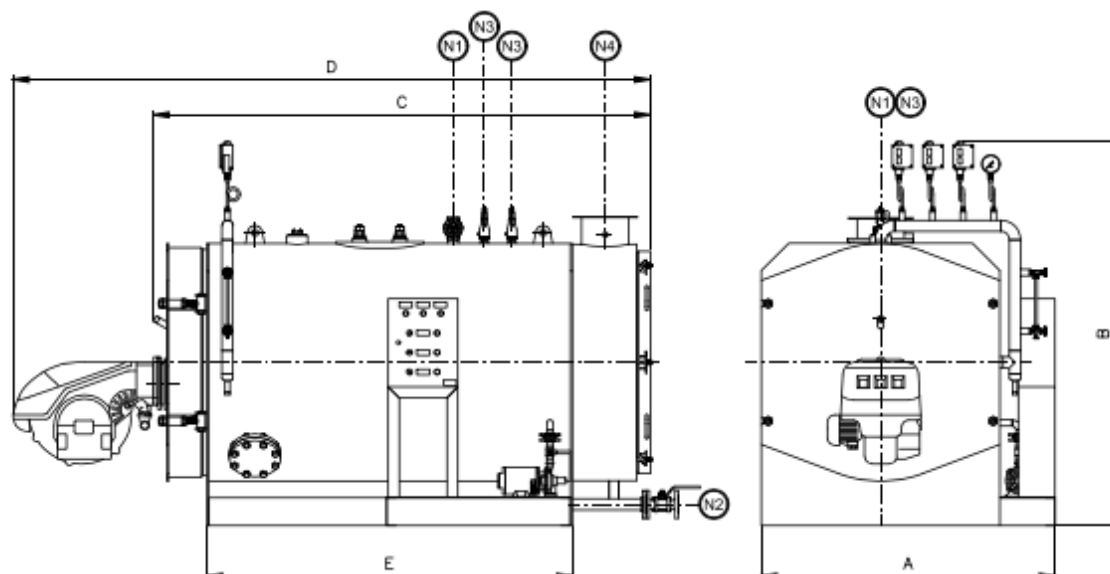
Fonte: Agência de desenvolvimento do Estado do Ceará S.A. (ADECE)



## ANEXO G - CALDEIRA DE FLUXO REVERSO



SET.21



Características	Unid.	Modelos												
		VRI-300	VRI-500	VRI-600	VRI-800	VRI-1000	VRI-1200	VRI-1500	VRI-2000	VRI-2500	VRI-3000	VRI-4000	VRI-5000	
Potência Térmica	kcal/h	192.600	321.000	385.200	513.600	642.000	770.400	963.000	1.284.000	1.605.000	1.926.000	2.568.000	3.210.000	
Produção de Vapor	20°C	300	500	600	800	1000	1200	1500	2000	2500	3000	4000	5000	
	80°C	330	550	660	880	1100	1320	1650	2200	2750	3300	4400	5500	
Consumo de Combustível	GLP	Kg/h	19,5	32,4	38,9	51,9	64,8	77,8	97,3	129,7	162,1	194,5	259,4	324,2
	GN	m³/h	2,3	3,8	4,6	6,1	7,6	9,2	11,5	15,3	19,1	23,0	30,6	38,5
	Diesel	l/h	24,8	41,4	49,7	66,2	82,8	99,3	124,1	165,5	206,9	248,3	331	413,8
Saída de Vapor	⊙	Pol.	1,1/4	1,1/2	1,1/2	2	2,1/2	2,1/2	2,1/2	3	4	4	4	6
Descarga de Fundo	⊙	Pol.	1,1/2	1,1/2	1,1/2	1,1/2	1,1/2	1,1/2	2	2	2	2	2	2
Válvula de Seg. (2x)	⊙	Pol.	3/4	1	1	1	1,1/4	1,1/4	1,1/4	1,1/2	2	2	2	2
Chaminé	⊙	mm	200	250	250	250	300	350	350	400	500	550	600	650
Dimensões	A	mm	1803	1540	1540	2094	1750	1750	1850	2026	2400	2340	2500	2500
	B	mm	1981	2053	2053	2094	2246	2246	2258	3200	3450	3450	3550	3550
	C	mm	1980	2207	2207	2708	2905	3546	3814	3907	4435	4952	5134	6384
	D	mm	2529	2743	2743	3473	3670	4312	4581	4673	5678	5749	6379	7629
	E	mm	1367	1494	1494	1993	2125	2725	2993	2995	3382	3858	3990	5190
Volume Útil	Litros	381	593	512	848	1452	1485	1710	2412	3660	4098	4512	5830	
Peso Aproximado Sem Água	Kg	1275	1833	2009	2390	3096	3635	4260	5977	7794	8799	9433	11643	

Fonte: ECAL.

