

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ**

**HILARY CAROLINE CABRAL MAGON  
LETÍCIA BITTENCOURT MELANI  
LIANA NARUMI NAGAMATSU  
MARIA EDUARDA DE SOUZA MARTINS**

**ÁTRICO: INDÚSTRIA DE ÁCIDO CÍTRICO**

**APUCARANA**

**2022**

**HILARY CAROLINE CABRAL MAGON  
LETÍCIA BITTENCOURT MELANI  
LIANA NARUMI NAGAMATSU  
MARIA EDUARDA DE SOUZA MARTINS**

## **ÁTRICO: INDÚSTRIA DE ÁCIDO CÍTRICO**

### **Átrico: Citric Acid Industry**

Trabalho de Conclusão de Curso de graduação apresentado como requisito para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química, da Coordenação de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR) – Campus Apucarana  
Orientadora: Profª Dra. Luciana de Souza Moraes

**APUCARANA**

**2022**



[4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/)

Esta licença permite remixe, adaptação e criação a partir do trabalho, para fins não comerciais, desde que sejam atribuídos créditos ao(s) autor(es) e que licenciem as novas criações sob termos idênticos. Conteúdos elaborados por terceiros, citados e referenciados nesta obra não são cobertos pela licença.

## TERMO DE APROVAÇÃO

## TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO - TCC

## ÁTRICO: INDÚSTRIA DE ÁCIDO CÍTRICO

por

Hilary Caroline Cabral Magon

Letícia Bittencourt Melani

Liana Narumi Nagamatsu

Maria Eduarda de Souza Martins

Monografia apresentada às 14 horas do dia 24 de junho de 2022 como requisito parcial, para conclusão do Curso de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Apucarana. As candidatas foram arguidas pela Banca Examinadora composta pelas professoras abaixo assinadas. Após deliberação e conferidas, bem como achadas conforme, as alterações indicadas pela Banca Examinadora, o trabalho de conclusão de curso foi considerado APROVADO.

Banca examinadora:

Profa. Caroline Casagrande Sipoli, D.Sc. Universidade Tecnológica Federal do Paraná	Membro
Profa. Juliana Guerra Sgorlon, D.Sc. Universidade Tecnológica Federal do Paraná	Membro
Profa. Luciana de Souza Moraes, D.Sc. Universidade Tecnológica Federal do Paraná	Orientadora



Documento assinado eletronicamente por (Document electronically signed by) **LUCIANA DE SOUZA MORAES, PROFESSOR DO MAGISTERIO SUPERIOR**, em (at) 24/06/2022, às 15:36, conforme horário oficial de Brasília (according to official Brasilia-Brazil time), com fundamento no (with legal based on) art. 4º, § 3º, do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por (Document electronically signed by) **JULIANA GUERRA SGORLON, PROFESSOR DO MAGISTERIO SUPERIOR**, em (at) 24/06/2022, às 15:37, conforme horário oficial de Brasília (according to official Brasilia-Brazil time), com fundamento no (with legal based on) art. 4º, § 3º, do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por (Document electronically signed by) **CAROLINE CASAGRANDE SIPOLI, PROFESSOR DO MAGISTERIO SUPERIOR**, em (at) 24/06/2022, às 16:06, conforme horário oficial de Brasília (according to official Brasilia-Brazil time), com fundamento no (with legal based on) art. 4º, § 3º, do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site (The authenticity of this document can be checked on the website) [https://sei.utfpr.edu.br/sei/controlador\\_externo.php?acao=documento\\_conferir&id\\_orgao\\_acesso\\_externo=0](https://sei.utfpr.edu.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0), informando o código verificador (informing the verification code) **2806323** e o código CRC (and the CRC code) **C88AA2BB**.

## AGRADECIMENTOS

Eu Hilary agradeço a Deus e a minha família pelo incentivo e confiança de que esse sonho se tornou realidade. Ao Victor Hugo por ser o monitor de todas as matérias, e ao Doniseti Tolari por ter aguentando os surtos e desesperos juntos. Agradeço também a equipe, juntas conseguimos terminar esse trabalho Letícia, Liana e Maria.

Eu Maria, agradeço a minha mãe pelo incentivo e apoio desse sonho, e ao meu padrinho, por despertar meu interesse na engenharia. Aos amigos que contribuíram com apoio e palavras de conforto, e ao grupo, pelos momentos de alegria, surtos, piadas internas e conquistas desse trabalho.

Eu Letícia agradeço primeiramente a Deus, aos meus pais pelo amor, incentivo, apoio incondicional e por nunca terem medido esforços para me proporcionar um ensino de qualidade durante todo o meu período acadêmico, à minha irmã pelo companheirismo, apoio e por sempre me fazer ter confiança nas minhas decisões, aos meus amigos que sempre estiveram presentes durante a graduação, à equipe por toda a cumplicidade e a todos que colaboraram de alguma forma durante a realização deste trabalho.

Eu Liana agradeço a minha família por todos os “coiós”, os perrengues que não passei sozinha pelo apoio de vocês, por serem meu porto seguro e pelos momentos de conforto que me deram no decorrer de toda a jornada universitária. Ao trio das “véias fofqueiras” que me aguentam muito e fizemos muitas histórias juntas. Agradeço também as “super poderosas”, foi uma luta e muitos sufocos, mas deu certo. Aos amigos e colegas que se fizeram presente durante esse período, ao time da Bóson que me apoiaram e me ensinaram muito durante esses anos e à equipe (“gatonas”), pelo suporte, amizade e pela parceria de construir esse trabalho.

Nós do grupo agradecemos a instituição UTFPR e seu corpo docente que oportunizaram todo aprendizado e experiência, além de os agradecimentos especiais a nossa orientadora Luciana Moraes e nossa banca que nos auxiliou muito para nossa entrega final, Caroline Casagrande Sipoli e Juliana Guerra Sgorlon.

## RESUMO

A alta demanda em diversos setores industriais, a abundância em matéria-prima e a presença de mão de obra qualificada para a produção de ácido cítrico no Brasil são importantes fatores a serem analisados no presente trabalho, cuja principal finalidade é realizar balanço de massa, energia e um estudo da viabilidade da criação de uma empresa nacional, a Átrico, voltada para a fabricação de ácido cítrico de elevada pureza a partir do principal subproduto da indústria sucroenergética, o melaço de cana-de-açúcar. Será empregado um processo de fermentação submersa utilizando o microrganismo *Aspergillus niger*, visando a responsabilidade com a sociedade e o meio ambiente e o fornecimento de um produto de qualidade de modo a contribuir para o desenvolvimento do país, uma vez que grande parte deste composto ainda é oriundo de importações. A produção total de ácido cítrico anual será de 2 mil toneladas por ano, com 7 fermentadores atuando em paralelo produzindo aproximadamente 6 ton/dia. Analisando todos os critérios pertinentes, a cidade escolhida para sediar a Átrico foi Sertãozinho, localizada no interior de São Paulo, estado com maior número de usinas de álcool e açúcar e indústrias no país, facilitando assim o acesso à matéria-prima e aos principais consumidores. Por fim, realizou-se a análise financeira do investimento e concluiu-se que o mesmo é lucrativo com início do retorno do investimento a partir do quarto ano.

**Palavras-chave:** cítrico; *Aspergillus*; melaço; fermentação.

## ABSTRACT

The high demand in several industrial sectors, the abundance of raw materials and the presence of qualified labor to produce citric acid in Brazil are key factors to be carried out in this work, whose main objective is to do a study of the feasibility of creating a national company, Átrico, dedicated to the manufacture of high purity citric acid from the main by-product of the sugarcane industry, the sugar cane molasses. A submerged fermentation process by *Aspergillus niger* will be used, looking for socio-environmental responsibility and providing a quality product in order to contribute to the country's development, since a large part of this compound still comes from imports. The total annual citric acid production will be 2,000 tons per year, with 7 fermenters operating in parallel, producing approximately 6 tons per day. Analyzing all the pertinent criteria, the chosen city to host Átrico is Sertãozinho, located in the interior of São Paulo, the largest state of the country in terms of alcohol and sugar mills and industries, thus facilitating access to raw material and main consumers. Finally, the financial analysis of the investment was carried out and it was concluded that it is profitable with the beginning of the return from the fourth year.

**Keywords:** citric; *Aspergillus*; molasses; fermentation.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Estrutura molecular do ácido cítrico .....	19
Figura 2- Fungo <i>Aspergillus niger</i> .....	21
Figura 3- Previsão do volume de produção do ácido cítrico em milhões de toneladas.....	23
Figura 4 - Maiores importadores de ácido cítrico entre 2018 e 2019.....	23
Figura 5 - Número de usinas de álcool e açúcar no Brasil .....	25
Figura 6 - Localização da cidade de Sertãozinho .....	25
Figura 7 - Localização da unidade industrial da Átrico.....	26
Figura 8 - Logo da indústria .....	28
Figura 9 - Organograma da indústria.....	30
Figura 10 - Embalagem do ácido cítrico Átrico.....	32
Figura 11 - Descrição do processo produtivo.....	34
Figura 12 - Etapa de upstream do ácido cítrico .....	35
Figura 13 - Etapa de fermentação .....	37
Figura 14 - Esquema do ciclo de Krebs.....	39
Figura 15 - Produção de ácido cítrico.....	41
Figura 16 - Processo de downstream .....	42
Figura 17 - Fluxograma detalhado da Átrico.....	50
Figura 18 - Correntes de entrada e saída da primeira etapa de filtração .....	51
Figura 19 - Correntes de entrada e saída da desmineralização .....	52
Figura 20 - Corrente de entrada e saída da esterilização .....	53
Figura 21 - Correntes de entrada e saída da fermentação .....	55
Figura 22 - Correntes de entrada e saída da segunda etapa de filtração .....	60
Figura 23 - Correntes de entrada e saída da neutralização.....	61
Figura 24 - Correntes de entrada e saída da terceira etapa de filtração .....	64
Figura 25 - Correntes de entrada e saída da acidificação .....	65
Figura 26 - Correntes de entrada e saída da quarta etapa de filtração .....	67
Figura 27 - Correntes de entrada e saída da troca iônica .....	68
Figura 28 - Correntes de entrada e saída da evaporação.....	69
Figura 29 - Correntes de entrada e saída da troca de calor 1.....	71
Figura 30 - Correntes de entrada e saída da cristalização .....	72
Figura 31 - Correntes de entrada e saída da centrifugação .....	74
Figura 32 - Correntes de entrada e saída da secagem .....	75
Figura 33 - Fluxograma do processo após integração energética.....	80
Figura 34 - Filtro de tambor rotativo a vácuo .....	85
Figura 35 - Sistema de troca de íons .....	86
Figura 36- Esterilizador .....	87
Figura 37 - Fermentador.....	88
Figura 38- Reator.....	90
Figura 39- Filtro de banda horizontal a vácuo .....	92
Figura 40- Sistema de troca iônica .....	93
Figura 41- Evaporador de filme descendente de efeito simples .....	94
Figura 42- Trocador de calor 1 .....	95
Figura 43- Trocador de calor 2 .....	96
Figura 44- Cristalizador Oslo.....	97
Figura 45- Centrifuga do tipo cesto com tambor rotativo .....	98
Figura 46- Secador de leite fluidizado .....	99

Figura 47- Tanque de armazenamento.....	100
Figura 48- Compressor de ar.....	101
Figura 49- Compressor de amônia.....	102
Figura 50- Torre de absorção .....	103
Figura 51 - Torre de regeneração .....	104
Figura 52 - Tanque de armazenamento de nitrato de amônio .....	105
Figura 53 - Tanque de armazenamento de cal hidratada .....	106
Figura 54 - Caldeira de vapor superaquecido .....	107
Figura 55 - Secador .....	108
Figura 56- - Layout planta baixa .....	110
Figura 57 - Gráfico do tempo de retorno de investimento da Átrico.....	117
Figura 58 - Ponto de equilíbrio receitas e custos .....	119
Quadro 1 – Especificações do filtro.....	85
Quadro 2 – Especificações do desmineralizador.....	85
Quadro 3 - Especificações do esterilizador.....	86
Quadro 4 - Especificações do fermentador.....	87
Quadro 5 - Especificações do filtro.....	88
Quadro 6 - Especificações do reator.....	89
Quadro 7 - Especificações do filtro.....	90
Quadro 8 - Especificações do reator.....	90
Quadro 9 - Especificações do filtro de banda.....	91
Quadro 10 - Especificações do sistema de troca iônica.....	92
Quadro 11 - Especificações do evaporador efeito simples.....	93
Quadro 12 - Especificações do trocador de calor.....	94
Quadro 13 - Especificações do trocador de calor 2.....	95
Quadro 14 - Especificações do cristalizador oslo.....	96
Quadro 15 - Especificações do centrifuga do tipo cesto com tambor rotativo...	97
Quadro 16 - Especificações do secador de leito fluidizado.....	98
Quadro 17 - Especificações do tanque de armazenamento de melaço.....	99
Quadro 18 - Especificações do tanque de armazenamento.....	99
Quadro 19 - Especificações do tanque de armazenamento de micélio.....	100
Quadro 20 - Especificações do compressor de ar.....	101
Quadro 21 - Especificações do compressor de amônia.....	102
Quadro 22 - Especificações da torre de absorção.....	102
Quadro 23 - Especificações da torre de regeneração.....	103
Quadro 24 - Especificações do tanque de armazenamento de nitrato de amônia.....	104
Quadro 25 - Especificações do tanque de armazenamento de cal.....	105
Quadro 26 - Especificações da caldeira de vapor superaquecido.....	106
Quadro 27 - Especificações do secador de micélio.....	107
Quadro 28 - Especificações do secador de sulfato de cálcio.....	107



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição das correntes de entrada e saída na primeira etapa de filtração.....	52
Tabela 2 - Composição das correntes de entrada e saída na desmineralização .....	52
Tabela 3 - Composição das correntes de entrada e saída e suas respectivas temperaturas .....	53
Tabela 4 - Valores de Q e vazão mássica de vapor de água para o processo de aquecimento da mistura .....	54
Tabela 5 - Valores de Q e vazão mássica de vapor de amônia para o processo de resfriamento da mistura.....	54
Tabela 6 - Composição das correntes de entrada na fermentação .....	58
Tabela 7 - Composição das correntes de saída na fermentação.....	58
Tabela 8 - Valores de Q e vazão mássica de vapor de água para o processo de resfriamento da mistura .....	59
Tabela 9 - Composição das correntes de entrada e saída na segunda etapa de filtração.....	60
Tabela 10 - Composição das correntes de entrada e saída na Neutralização ....	62
Tabela 11 - Especificação das temperaturas das correntes de entrada e saída da Neutralização .....	62
Tabela 12 - Entalpia de formação e número de mols da Neutralização .....	63
Tabela 13 - Valores de Q e vazão mássica de vapor para resfriamento da Neutralização .....	63
Tabela 14 - Composição das correntes de entrada e saída na filtração 3 .....	64
Tabela 15 - Composição das correntes de entrada e saída da Acidificação .....	66
Tabela 16 - Entalpia de formação e número de mols da Acidificação .....	66
Tabela 17 - Valores de Q e vazão mássica de vapor para resfriamento da Acidificação.....	67
Tabela 18 - Composição das correntes de entrada e saída na quarta filtração .	68
Tabela 19 - Composição das correntes de saída do leito de troca iônica .....	69
Tabela 20 - Composição das correntes de entrada e saída da evaporação .....	70
Tabela 21 - Especificações das temperaturas e entalpia das correntes de entrada e saída da evaporação.....	70
Tabela 22- Valores de Q e vazão mássica de vapor para aquecimento .....	71
Tabela 23 - Especificações das correntes de entrada e saída do trocador de calor.....	72
Tabela 24 - Valores de Q e vazão mássica de vapor para aquecimento .....	72
Tabela 25- Especificações das correntes de entrada e saída da cristalização...	73
Tabela 26- Valores de Q e vazão mássica de vapor para aquecimento .....	73
Tabela 27 - Composição das correntes de entrada e saída da centrifugação ....	74
Tabela 28- Composição das correntes de saída da secagem.....	75
Tabela 29 - Especificações das correntes presentes na secagem.....	76
Tabela 30 - Especificações de temperatura e entalpias das correntes da esterilização .....	77
Tabela 31 - Especificações de temperatura e entalpias das correntes da integração energética .....	79
Tabela 32 - Resíduos gerados e seus valores em massa para produção de um dia .....	81

<b>Tabela 33- Custos fixos anuais .....</b>	<b>112</b>
<b>Tabela 34- Custos variáveis.....</b>	<b>112</b>
<b>Tabela 35- Financiamento pelo sistema SAC.....</b>	<b>113</b>
<b>Tabela 36 - Receita anual da Átrico .....</b>	<b>114</b>
<b>Tabela 37 - Cargas Tributárias.....</b>	<b>115</b>
<b>Tabela 38 - Taxa de depreciação sobre os ativos .....</b>	<b>115</b>
<b>Tabela 39 - Taxa mínima de atratividade .....</b>	<b>116</b>
<b>Tabela 40 - Período de retorno ao investimento (<i>Payback</i>) .....</b>	<b>117</b>

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABIA	Associação Brasileira da Indústria de Alimentos
BNDES.	Banco Nacional do Desenvolvimento Econômico e Social
B2B	<i>Business to business</i> (Empresa para Empresa)
CAGR	<i>Compound Annual Growth Rate</i> (Taxa composta de crescimento annual)
COFINS	Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COV	Composto Orgânico Volátil
CP	Calor específico
CPL	Comissão Permanente de Licitações
CSLL	Contribuição Social sobre o Lucro Líquido
DRE	Demonstrativo do Resultado de Exercício
EPI	Equipamento de Proteção Individual
FGTS	Fundo de Garantia de Serviços
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
ICMS	Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços
IDH	Índice de desenvolvimento Humano
Interfarma	Associação da Indústria farmacêutica de Pesquisa
INSS	Instituto Nacional do Seguro Social
IPCA	Índice Nacional de Preços ao Consumidor Amplo
IPI	Imposto sobre Produtos Industrializados
IRPJ	Imposto de Renda Pessoa Jurídica
NBR	Norma Brasileiras
OMS	Organização Mundial de Saúde
PIB	Produto Interno Bruto
PIS	Programa de Integração Social
RAT	Risco Ambiental do Trabalho
RH	Recursos Humanos
SAC	Sistema de Amortização Constante
SAEMAS	Serviço Autônomo de Água, Esgoto e Meio Ambiente de Sertãozinho
TIR	Taxa Interna de Retorno
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
TPL	Taxa de Longo Prazo
VPL	Valor Líquido Presente

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b>	<b>15</b>
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS</b>	<b>17</b>
<b>2.1</b>	<b>Objetivo geral</b>	<b>17</b>
<b>2.2</b>	<b>Objetivos específicos</b>	<b>17</b>
<b>3</b>	<b>REVISÃO DA LITERATURA</b>	<b>18</b>
<b>3.1</b>	<b>Ácido cítrico</b>	<b>18</b>
3.1.1	História do ácido cítrico	18
3.1.2	Aspectos gerais do ácido	19
3.1.3	Aplicações	19
<b>3.2</b>	<b>Matéria-prima: melação de cana-de-açúcar</b>	<b>20</b>
<b>3.3</b>	<b>Microrganismo: <i>Asperillus niger</i></b>	<b>20</b>
<b>4</b>	<b>ESTUDO DE MERCADO</b>	<b>22</b>
<b>4.1</b>	<b>Demanda</b>	<b>22</b>
<b>4.2</b>	<b>Público alvo</b>	<b>24</b>
<b>4.3</b>	<b>Localização</b>	<b>24</b>
<b>5</b>	<b>JUSTIFICATIVA</b>	<b>27</b>
<b>6</b>	<b>APRESENTAÇÃO DA EMPRESA</b>	<b>28</b>
<b>6.1</b>	<b>Empresa</b>	<b>28</b>
<b>6.2</b>	<b>Missão, visão e valores</b>	<b>28</b>
<b>6.3</b>	<b>Organograma</b>	<b>29</b>
<b>6.4</b>	<b>Embalagem</b>	<b>31</b>
<b>7</b>	<b>DESCRIÇÃO SIMPLIFICADA DO PROCESSO PRODUTIVO</b>	<b>33</b>
<b>7.1</b>	<b>Upstream</b>	<b>35</b>
7.1.1	Filtração	35
7.1.2	Desmineralização	36
7.1.3	Esterilização	36
<b>7.2</b>	<b>Fermentação</b>	<b>37</b>
7.2.1	Inoculação	37
7.2.2	Fermentação	38
<b>7.3</b>	<b>Downtream</b>	<b>41</b>
7.3.1	Filtração 2	42
7.3.2	Neutralização	42
7.3.3	Filtração 3	43

7.3.4	Acedificação .....	43
7.3.5	Filtração 4 .....	44
7.3.6	Troca iônica .....	44
7.3.7	Evaporação.....	44
7.3.8	Troca de Calor 1 .....	45
7.3.9	Cristalização .....	45
7.3.10	Centrifugação.....	46
7.3.11	Secagem .....	46
<b>8</b>	<b>BALANÇO DE MATERIAL E ENERGÉTICO.....</b>	<b>48</b>
<b>8.1</b>	<b>Filtração.....</b>	<b>51</b>
<b>8.2</b>	<b>Desmineralização.....</b>	<b>52</b>
<b>8.3</b>	<b>Esterilização.....</b>	<b>53</b>
<b>8.4</b>	<b>Fermentação .....</b>	<b>55</b>
<b>8.5</b>	<b>Filtração 2.....</b>	<b>59</b>
<b>8.6</b>	<b>Neutralização.....</b>	<b>60</b>
<b>8.7</b>	<b>Filtração 3.....</b>	<b>63</b>
<b>8.8</b>	<b>Acidificação.....</b>	<b>64</b>
<b>8.9</b>	<b>Filtração 4.....</b>	<b>67</b>
<b>8.10</b>	<b>Troca iônica.....</b>	<b>68</b>
<b>8.11</b>	<b>Evaporação .....</b>	<b>69</b>
<b>8.12</b>	<b>Troca de calor 1 .....</b>	<b>71</b>
<b>8.13</b>	<b>Cristalização.....</b>	<b>72</b>
<b>8.14</b>	<b>Centrifugação.....</b>	<b>73</b>
<b>8.15</b>	<b>Secagem.....</b>	<b>74</b>
<b>9</b>	<b>INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA .....</b>	<b>77</b>
<b>10</b>	<b>TRATAMENTO DE RESÍDUOS .....</b>	<b>81</b>
<b>11</b>	<b>UTILIDADES .....</b>	<b>84</b>
<b>12</b>	<b>DIMENSIONAMENTO E ESPECIFICAÇÃO DOS EQUIPAMENTOS ....</b>	<b>85</b>
<b>12.1</b>	<b>Filtração 1.....</b>	<b>85</b>
<b>12.2</b>	<b>Desmineralização.....</b>	<b>86</b>
<b>12.3</b>	<b>Esterilização.....</b>	<b>87</b>
<b>12.4</b>	<b>Fermentação .....</b>	<b>87</b>
<b>12.5</b>	<b>Filtração 2.....</b>	<b>88</b>
<b>12.6</b>	<b>Neutralização.....</b>	<b>89</b>
<b>12.7</b>	<b>Filtração 3.....</b>	<b>90</b>