## ANEXO H - LAVADORA DE LOUÇAS

ITW Food Equipment Group



## ESPECIFICAÇÃO TÉCNICA

ITW Food Equipment Group

DADOS TÉCNICOS				
ALIMENTAÇÃO	MONOF	TRIF	TRIF + NEUT	
POTÊNCIA (kW)		7,7		
TENSÃO (V)	220	220	380	
CORRENTE NOMINAL (A)	35,00	20,21	11,70	
DISJUNTOR (A)	40	25	16	
SEÇÃO CORDÃO DE ALIMENTAÇÃO	3x10mm <sup>2</sup>	4x4mm <sup>2</sup>	5x1,5mm <sup>2</sup>	
CONSUMO DE ÁGUA (L/ciclo)*	2 – 10,6			
CAPACIDADE TANQUE DE LAVAGEM (L)	10,6			
CAPACIDADE				
LAVAGEM (gavetas/h)**	40 ou 80			
DIMENSIONAMENTO				
	ALTURA	LARGURA	PROFUNDIDADE	PESO(kg)
DIMENSÃO EXTERNA PORTA FECHADA (m)	0,83	0,60	0,60	60

Fonte: ITW Food Equipment Group.

## ANEXO I - PENEIRA VIBRATÓRIA



Fonte: Vibramax

## ANEXO J - TABELA DE VAPOR SATURADO

	Sat. press. MPa											
100	0.10135	0.001044	1.6729	418.94	2087.6	2506.5	419.04	2257.0	2676.1	1.3069	6.0480	7.3549
105	0.12082	0.001048	1.4194	440.02	2072.3	2512.4	440.15	2243.7	2683.8	1.3630	5.9328	7.2958
110	0.14327	0.001052	1.2102	461.14	2057.0	2518.1	461.30	2230.2	2691.5	1.4185	5.8202	7.2387
115	0.16906	0.001056	1.0366	482.30	2041.4	2523.7	482.48	2216.5	2699.0	1.4734	5.7100	7.1833
120	0.19853	0.001060	0.8919	503.50	2025.8	2529.3	503.71	2202.6	2706.3	1.5276	5.6020	7.1296
125	0.2321	0.001065	0.7706	524.74	2009.9	2534.6	524.99	2188.5	2713.5	1.5813	5.4962	7.0775
130	0.2701	0.001070	0.6685	546.02	1993.9	2539.9	546.31	2174.2	2720.5	1.6344	5.3925	7.0269
135	0.3130	0.001075	0.5822	567.35	1977.7	2545.0	567.69	2159.6	2727.3	1.6870	5.2907	6.9777
140	0.3613	0.001080	0.5089	588.74	1961.3	2550.0	589.13	2144.7	2733.9	1.7391	5.1908	6.9299
145	0.4154	0.001085	0.4463	610.18	1944.7	2554.9	610.63	2129.6	2740.3	1.7907	5.0926	6.8833
150	0.4758	0.001091	0.3928	631.68	1927.9	2559.5	632.20	2114.3	2746.5	1.8418	4.9960	6.8379
155	0.5431	0.001096	0.3468	653.24	1910.8	2564.1	653.84	2098.6	2752.4	1.8925	4.9010	6.7935
160	0.6178	0.001102	0.3071	674.87	1893.5	2568.4	675.55	2082.6	2758.1	1.9427	4.8075	6.7502
165	0.7005	0.001108	0.2727	696.56	1876.0	2572.5	697.34	2066.2	2763.5	1.9925	4.7153	6.7078
170	0.7917	0.001114	0.2428	718.33	1858.1	2576.5	719.21	2049.5	2768.7	2.0419	4.6244	6.6663
175	0.8920	0.001121	0.2168	740.17	1840.0	2580.2	741.17	2032.4	2773.6	2.0909	4.5347	6.6256
180	1.0021	0.001127	0.19405	762.09	1821.6	2583.7	763.22	2015.0	2778.2	2.1396	4.4461	6.5857
185	1.1227	0.001134	0.17409	784.10	1802.9	2587.0	785.37	1997.1	2782.4	2.1879	4.3586	6.5465
190	1.2544	0.001141	0.15654	806.19	1783.8	2590.0	807.62	1978.8	2786.4	2.2359	4.2720	6.5079
195	1.3978	0.001149	0.14105	828.37	1764.4	2592.8	829.98	1960.0	2790.0	2.2835	4.1863	6.4698

Fonte: Reservatório online USP.