12.8	Acidificação.....	91
12.9	Filtração 4.....	91
12.10	Troca iônica .....	92
12.11	Evaporação .....	93
12.12	Troca de calor 01 .....	94
12.13	Trocador de calor .....	95
12.14	Cristalização.....	96
12.15	Centrifugação.....	97
12.16	Secagem.....	98
12.17	Tanque de armazenamento de melão .....	99
12.18	Tanque de armazenamento de gesso .....	100
12.19	Tanque de armazenamento de micélio .....	100
12.20	Compressor de ar.....	101
12.21	Compressor de amônia.....	102
12.22	Torre de absorção .....	103
12.23	Torre regeneradora.....	104
12.24	Tanque de armazenamento de nitrato de amônio .....	104
12.25	Tanque de armazenamento de cal hidratada.....	105
12.26	Tanque de armazenamento de ácido sulfúrico .....	106
12.27	Caldeira.....	106
12.28	Secador de micélio .....	107
12.29	Secador de sulfato de cálcio .....	108
13	<b>LAYOUT DA INDÚSTRIA .....</b>	<b>109</b>
14	<b>ANÁLISE FINANCEIRA .....</b>	<b>111</b>
14.1	Investimentos.....	111
14.2	Custos fixos .....	111
14.3	Custos variáveis .....	112
14.4	Capital de giro inicial.....	112
14.5	Financiamento.....	113
14.6	Demonstração do resultado de exercício (DRE).....	114
14.6.1	Receita .....	114
14.6.2	Carga Tributária .....	114
14.6.3	Depreciação.....	115
14.7	Valor presente líquido (VPL), Taxa interna de retorno (TIR) e Payback	115

14.8	Ponto de Equilíbrio .....	117
15	CONCLUSÃO.....	120
	REFERÊNCIAS .....	122
	APÊNDICE A - Cálculo dos coeficientes estequiométricos da reação de formação do ácido cítrico.....	133
	APÊNDICE B - Descrição do cálculo da quantidade de inóculo adicionada ao fermentador .....	138
	APÊNDICE C - Descrição do cálculo da capacidade calorífica média e variação da entalpia.....	140
	APÊNDICE D - Análise da viabilidade financeira .....	145

## 1 INTRODUÇÃO

Mundialmente comercializado devido às suas características antioxidantes, acidulantes, flavorizantes, dentre muitas outras, o ácido cítrico, também chamado de citrato de hidrogênio, é conhecido por ser um ácido orgânico encontrado em citrinos e muito famoso por ser um ótimo conservante natural graças à sua capacidade de prevenir a proliferação de microrganismos (FOOD INGREDIENTS BRASIL, 2014).

Amplamente utilizado em diversos setores industriais, estima-se que aproximadamente 70% da produção de ácido cítrico é utilizada na indústria alimentícia e de bebidas, 12% é destinada à indústria farmacêutica e 18% para os demais setores (FOOD INGREDIENTS BRASIL, 2014).

Acredita-se que a maior parte do ácido cítrico, em torno de 80%, comercializado em todo o mundo é proveniente de processos microbiológicos, e apenas uma minoria é extraída de frutas cítricas como o limão e a laranja (BRAVO, 2020).

A fermentação é definida como uma via de produção energética, onde por meio de um processo anaeróbico, microrganismos como fungos e bactérias transformam o substrato, um meio nutriente, em biomassa, enzimas e metabólitos a fim de executar suas funções biológicas (AQUARONE *et al.*, 2001).

O principal microrganismo empregado atualmente na produção de ácido cítrico por meio do processo fermentativo é o *Aspergillus niger*, uma espécie de fungo filamentosos não patogênico presente tanto em organismos vegetais quanto animais, mundialmente conhecido por sua aplicação na produção de ácidos orgânicos (ALVES, 2012).

São três as operações mais comuns para a fabricação de ácido cítrico através da fermentação, sendo elas: o processo Koji, em que é empregada uma linhagem específica de *Aspergillus niger* e um substrato sólido, processo que ocorre em estado sólido, o processo de fermentação por cultura submersa e o processo de fermentação em superfície (AQUARONE *et al.*, 2001).

Para que ocorra êxito na síntese dos compostos orgânicos e desenvolvimento dos fungos, é imprescindível a presença de uma fonte de carbono, que neste caso, é a glicose, oriunda do melaço de cana-de-açúcar (ALVES, 2012). Rico em açúcares fermentescíveis e minerais, o melaço de cana-de-açúcar, subproduto da indústria sucroenergética, é considerado um ótimo substrato para o cultivo de microrganismos,



além de ser um resíduo de fácil manipulação, com um baixo custo e muitas aplicações a nível industrial (FELTRIN *et al.*, 2000).

Atualmente, o Brasil está entre os principais produtores mundiais da cana, que corresponde a 55% da área plantada no país e líder mundial na citricultura, sendo responsável por 80% da comercialização mundial do suco de laranja (INVESTESP, 2015; SANTOS, 2019).

Apesar do país enfrentar diversas dificuldades para suprir as necessidades do mercado local de ácido cítrico e deter diversos recursos viáveis para a sua produção, este ainda é um mercado muito pouco explorado no Brasil, uma vez que grande parte do ácido cítrico utilizado nas indústrias brasileiras são provenientes da China (PACHIONE, 2021).

No Brasil, há uma alta demanda no mercado do ácido cítrico, considerando que grande parte do produto seja oriundo de importação, faz-se necessário o suprimento da produção de ácido cítrico em território nacional. Diante disso, o presente estudo analisa a viabilidade da fabricação deste composto através de um processo de fermentação submersa a fim de suprir a grande procura de ácido cítrico do país.

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 Objetivo geral

Desenvolver o projeto de uma indústria brasileira, com o foco na produção de ácido cítrico com alto teor de pureza, a partir de rota fermentativa para o uso industrial.

### 2.2 Objetivos específicos

- Projetar uma indústria de médio porte produtora de ácido cítrico, por meio de rota fermentativa submersa, a partir do melaço de cana de açúcar em *Aspergillus niger*.
- Analisar o mercado nacional de ácido cítrico e a melhor região de sede da empresa de acordo com o acesso a matéria-prima.
- Apresentar o processo produtivo e seus respectivos balanços de massa e tratamento dos efluentes gerados pela indústria.
- Apresentar o balanço de energia, possíveis integrações energéticas e dimensionamento dos equipamentos.
- Apresentar a viabilidade econômica da indústria.

### 3 REVISÃO DA LITERATURA

#### 3.1 Ácido cítrico

##### 3.1.1 História do ácido cítrico

As primeiras extrações de ácido cítrico são datadas por volta de 1784 e foram realizadas pelo sueco Karl Wilhelm Scheele, a partir de limões, com 7 a 9% de ácido cítrico, importados da Inglaterra (MAX *et al.*, 2010; SHOW *et al.*, 2015). Esse método se manteve como única produção comercial até o século XIX, quando o botânico alemão Wehmer sintetizou a extração do ácido orgânico por meio de cultura de *Penicillium glaucum* (*Citromyces*) com açúcar e sais inorgânicos, porém essa nova técnica não foi adequada para produção em escala industrial, devido a problemas de contaminação e grandes períodos de fermentação (PAPAGIANNI, 2007; SOCCOL *et al.*, 2006). Apenas em 1916, James Currie fez um estudo com cepas de *Aspergillus niger*, que cresceram em grande quantidade no meio de cultura de açúcar e sais em pH na faixa de 2,5 - 3,5, o que favoreceu a produção industrial do ácido (MAX *et al.*, 2010).

Estudos a partir de 1930 foram realizados para avaliar as diferentes fontes de matéria-prima e microrganismos no processo de fermentação submersa, que até então ocorria pelo método superficial, e materiais de baixo custo como melaço de cana-de-açúcar, melaço de beterraba, amido e amido hidrolisado apresentaram os melhores resultados, e dentre os microrganismos (fungos, bactérias e leveduras), o fungo *Aspergillus niger* obteve o maior rendimento. Desde então, a maior parte da produção de ácido cítrico é oriundo de um melaço e *A. niger* (SOCCOL *et al.*, 2006).

A produção de ácido cítrico no Brasil surgiu em 1954, com a técnica de extração de fontes naturais e atingindo cerca de 3 mil toneladas por ano (MAX *et al.*, 2010).

Muito utilizado na culinária brasileira desde os tempos coloniais, o melaço de cana é o produto do cozimento a longo prazo da cana-de-açúcar. Era fabricado em tachos de cobre em antigos engenhos; atualmente essa substância é o produto secundário do refino do açúcar (CASTRO, 2013).

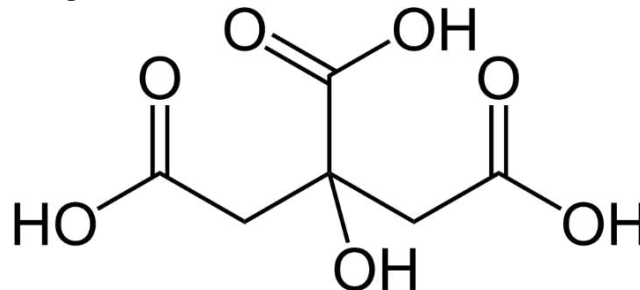
Levando em consideração o fato de que no ambiente ideal para que ocorra a fermentação é um meio rico em glicose, esse estudo propõe o uso do melaço de cana como o principal substrato para o processo, uma vez que o Brasil é o maior produtor

de cana-de-açúcar no mundo, dominando aproximadamente 40% do mercado mundial da planta em 2020 (FAO, 2020).

### 3.1.2 Aspectos gerais do ácido

O ácido cítrico ou citrato de hidrogênio (2-hidroxi-1,2,3-propanotricarboxílico),  $C_6H_8O_7$ , é um ácido orgânico tricarboxílico presente na maioria das frutas cítricas, principalmente no limão e na laranja, com a estrutura molecular demonstrada na Figura 1 (DUARTE *et al.*, 2012). É conhecido como um ácido multifuncional pois é utilizado nas indústrias de alimentos, produtos farmacêuticos, têxtil e químicas.

Figura 1 - Estrutura molecular do ácido cítrico



Fonte: Fórmula Sabão Artesanal (2020)

O ácido cítrico puro é um sólido cristalino de coloração branca, com ponto de fusão igual a  $153^{\circ}C$  e que a  $175^{\circ}C$  se decompõe em dióxido de carbono e água. O composto orgânico também é parte do ciclo de Krebs, segunda etapa do processo de respiração celular, em vista disso, presente no metabolismo de grande parte dos seres vivos (BORGERT JUNIOR, 2011).

### 3.1.3 Aplicações

O ácido cítrico é comercializado como anidro monohidratado e sal sódico. O composto é utilizado em diversas indústrias, tais como farmacêutica, alimentícia e de bebidas e química. (TRICHEM, 2021).

No setor alimentício, o ácido é utilizado como antioxidante para preservação de alimentos, acidificante para melhoria dos sabores e aromas de sorvetes e preparo de alimentos gelatinosos. Por sua vez, no setor de bebidas, é aplicado no equilíbrio de acidez dos vinhos, preparo de bebidas gaseificadas e propriedades de tamponamento (TRICHEM, 2021).

Na área farmacêutica, é usado como antioxidante para a preservação de vitaminas, efervescentes, anticoagulantes, corretor de pH em shampoos, sabonetes líquidos e cremes, entre outros produtos. Na indústria química é responsável pelo amolecimento e tratamento de têxteis e pela higienização e remoção de ferrugem de máquinas e objetos metálicos (MAX *et al.*, 2010).

### **3.2 Matéria-prima: melaço de cana-de-açúcar**

O processo para a fabricação do melaço da cana-de-açúcar começa no campo com a colheita da cana-de-açúcar, em seguida a cana passa por uma lavagem para remover impurezas e é descarregada em mesas alimentadoras (MEZARROBA; MENEGUETTI; GTROFF, 2010). Em seguida a cana é moída e tratada com objetivo de separar o caldo do bagaço; o caldo passa pelos processos de clarificação, filtração e pela evaporação e só após essas etapas é encaminhada para o cozimento e cristalização. A centrifugação do caldo ocorre em sequência para separação do melaço e do açúcar (YAMAKAWA, 2016).

O melaço é um subproduto da fabricação do açúcar, caracterizado como um líquido viscoso, muito doce e de coloração escura (SILVA, 2009). O melaço de cana contém 20% de água, 62% de açúcar, 10% de não-açúcar e 8% de sais inorgânicos, sendo um líquido homogêneo e altamente viscoso (ALI *et al.*, 2002). É rico em açúcares fermentescíveis e minerais tais como manganês, magnésio, fósforo, potássio, zinco, sódio e cálcio, sendo considerado um bom substrato para o cultivo de bactérias ácido lácticas (SANTOS, 2005).

### **3.3 Microrganismo: *Asperillus niger***

O *Aspergillus niger* é uma espécie de fungo de coloração branca amarelada com formação de pedúnculos e uma ponta colorida. São agentes muito usados na produção de ácido cítrico (FOOD INGREDIENTS BRASIL, 2014). Ele ocasiona a doença mofo-preto em algumas frutas e legumes como cebolas, uvas e amendoim, sendo assim, um contaminante comum entre os alimentos.

Além disso, é comumente utilizado na indústria farmacêutica e tem uma enorme importância a nível biotecnológico, com capacidade de produzir compostos a nível industrial (AFONSO, 2015).

Em 1916, foi descoberto que algumas linhagens de *Aspergillus niger* excretam quantidades significativas de ácido cítrico quando cultivadas em meio com alta concentração de açúcar e nutrientes (SOCCOL *et al.*, 2006). Atualmente, é mais usual a síntese do ácido cítrico por via fermentativa em processo submerso, a partir de melaços de cana-de-açúcar empregando o fungo filamentoso *Aspergillus niger*, que cerca de 80% do carbono fornecido é convertido em ácido cítrico em uma fermentação típica (FOOD INGREDIENTS BRASIL, 2014; SHULER; KARGI, 2002), o *Aspergillus niger* é encontrado em faixas de pH acima de 5,4 e entre 6,0 - 6,5, estes valores são considerados como ótimos para fermentações com melaços (SANTOS, 2005).

**Figura 2- Fungo *Aspergillus niger***



**Fonte: News Medical Life Science (2020)**

## 4 ESTUDO DE MERCADO

### 4.1 Demanda

Devido a sua diversa aplicabilidade na indústria, a demanda por ácido cítrico, tanto nacional quanto internacional, tem apresentado um constante crescimento, com o comércio mundial no ano de 2019 avaliado em US\$ 1,39 bilhões (SIMÕES; HIDALGO, 2021).

Em 1989, a produção mundial de ácido cítrico e citrato de sódio resultou em cerca de 0,5 milhões de toneladas. Já em 2015, a produção atingiu 2 milhões de toneladas e a projeção para o ano de 2023 é de US\$ 3 mil e 200 milhões e um CAGR (Compound annual growth rate) de 5,1% (MORDOR INTELLIGENCE, 2020).

Essa tendência de crescimento na demanda se deve pela expansão da sua aplicação em vários setores industriais. Além disso, nos últimos 60 anos foram publicados grande número de artigos científicos e relatórios referentes à produção de ácido cítrico, que contribuíram diretamente no desenvolvimento da sua produção, juntamente com a biotecnologia (BEHERA; MISHRA; MOHAPATRA, 2021).

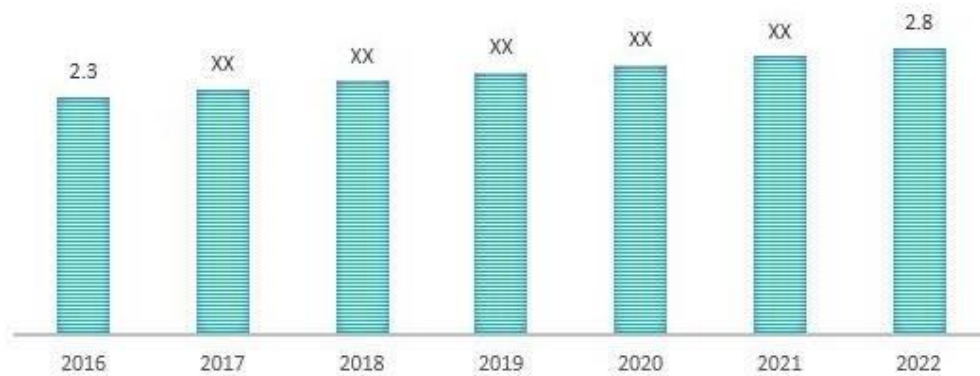
Outro fator que impulsionou a produção deste ácido foi a crescente necessidade da sociedade moderna por bebidas prontas para consumo e alimentos processados, em função do aumento da urbanização e do estilo de vida agitado. Como resultado desse excesso, de acordo com a OMS, o número de pessoas com problemas digestivos aumentou nesse período, acarretando diretamente no crescimento desse setor, com fármacos à base de ácido cítrico impactando positivamente a tendência mundial da indústria (MINISTÉRIO DA SAÚDE, 2008).

Em 2015, a China representava 59% da produção mundial e 74% das exportações mundiais. Atualmente, a China segue sendo o maior exportador de ácido cítrico, enquanto os Estados Unidos representam o país de maior importação. Outros grandes mercados incluem o Oriente Médio, África, Europa Central, Índia e Brasil (FREEMAN, 2021).

Ao analisar o cenário competitivo do mercado, identifica-se que as principais empresas do setor são: Archer Daniels Midland Company, Indústrias bioquímicas Gadot Inc., Cargill Inc., Tate & Lyle PLC, Cofco Biochemical (Anhui) Co. Jungbunzlauer Suisse AG. Dentre elas, apenas Cargill e Tate & Lyle estão presentes no Brasil, e representam toda a produção nacional (ZION MARKET RESEARCH, 2021).

A Figura 3 apresenta a tendência de produção do ácido cítrico de acordo com o mercado global, em que os dados dos anos de 2017 a 2021 não foram divulgados publicamente, porém demonstra o crescimento qualitativo.

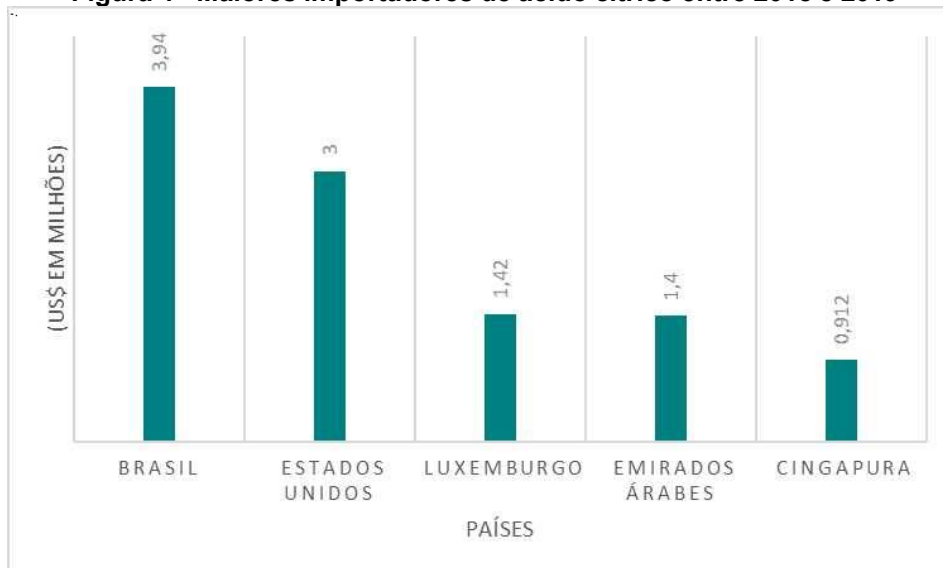
**Figura 3- Previsão do volume de produção do ácido cítrico em milhões de toneladas**



Fonte: Zion Market Research (2021)

A Figura 4 apresenta os maiores importadores de ácido cítrico entre os anos de 2018 a 2019.

**Figura 4 - Maiores importadores de ácido cítrico entre 2018 e 2019**



Fonte: Simões e Hidalgo (2021)

Apesar do Brasil ser o maior produtor do substrato da fermentação, do melaço da cana-de-açúcar, e de laranjas para fins de exportação, em 2019 o Brasil liderava o ranking de maior importador de ácido cítrico, sendo a China a maior exportadora para o país (SIMÕES; HIDALGO, 2021).

Atualmente, o Brasil importa em torno de 20 mil toneladas de ácido cítrico por ano (PARANA, 2021).



## 4.2 Público alvo

Estima-se que o mercado farmacêutico brasileiro movimentará entre US\$ 39 bilhões e US\$ 43 bilhões até 2023, segundo o Guia 2019 da Associação da Indústria Farmacêutica de Pesquisa (Interfarma), e de acordo com a Associação Brasileira da Indústria de Alimentos (ABIA), o setor apresentou crescimento de 184,2% no primeiro trimestre de 2021. A partir destes dados, é possível afirmar que a venda de ácido cítrico para estes setores em território nacional é um mercado promissor, uma vez que estes são ramos em crescimento no Brasil.

Portanto, a indústria Átrico terá como objetivo a fabricação de ácido cítrico com alto teor de pureza, destinando 83% dessa produção para o mercado alimentício e 17% para o mercado farmacêutico, com foco no comércio nacional.