## ANEXO K - CLASSIFICAÇÃO TUBOS DE AÇO CARBONO





•Tubos•Válvulas•Conexões

+55 11 4437-3713 contato@tubosabc.com.br SOLICITE UM ORÇAMENTO

**TubosABC**

**TABELA DE CLASSIFICAÇÃO DE TUBOS**

## TUBOS EM AÇO CARBONO COM E SEM COSTURA ATÉ 6"

Nominal pol.	DIMENSÕES			IDENTIFICAÇÃO		
	 mm externo	 mm interno	 mm parede	 Kg/mt	Denon.	Schedule N°
1/4	33,72	9,24	2,24	0,63	STD	40
		7,68	3,02	0,80	XS	80
		7,12	3,30	0,82	--	160
3/8	47,15	12,53	2,31	0,85	STD	40
		10,75	3,20	1,10	XS	80
		7,65	4,75	1,56	--	160
1/2	61,34	15,80	2,77	1,68	STD	40
		14,16	3,73	2,19	XS	80
		11,78	4,78	2,89	--	160
		6,40	7,47	3,63	XXS	--
3/4	75,67	20,93	2,77	1,68	STD	40
		18,85	3,73	2,19	XS	80
		15,55	4,78	2,89	--	160
		11,03	7,47	3,63	XXS	--
1	90,40	26,64	3,38	2,50	STD	40
		24,30	4,55	3,23	XS	80
		20,68	6,36	4,23	--	160
		15,22	9,09	5,54	XXS	--
1 1/4	114,16	35,04	3,56	3,38	STD	40
		32,46	4,85	4,46	XS	80
		29,46	6,35	5,60	--	160
		22,76	9,70	7,75	XXS	--
1 1/2	138,26	40,90	3,88	4,05	STD	40
		38,10	5,08	5,40	XS	80
		33,98	7,14	7,23	--	160
		27,94	10,16	9,54	XXS	--
2	162,32	52,50	3,91	5,43	STD	40
		49,24	5,54	7,47	XS	80
		42,84	8,74	11,10	--	160
		38,18	11,07	13,41	XXS	--
2 1/2	186,03	62,71	5,16	8,62	STD	40
		59,01	7,01	11,40	XS	80
		53,99	9,52	14,90	--	160
		44,99	14,02	20,37	XXS	--
3	210,90	77,92	5,49	11,28	STD	40
		73,66	7,62	15,25	XS	80
		66,64	11,13	21,31	--	160
		58,42	15,24	27,65	XXS	--
3 1/4	235,60	90,12	5,74	13,56	STD	40
		85,44	8,08	18,60	XS	80
4	260,30	102,26	6,02	16,06	STD	40
		97,18	8,56	22,29	XS	80
		92,04	11,13	28,27	--	120
		87,32	13,49	33,49	--	160
		80,06	17,12	40,98	XXS	--
5	285,30	128,30	6,55	21,75	STD XS	40
		122,26	9,52	30,92	--	80
		115,90	12,70	40,25	--	120
		109,54	15,88	49,01	-- XXS	160
103,20	19,05	57,36	--	--		
6	310,30	155,60	6,55	25,33	STD	--
		154,08	7,11	28,23	--	40
		146,36	10,97	42,51	XS	80
		139,76	14,27	54,15	--	120
		131,78	18,26	67,48	--	160
		124,40	21,95	79,10	XXS	--

Fonte: Tubos ABC.