## 4.3 Localização

A cidade escolhida para sediar a Indústria Átrico é Sertãozinho, localizada na região nordeste do Estado de São Paulo, na região de Ribeirão Preto, distante 325 quilômetros da capital do Estado, sendo uma das cidades mais importantes da região (PREFEITURA MUNICIPAL DE SERTÃOZINHO, 2021). A localização foi definida após pesquisa de acordo com os seguintes critérios: oferta de matéria-prima através de usinas de álcool e açúcar, disponibilidade de terreno para construção, rodovias com interligação municipal e estadual, hidrografia e mercado consumidor.

Com relação à oferta de matéria-prima, São Paulo é o maior estado com usinas de álcool e açúcar, como pode ser observado na Figura 5. Destas, 7 ficam na região nordeste, local de instalação da Átrico.

**Figura 5 - Número de usinas de álcool e açúcar no Brasil**



Fonte: NOVACANA (2021)

A cidade de Sertãozinho foi escolhida para sediar o empreendimento, por satisfazer os critérios definidos, mas principalmente, pela proximidade a diversas usinas de álcool e açúcar, facilitando o acesso à matéria-prima (PREFEITURA MUNICIPAL DE SERTÃOZINHO, 2021). De acordo com os dados do IBGE, a população estimada é de 128.432 habitantes.

A localização da cidade escolhida para a Átrico é apresentada na Figura 6.

**Figura 6 - Localização da cidade de Sertãozinho**



Fonte: Google Maps (2021)

A cidade é conhecida tanto por causa do seu significativo parque industrial que possui mais de 500 indústrias se estendendo ao longo das rodovias Armando de Salles Oliveira e Atílio Balbo e pelos três distritos industriais com mais de 90 indústrias, como também por ser uma grande produtora de açúcar e álcool no Brasil. Além disso, o município é banhado pelos rios: Pardo, Mogi-Guaçu, Ribeirão do Onça e uma série de córregos, como o Norte, Sul e Água Vermelha, que atravessam o perímetro urbano (PREFEITURA MUNICIPAL DE SERTÃOZINHO, 2021).

O município é também referência educacional no Brasil, com mais de 50 escolas e 7 universidades e faculdades. De acordo com o IBGE, o IDH (índice de desenvolvimento humano) de Sertãozinho é igual a 0,761, o que mostra um bom nível de educação, longevidade e renda, e também indica que a cidade tem potencial para oferecer mão-de-obra qualificada (PREFEITURA MUNICIPAL DE SERTÃOZINHO, 2021).

Quando se trata do critério de logística, o município também se mostra atrativo, tendo em vista a interligação que há entre a cidade com as principais rodovias do Estado, como a Via Anhanguera e a Via Washington Luiz e também com o Estado de Minas Gerais.

O terreno onde será construída a Indústria Átrico possui uma área de aproximadamente 88.906 m<sup>2</sup>, e está localizado na Zona Industrial. A Figura 7 mostra a localização exata do terreno na cidade de Sertãozinho.

**Figura 7** - Localização da unidade industrial da Átrico



Fonte: Adaptado Google Maps (2021)

## 5 JUSTIFICATIVA

Levando em consideração a projeção do crescimento do consumo devido ao desenvolvimento da sociedade moderna e suas necessidades de bebidas prontas, alimentos processados e até mesmo produtos farmacêuticos e cosméticos, a baixa produção nacional representada apenas por duas indústrias, torna o valor do produto encarecido por grande parte da obtenção vir do mercado externo. Surge então, a iniciativa de elaborar uma indústria brasileira que produzirá ácido cítrico a partir de um processo fermentativo.

Será empregado o melaço de cana-de-açúcar como matéria-prima do processo, que será proveniente das indústrias de álcool e açúcar da região de Sertãozinho. A razão para a escolha se dá pelo fato de que há grande disponibilidade dessa matéria-prima, uma vez que o Brasil é um dos maiores produtores de cana-de-açúcar; além disso, a produção de ácido cítrico por essa rota tem boa conversão e rendimento.

O ácido cítrico terá um alto teor de pureza com a finalidade de atingir uma maior qualidade. A venda se destinará às indústrias farmacêuticas e alimentícias, suprimindo 10% da demanda nacional faltante (20 mil toneladas anuais), que equivale a 2 mil toneladas. O produto ofertado pela Átrico irá desenvolver o mercado brasileiro tornando o produto mais economicamente viável quando comparado com as importações e irá valorizar a produção nacional.

## 6 APRESENTAÇÃO DA EMPRESA

### 6.1 Empresa

A Átrico recebe este nome por ser uma indústria de produção de ácido cítrico, sendo proveniente da junção da letra “á” procedente da palavra ácido, e “trico” da palavra cítrico.

A Figura 8 apresenta a logo da empresa. A parte verde da gota representa a parte sustentável unida com a ideia da fonte da matéria-prima, uma planta. A cor marrom demonstra a cor do melaço de cana, o substrato essencial para a produção. Por fim, o círculo simboliza o organograma da Átrico.

Figura 8 - Logo da indústria



Fonte: Autoria própria (2021)

A Átrico irá operar em uma jornada de 24 horas durante os 7 dias da semana no setor da produção com revezamento de turnos de 8 horas, enquanto nos demais setores aplica-se o horário comercial, ou seja, carga horária semanal de 40 horas.

A indústria contará com uma equipe de 99 colaboradores e uma produção de 2 mil toneladas de ácido cítrico por ano. Em função das necessárias paradas para esterilização e manutenção de todos os equipamentos, a Átrico fará pausas na produção a cada três meses por um período de uma semana, operando assim, anualmente durante 330 dias.

### 6.2 Missão, visão e valores

A empresa se baseia em três vertentes, missão, visão e valores, fundamentada com princípios.

**Missão:** Atuar na indústria de ácido cítrico e derivados de forma ética, visando a responsabilidade socioambiental fornecendo um produto de qualidade ao mercado contribuindo para o desenvolvimento do Brasil.

**Visão:** Tornar-se referência em converter o subproduto da produção de etanol em ácido cítrico promovendo um menor impacto ambiental no Brasil.

**Valores:**

- Ética;
- Qualidade;
- Transparência;
- Responsabilidade Socioambiental;
- Incentivo ao desenvolvimento individual;
- Cuidado consigo e com os outros.

### 6.3 Organograma

A Átrico trabalhará com um organograma circular, também conhecido como radial, visto que a empresa acredita que essa representação diminuirá as diferenças entre os cargos, ressaltando a importância do trabalho em equipe, dado que no centro deste círculo se encontra o cargo de maior poder de decisão, e as outras partes que a compõem são colocadas aos lados.

Essa versão é mais moderna, uma vez que busca ressaltar o trabalho em equipe dentro da corporação, onde os níveis não são tão exaltados, com a intenção de apenas demonstrar as funções contidas na empresa.

O organograma coloca ao centro do círculo os diretores, que têm como responsabilidade liderar, motivar e influenciar os gerentes a exercerem suas atividades, são eles quem possuem a visão estratégica da empresa visando sempre sua cultura organizacional, transparência, ética e cuidado com sua gente. É o que assegura que os objetivos da empresa serão alcançados e mantém o contato direto com seus gerentes, conseguindo se mostrar presentes para todos os colaboradores da Átrico e tendo assim uma visão geral de todos os acontecimentos.

Posteriormente, a direção é subdividida entre as gerências administrativa, comercial, operacional e de pessoas, tendo como objetivo fazer com que os aspectos técnicos, operacionais e de planejamento fluam com organização e assertividade no dia a dia de um setor, pois são eles que estão alinhados a cultura e a estratégia da empresa e compartilharão aos colaboradores o sentimento de pertencimento.

Os demais setores são subdivisões de serviços das gerências para facilitar ainda mais a liderança, comunicação e qualidade dos serviços dentro da empresa. Na Figura 9 está disposto o organograma, representando os diferentes cargos e setores que formarão a estrutura organizacional da empresa.

**Figura 9 - Organograma da indústria**



**Fonte: Autoria própria (2021)**

**Direção:** A direção da Átrico tem como responsabilidade liderar, motivar e influenciar os colaboradores a exercerem suas atividades; são eles quem possuem a visão estratégica da empresa visando sempre sua cultura organizacional, transparência, ética e cuidado com sua gente. É o que assegura que os objetivos da empresa serão alcançados e sobretudo mantém o contato direto com seus gerentes, conseguindo se mostrar presente com todos os colaboradores da Átrico e tendo assim uma visão geral de todos os acontecimentos.

**Gerência de Pessoas:** A área de pessoas é composta pelo setor de recursos humanos e departamento pessoal, responsáveis em garantir o bem-estar no ambiente de trabalho, incentivando e motivando os colaboradores a se desenvolverem individualmente através da criatividade e produtividade. O setor de RH (Recursos Humanos) é encarregado pela capacitação, treinamento dos colaboradores e cuidado

psicológico. Por sua vez, o departamento pessoal desenvolve estratégias de recrutamento e seleção sempre integrando membros alinhados à cultura organizacional da empresa, bem como também o pagamento de salários e benefícios.

**Gerência Operacional:** A principal função do gerente de operações é executar e controlar a produção da Átrico, garantindo que seu produto seja desenvolvido de maneira satisfatória, acessível e de qualidade. Dentre os deveres intrínsecos deste cargo estão: formular estratégias que contribuem para um maior desempenho dos processos, gerenciar gastos e previsões, aumentar a qualidade do serviço ao cliente, supervisionar os colaboradores, examinar dados financeiros a fim de aumentar a lucratividade e elaborar objetivos operacionais e táticos.

**Gerência Comercial:** A área Comercial tem como objetivo alcançar os possíveis clientes da Átrico. Atuando com o modelo de negócio B2B (“Business to Business” para o português, Empresa para Empresa) a área segue em 2 setores: o setor de Marketing que estabelece a marca da Átrico no mercado transmitindo a cultura, gerando valor para o produto, fidelizando e criando a confiança entre corporação e cliente através da comunicação e transparência com a sociedade; e o setor comercial, que utiliza da prospecção ativa como meio de atingir os clientes. A partir dos possíveis clientes alcançados na estratégia do Marketing, é realizada a venda direta com o cliente com o objetivo de gerar lucro financeiro para a corporação e vínculo com o cliente entregando a melhor experiência por meio da parceria com a Átrico.

**Gerência Administrativa:** A área administrativa é responsável pelo controle do fluxo de capital e tomada de decisões em relação à estratégia geral da empresa para o aumento do patrimônio. Dessa forma, desempenha funções como controle financeiro diário, análise de mercado externo, planejamento estratégico alinhados com as metas e objetivos gerais da empresa. É dividido entre os setores de recursos financeiros e cobrança, que são responsáveis, respectivamente, pelas atividades de venda e compra, e emissão de notas fiscais e controle financeiro.

## 6.4 Embalagem

De acordo com a ficha de informações de segurança de produto químico da Arinos Química (2006), especificamente para o ácido cítrico, o material recomendado para o armazenamento são sacos de papel Kraft, material considerado totalmente sustentável por ser uma embalagem 100% reciclável e de fácil degradação, sendo o



único que se degrada em apenas 60 dias quando descartado no meio ambiente, e por ser um ótimo adubo quando misturado com outros materiais orgânicos (ANDRADE, 2010).

A Figura 10 apresenta as embalagens. Na parte frontal, Figura 10(a), estão contidas as informações básicas, como o nome do produto e o peso líquido, enquanto a parte de trás, Figura 10(b), contém informações técnicas, como validade e transporte, entre outros.

**Figura 10 - Embalagem do ácido cítrico Átrico**

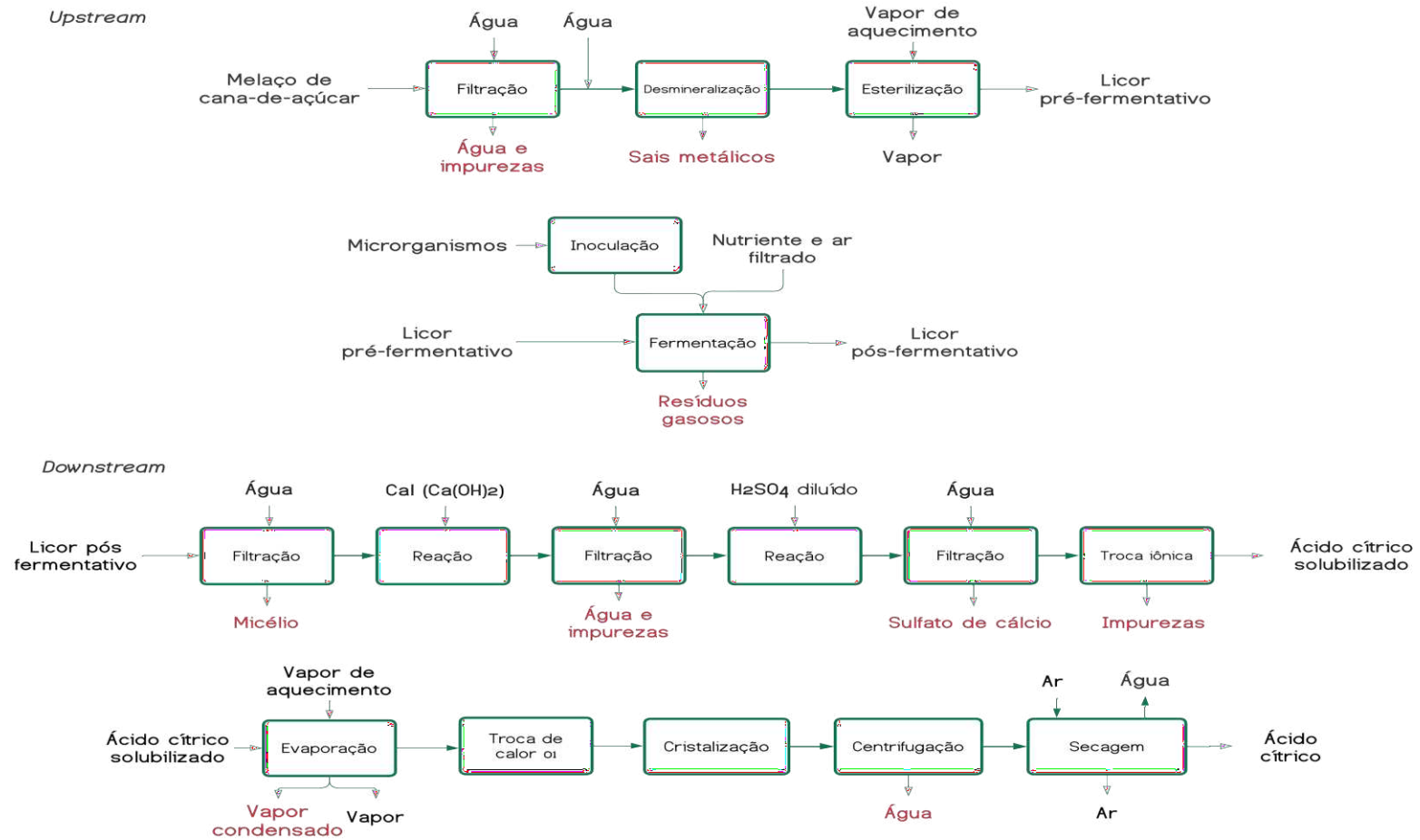


**Fonte: Autoria Própria (2021)**

## **7 DESCRIÇÃO SIMPLIFICADA DO PROCESSO PRODUTIVO**

O processo de produção de ácido cítrico anidro pode ser dividido em três partes, como mostrado na Figura 11 a etapa de upstream que antecede a fermentação, ou seja, de o processo de esterilização, seleção de linhagens microbianas, meios de cultivo, a de fermentação para obtenção do ácido, a separação do ácido cítrico das impurezas provenientes do licor pós-fermentativo e a downstream e finalização dos produtos a purificação. Na primeira etapa, ocorre uma série de processos preliminares, cujo objetivo é o tratamento das principais matérias-primas para a fermentação, a água e o melaço (NÚÑEZ, 2008).

Figura 11 - Descrição do processo produtivo



Fonte: Autoria Própria (2021)

## 7.1 Upstream

O diagrama de blocos da Figura 12 representa a etapa inicial do processo, a purificação das correntes de entrada para obtenção do ácido, e descreve tanto as operações empregadas como as entradas e saídas de cada uma.



**Fonte: Autoria própria (2021)**

As etapas demonstradas pelo diagrama serão descritas a seguir, divididas de acordo com cada processo.

### 7.1.1 Filtração

O melão de cana é um substrato que contém 20% de água, 62% de açúcar, 10% de não-açúcar e 8% de sais inorgânicos, sendo um líquido homogêneo e altamente viscoso (ALI *et al.*, 2002). Ao chegar da indústria açucareira, a matéria-prima contém enormes quantidades de sólidos não dissolvidos que precisam ser separados antes de entrar nas etapas subsequentes. Por isso, o processo se inicia a uma temperatura de 25°C com a separação de algumas impurezas presentes no substrato, através do filtro rotativo, em que a partir da adição de água, as impurezas são removidas, ocorrendo a primeira filtração do processo, saindo a 25°C (CASTRO, 2013).

O filtro de tambor rotativo a vácuo possui o formato de um cilindro horizontal perfurado coberto por um tecido filtrante, é comumente utilizado em processos nos quais os líquidos a serem filtrados contenham um elevado volume de sólidos presente. Esse sistema separa o sólido particulado do fluido, fazendo com que o sólido permaneça retido em um meio poroso, conhecido como torta, enquanto o fluido passa através desse meio (LEGNER, 2013).

Esse equipamento foi escolhido devido sua grande capacidade, baixo custo de operação e a possibilidade de trabalho contínuo. Sua facilidade de limpeza e lavagem do tecido filtrante também foram essenciais para a definição do equipamento (LEGNER, 2013).

### 7.1.2 Desmineralização

Antes de passar para as próximas etapas do processo é necessário que a água que foi previamente inserida na corrente de entrada da desmineralização e o melaço de cana-de-açúcar passem por um leito desmineralizador, que tem como principal função a retirada de íons e metais pesados que possam afetar o crescimento do microrganismo (ARSEC, 2021).

Os compostos passam por algumas colunas que possuem resinas catiônicas e aniônicas (resinas que possuem em sua estrutura molecular radicais ácidos ou básicos) que realizam a troca iônica caracterizando assim o processo de desmineralização. Nesse processo a temperatura se mantém constante em 25°C. Estas colunas funcionam ainda como um purificador, aumentando a qualidade da água utilizada no procedimento (PORTAL TRATAMENTO DE ÁGUA, 2017).

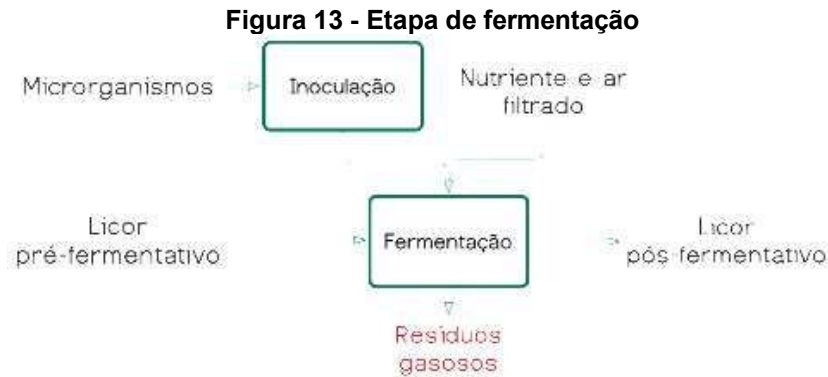
### 7.1.3 Esterilização

O vapor de aquecimento é o responsável pelo processo de esterilização. A inoculação do *Aspergillus niger* ocorre em um meio de cultura que possui uma grande variedade de células vegetativas e esporos, por isso a necessidade de esterilização por calor, já que por método químico pode haver alteração do meio (ALVES, 2012).

O método utilizado será o de esterilização descontínua que ocorre em duas etapas, o vapor de aquecimento (água) circula através de uma serpentina elevando a temperatura do meio de 20°C até atingir a temperatura máxima de 100°C e a última etapa é caracterizada pelo fim de injeção de vapor. Isso faz com que o meio de cultura seja esterilizado, eliminando qualquer outro microrganismo que possa competir pelo substrato (AQUARONE *et al.*, 2001).

Em seguida, ocorre a refrigeração da mistura, através da circulação de vapor de amônia por meio destas serpentinas com a finalidade de atingir a temperatura ideal de fermentação, 30°C (AQUARONE *et al.*, 2001).

## 7.2 Fermentação



Fonte: Autoria própria (2021)

### 7.2.1 Inoculação

A preparação correta do inóculo é fundamental para obter bons resultados na fermentação subsequente. O inóculo do fermentador será preparado inicialmente com *Aspergillus niger* que chegará preservado, a concentração padrão ideal de inóculo para produção de ácido cítrico é de 10<sup>8</sup> esporos para cada mililitro de substrato presente na solução (PASTORE *et al.*, 2011).

O preparo do inóculo é realizado com esporos não germinados cultivados por aproximadamente nove dias a uma temperatura de 30°C. Para a agitação é utilizado um surfactante (TWEEN 80), finalizado o processo a cultura é transferida para tubo esterilizado. O procedimento é repetido por duas vezes e para a quebra do aglomerado dos esporos a suspensão é agitada (PASTORE *et al.*, 2011).

Com os esporos formados, a cultura de *Aspergillus niger* é incubada com agitação constante, em um período de 24 a 72 h (SANTOS, 2005).

Em seguida, a suspensão de esporos é filtrada para que ocorra a remoção do micélio, então é feita a contagem de esporos em câmara de Neubauer a fim de atingir a concentração ideal de esporos (PASTORE *et al.*, 2011).

Para que o processo de fermentação ocorra, o fornecimento de uma fonte de nitrogênio é essencial, dado que este elemento constitui a parte básica das proteínas das células contribuindo para o crescimento celular (ALI *et al.*, 2002).

A fonte de nitrogênio adotada no processo é o nitrato de amônio. Os compostos de sais de amônio são comumente empregados nestes casos uma vez que grande maioria dos microrganismos assimilam facilmente a amônia e devido

também ao fato destes compostos diminuírem o pH do meio, o que é essencial para formação do ácido cítrico (PASTORE *et al.*, 2011).