## ANEXO L - UNIDADE DE ÁGUA GELADA

**KÖRPER**

## UNIDADE DE ÁGUA GELADA

## SÉRIE KPA PROFESSIONAL



## INFORMAÇÕES TÉCNICAS

## Série KPA

UNIDADE DE ÁGUA GELADA / AR- linha KPA												
MODELO	Capacidade nominal de refrigeração 100%	Faixa de operação	Potência elétrica nominal* a 100%	Dados das bombas de processo		Dimensões (mm)			Vol. de água reservatório	Ø tubulação processo	Peso (kg)	
	(kcal/h)	%	(kW)	Vazão (m³/h)	Pressão (bar)	Largura	Prof.	Altura	(litros)		Emb.	Oper.
KPA-6	7,792	10 - 100	3.87	1.6	2.8	700	1050	1130	45	1"	150	185
KPA-9	10,234	10 - 100	4.53	2.3	2.8	700	1050	1130	45	1"	200	235
KPA-15	16,598	10 - 100	6.91	4.0	3.0	800	1200	1200	45	1"	200	295
KPA-22	22,360	10 - 100	8.32	5.5	3.0	850	1400	1300	45	1.1/2"	400	520
KPA-30	33,196	10 - 100	13.02	7.5	3.0	900	1620	1490	60	1.1/2"	500	630
KPA-45	44,720	10 - 100	15.84	12.0	3.0	1000	1920	1980	95	2"	650	840
KPA-60	67,080	10 - 100	22.20	15.0	3.0	1000	1920	1980	95	2"	800	1035
KPA-75	86,516	5 - 100	26.80	19.0	3.0	1000	2520	2210	165	2.1/2"	1050	1460
KPA-100	98,384	5 - 100	30.90	23.0	3.0	1000	2520	2210	165	2.1/2"	1250	1660
KPA-130	135,484	5 - 100	40.52	30.0	3.0	1350	3020	2220	295	3"	1650	2215
KPA-170	170,332	5 - 100	52.80	38.0	3.0	1350	3320	2220	295	3"	1700	2265
KPA-210	203,820	5 - 100	66.30	45.0	3.0	1350	3320	2220	450	4"	1800	2270
KPA-260	256,624	5 - 100	80.94	60.0	3.0	2250	3420	2400	450	4"	2000	2300
KPA-330	315,964	5 - 100	100.80	75.0	3.0	2250	4420	2400	450	4"	2500	2750
KPA-400	406,952	5 - 100	129.20	90.0	3.0	2250	4420	2400	450	4"	2700	2970

Fonte: KURPER.

## ANEXO M - SECADOR ROTATIVO

DESCRIÇÃO	
REFERENTE SECADOR ROTATIVO	
Solicitante: SRA BARBARA REZER	
TÍTULO:	25 ABRIL 22
<b>DADOS DO SECADOR ROTATIVO</b>	
Documento de ref. SEM NR.	
Responsável pela Informação: Cibeles Schiffli	
Comprador :	
Vendedor : RCA Máquinas Industriais Ltda - CNPJ: 03.856.793/0001-33	



### EQUIPAMENTOS

Conjunto de secagem para polpa de caju

Umidade de entrada : 17,5%

Umidade desejada : 9%

Capacidade de produção conforme quadro abaixo:

Volume hora entrada do secador	0,550	t/h
Umidade de Entrada	17,5	%
Umidade Desejada	9	%
Volume hora na saída do secador	0,499	t/h
Água Evaporada	0,051	t/h total
Energia para Evaporar a Água	750	Kcal/kg
Potência da fornalha	38.530,22	Kcal/h
Poder calorífico biomassa	2.500,00	Kcal/kg
Consumo de biomassa fornalha	15,41	Kg/ h

Equipamento disponível : Secador rotativo RCA SR 200

Capacidade : 200 kg h de agua evaporada

Dimensões principais : Diâmetro : 1,8 m x Comprimento : 3,0 m

Dotado de : Gerador de calor a lenha ou biomassa

Equipamentos de alimentação do conjunto

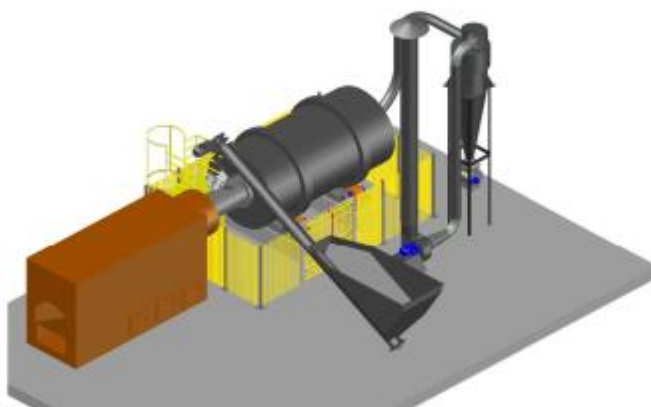
Bocal de entrada com transportador helicoidal ( 1,0 cv )

Secador Rotativo ( 3,0 cv )

Ciclone com válvula rotativa ( 1,5 cv )

Ventilador centrifugo ( 15 cv )

Ex : layout abaixo:



Ao dispor para dirimir qualquer dúvida do documento  
Atenciosamente

Cibele Schiffel

Fonte: RCA Máquina Industriais LTDA.