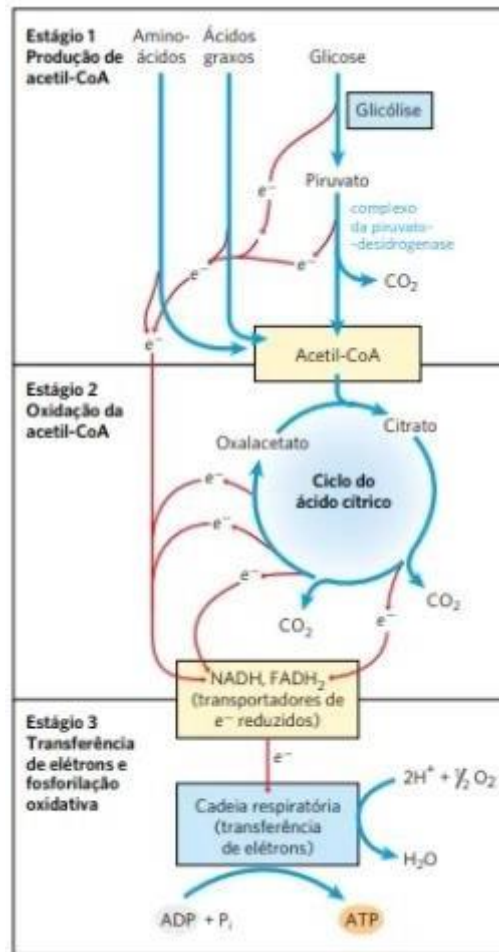
No caso do *Aspergillus niger*, o nitrato é convertido a nitrito no interior da célula e o íon amônio é então metabolizado pelo fungo (PASTORE *et al.*, 2011).

### 7.2.2 Fermentação

Antes do processo de fermentação, as matérias-primas já estão devidamente preparadas, o melaço sem impurezas e esterilizado, o microrganismo inoculado, o fermentador esterilizado e com a temperatura ideal para a fermentação. O fermentador é então preenchido com melaço, água e nutrientes e em seguida é adicionado o microrganismo. Esta é a etapa onde ocorre o processo de crescimento do microrganismo no meio e o consumo de sacarose para a formação do ácido cítrico. A fermentação é um processo exotérmico e para controlar a temperatura, é utilizada uma serpentina de resfriamento (NÚÑEZ, 2008).

O processo que ocorre no fermentador é baseado no ciclo de Krebs em que a respiração ocorre em três estágios principais, como visto na Figura 14. No primeiro estágio, ocorre a transferência do grupo acetila para uma molécula de quatro carbonos, o oxaloacetato, formando o citrato, que é a forma ionizada do ácido cítrico. No segundo estágio, o citrato é convertido em isocitrato através de uma reação onde uma molécula de água é removida e ocorre a adição de outra. Nesse estágio temos a formação do citrato que é o precursor do produto de interesse. No terceiro estágio da respiração, estas coenzimas reduzidas são oxidadas, doando prótons e elétrons (NELSON, 2018).

Figura 14 - Esquema do ciclo de Krebs



Fonte: NELSON (2018)

Para produzir ácido cítrico é essencial que o meio de fermentação contenha fonte de carbono e nitrogênio, sendo este processo influenciado pela aeração, temperatura e pH. A fermentação cítrica por *A. niger* deve ser conduzida a uma temperatura em torno de 30°C, sendo que em temperaturas acima do limite máximo ocorre formação de ácido oxálico e, abaixo de 28°C, ocorre uma diminuição significativa da produção de ácido cítrico (PAPAGIANNI *et al.*, 1998).

O pH acima de 5,4 e entre 6,0 - 6,5 são considerados valores ótimos para fermentações com melaços (KAHLON, 1982). O emprego de valores de pH fora deste intervalo em meio à base de melaço tem como consequência a impossibilidade do fungo *A. niger* germinar neste substrato.

O processo de fermentação ocorre sob agitação e aeração. A agitação no fermentador é feita por três lâminas distribuídas na parte inferior, central e superior, com rotação de 70 a 80 rpm, este mecanismo está presente no sistema para homogeneização do meio. A aeração ocorre através da injeção de ar, que passa

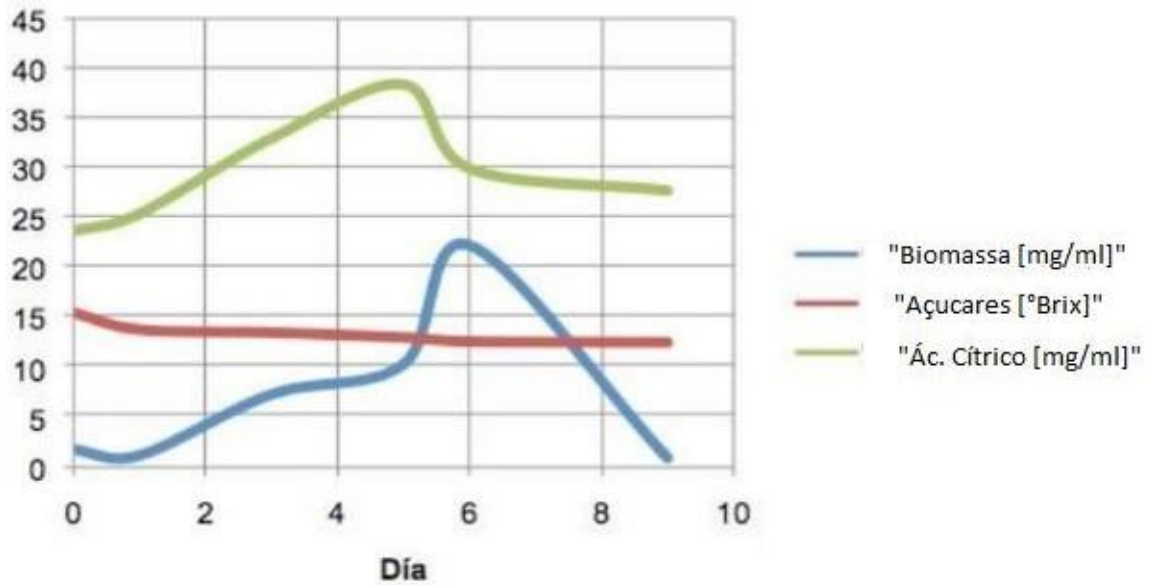


previamente por compressor e filtro, com o objetivo de eliminar qualquer impureza e/ou microrganismo indesejado presente. O ar é inserido através de um sistema de pás agitadoras, com entradas em diferentes pontos do fermentador, tornando o processo de aeração mais eficaz (MULLER *et al.*, 2007).

A concentração de açúcar é crítica para a produção de ácido cítrico, sendo que a taxa de produção máxima é usualmente obtida entre 14 - 22% de açúcar (ALI *et al.*, 2002). O nitrogênio é necessário na produção de ácido cítrico por fungos, e geralmente sua fonte é o sulfato de amônio, nitrato de amônio, nitrato de sódio, nitrato de potássio, ureia, etc. A *Átrico* em seu processo utiliza o nitrato de amônio como fonte de nitrogênio para a formação do ácido cítrico, uma vez que íons de amônio como fonte de nitrogênio resultam em um aumento na produção de ácido cítrico sem a formação de ácido oxálico (SANTOS, 2005).

Segundo os resultados obtidos no experimento realizado por Quintana (2020), o tempo de fermentação total para obtenção de ácido cítrico é de 9 dias (Figura 15). O melhor período de produção de ácido cítrico é no quinto dia apresentando o consumo de sacarose e aumento da biomassa. O crescimento dos microrganismos, a partir do quinto dia, decai devido à falta de sacarose já consumida no melhor pico de conversão, com este fato descreve-se no processo que o tempo de fermentação da *Átrico* ocorre em um período de 6 dias e 2h, mas levando em consideração as operações de carga, descarga do reator aproxima-se o tempo total para 7 dias.

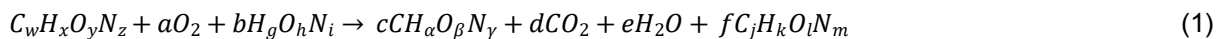
Figura 15 - Produção de ácido cítrico



Fonte: Adaptado de Quintana (2020)

O resultado desse processo é um licor que contém parte do ácido cítrico, água e impurezas, que serão retiradas nas próximas etapas do processo.

A reação geral que descreve a produção de ácido cítrico a partir destes fatores é dada pela Equação 1.



### 7.3 Downtream

Essa etapa se inicia com o produto do fermentador, chamado licor pós-fermentativo. O diagrama de blocos (Figura 16) representa a descrição da etapa de downstream.

**Figura 16 - Processo de downstream**



**Fonte: Autoria própria (2021)**

As etapas demonstradas pelo diagrama serão descritas a seguir, divididas de acordo com cada processo e apresentando os equipamentos empregados.

### 7.3.1 Filtração 2

Como citado na etapa anterior de produção, o filtro de tambor rotativo a vácuo é o equipamento utilizado nesta etapa, pois separa de forma rápida e eficiente fluidos de alta viscosidade. O processo ocorre na temperatura de 30°C e não há troca térmica. O licor pós-fermentativo segue para o filtro rotativo junto à adição de água a fim de se separar do micélio (microrganismo morto) de forma limpa e integral. O subproduto resultante é comercializável, pois é um composto rico em proteínas e vitaminas, podendo, portanto, após seco e condicionado, ser vendido como suplemento alimentar para o gado (LEGNER, 2013).

O micélio úmido, composto também em pequenas quantidades por sacarose e ácido cítrico, sai do processo por uma tubulação e é encaminhado diretamente para um tanque de armazenamento, no qual passará pelo processo de recuperação (SANTOS, 2021). O produto final, micélio, é vendido como suplemento alimentar para gado.

### 7.3.2 Neutralização

O líquido filtrado, composto por licor pós-fermentativo sem micélio, reage com cal hidratada ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ), com o objetivo de neutralizar o ácido cítrico presente no licor, causando a precipitação do citrato de cálcio insolúvel, que é o produto desta reação. O processo ocorre através de um sistema de agitação e com o auxílio de uma serpentina de resfriamento, uma vez que a reação é exotérmica. Mesmo com a remoção de parte do calor gerado, há um ganho de energia, elevando a temperatura

da corrente (NÚÑEZ, 2008). O sistema de agitação garante uma diluição perfeita da cal com o licor pós-fermentativo (AQUARONE *et al.*, 2001).

A Equação 2 descreve a reação que ocorre na etapa de neutralização.



### 7.3.3 Filtração 3

O citrato de cálcio produzido na etapa anterior é separado dos demais componentes do licor por meio de um filtro de tambor rotativo a vácuo, precipitando na forma de torta. O licor restante é um resíduo composto de sacarose, ácido cítrico e hidróxido de cálcio que estão solubilizados em água (NÚÑEZ, 2008).

O processo acontece a uma temperatura próxima do ponto de ebulição do licor (50°C), uma vez que essa fase tem como objetivo a redução da viscosidade para que o mesmo não seja aderido à torta. Como no último filtro, o processo de lavagem da torta deve ser feito da forma mais limpa possível para a remoção das impurezas (LEGNER, 2013).

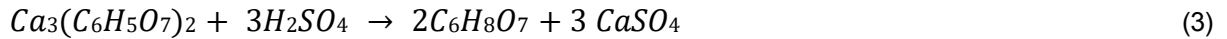
O citrato de cálcio na forma de torta irá seguir para a próxima etapa, sendo empregada uma correia transportadora, enquanto o líquido filtrado é enviado por uma tubulação para um tanque de armazenamento para tratamento.

### 7.3.4 Acedificação

Nessa fase, o citrato de cálcio, em forma de torta, é convertido a ácido cítrico, pela mistura com uma solução de ácido sulfúrico 10% em massa, gerando o sulfato de cálcio, também conhecido como gesso, através de uma reação química. Esse produto é sólido e se precipita, facilitando a dissolução do ácido cítrico (SANTOS, 2005).

Para que a reação ocorra, é necessário manter o processo sob agitação para facilitar que a torta sólida se misture adequadamente com o ácido sulfúrico mantendo uma temperatura de 60°C. É importante ainda que ocorra o resfriamento por uma serpentina, a fim de remover o calor produzido durante a reação (NÚÑEZ, 2008).

A Equação 3 indica a conversão de citrato de cálcio em ácido cítrico, reação que ocorre nesta etapa.



#### 7.3.5 Filtração 4

O subproduto formado (gesso), deve ser separado do ácido cítrico, e para isso, é empregado um filtro de banda horizontal a vácuo com um sistema de lavagem contracorrente em dois estágios. Esse tipo de equipamento se enquadra idealmente à necessidade, uma vez que haverá a formação de uma grande quantidade de gesso, demandando a lavagem correta do equipamento para a separação de todo ácido cítrico, com o processo ocorrendo na temperatura de 60°C (SAKAI, 2017).

O processo de filtração tem como subproduto o gesso, que pode ser posteriormente comercializado às indústrias de fertilizantes, uma vez que esse material é amplamente utilizado para condicionar, corrigir e fertilizar o solo (LEONI, 2021).

O sulfato de cálcio, formado pelo próprio composto e uma porcentagem de água, ácido sulfúrico, citrato de cálcio e ácido cítrico, deixa o processo também por uma tubulação em direção a um tanque de armazenamento para ser vendido para as indústrias de fertilizantes, após um processo de secagem para a redução da umidade, uma vez que o composto é muito conhecido como “gesso agrícola” (LEONI, 2021).

#### 7.3.6 Troca iônica

O gesso, subproduto formado na etapa anterior, é transportado para um tanque de armazenamento e posteriormente tratado, enquanto o líquido filtrado é canalizado para um sistema combinado de desmineralização com a temperatura ainda constante e igual a 60°C. Primeiramente ocorre o processo de troca iônica, com a finalidade de remoção de íons indesejados dissolvidos, seguida de adsorção em carvão ativado, para eliminar as impurezas que porventura ainda estejam presentes no produto (SANTOS, 2005).

O produto obtido nesta etapa é o ácido cítrico solubilizado, que segue para a fase de purificação.

#### 7.3.7 Evaporação

O ácido cítrico solubilizado produzido na etapa anterior é alimentado no evaporador. Nesta etapa é removido, em massa, aproximadamente 48% da água da

corrente principal de entrada (60°C), a pressão atmosférica, a partir do aquecimento da mistura atingindo a temperatura de 100°C, preparando-a para a próxima etapa da purificação, a cristalização (NÚÑEZ, 2008).

O evaporador escolhido para essa fase é o do tipo de filme descendente, frequentemente utilizado na indústria alimentícia. Sua escolha se deve ao curto período de tempo necessário para a realização dessa etapa, minimizando assim a decomposição térmica do produto e sua alta eficiência energética (JISINTERNACIONAL, 2021).

Outro fator importante é a facilidade de manuseio, de limpeza e de ajuste de acordo com as possíveis variações de condições do processo, favorecendo o alcance de um concentrado uniforme (JISINTERNACIONAL, 2021).

Esse equipamento é formado por um trocador de calor de tubo vertical e um separador de fase, e tem como resíduo a água (JISINTERNACIONAL, 2021);

#### 7.3.8 Troca de Calor 1

Essa etapa tem como finalidade a redução de temperatura da corrente principal para seguir para a próxima etapa, a cristalização.

Como a etapa de evaporação tem como objetivo retirar água da corrente, ela terá, portanto, uma temperatura de saída de 100°C, sendo está a temperatura de entrada no trocador de calor, que agirá como redutor da temperatura da mistura até 40°C, empregando para isso amônia como fluido refrigerante. (NÚÑEZ, 2008).

#### 7.3.9 Cristalização

Essa etapa é essencial para transformar o produto em um sólido com características comerciais apropriadas. Os cristais produzidos devem ser de tamanho uniforme, tendo em vista que a morfologia influencia diretamente nas operações subsequentes de secagem, transporte e armazenamento (NÚÑEZ, 2008).

É indispensável que nesse equipamento haja um dispositivo de classificação de tamanho a fim de se reter os menores cristais e garantir que não saiam do aparelho, para evitar segregação de tamanho. Os melhores cristais também precisam ser removidos da área de cristalização, para que os outros possam crescer satisfatoriamente e alcançar o tamanho esperado no menor tempo possível. O ácido

cítrico resultante não pode conter mais que 5% de cristais menores que 30 mesh ou maiores que 100 mesh (NÚÑEZ, 2008).

O equipamento escolhido é o cristizador Oslo, que consiste no uso de amônia como fluido refrigerante, onde a energia é retirada em forma de calor a fim de se atingir a temperatura de saturação da mistura (25°C). As vantagens de se utilizar esse equipamento são a ausência de incrustações nas superfícies de troca de calor e não ser necessário o uso de bombas para que ocorra a agitação, formando assim maiores cristais (MALAGONI, 2010).

### 7.3.10 Centrifugação

O produto obtido na etapa anterior, o licor saturado em ácido cítrico cercado de cristais recém-formados, deve agora ser separado para a obtenção dos cristais de ácido cítrico puros e secos.

O processo acontece em um filtro centrífugo, uma vez que a alta viscosidade do licor requer uma força de separação consideravelmente alta para separar o licor-mãe do cristal sólido (MECÂNICA INDUSTRIAL, 2021a).

Devido às características do subproduto, será utilizada a centrífuga do tipo cesto, com tambor rotativo. No interior do equipamento há uma série de malhas que permitem a passagem do líquido, retendo os cristais de interesse (MECÂNICA INDUSTRIAL, 2021b).

O processo acontece de forma contínua, à temperatura de 25°C e a velocidade de rotação é constante, sem interrupções ou acelerações, atuando em uma faixa entre 150 e 200 rpm, conseqüentemente necessitando de menor controle e manutenção (NÚÑEZ, 2008).

### 7.3.11 Secagem

O processo de secagem tem como objetivo a remoção de toda a água possível que permaneceu nos cristais após a centrifugação. Portanto, os cristais entram no secador com uma umidade de até 5% em massa e a 25°C, e nessa etapa com o auxílio do ar comprimido, perdem água a ponto de conter no máximo uma porcentagem de 0,5% de água nos cristais e chegando a temperatura de 40°C. Esse processo garantirá que o produto chegue na forma mais seca ao consumidor, o ácido cítrico anidro (UNIPELLI, 2021).

O secador de leito fluidizado foi o escolhido para essa etapa, pois é comumente usados na indústria. Os cristais de ácido cítrico são fluidizados pelo ar de secagem e a mistura sólido-gás acontece praticamente instantaneamente (INTECNICA, 2019).

O ácido cítrico seco é então encaminhado para o empacotamento.



## 8 BALANÇO DE MATERIAL E ENERGÉTICO

A Átrico tem como objetivo suprir 10% da demanda brasileira atual, produzindo 2 mil toneladas de ácido cítrico por ano. Com base nisso, calculam-se os balanços material e energético para cada etapa do processo, considerando um consumo anual de 8910 toneladas de melão de cana.

Tendo em vista uma produção anual de 2 mil toneladas de ácido e um ciclo de 7 dias, uma vez que a fermentação dura 6 dias e 2 horas, foi definida a inserção de 7 fermentadores para suprir tal demanda, e assim, cada ciclo de produção tem a duração de um dia.

Considerando que a Átrico trabalhará 330 dias por ano, ou seja, aproximadamente 47 semanas. A produção semanal da indústria deverá ter um valor teórico de 43,26 toneladas, devido a presença dos 7 fermentadores, resultando assim, em uma produção diária de aproximadamente 6 toneladas de ácido cítrico.

O balanço material, ou balanço de massa, é a aplicação do princípio da conservação da massa a fim de se analisar os sistemas físicos, a partir da contabilidade de material entrando e saindo de um sistema. Enquanto o balanço energético, também conhecido como balanço de energia, é oriundo da Primeira Lei da Termodinâmica, em que a energia não pode ser criada ou destruída, apenas modificada.

A expressão geral para o balanço material é definida pela Equação 4

$$\frac{dm}{dt} = \dot{m}_E - \dot{m}_S + \dot{m}_G - \dot{m}_C \quad (4)$$

Em que  $\frac{dm}{dt}$  representa derivada vazão mássica em função do tempo,  $\dot{m}_E$ , representa a vazão mássica de entrada,  $\dot{m}_S$  vazão mássica de saída,  $\dot{m}_G$  vazão mássica gerada e  $\dot{m}_C$  vazão mássica consumida.

Os cálculos foram considerados para um regime permanente e contínuo, exceto a etapa de fermentação, considerada como batelada com duração de 7 dias, porém como a existência de 7 fermentadores para suprir a demanda, cada fermentador alimentará a produção diariamente, sendo assim, considerado como uma batelada para um dia de produção.

Por se tratar de um processo contínuo, a Equação do balanço material se resume a Equação 5.

$$\dot{m}_E = \dot{m}_S \quad (5)$$

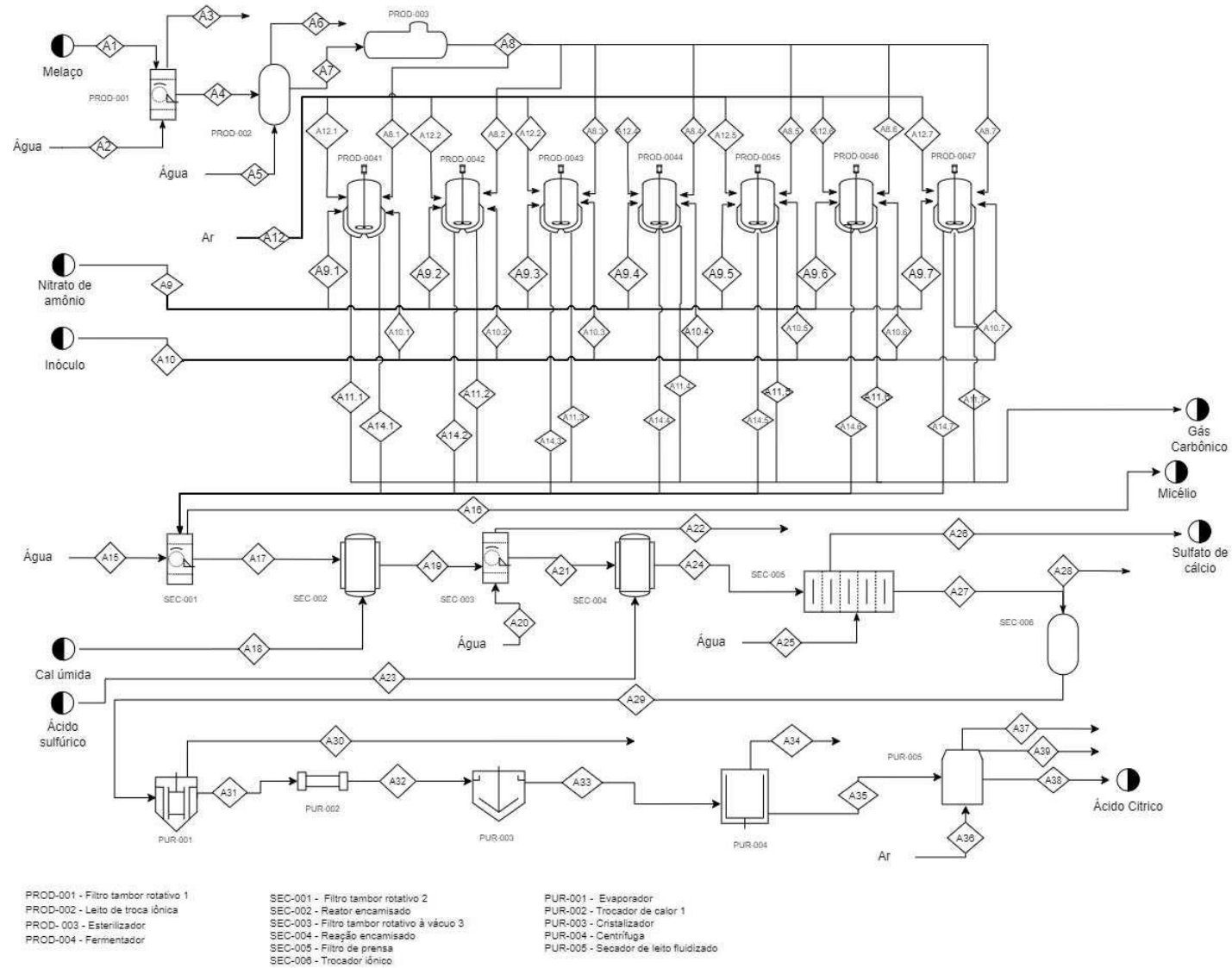
Para o balanço de energia, serão calculadas as quantidades de utilidades necessárias nas trocas térmicas dos equipamentos em que há variação de temperatura entre as correntes de entrada e de saída. O consumo de energia elétrica dos demais equipamentos serão apresentados juntamente com a especificação dos mesmos no capítulo de dimensionamento.

O balanço energético obedece a Primeira Lei da Termodinâmica, em que  $\frac{dE}{dt}$  é a variação de energia em relação ao tempo,  $Q$  é o calor,  $\dot{\omega}$  é taxa de trabalho,  $\sum \dot{m}_i$  é o somatório da massa que multiplica a entalpia mais energia cinética mais a energia potencial gravitacional  $(h + \frac{v^2}{2} + g.z)$  a lei tem o princípio da conservação da energia, a qual é representada pela Equação 6.

$$\frac{dE}{dt} = Q - \dot{\omega} + \sum \dot{m}_e . (h_e + \frac{v_e^2}{2} + g.z_e) - \sum \dot{m}_s . (h_s + \frac{v_s^2}{2} + g.z_s) \quad (6)$$

O fluxograma representado pela Figura 17, exemplifica o processo de fabricação de ácido cítrico dentro da indústria Átrico, bem como todas as correntes envolvidas nas etapas de produção.

Figura 17 - Fluxograma detalhado da Átrico



Fonte: Autoria Própria (2022)

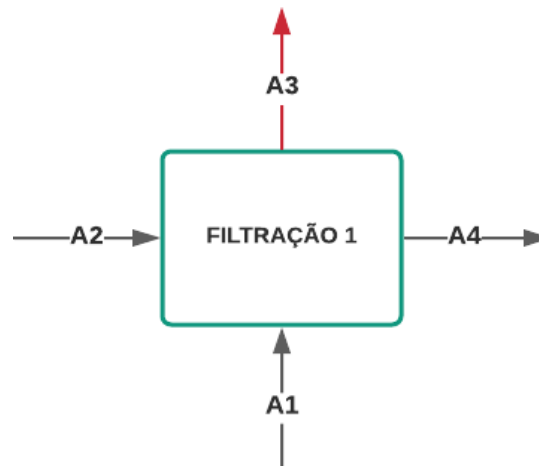
## 8.1 Filtração

Como definido anteriormente, por se tratar de um processo contínuo, a Equação 7.

$$\sum_{entra} = \sum_{sai} \quad (7)$$

A Figura 18 corresponde ao diagrama do processo com suas respectivas correntes de entradas e saídas, em que  $A_1$  é a matéria-prima,  $A_2$  a água,  $A_3$  é composta por água, sacarose e impurezas, e por fim  $A_4$  com água, sacarose e sais.

**Figura 18 - Correntes de entrada e saída da primeira etapa de filtração**



Fonte: Autoria própria (2021)

Considerou-se uma entrada de 27 ton/dia de melão de cana, composto por 20% de água, 8% de sais inorgânicos, 62% de sacarose e 10% de não açúcares (ALI *et al.*, 2002), e uma entrada de água de 0,5 ton/dia.

Levando em consideração que todos os não açúcares são o bagaço e pedaços sólidos que ficaram retidos no melão, a filtração irá realizar a separação do mesmo como impurezas na corrente de saída.

Sabendo que no processo de filtração, a sacarose é perdida em torno de 5% devido sua solubilidade em água e que 70% da água total sai como resíduo, a corrente  $A_4$  segue com água e toda a massa de sal como é descrito na Tabela 1.

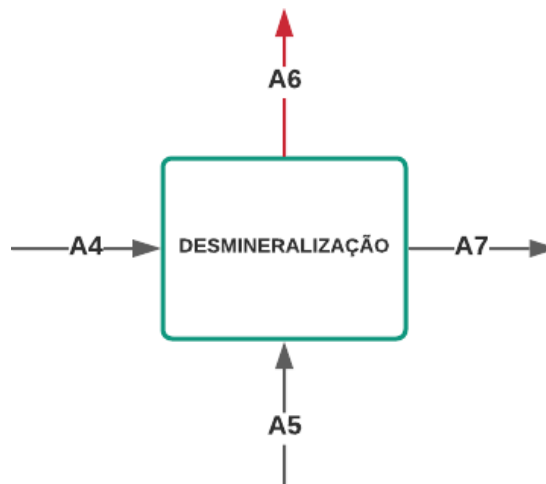
**Tabela 1 - Composição das correntes de entrada e saída na primeira etapa de filtração**

	A1		A2		A3		A4	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,2	5,4	1,00	0,5	0,5404	4,2	0,0898	1,8
Sais inorgânicos	0,08	2,2	-	-	-	-	0,1088	2,2
Sacarose	0,62	16,74	-	-	0,1088	0,8	0,8014	15,9
Não açúcares	0,1	2,7	-	-	-	-	-	-
Impurezas	-	-	-	-	0,3509	2,7	-	-
Total	1,00	27	1,00	0,5	1,00	7,7	1,00	19,8

Fonte: Autoria própria (2021)

## 8.2 Desmineralização

No processo de desmineralização, faz-se as mesmas considerações do processo de filtração, aplicando a Equação 7. A Figura 19 apresenta o diagrama do processo com suas respectivas correntes de entrada e saída, em que A<sub>4</sub> tem a mesma composição citada anteriormente, A<sub>5</sub> é composta por água, A<sub>6</sub> são os sais e A<sub>7</sub> é composta por água, sacarose e sais não retidos.

**Figura 19 - Correntes de entrada e saída da desmineralização**

Fonte: Autoria própria (2021)

Na desmineralização a sacarose deve estar na faixa de concentração de 10 a 15%. Assim, há uma adição na própria corrente que antecede o desmineralizador de 88 ton/dia de água (ALI *et al.*, 2002). A Figura 19 representa a composição das correntes de entrada e saída do processo. No entanto, como nenhum processo é 100% eficaz, a desmineralização tem uma separação de 99,9% dos sais para a corrente de saída do processo.

**Tabela 2 - Composição das correntes de entrada e saída na desmineralização**

	A4		A5		A6		A7	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,0898	1,8	1	88	-	-	0,8495	89,8
Sacarose	0,8014	15,9	-	-	-	-	0,1505	15,9
Sais	0,1088	2,2	-	-	1	2,15	0,00002	0,001782
Total	1,00	19,85	1,00	88	1,00	2,15	1,00	105,70

Fonte: Autoria própria (2021)

### 8.3 Esterilização

A corrente A<sub>7</sub> segue para a etapa de esterilização da corrente, em paralelo a esterilização do fermentador, portanto, a corrente de entrada A<sub>7</sub> será igual a corrente A<sub>8</sub>. A Figura 20 apresenta o diagrama para esse processo e a Tabela 3 a composição das correntes de entrada e saída após a completa esterilização.

**Figura 20 - Corrente de entrada e saída da esterilização**

Fonte: Autoria própria (2021)

**Tabela 3 - Composição das correntes de entrada e saída e suas respectivas temperaturas**

Corrente	Fração			Massa (ton/dia)			Temperatura (°C)
	Água	Sacarose	Sais	Água	Sacarose	Sais	
A7	0,8495	0,1505	0,00002	89,8	15,9	0,001782	20
A8	0,8495	0,1505	0,00002	89,8	15,9	0,001782	30

Fonte: Autoria própria (2022)

O cálculo do balanço de energia tem como objetivo a determinação da vazão mássica de fluido de aquecimento que percorrerá o sistema. Na esterilização ocorre o aquecimento da mistura até 100°C com vapor de água a fim de esterilizar o meio, e em seguida, o resfriamento com amônia até 30°C.

Sabe-se também que a quantidade de calor que se deseja adicionar e remover, respectivamente, é feita através do fluido dentro da serpentina, e a partir do valor dessa transferência de calor, Q, é possível determinar o valor da vazão mássica de vapor e amônia necessária para troca térmica desejada.

O processo de aquecimento e resfriamento acontecem de forma simultânea, devido a presença de duas serpentinas dentro do esterilizador.

Para o primeiro processo de transferência de energia, temos a variação de temperatura de 20°C a 100°C a fim de esterilizar o meio.

Sendo o balanço de energia calculado pela Equação 6, faz-se necessário o cálculo da entalpia da mistura para a corrente A7, a qual é expressa pela Equação 8, calculada através do calor específico ( $c_p$ ) médio.

$$\Delta H = \frac{3,835 + 3,92}{2} * (100 - 20) = 310,2 \text{ kJ/kg} \quad (8)$$

Assim, é possível determinar a quantidade de calor que deve ser fornecida pelo vapor para a mistura. Para a determinação da vazão mássica de vapor, utiliza-se a Equação 9, em que Q, é o valor obtido anteriormente da troca térmica,  $c_p$ , o calor específico médio para as temperaturas iniciais e finais da água, calculado anteriormente detalhado no cálculo da entalpia, e  $\Delta T$ , a diferença de temperatura de entrada e saída do fluido.

$$Q = m * c_p * \Delta T = m * \Delta H \quad (9)$$

Sendo assim, obtemos a representação desses valores através da Tabela 4.

**Tabela 4 - Valores de Q e vazão mássica de vapor de água para o processo de aquecimento da mistura**

Q (kJ/dia)	Vazão mássica (ton/dia)	$c_p$ médio de vapor de água (kJ/kg.K)	T entrada (°C)	T saída (°C)
32788140	97,467717	4,205	120	40

Fonte: Autoria própria (2022)

Para o processo de resfriamento da mistura, como a amônia entra a -20°C como líquido saturado e sai como vapor saturado, também a -20°C, utiliza-se a Equação 10, do calor latente.

$$Q = m * \lambda \quad (10)$$

Sendo assim, a Tabela 5 apresenta, respectivamente, os valores de Q, troca de calor, e a vazão mássica necessária para o resfriamento.

**Tabela 5 - Valores de Q e vazão mássica de vapor de amônia para o processo de resfriamento da mistura**

Q (kJ/dia)	Vazão mássica (ton/dia)	Calor de vaporização da amônia (kJ/kg)
-28726617,5	21,61309842	1329,13

Fonte: Autoria própria (2022)

## 8.4 Fermentação

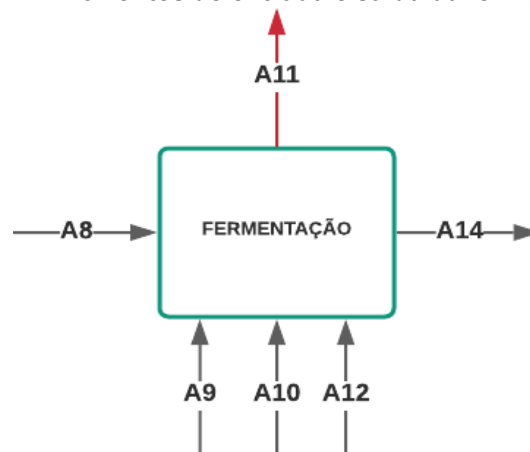
A fermentação ocorre em processo batelada, em que não há entrada nem saída de massa, portanto,  $\dot{m}_E = \dot{m}_S = 0$ , restando assim apenas os termos de acúmulo, geração e consumo (DORAN, 1995).

$$\text{Acúmulo} = \text{geração} - \text{consumo} \quad (11)$$

O balanço na etapa de fermentação foi calculado para apenas um fermentador e posteriormente reproduzido para os demais fermentadores, sabendo que o processo ocorre com 7 fermentadores operando em paralelo para obter uma batelada por dia e suprir a demanda mensal do processo.

A Figura 21 corresponde ao diagrama das correntes de entrada e saída, em que A8 é a corrente de saída da esterilização, A9 é composta por nitrato de amônia, A10 pelo inóculo, A11 corrente de saída dos gases, A14 licor pós-fermentativo e A12 composta pelo ar previamente comprimido e filtrado.

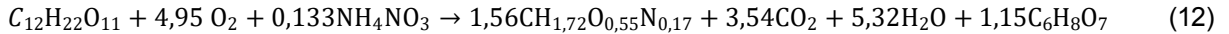
**Figura 21 - Correntes de entrada e saída da fermentação**



Fonte: Autoria própria (2021)

Para a determinação das correntes A8, A9, A10 e A12, foi levada em consideração a seguinte reação química e seus respectivos coeficientes estequiométricos calculados conforme apresentado no Apêndice A.





A sacarose é convertida em ácido cítrico a uma taxa entre 80% e 85%, portanto, considerando a conversão de 85%, tem-se então que a produção de ácido cítrico diária é dada pela relação entre o número de mols de produto formado (0,9755 mols) multiplicado pela massa molar do produto (192 g/mol) e pela massa de substrato consumida (15,9 ton/dia) dividido pela massa molar de sacarose (342 g/mol), assim como é mostrado na Equação 13 (AQUARONE *et al.*, 2001).

$$\frac{15,9 * 0,9775 * 192}{342} = 8,73 \text{ ton/dia} \quad (13)$$

A relação entre o consumo de sacarose e a produção de gás carbônico é de 1 mol de substrato para 3,54 mols de CO<sub>2</sub>. O cálculo para a produção em massa de gás carbônico é dado pela Equação 14 e segue a mesma relação acima.

$$\frac{15,9 * 3,54 * 44}{342} = 7,24 \text{ ton/dia} \quad (14)$$

Como citado anteriormente, a produção de ácido cítrico ocorre de acordo com a segunda etapa do Ciclo de Krebs, esse processo tem como produtos a biomassa, sacarose, nitrogênio (inerte), água, gás carbônico e por fim, o produto desejado, o ácido cítrico.

A mesma relação estequiométrica é feita para o cálculo de água produzida por dia na reação como mostra a Equação 15.

$$\frac{15,9 * 5,32 * 18}{342} = 4,45 \text{ ton/dia} \quad (15)$$

De acordo com a relação estequiométrica da reação descrita pela Equação 7 o coeficiente que indica a proporção de biomassa produzida por mol de sacarose consumida é de 1,56, portanto através da relação entre este parâmetro e da massa molar calculada a partir da composição elementar do *Aspergillus niger* (26,9 g/mol) é possível calcular a massa de biomassa produzida diariamente como mostra a Equação 16.

$$\frac{15,9 * 1,56 * 26,9}{342} = 1,95 \text{ ton/dia} \quad (16)$$

Para a determinação da corrente de ar necessária de entrada para a duração de toda a fermentação, calculou-se a massa de oxigênio necessária através da

relação estequiométrica entre a massa consumida de O<sub>2</sub> e massa produzida de ácido cítrico. Sabendo que este composto representa 21% da composição do ar, e o nitrogênio 79%, uma relação entre essa composição foi feita para definição de massa de ar necessária, expressa pela Equação 17.

$$\begin{aligned} \text{Massa de oxigênio consumida/dia} &= \frac{4,95 * 32 * 8,73}{0,9755 * 192} = 7,38 \text{ ton/dia} \\ \text{Massa de nitrogênio/dia} &= \frac{7,38 * 0,79}{0,21} = 27,77 \text{ ton/dia} \\ \text{Massa de ar} &= 5,71 + 21,48 = 35,15 \text{ ton/dia} \end{aligned} \quad (17)$$

Para que a fermentação ocorra, é necessária a presença de uma fonte de nitrogênio, uma vez que esse elemento é importante tanto para o metabolismo das células quanto para a constituição da parte básica das proteínas celulares. O composto utilizado neste processo para a produção de ácido cítrico é o nitrato de amônio, que apresenta altas taxas de crescimento micelial (ALI *et al.*, 2002).

O cálculo da quantidade de nitrato de amônio necessário por dia, considerando uma taxa de consumo de 100% deste composto, é dado pela Equação 18.

$$\frac{8,73 * 0,133 * 80}{0,9775 * 192} = 0,49476 \text{ ton/dia} \quad (18)$$

O nitrogênio que entra na corrente de ar não é consumido, portanto, segue com o mesmo valor na corrente de saída de gases. O mesmo acontece para a água na corrente principal. Há a adição de uma pequena massa de inóculo calculada no Apêndice B. As Tabelas 6 e 7 correspondem, respectivamente, à composição das correntes de entrada e saída. .

**Tabela 6 - Composição das correntes de entrada na fermentação**

	A8		A9		A10		A12	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,8495	89,8	-	-	-	-	-	-
Sacarose	0,1505	15,9	-	-	-	-	-	-
Sais	0,00002	0,001782	-	-	-	-	-	-
Nitrato de amônio	-	-	1,00	0,49476	-	-	-	-
Inóculo	-	-	-	-	1,00	0,0367	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	1,00	35,15
Total	1,00	105,7	1,00	0,49476	1,00	0,0367	1,00	35,15

Fonte: Autoria própria (2021)

**Tabela 7 - Composição das correntes de saída na fermentação.**

	A11		A14	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	-	-	0,8782	94,23
Sacarose	-	-	0,022	2,39
Biomassa	-	-	0,0182	1,95
Ácido cítrico	-	-	0,0813	8,73
Gás Carbônico	0,2069	7,24	-	-
Oxigênio	0	0	-	-
Nitrogênio	0,7931	27,7	-	-
Total	1,00	35,01	1,00	107,3

Fonte: Autoria própria (2021).

A fermentação é um processo delicado que libera energia, e necessita que a temperatura se mantenha a 30°C, por isso, utiliza-se um fermentador com serpentina interna, para que haja uma troca de calor com um vapor de resfriamento para retirar o calor produzido pela reação que ocorre na fermentação.

O balanço de energia da fermentação segue também a Equação 6, porém, por se tratar de um processo com reação, a entalpia dessa etapa é dada pela entalpia de formação da reação, que é calculada a partir da massa molar de oxigênio consumida, e da entalpia de aquecimento da reação a 30°C.

Sendo assim, a entalpia molar da fermentação é dada pela Equação 19 (ZULKARNAI; HUZAIRY; FAHRURRAZI, 2014)

$$\Delta H (\text{corrente}) = \frac{\Delta H (\text{aq. } 30^{\circ}\text{C}) * \text{massa oxigênio consumida}}{\text{massa molar oxigênio}}$$

$$\Delta H(\text{molar}) = \frac{-460 \cdot 7380000}{32} = -106087500 \text{ kJ/dia} \quad (19)$$

A entalpia molar calculada representa a quantidade de calor necessária a ser retirada. Sendo assim, obteve-se a Tabela 8, com o valor necessário de vazão mássica de vapor de amônia.

**Tabela 8 - Valores de Q e vazão mássica de vapor de água para o processo de resfriamento da mistura**

Q (kJ/dia)	Vazão mássica água (ton/dia)	Calor de vaporização da amônia (kJ/kg)
-106087500	79,81724888	1329,13

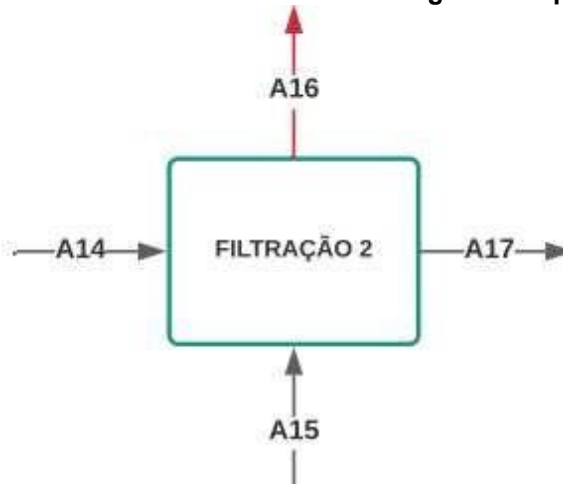
**Fonte: Autoria própria (2022)**

O subproduto desta etapa existe, mas não foram quantificados por ter sido maximizado a produção de ácido cítrico e considerado que os subprodutos são mínimos

## 8.5 Filtração 2

A segunda etapa de filtração, assim como a primeira, possui o balanço de massa descrito de acordo com a Equação 7. A etapa tem como finalidade a separação do micélio, para a venda do subproduto. Suas correntes de entrada e saída são expressas na Figura 22, em que A<sub>14</sub> é a corrente proveniente do fermentador, A<sub>15</sub> é composta por água, A<sub>16</sub> é formada por micélio (microrganismo morto) e impurezas e a corrente A<sub>17</sub> composta por água, sacarose e ácido cítrico.

Figura 22 - Correntes de entrada e saída da segunda etapa de filtração



Fonte: Autoria própria (2021)

A água entra na corrente  $A_{15}$  a uma proporção de 5% da massa de água da corrente principal do processo,  $A_{14}$  (NÚÑEZ, 2008). Na filtração, há uma perda de 5% de sacarose e 3% de água e ácido cítrico, na corrente de saída  $A_{16}$ . A composição das correntes de entrada e saída são demonstradas pela Tabela 9.

Tabela 9 - Composição das correntes de entrada e saída na segunda etapa de filtração

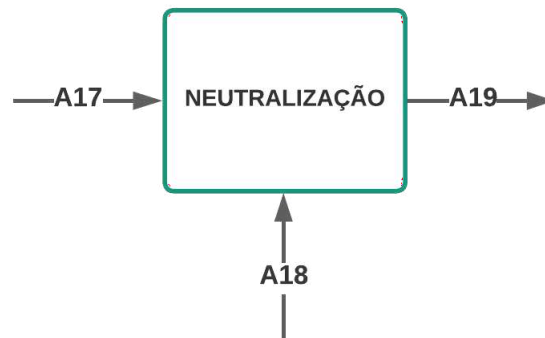
	A14		A15		A16		A17	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,8782	94,23	1,00	5,36	0,5616	2,99	0,9	96,61
Sacarose	0,0222	2,39	-	-	0,0224	0,12	0,0211	2,27
Ácido cítrico	0,0813	8,73	-	-	0,042	0,26	0,0789	8,47
Micélio	0,0182	1,95	-	-	0,3668	1,95	-	-
Total	1,00	107,3	1,00	5,36	1,00	5,32	1,00	107,34

Fonte: Autoria própria (2021)

## 8.6 Neutralização

Assim como a fermentação, a etapa de reação com a cal úmida tem o balanço de massa definido pela Equação 11. Suas correntes de entrada e saída são expressas na Figura 23, em que  $A_{17}$  é a corrente de saída da Filtração 2, expressa anteriormente,  $A_{18}$  é composta por cal úmida e  $A_{19}$  contém citrato de cálcio e água, em sua predominância.

**Figura 23 - Correntes de entrada e saída da neutralização**



**Fonte: Autoria própria (2021)**

O processo ocorre de acordo com a Equação 2. Assim, tem-se que a relação molar entre cal úmido a uma concentração de 25% e ácido cítrico é de 3:2, por essa proporção determina-se a quantidade necessária de cal na entrada, seguindo a Equação 20

$$\begin{aligned}
 N^{\circ} \text{ de mols de ácido cítrico} &= \frac{8,47 * 1000000}{192} = 44090,1375 \text{ mols} \\
 N^{\circ} \text{ de mols de cal úmido} &= \frac{44090,1375 * 3}{2} = 66135,20 \text{ mols} \\
 \text{Massa de cal úmido/dia} &= \frac{66135,20 * 74}{1000000} = 4,89 \text{ ton/dia} \quad (20)
 \end{aligned}$$

Determinando as correntes de saída a partir da reação citada anteriormente, tem-se que 3 mols de cal úmido produzem 1 mol de citrato de cálcio, dessa forma, o valor da massa de citrato produzida é representada pela Equação 21.

$$\begin{aligned}
 n^{\circ} \text{ de mols de citrato} &= \frac{44090,13 * 0,8}{2} = 17636,05 \text{ mols} \\
 \text{massa de citrato/dia} &= \frac{17636,05 * 498}{1000000} = 8,79 \text{ ton/dia} \quad (21)
 \end{aligned}$$

Tem-se que a cal é convertida em torno de 99% em citrato de cálcio, e o ácido cítrico é consumido a uma taxa de 80%. Além disso, os compostos que não participam da reação seguem com os mesmos valores mássicos da entrada. Desse modo, a Tabela 10 corresponde aos valores das composições de entrada e saída da reação de neutralização.

**Tabela 10 - Composição das correntes de entrada e saída na Neutralização**

	A17		A18		A19	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,90	96,61	-	-	0,8709	97,80
Sacarose	0,0211	2,27	-	-	0,0202	2,27
Ácido cítrico	0,0789	8,47	-	-	0,0302	3,39
Cal úmido	-	-	1	4,89	0,00043	0,05
Citrato de cálcio	-	-			0,0783	8,79
Total	1,00	107,34	1,00	4,89	1,00	112,29

Fonte: Autoria própria (2021)

A reação de formação do citrato de sódio é exotérmica, ou seja, há liberação de energia, aumentando assim a temperatura da corrente A<sub>19</sub>. No entanto, é necessário que a temperatura máxima atingida no reator seja de 50°C.

Por isso, há necessidade do uso de um fluido refrigerante para retirar o calor liberado pela reação, e para isso, será utilizada amônia líquida a -20°C para satisfazer essa condição.

A Tabela 11 apresenta as temperaturas das correntes de entrada e saída juntamente com os valores de vazão mássica.

**Tabela 11 - Especificação das temperaturas das correntes de entrada e saída da Neutralização.**

Corrente	Massa (ton/dia)					Temperatura (°C)
	Água	Sacarose	Ácido cítrico	Cal úmida	Citrato cálcio	
A17	96,61	2,27	8,47	-	-	30
A18	-	-	-	4,89	-	30
A19	97,8	2,27	3,39	0,05	8,79	50

Fonte: Autoria própria (2022)

Assim como na fermentação, para o cálculo de balanço de energia da Neutralização, o calor de transferência é obtido a partir da entalpia de formação de citrato de cálcio a 50°C, que é dado bibliograficamente como -40 kJ/mol (XIU; KIRKEGAARD; SKIBSTED, 2021).

Dessa forma, calcula-se o valor de transferência de calor (Q) sofrida pelo meio refrigerante e a mistura, a partir dos dados apresentados na Tabela 12.

**Tabela 12 - Entalpia de formação e número de mols da Neutralização**

Corrente	Entalpia (kJ/mol)	nº mols formação
A19	-40	5475999,034

**Fonte: Autoria própria (2022)**

Com os dados da Tabela 12, aplica-se na Equação 22, obtendo o valor de Q na Equação 23.

$$Q = \Delta H * n^{\circ} \text{ mols} \quad (22)$$

$$Q = (-40) * 5475999,034 = -21903996,1 \text{ kJ/dia} \quad (23)$$

Substituindo o valor obtido na Equação 9, apresentada anteriormente, tem-se o valor de vazão mássica necessária para o resfriamento na Neutralização, apresentado na Tabela 13.

**Tabela 13 - Valores de Q e vazão mássica de vapor para resfriamento da Neutralização**

Q (kJ/dia)	Vazão mássica (ton/dia)	Calor de vaporização da amônia (kJ/kg)
-21903996,4	164,7995014	1329,13

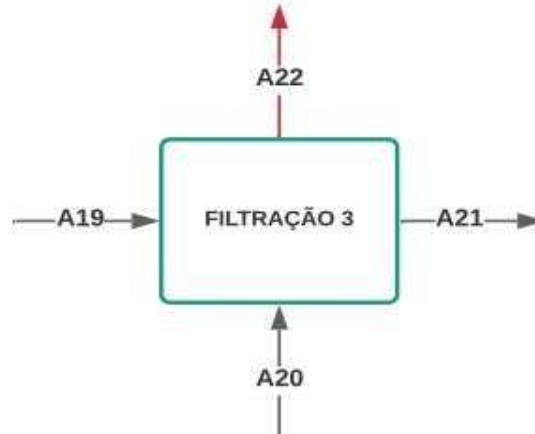
**Fonte: Autoria própria (2022)**

### 8.7 Filtração 3

A filtração é um processo contínuo, portanto seu balanço de massa é expresso pela Equação 7, e tem suas correntes de entrada e saída representadas na Figura 24, em que A<sub>19</sub> é proveniente da Neutralização, A<sub>20</sub> é água, A<sub>21</sub> é citrato de cálcio e água e A<sub>22</sub> é a corrente de saída do processo, contendo água e impurezas.



Figura 24 - Correntes de entrada e saída da terceira etapa de filtração



Fonte: Autoria própria (2021)

Levando em consideração que cal, nitrato de amônio, sacarose e ácido cítrico saem como impurezas na corrente de saída do processo, além de que a água que entra pela corrente A<sub>20</sub> segue na corrente principal, enquanto a água da corrente A<sub>19</sub> sai juntamente com as impurezas, encontrou-se as correntes de saída e de entrada que são apresentadas na Tabela 14.

Tabela 14 - Composição das correntes de entrada e saída na filtração 3

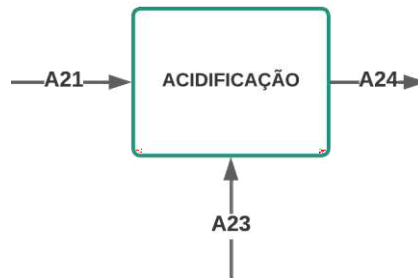
	A19		A20		A21		A22	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,8709	97,80	1,00	5,61	0,3898	5,61	0,9449	97,80
Cal	0,00043	0,05	-	-	-	-	-	-
Sacarose	0,0202	2,27	-	-	-	-	-	-
Citrato de cálcio	0,0783	8,79	-	-	0,6102	8,79	-	-
Ácido cítrico	0,0302	3,39	-	-	-	-	-	-
Impurezas	-	-	-	-	-	-	0,0551	5,70
Total	1,00	112,29	1,00	5,61	1,00	14,41	1,00	103,5

Fonte: Autoria própria (2021)

## 8.8 Acidificação

Essa etapa tem como objetivo a produção final de ácido cítrico, com a adição de ácido sulfúrico a uma concentração de 10%. A Figura 25 corresponde ao diagrama com as correntes de entrada e saída desse processo, em que A<sub>21</sub> é proveniente da Filtração 3, A<sub>23</sub> é o ácido sulfúrico diluído em água e A<sub>24</sub> o sulfato de cálcio em sua maioria.

**Figura 25 - Correntes de entrada e saída da acidificação**



**Fonte: Autoria própria (2021)**

Sabendo-se que o processo ocorre de acordo com a reação descrita pela Equação 3 entre o citrato de cálcio e ácido sulfúrico, pode-se assim calcular as correntes de saída do processo.

Tem-se, de acordo com a reação, que a relação molar entre citrato de cálcio e ácido sulfúrico é de 1:3. Dessa forma, calcula-se a massa necessária de ácido na corrente de entrada pela Equação 24

$$\begin{aligned} N^{\circ} \text{ mol de ácido sulfúrico} &= 17636,055 * 3 = 52908,165 \text{ mols} \\ \text{Massa de ácido sulfúrico} &= \frac{52908,165 * 98}{1000000} = 5,185 \text{ ton/dia} \end{aligned} \quad (24)$$

Para a determinação da composição da corrente de saída, acompanha-se a Equação 3, em que 1 mol de citrato de cálcio produz 2 mols de ácido cítrico. Sendo assim, a massa formada de ácido é determinada Equação 25.

$$\begin{aligned} N^{\circ} \text{ mol de ácido cítrico} &= 17636,055 * 1,96 = 34566,67 \text{ mols} \\ \text{Massa de ácido cítrico} &= \frac{34566,67 * 192}{1000000} = 6,6368 \text{ ton/dia} \end{aligned} \quad (25)$$

Porém, como a reação tem uma conversão de 98%, a proporção é dada de 1:1,96 para ácido cítrico e 1: 2,94 para o sulfato de cálcio. A Equação 26 apresenta a massa de sulfato de cálcio produzida.

$$\begin{aligned} N^{\circ} \text{ mol de sulfato de cálcio} &= 17636,055 * 2,94 = 51850,0017 \text{ mols} \\ \text{Massa de sulfato de cálcio} &= \frac{51850,0017 * 136}{1000} = 7,0516 \text{ ton/dia} \end{aligned} \quad (26)$$

Por fim, sabendo que a conversão de citrato de cálcio e ácido sulfúrico é de 98% e que o valor de massa de água que entra é o mesmo que sai do processo. (NÚÑEZ, 2008), definem-se as correntes de entrada e saída conforme a Tabela 15.

**Tabela 15 - Composição das correntes de entrada e saída da acidificação**

	A21		A23		A24	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Citrato de cálcio	0,6102	8,79	-	-	0,009	0,18
Água	0,3898	5,61	-	-	0,2867	5,61
Ácido sulfúrico	-	-	1	5,18	0,0052	0,1037
Sulfato de cálcio	-	-	-	-	0,3601	7,05
Ácido cítrico	-	-	-	-	0,3389	6,64
Total	1,00	14,4	1,00	5,18	1,00	19,58

Fonte: Autoria própria (2021)

A corrente A<sub>23</sub> entra a 25°C, e a A<sub>21</sub> entra a 50°C.

Acidificação também é um processo exotérmico, com liberação de energia. No entanto, é necessário que a temperatura máxima atingida no reator seja de 60°C, por isso, há a necessidade do uso de um fluido refrigerante (amônia líquida a -20°C) para retirar o calor gerado pela reação, e manter a corrente de saída A<sub>24</sub> a 60°C.

Assim como acontece para a neutralização, o calor de transferência é obtido a partir da entalpia de formação de sulfato de cálcio a 60°C, que é dado na literatura como sendo -1433 kJ/mol (AMERICAN CHEMICAL SOCIETY, 2006).

Dessa forma, calcula-se o valor de transferência de calor (Q) sofrida pelo meio refrigerante e a mistura, a partir dos dados apresentados na Tabela 16.

**Tabela 16 - Entalpia de formação e número de mols da acidificação**

Corrente	Entalpia (kJ/mol)	nº mols formação
A24	-1433	399679,75

Fonte: Autoria própria (2022)

Com os dados da Tabela 16, aplica-se na Equação 23 apresentada anteriormente, e assim obtém-se o valor de Q apresentado na Equação 27.

$$Q = (-1433 * 399679,75) = -572741085,91 \text{ kJ/dia} \quad (27)$$

Substituindo o valor obtido na Equação 9, apresentada anteriormente, tem-se o valor de vazão mássica necessária para o resfriamento na acidificação, apresentado na Tabela 17.

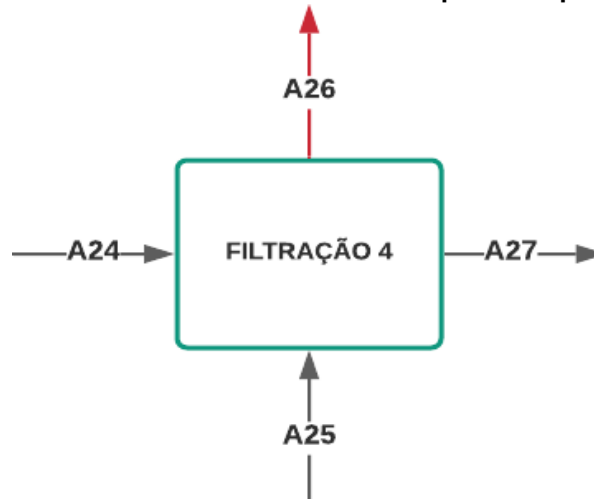
**Tabela 17 - Valores de Q e vazão mássica de vapor para resfriamento da acidificação**

Q (kJ/dia)	Vazão mássica (ton/dia)	Calor de vaporização da amônia (kJ/kg)
-572741085,91	430,9142717	1329,13

Fonte: Autoria própria (2022)

## 8.9 Filtração 4

O balanço de massa da última filtração segue o mesmo das anteriores, sendo expressa pela Equação 7. As correntes presentes nessa etapa são apresentadas na Figura 26, em que entra a corrente  $A_{24}$  resultante da etapa anterior e uma corrente de água,  $A_{25}$  e tem como correntes de saída,  $A_{27}$  composta por ácido cítrico e água em sua maioria e  $A_{26}$  por sulfato de cálcio predominantemente.

**Figura 26 - Correntes de entrada e saída da quarta etapa de filtração**

Fonte: Autoria própria (2021)

Nessa etapa, considera-se que 5% (em massa) do ácido cítrico é retido devido a sua solubilidade em água e 99% do ácido sulfúrico é separado da corrente principal. Ademais, considera-se que a água entra para diluir o ácido cítrico, portanto 96% em massa segue a corrente principal e 4% segue para a corrente de retirada do processo. Desta forma, a Tabela 18 demonstra as composições das respectivas correntes de entrada e saída.

Tabela 18 - Composição das correntes de entrada e saída na quarta filtração

	A24		A25		A26		A27	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,287	5,61	1,00	0,98	0,033	0,26	0,501	6,33
Ácido sulfúrico	0,005	0,1037	-	-	0,013	0,10	0,0001	0,0010
Citrato de cálcio	0,009	0,18	-	-	0,022	0,18	-	-
Sulfato de cálcio	0,360	7,05	-	-	0,890	7,05	-	-
Ácido cítrico	0,339	6,64	-	-	0,042	0,33	0,499	6,30
Total	1,00	19,58	1,00	0,98	1,00	7,93	1,00	12,64

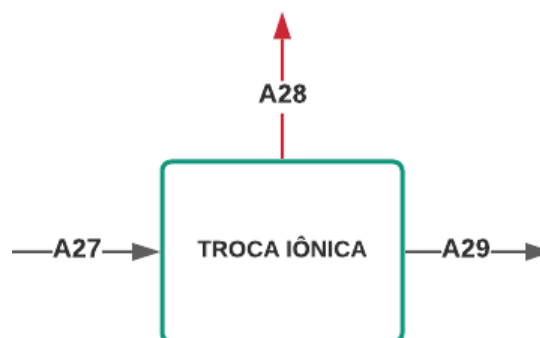
Fonte: Autoria própria (2021)

### 8.10 Troca iônica

Como a filtração não retira 100% do ácido sulfúrico, adiciona-se ao processo um leito de troca iônica para remoção final do ácido. O balanço de massa também é definido pela Equação 7.

Para melhor ilustração, a Figura 27 apresenta o diagrama das correntes de entrada e saída dessa etapa, em que A<sub>27</sub> é a corrente proveniente da quarta filtração, A<sub>28</sub> é a corrente de saída, composta por ácido sulfúrico e A<sub>29</sub> contém água e ácido cítrico.

Figura 27 - Correntes de entrada e saída da troca iônica



Fonte: Autoria própria (2021)

Como esta etapa tem como objetivo a remoção do ácido sulfúrico restante na corrente, toda a massa de ácido sulfúrico sai na corrente que é retirada do processo; os demais compostos seguem no processo. Sendo assim, a Tabela 19 apresenta os valores das composições das correntes de entrada e saída.

**Tabela 19 - Composição das correntes de saída do leito de troca iônica**

	A27		A28		A29	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,501	6,33	-	-	0,501	6,33
Ácido sulfúrico	0,0001	0,001037	1,00	0,001037	-	-
Ácido cítrico	0,499	6,30	-	-	0,499	6,30
Total	1,00	12,64	1,00	0,001037	1,00	12,64

Fonte: Autoria própria (2021)

### 8.11 Evaporação

Na evaporação, vapor passa por uma serpentina a qual tem por finalidade de remover uma porcentagem da água presente no ácido cítrico por meio do aquecimento, resultando assim em uma corrente contendo 65,7% de ácido. Desta forma, para uma melhor visualização, a Figura 28 corresponde ao diagrama das correntes presentes na etapa, em que A<sub>29</sub> é proveniente da etapa anterior, A<sub>30</sub> é água evaporada e A<sub>31</sub> é água e ácido cítrico.

A etapa de evaporação tem como objetivo principal aumentar a concentração de ácido cítrico na mistura a partir da retirada de água do meio. Para que isso aconteça, é necessário a adição de calor através da injeção de vapor, por meio de uma serpentina, de água até que a mistura atinja uma temperatura de 100°C para que ocorra a evaporação da água presente

**Figura 28 - Correntes de entrada e saída da evaporação**

Fonte: Autoria própria (2021)

Pelo processo ser contínuo, todo o valor mássico de entrada de ácido cítrico permanece na corrente de saída principal A<sub>31</sub>. Sendo assim, o cálculo para a determinação da porcentagem de água de saída na corrente de retirada é apresentado

na Equação 13, em que 52% da água sai na corrente A<sub>31</sub> e 48% na corrente A<sub>30</sub> (NÚÑEZ, 2008).

$$\text{Massa de água } A_{30} = 0,48 * 6,33 = 3,038 \text{ ton}$$

$$\text{Massa de água } A_{31} = 6,33 * 0,52 = 3,29 \text{ ton} \quad (28)$$

Deste modo, as correntes de entrada e saída são apresentadas na Tabela 20.

**Tabela 20 - Composição das correntes de entrada e saída da evaporação**

	A29		A30		A31	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,501	6,33	1,00	3,04	0,3430	3,292
Ácido cítrico	0,499	6,30	-	-	0,6570	6,300
Total	1,00	12,64	1,00	3,04	1,00	9,60

Fonte: Autoria própria (2021)

Sabendo o valor de temperatura que se deseja alcançar, a temperatura de entrada no processo de evaporação e as vazões mássicas e entalpia de entrada e saída de cada componente da mistura, é possível calcular o calor e vazão de vapor de água necessários para a evaporação.

Como na evaporação há tanto o aquecimento da mistura e evaporação da água, o calor que deve ser adicionado é a soma do calor latente de evaporação e calor sensível, expresso pela Equação 29.

$$Q = m * C_p * \Delta T + m_{H_2O} * \lambda \quad (29)$$

A fim de demonstrações para continuidades do cálculo, a Tabela 21 apresenta as temperaturas das correntes presentes na evaporação e suas respectivas entalpias.

**Tabela 21 - Especificações das temperaturas e entalpia das correntes de entrada e saída da evaporação**

	Componente	Vazão mássica (ton/dia)	Entalpia (kJ/kg)	Temperatura (°C)
A29	Água	6,33	251,4	60
	Ácido cítrico	6,3	76,2	
A30	Água	3,04	422	100
A31	Água	3,29	422	100
	Ácido cítrico	6,3	127	

Fonte: Autoria própria (2022)

Sabendo que a vazão de vapor retirada é de 3038 kJ/dia e que o calor de vaporização da água ( $\lambda$ ) a 100°C é 2259,36 kJ/kg, a partir da Equação 30, obtém-se o valor de transferência de calor (Q).

$$Q = 3,29 * 422 + 6,3 * 127 + 3,04 * 422 - 6,33 * 251,4 - 6,3 * 76,2 = 8263873,68 \frac{kJ}{dia} \quad (30)$$

A partir da Equação 9, com o valor da transferência de calor obtida acima, tem-se o valor da vazão mássica de água, sabendo que a água entra a 120°C e sai a 70°C, apresentado na Tabela 22.

**Tabela 22- Valores de Q e vazão mássica de vapor para aquecimento**

Q (kJ/dia)	Vazão mássica (ton/dia)	Calor de vaporização da água (kJ/kg)
8263873,68	39,25830727	2259,36

Fonte: Autoria própria (2022)

### 8.12 Troca de calor 1

A corrente principal  $A_{31}$ , passa por um trocador de calor após o processo de evaporação para retirada de calor antes da etapa de cristalização. Como há apenas a redução de temperatura, a corrente de saída terá a mesma vazão mássica que a corrente de entrada ( $A_{31}$ ).

**Figura 29 - Correntes de entrada e saída da troca de calor 1**



Fonte: Autoria própria (2021)

No trocador de calor, a mistura é resfriada de 100°C para 40°C, temperatura ideal para a entrada no cristalizador. O fluido utilizado para esse sistema será também amônia a -20°C.

A Tabela 23 apresenta os valores da vazão mássica das correntes presentes no trocador de calor, com suas respectivas temperaturas e entalpias.



**Tabela 23 - Especificações das correntes de entrada e saída do trocador de calor**

	Componente	Vazão mássica (ton/dia)	Entalpia (kJ/kg)	Temperatura (°C)
A31	Água	3,29	422	100
	Ácido cítrico	6,3	127	
A32	Água	3,29	167,2	40
	Ácido cítrico	6,3	48,4	

Fonte: Autoria própria (2022)

A quantidade de calor que deverá ser removida pela amônia é determinada a partir da Equação 31, a partir dos dados apresentados pela Tabela 23.

$$Q = 3,29 * (167,2 - 422) + 6,3 * (48,4 - 127) = -1333472 \text{ kJ/dia} \quad (31)$$

A partir da Equação 6, com o valor da transferência de calor (Q) obtida na Equação 31, tem-se o valor da vazão mássica de amônia, sabendo que a amônia entra e sai a -20°C, apresentado na Tabela 24.

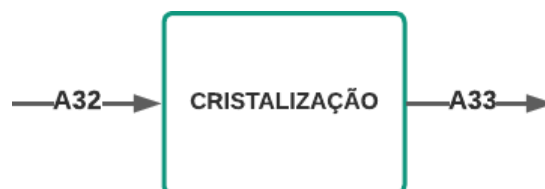
**Tabela 24 - Valores de Q e vazão mássica de vapor para aquecimento**

Q (kJ/dia)	Vazão mássica (ton/dia)	Calor de vaporização da amônia (kJ/kg)
-1333472	1,003266799	1329,13

Fonte: Autoria própria (2022)

### 8.13 Cristalização

A corrente principal A<sub>32</sub> segue para a etapa de cristalização, em que se tem a produção dos cristais de ácido cítrico na mesma proporção. Portanto, não há cálculos para o balanço de massa. A Figura 30 apresenta o diagrama.

**Figura 30 - Correntes de entrada e saída da cristalização**

Fonte: Autoria própria (2021)

Para que o processo de cristalização aconteça, é necessário que dentro do cristalizador a temperatura seja reduzida de 40°C para 25°C, condição em que há a

completa cristalização do ácido cítrico. Essa redução de temperatura ocorre pela troca de calor com uma corrente de amônia, a  $-20^{\circ}\text{C}$ , que circula por uma serpentina.

A Tabela 25 apresenta os valores da vazão mássica das correntes presentes no trocador de calor, com suas respectivas temperaturas e entalpias.

**Tabela 25- Especificações das correntes de entrada e saída da cristalização**

	Componente	Vazão mássica (ton/dia)	Entalpia (kJ/kg)	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )
A32	Água	3,29	167,6	40
	Ácido cítrico	6,3	48,4	
A33	Água	3,29	104,5	25
	Ácido cítrico	6,3	29,5	

Fonte: Autoria própria (2022)

A quantidade de calor que deverá ser removida pela amônia é determinada a partir da Equação 6, a partir dos dados apresentados pela Tabela 25.

$$Q = 3290 * (104,5 - 167,6) + 6300 * (29,5 - 48,4) = -326669 \text{ kJ/dia} \quad (32)$$

A partir da Equação 6, com o valor da transferência de calor obtida pela Equação 32, tem-se o valor da vazão mássica de amônia, sabendo que a amônia entra e sai a  $-20^{\circ}\text{C}$ , apresentado na Tabela 26.

**Tabela 26- Valores de Q e vazão mássica de vapor para aquecimento**

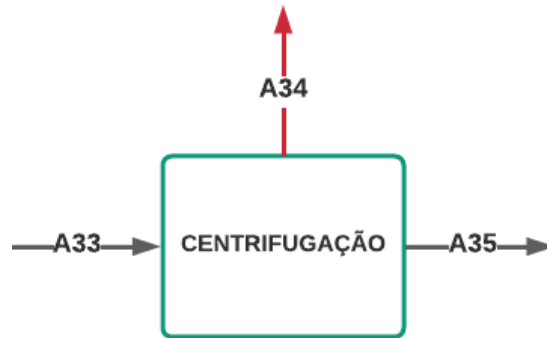
Q (kJ/dia)	Vazão mássica (ton/dia)	Calor de vaporização da amônia (kJ/kg)
-326669	0,245776	1329,13

Fonte: Autoria própria (2022)

#### 8.14 Centrifugação

A centrifugação tem como objetivo reduzir a umidade do ácido cítrico à uma faixa entre 1% e 5%, e por se tratar de um processo contínuo tem seu balanço de massa definido também pela Equação 7. A Figura 31 demonstra visualmente as correntes de entrada e saída.

**Figura 31 - Correntes de entrada e saída da centrifugação**



**Fonte: Autoria própria (2021)**

Nessa etapa, além da redução da umidade do ácido cítrico, ocorre também perda em torno de 2% do mesmo para a corrente de retirada do processo ( $A_{34}$ ). Assim, a Tabela 27 corresponde às composições das correntes de entrada e saída para essa etapa.

**Tabela 27 - Composição das correntes de entrada e saída da centrifugação**

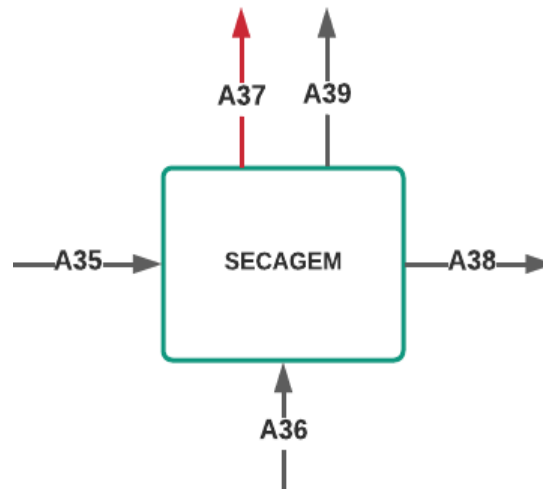
	A33		A34		A35	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,3430	3,29	0,9592	2,96	0,0506	0,33
Ácido cítrico	0,6570	6,30	0,0408	0,13	0,9494	6,18
Total	1,00	9,60	1,00	3,09	1,00	6,51

**Fonte: Autoria própria (2021)**

### 8.15 Secagem

Secagem A última etapa do processo de produção de ácido cítrico tem como finalidade a redução da umidade a 0,5% (UNIPELLI, 2020). Para melhor entendimento, a Figura 32 mostra as correntes de entrada  $A_{35}$ , proveniente da etapa de centrifugação e  $A_{36}$  composta por ar e as correntes de saída  $A_{37}$ , composta pelo ar usado na secagem,  $A_{38}$  que carrega o produto final já seco e a corrente  $A_{39}$  composta por água.

**Figura 32 - Correntes de entrada e saída da secagem**



Fonte: Autoria própria (2021)

Para a secagem do ácido cítrico o ar entra a 20% em excesso em relação à massa da corrente A<sub>35</sub>. Posto isso, a Tabela 28 apresenta as correntes de entrada e saída.

**Tabela 28- Composição das correntes de saída da secagem**

	A35		A36		A37		A38		A39	
	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)	X	Massa (ton/dia)
Água	0,0506	0,33	0,39	4,99	0,39	-	0,0053	0,03	1,00	0,30
Ácido cítrico	0,9494	6,18	-	-	-	-	0,9947	6,18	-	-
Oxigênio	-	-	0,13	1,64	0,13	1,64	-	-	-	-
Nitrogênio	-	-	0,48	6,17	0,48	6,17	-	-	-	-
Total	1,00	6,51	1,00	12,8	1,00	12,8	1,00	6,21	1,00	0,30

Fonte: Autoria própria (2021)

Sendo assim, o valor de ácido cítrico anidro obtido é de 6,21 ton/dia. O excedente semanal é compensado pelas eventuais perdas que não foram consideradas no balanço de massa.

No processo de secagem do ácido cítrico há a evaporação adiabática dos cristais e aquecimento do sólido através do ar comprimido.

A Tabela 29 apresenta os valores da vazão mássica das correntes presentes na secagem, com suas respectivas temperaturas, entalpias e calor específico.

**Tabela 29 - Especificações das correntes presentes na secagem.**

	Componente	Vazão mássica (ton/dia)	Entalpia (kJ/kg)	Calor específico (kJ/Kg*K)	Temperatura (°C)
A35	Água	0,33	113,608	4,18	40
	Ácido cítrico	6,18		1,21	
A36	Água	4993	87	1,027	25
	Oxigênio	1640			
	Nitrogênio	6170			
A37	Água	4993	70	1,032	40
	Oxigênio	1640			
	Nitrogênio	6170			
A38	Água	0,3	418	4,18	25
A39	Água	0,03	71,005	4,18	25
	Ácido cítrico	6,18		1,21	

**Fonte: Autoria própria (2022)**

O nível de umidade relativa do ar em Sertãozinho-SP alterna entre 22% a 56%, por isso, considera-se uma média de umidade relativa do ar de 39%.

O ar comprimido e purificado entra no secador entra 60°C e sai 35°C, assim, a quantidade de calor que a corrente retira do meio é dado pela Equação 33.

$$Q = m_{ar,1} * h_{ar,1} + m_{ss,1} * h_{p,1} - m_{ar,2} * h_{ar,2} - m_{ss,1} * h_{p,2} \quad (33)$$

Substituindo os valores apresentados na Tabela 29 na Equação 33, obtém-se o valor da transferência de calor, igual a 298664,03 kJ/dia. A partir da Equação 9, determina-se o valor vazão mássica diária para a etapa final do processo, apresentada na Equação 34.

$$m = \frac{298664,03}{25 * 1,0255} = 11,6494 \text{ ton/dia} \quad (34)$$

## 9 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

A integração energética é uma técnica industrial utilizada a fim de se reaproveitar a troca térmica, anteriormente subutilizada. Esta está presente apenas em processos contínuos nas correntes dos fluidos, quando ocorre simultaneamente um processo de aquecimento e resfriamento (AMARAL, 2013).

A Átrico tem duas etapas do processo em que pode ser implementada a integração energética, sendo elas, a esterilização e evaporação juntamente com a troca de calor.

Para a esterilização, um processo contínuo, acontece primeiramente o aquecimento do meio e posteriormente o resfriamento para a entrada da corrente na fermentação. A vazão mássica da água e amônia necessárias para o aquecimento e resfriamento desta etapa foram calculadas anteriormente. Com a implementação da integração energética na esterilização poderá ser observado a redução das vazões mássicas de água e amônia necessária para essa etapa.

Como o processo acontece simultaneamente, ou seja, no mesmo momento que uma corrente está sendo resfriada e a outra está sendo aquecida, havendo uma troca térmica entre essas correntes. Por isso, considera-se que a quantidade de calor necessária para aquecer a mistura de 20°C a 90°C será fornecida pela liberação de energia para resfriar a mistura de 100°C a 30°C.

Sendo assim, a única vazão mássica necessária de forma externa ao processo será de água para aquecer a mistura de 90°C a 100°C, tendo em vista que a troca de calor que acontece entre os meios não é capaz de aquecer completamente a corrente.

**Tabela 30 - Especificações de temperatura e entalpias das correntes da esterilização**

	Componente	Vazão mássica (ton/dia)	Temperatura (°C)
A7	Água	89,8	90
	Sais	15,9	
	Sacarose	0,001782	
A8	Água	89,8	100
	Sais	15,9	
	Sacarose	0,001782	

**Fonte: Autoria própria (2022)**

Com a nova variação de temperatura, calcula-se o novo valor de  $Q$  representado na Equação 35.

$$Q = m * \Delta H \quad (35)$$

$$Q = 105700 * 39 = 4122300 \text{ kJ/dia}$$

Assim determina-se também o novo valor de vazão mássica de água, calculada através da Equação 36, sabendo que a água entra a uma temperatura de 120°C e sai a 70°C.

$$m = \frac{Q}{\Delta T * c_p} \quad (36)$$

$$m = \frac{4122300}{50 * 4,215} = 19,56 \text{ ton/dia}$$

Anteriormente, pelo balanço de energia, havia a necessidade de 97,46 ton/dia de água para aquecimento e 21,61 ton/dia de amônia para o resfriamento. Com a inserção da integração no processo, há apenas a necessidade de 19,56 ton/dia de água para o aquecimento, economizando, assim, 100% da amônia e 79,9% de vapor de água.

Em relação à segunda etapa do processo, evaporação e trocador de calor, para a inserção de uma integração energética há a necessidade da implantação de um novo trocador de calor no sistema.

Mesmo que ocorra uma adição nos custos devido a implementação de um novo trocador de calor, ao analisar o investimento a longo prazo, uma vez que há a compra de um novo equipamento, apesar de ser um valor alto, é feito apenas uma vez, a quantidade consumida de fluidos quentes e frios são constantes diariamente durante anos, e por isso, a Átrico optou por realizar também integração energética nessa etapa.

A evaporação requer um aquecimento do meio de 60°C a 100°C, e em seguida o trocador de calor resfria o meio de 100°C a 40°C, temperatura ideal para a cristalização. A ideia proposta é a inserção de um trocador de calor para primeiramente aquecer o meio de 60°C a 90°C em paralelo com o resfriamento do meio de 100°C a 40°C, uma vez que a troca térmica acontecerá simultaneamente e assim, a vazão necessária para resfriar a mistura será fornecida pelo aquecimento da mistura.

A troca térmica de calor feita entre os trocadores de calor não é suficiente para o aquecimento total, assim a vazão mássica necessária de forma externa por um fluido será de vapor de água para aquecer a mistura de 90°C a 100°C.

A Tabela 31 apresenta os valores das temperaturas e entalpias das correntes presentes na integração energética do trocador de calor e cristalização.

**Tabela 31 - Especificações de temperatura e entalpias das correntes da integração energética**

	Componente	Vazão mássica (ton/dia)	Entalpia (kJ/kg)	Temperatura (°C)
A29	Água	6,33	378,9	90
	Ácido cítrico	6,3	114,3	
A30	Água	3,04	422	100
A31	Água	3,29	422	100
	Ácido cítrico	6,3	127	

**Fonte: Autoria própria (2022)**

Com a nova variação de temperatura, calcula-se o novo valor de Q representado na Equação 37, a partir dos dados apresentados anteriormente pela Tabela 31.

$$Q = m_{\text{ácido cítrico}} * (h_{\text{sai}} - h_{\text{entra}}) + m_{\text{água,cristais}} * (h_{\text{sai}} - h_{\text{entra}}) + q_{\text{latente}} \quad (37)$$

$$Q = 6300 * (114,3 - 127) + 3290 * 422 + 3040 * 421 + 3040 * 2259,6 * 3040 = 5938407,4 \frac{\text{kJ}}{\text{dia}}$$

Assim determina-se também o novo valor de vazão mássica de água, calculada através da Equação 38, sabendo que a água entra a uma temperatura de 120°C e sai a 70°C.

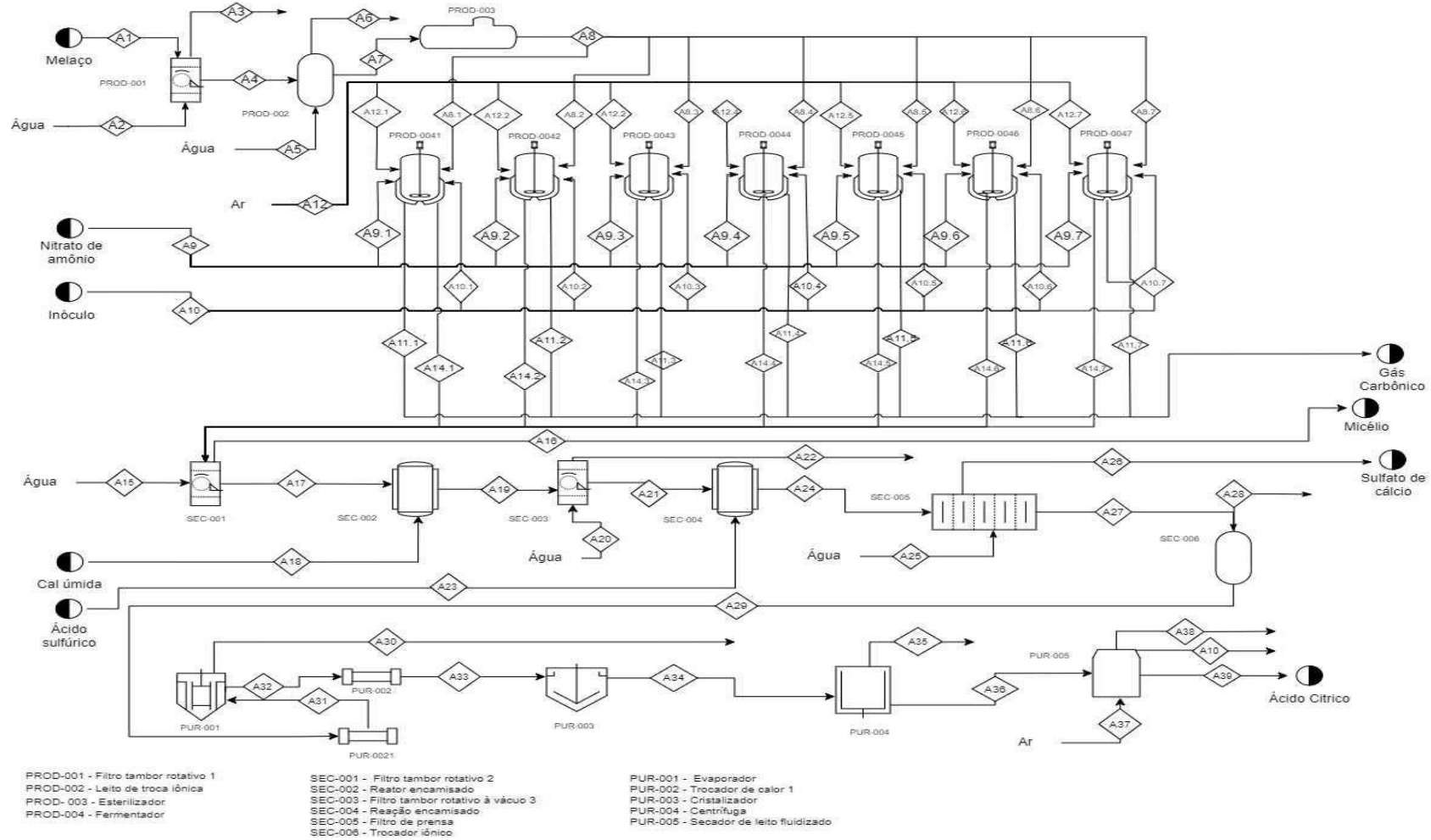
$$m = \frac{5938407,4}{50 * 4,215} = 28,17 \text{ ton/dia} \quad (38)$$

Anteriormente, pelo balanço de energia, havia a necessidade de 39,25 ton/dia de vapor de água para aquecimento na evaporação e 1,00 ton/dia de amônia para o resfriamento no trocador de calor. Com a inserção da integração no processo, há apenas a necessidade de 28,17 ton/dia de água para o aquecimento, economizando assim 100% da amônia e 28,4% de vapor de água.

Assim, o processo de produção apresenta então um novo fluxograma, ilustrado na Figura 33.



Figura 33 - Fluxograma do processo após integração energética



Fonte: Autoria própria (2022)

## 10 TRATAMENTO DE RESÍDUOS

Desde o início da industrialização, as empresas buscam cada vez mais desenvolver novas tecnologias e aprimorar atividades. No entanto, foi só recentemente que algumas delas, em sua maioria, passaram a se preocupar com os impactos ambientais causados pelos seus processos. O documento *Net Positive: a new way of doing business* (Net Positive: um novo jeito de fazer negócios) aconselha uma mudança nesse comportamento e que as indústrias espalhadas pelo mundo invistam em elaborar itens capazes de beneficiar o meio ambiente (ECO BUSINESS, 2014). Em outras palavras, a empresa deve ser responsável pelo gerenciamento dos seus resíduos, causando menor impacto ambiental, aumentando seus ganhos econômicos e agregando valor à sociedade.

A empresa deve seguir as normas brasileiras sobre o gerenciamento e tratamento dos resíduos, nas quais constam: definições de tratamento, armazenamento, destino e outras etapas. A norma NBR 10.004 de 2004 classifica os resíduos sólidos de acordo com os seus potenciais riscos ao meio ambiente e a saúde dos seres humanos, e se divide em duas classes, a de perigosos (Classe I) e a de não perigosos (Classe II A - não inertes e Classe II B - inertes) (SANTOS, 2021).

Para o tratamento de efluentes líquidos deve-se levar em consideração os critérios da Resolução CONAMA (Conselho Nacional do Meio Ambiente) nº 20, de 18 de junho de 1986 que controla o lançamento de efluentes líquidos em corpos d'água devendo estes atenderem os limites de emissão e aos padrões de qualidade estabelecidos pela legislação, obedecendo, também às demais exigências estabelecidas no licenciamento ambiental.

No tratamento de resíduos gasosos deve-se monitorar e controlar os efluentes através do uso de equipamentos que reduzam a emissão de poluentes de modo a garantir o atendimento aos limites de emissão fixados na Resolução CONAMA nº 316, de 29 de outubro de 2002 e do uso de um sistema de monitoramento contínuo da emissão de gases (CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE, 2002).

A Átrico em seu processo gera resíduos sólidos, líquidos e gasosos além de alguns subprodutos; no entanto, para cada um é necessário um método de tratamento e destinação final correta.

Os resíduos sólidos são as embalagens e óleos lubrificantes provenientes do maquinário que serão destinados à reciclagem. Os resíduos líquidos são: água de uso

sanitário, água de lavagem e desinfecção, impurezas provenientes de diversas etapas e ácido sulfúrico diluído.

Os principais subprodutos do processo da empresa são o micélio, o sulfato de cálcio e o gás carbônico.

Os resíduos líquidos que são as águas de lavagem e desinfecção, impurezas provenientes de diversas etapas, como sais e íons metálicos, e ácido sulfúrico diluído que são gerados saem do processo por uma tubulação em direção ao ETE (estação de tratamento de efluentes) para serem tratadas juntamente com o ácido sulfúrico diluído já contido em uma das correntes, que irá auxiliar na correção do pH. A água tratada será reaproveitada dentro da empresa no combate a incêndios, limpeza e irrigação de jardins. A água de uso sanitário será evacuada para a rede de esgoto, seguindo os parâmetros da Resolução nº 430 da CONAMA.

O resíduo gasoso é o gás carbônico proveniente da etapa de fermentação. A corrente de gases proveniente da fermentação contendo oxigênio, nitrogênio e gás carbônico é recolhida a fim de se evitar a emissão do gás carbônico na atmosfera, devido a sua periculosidade.

Por isso, a corrente deve ser captada para o tratamento, que consiste no uso de torres de absorção. As torres de absorção são muito utilizadas em ambientes industriais para separar componentes de um gás que surge com a utilização de um líquido pulverizado para interceptar um determinado tipo de material gasoso (MECÂNICA INDUSTRIAL, 2021b).

Após a passagem dos gases pela torre de absorção, onde há a separação do gás carbônico e nitrogênio. O gás carbônico que foi separado da corrente passará por uma torre de regeneração para ser tratado e armazenado em cilindros para posteriormente ser vendido. Os demais gases e os resíduos de gás carbônico que não foram separados da corrente serão emitidos na atmosfera.

Além disso, para diminuir o impacto ambiental, a Átrico terá a iniciativa de plantação de árvores por Sertãozinho e região para neutralizar a emissão de gás carbônico. O Tabela 32 apresenta os resíduos gerados e seus respectivos valores para um ciclo de produção de ácido cítrico.

**Tabela 32 - Resíduos gerados e seus valores em massa para produção de um dia**

<b>Resíduos</b>	<b>Etapa do processo</b>	<b>Massa (ton)</b>
Água e impurezas	Primeira filtração	7,7
Água e impurezas	Terceira filtração	103,50
Ácido sulfúrico diluído	Troca iônica	0,001037
Água e impurezas	Centrifugação	3,09
Gás carbônico	Fermentação	7,24
Sais	Desmineralização	2,15784

**Fonte: Autoria Própria (2021)**

## 11 UTILIDADES

Utilidades dos processos são insumos necessários para a funcionalidade dos sistemas e equipamentos da produção, tais como água purificada, água gelada, ar comprimido e afins.

A Átrico possui como utilidade de processo a amônia que atuará no resfriamento das correntes, o vapor de água que fará o processo de aquecimento e por fim, o ar comprimido que atuará na fermentação e na secagem.

A amônia tem um ciclo fechado dentro da Átrico, uma vez que será sempre reutilizada no processo. Como há apenas a mudança de líquida para saturada, a perda que se tem anualmente de amônia é de 10%, por isso, sabendo-se que será utilizado diariamente 675 toneladas deste fluido, considera-se um consumo anual de 743,35 toneladas de amônia.

A água por sua vez terá um consumo menor, em torno de 47,73 ton/dia, mas devido a sua volatilidade e o constante aquecimento ao estado de vapor, considera-se uma perda diária em torno de 1%, sendo assim, considera-se aproximadamente um consumo de 204,79 ton/ano de água.

Os equipamentos utilizados são especificados no Capítulo 12.

## 12 DIMENSIONAMENTO E ESPECIFICAÇÃO DOS EQUIPAMENTOS

O dimensionamento de equipamentos consiste em cálculos baseados no balanço de massa e energia para encontrar as melhores condições para as operações unitárias do processo produtivo a fim de avaliar o quanto os equipamentos são capazes de produzir, de forma que estes atinjam o máximo de aproveitamento. Com o dimensionamento, é possível determinar as características de cada equipamento, como sua altura, largura, diâmetro, e tipo de material utilizado (CONSEQ, 2022).

### 12.1 Filtração 1

Serão utilizadas, diariamente, 27 toneladas de melaço de cana de açúcar, contabilizando uma vazão mássica de aproximadamente 1,125 ton/h. Para realizar a filtração contínua dessa quantidade de melaço, será utilizado o filtro de tambor rotativo a vácuo em aço inoxidável, utilizado em processos onde os líquidos a serem filtrados contenham um alto volume de sólidos, contando com uma área de filtragem de 12 m<sup>2</sup> e capacidade de 4 ton/h como mostrado na Figura 34 (MEIO FILTRANTE, 2022). As especificações do equipamento se encontram no Quadro 1 - Especificações do filtro.

Figura 34 - Filtro de tambor rotativo a vácuo



Fonte: Alibaba (2022a)

**Quadro 1 - Especificações do filtro**

Modelo	Área de filtro	Capacidade	Dimensões
XDL12	12 m <sup>2</sup>	4 ton/h	3,425x2,312x2,213 m

Fonte: Autoria própria (2022)

## 12.2 Desmineralização

No processo de desmineralização serão tratados aproximadamente 105,7 ton/dia de mistura, resultando em uma vazão mássica de 4,4 ton/h. Para efetuar a desmineralização de forma contínua, será utilizado um sistema de troca de íons com membranas de osmose reversa usadas para eliminar os sais presentes em líquidos a serem aplicados em processos industriais (YETE, 2022). Este sistema é apresentado na Figura 35.

**Figura 35 - Sistema de troca de íons**

Fonte: Alibaba (2022b)

**Quadro 2 - Especificações do desmineralizador**

Modelo	Tamanho da membrana	Capacidade
XSTRO-6	2,032x1,016 m	6 ton/h

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.3 Esterilização

A etapa de esterilização ocorre de forma descontínua, sendo dividida em duas etapas onde na primeira o vapor de aquecimento circula através de uma serpentina elevando a temperatura do meio e a segunda é caracterizada pela refrigeração da mistura, através da circulação de vapor de amônia. O processo conta com a entrada de 105,7 ton/dia de mistura. Levando em consideração as densidades dos componentes da mistura, é possível então encontrar uma vazão volumétrica de 4,05 m<sup>3</sup>/h. O equipamento escolhido conta com um dispositivo de arrefecimento, melhorando a distribuição do calor na fase da esterilização (ALIBABA, 2022c).

Figura 36- Esterilizador



Fonte: Alibaba (2022c)

Quadro 3- Especificações do esterilizador

Modelo	Comprimento	Diâmetro	Capacidade
ZLPH/ZQ 1200-5K	4 m	1,2 m	4,92 m <sup>3</sup> /h

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.4 Fermentação

Para o processo de fermentação será utilizado um reator em aço inoxidável equipado com serpentinas nas quais passarão o fluido refrigerante a fim de manter a temperatura ideal de fermentação. Este processo é realizado em regime de batelada, portanto, será necessário um reator de aproximadamente 163 m<sup>3</sup>, uma vez que o



volume da mistura que passará por este processo é de aproximadamente 98 m<sup>3</sup> por batelada. Este valor deve representar 60% do volume útil do fermentador, considerando a presença de uma fase gasosa e a formação de espuma dentro do reator, que será controlado por um quebra espuma dentro do biorreator

O equipamento escolhido é um fermentador com serpentina, com uma capacidade volumétrica de aproximadamente 175 m<sup>3</sup>, apresentado na Figura 37.

**Figura 37 - Fermentador**



Fonte: Alibaba (2022d)

**Quadro 4- Especificações do fermentador**

Modelo	Diâmetro	Altura	Volume
NDL-175 L	4,5 m	11 m	174,85 m <sup>3</sup>

Fonte: Autoria própria (2022)

## 12.5 Filtração 2

Na segunda etapa de filtração, há uma entrada de 112,6 ton/dia de licor provenientes da etapa de fermentação contabilizando uma vazão mássica de 4,69 ton/h. O equipamento escolhido para realizar este processo é o filtro de tambor rotativo a vácuo com uma área de filtro de 20 m<sup>2</sup>, apresentado na Figura 34. Suas especificações se encontram no Quadro 5.

**Quadro 5- Especificações do filtro**

<b>Modelo</b>	<b>Área de filtro</b>	<b>Capacidade</b>	<b>Dimensões</b>
XDL20	20 m <sup>2</sup>	6 ton/h	3,425x2,312x2,213 m

Fonte: Autoria própria (2022)

## **12.6 Neutralização**

Para a etapa da primeira reação foi escolhido um reator em aço inoxidável com agitação lenta equipado com serpentinas, uma vez que será necessário o controle da temperatura dentro do reator devido ao fato da reação entre o licor pós-fermentativo e a cal úmida liberar calor.

Desta forma, entram 107,34 ton/dia de licor, resultando em uma vazão volumétrica de aproximadamente 4212 L/h entrando no reator, essa vazão foi encontrada levando em consideração a densidade de cada componente presente na mistura. Para trabalhar com uma margem de segurança, foi escolhido um reator com 5 m<sup>3</sup>, mostrado na Figura 38 e com especificações expressas no Quadro 6.

Figura 38- Reator



Fonte: Alibaba (2022e)

Quadro 6- Especificações do reator

Modelo	Volume	Dimensões
RTS5000	5 m <sup>3</sup>	1,8x1,8x3,15 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.7 Filtração 3

Na terceira etapa de filtração, há uma entrada de 117,9 ton/dia de licor provenientes da Neutralização, contabilizando uma vazão mássica de 4,91 ton/h. O equipamento escolhido para realizar este processo é o filtro de tambor rotativo a vácuo, representado pela Figura 34, com uma área de filtro de 20 m<sup>2</sup>, como mostrado no Quadro 7.

**Quadro 7- Especificações do filtro**

<b>Modelo</b>	<b>Área de filtro</b>	<b>Capacidade</b>	<b>Dimensões</b>
XDL20	20 m <sup>2</sup>	6 ton/h	3,425x2,312x2,213 m

Fonte: Autoria própria (2022)

## 12.8 Acidificação

Para a segunda reação foi escolhido um reator em aço inoxidável com agitação equipado com serpentinas, assim como na etapa de Neutralização, para um melhor controle de temperatura, uma vez que a reação entre o licor pós-fermentativo e o ácido sulfúrico é exotérmica.

Sabendo que entram 14,41 ton/dia de licor e levando em consideração a densidade de cada componente presente na mistura é possível obter uma vazão volumétrica de aproximadamente 0,634 m<sup>3</sup>/h entrando no reator. Para trabalhar com um volume útil maior como margem de segurança, foi escolhido um reator com capacidade para 1 m<sup>3</sup>, mostrado na Figura 38 e com especificações expressas no Quadro 8.

**Quadro 8- Especificações do reator**

<b>Modelo</b>	<b>Volume</b>	<b>Dimensões</b>
RTS1000	1 m <sup>3</sup>	1x1x2,1 m

Fonte: Autoria própria (2022)

## 12.9 Filtração 4

Na última etapa de filtração, há uma entrada de 20,56 ton/dia de licor provenientes da Acidificação, contabilizando uma vazão mássica de 0,856 ton/h e uma vazão volumétrica de 0,5116 m<sup>3</sup>/h. O equipamento escolhido para realizar este processo é o filtro de banda horizontal a vácuo, capaz de processar grandes vazões de sólidos. O equipamento é representado pela Figura 39, com uma área de filtro de 12 m<sup>2</sup>, como mostrado no Quadro 9.

**Figura 39- Filtro de banda horizontal a vácuo**



Fonte: Alibaba (2022f)

**Quadro 9- Especificações do filtro de banda**

Modelo	Área de filtro	Capacidade	Dimensões
DU-12	12 m <sup>2</sup>	2 m <sup>3</sup> /h	16,5x2,8x2 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.10 Troca Iônica

O sistema de troca iônica escolhido é composto por um leito de carvão ativado, leito de resina catiônica e leito de resina aniônica, realizando a eliminação de quaisquer impurezas que ainda estejam presentes no produto. Nesta etapa há uma entrada de 12,64 ton/dia de solução, resultando em uma vazão volumétrica de aproximadamente 0,4 m<sup>3</sup>/h. O Quadro 10 apresenta as especificações do equipamento escolhido

**Figura 40- Sistema de troca iônica**



Fonte: CasaLab (2022)

**Quadro 10 - Especificações do sistema de troca iônica**

Modelo	Volume	Capacidade	Comprimento
DMU-5L	6 m <sup>3</sup>	0,5 m <sup>3</sup> /h	2 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.11 Evaporação

Para a evaporação foi escolhido um evaporador de filme descendente com efeito simples capazes de processar líquidos mais viscosos e mais sensíveis ao calor.

Considerando a densidade da água (997 kg/m<sup>3</sup>) e do ácido cítrico (1660 kg/m<sup>3</sup>), são adicionados 526,6 kg/h da mistura no evaporador, com uma taxa de evaporação de 126,6 kg/h. Assim, foi escolhido um evaporador com capacidade de evaporação de 0,150 ton/h e capacidade total de 1 ton/h, mostrado na Figura 41, com as seguintes especificações mostradas no Quadro 11.

**Figura 41- Evaporador de filme descendente de efeito simples**



Fonte: Alibaba (2022g)

**Quadro 11 - Especificações do evaporador de efeito simples**

Modelo	Capacidade de evaporação	Capacidade total	Altura	Diâmetro
ACE-FFE-N101	0,150 ton/h	1 ton/h	3,5 m	2 m

Fonte: Aatoria própria (2022)

### 12.12 Troca de calor 01

A primeira etapa de troca de calor tem como objetivo resfriar uma vazão mássica de aproximadamente 0,5 ton/h de mistura de 100°C a 40°C a partir do uso de amônia como fluido refrigerante a uma temperatura de -20°C, para que ocorra este resfriamento é necessária uma retirada de 54,52 MJ/h.

Para o cálculo da área de troca térmica necessária no trocador de calor, é utilizada a Equação 39.

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T} \quad (39)$$

Em que  $Q$  é o calor a ser retirado durante a etapa,  $U$  representa o coeficiente global de transferência de calor da mistura e  $\Delta T$ , a diferença de temperatura inicial e final. Substituindo os valores na equação, considerando um coeficiente global de transferência de calor da mistura de  $850 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ , tem-se que a área de troca térmica necessária para que o resfriamento ocorra é de aproximadamente  $0,3 \text{ m}^2$ .

O trocador de calor escolhido para esta etapa é o trocador de calor casco e tubo, equipamento que realiza a troca de fluidos no estado líquido, sólido ou gasoso. As especificações do equipamento selecionado se encontram no Quadro 12.

**Figura 42- Trocador de calor 1**



Fonte: Alibaba (2022h)

**Quadro 12 - Especificações do trocador de calor 1**

Modelo	Capacidade	Área de troca térmica	Dimensões
UCH005A	63 MJ/h	2 m <sup>2</sup>	0,74x0,64x0,16 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.13 Trocador de calor

A troca térmica realizada na etapa de integração energética requer uma taxa de troca de calor de  $1028,65 \text{ MJ/dia}$  para aquecer uma vazão mássica de  $0,9725 \text{ ton/h}$  da mistura de  $60^\circ\text{C}$  a  $90^\circ\text{C}$ , resultando em uma taxa de  $42,86 \text{ MJ/h}$  de energia térmica a ser fornecida para o sistema.



A partir da Equação 39 obteve-se que a área de troca térmica necessária para realizar o aquecimento da mistura é de 11,2 m<sup>2</sup>.

O Quadro 13 exhibe as especificações do trocador de calor a ser utilizado nesta etapa.

**Figura 43- Trocador de calor 2**



Fonte: Alibaba (2022i)

**Quadro 13 - Especificações do trocador de calor 2**

Modelo	Capacidade	Área de troca térmica	Temperatura de trabalho
LEX-1	1 ton/h	12 m <sup>2</sup>	20 - 147°C

Fonte: Autoria própria (2022)

## 12.14 Cristalização

Como mencionado anteriormente, para a etapa de cristalização será utilizado um cristalizador Oslo, uma vez que este é capaz de cultivar os maiores cristais, em comparação com outros tipos de cristalizadores. Nessa etapa há uma entrada diária de 9,6 toneladas da mistura contendo água e ácido cítrico, resultando em um volume diário de 0,279 m<sup>3</sup>.

Assim, foi escolhido um cristalizador com a capacidade de 0,45 m<sup>3</sup>, mostrado na Figura 44, com as seguintes especificações no Quadro 14.

Figura 44- Cristalizador Oslo



Fonte: Alibaba (2022j)

Quadro 14 - Especificações do Cristalizador Oslo

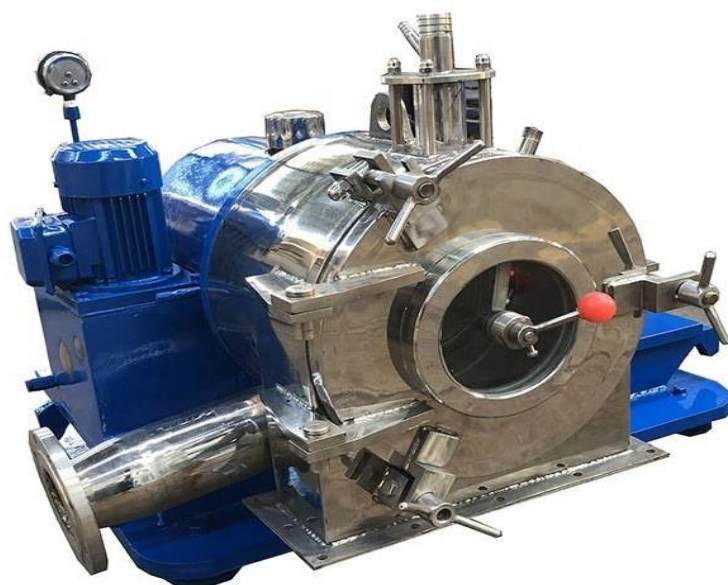
Modelo	Capacidade	Dimensões
WCR-450	0,45 m <sup>3</sup>	1,44x3,85x2,37 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.15 Centrifugação

Na centrifugação há uma entrada de 9,6 toneladas diárias de cristais, correspondendo a uma vazão de 0,36 m<sup>3</sup>/h. O equipamento escolhido para realizar esse processo foi uma centrífuga do tipo cesto com tambor rotativo muito utilizada na secagem de produtos químicos. O equipamento é representado pela Figura 45, e suas especificações são demonstradas no Quadro 15.

**Figura 45- Centrífuga do tipo cesto com tambor rotativo**



Fonte: Alibaba (2022k)

**Quadro 15 - Especificações da centrífuga do tipo cesto com tambor rotativo**

Modelo	Capacidade	Dimensões	Diâmetro do cesto
LWL200	0,5 m <sup>3</sup> /h	1,12x1,02x0,8 m	0,2 m

Fonte: Autoria própria (2022)

## 12.16 Secagem

Na última etapa de produção do ácido cítrico, tem-se uma entrada de 6,51 toneladas de cristais que correspondem a uma vazão diária de 0,16 m<sup>3</sup>/h, há também uma entrada também de ar a uma vazão de 4,44 m<sup>3</sup>/min, tendo como resultado uma evaporação de 12,5 kg/h de vapor.

O equipamento escolhido para esse processo foi o secador de leito fluidizado, que permite operar com temperaturas reduzidas em relação aos processos convencionais de secagem térmica, resultando na economia de energia e um produto de melhor qualidade (PUHL; NITZKE, 2022). O secador possui 0,9 m<sup>2</sup> de área de leito fluidizado, apresentado pela Figura 46, com as especificações dadas pelo Quadro 16.

**Figura 46- Secador de leite fluidizado**

Fonte: Alibaba (2022I)

**Quadro 16 - Especificações do secador de leite fluidizado**

Modelo	Área de leito	Capacidade de evaporação	Dimensões
ZDG 3X0,3	0,9 m <sup>2</sup>	20 - 35 kg/h	3x0,3x1,35m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.17 Tanque de armazenamento de melaço

Serão utilizadas, semanalmente, aproximadamente 189 toneladas de melaço, aproximando a densidade da mistura através de uma média ponderada das densidades da água (997 kg/m<sup>3</sup>) e da sacarose (1590 kg/m<sup>3</sup>), tem-se um volume quinzenal de 133,84 m<sup>3</sup>.

Para armazenar essa quantidade de melaço, serão utilizados três tanques de armazenamento de aço inoxidável com capacidade de 50 m<sup>3</sup>, como mostrado na Figura 47. As especificações são apresentadas no Quadro 17.

**Figura 47- Tanque de armazenamento**

Fonte: Alibaba (2022m)

**Quadro 17 - Especificações do tanque de armazenamento de melaço**

Modelo	Volume	Comprimento	Diâmetro
YN ML5-50M	50 m <sup>3</sup>	8,4 m	2,8 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.18 Tanque de armazenamento de gesso

Serão produzidas, semanalmente, 55,51 toneladas de uma mistura de sulfato de cálcio (gesso) e água. Aproximando a densidade da mistura para 2227 kg/m<sup>3</sup>, valor calculado através da média ponderada da densidade, tem-se um volume semanal de 24,92 m<sup>3</sup>. O sulfato passa posteriormente por um processo de secagem e é vendido para outras indústrias, será feito apenas o armazenamento semanal, com um tanque idêntico ao do melaço, porém com área de 30 m<sup>2</sup>. As especificações são dadas pelo Quadro 18.

**Quadro 18 - Especificações do tanque de armazenamento**

Modelo	Volume	Comprimento	Diâmetro
YN ML5-30M	30 m <sup>3</sup>	6 m	2,6 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.19 Tanque de armazenamento de micélio

Serão produzidas semanalmente 37,24 toneladas de micélio. Aproximando a densidade da mistura através do cálculo de média ponderada das densidades dos componentes obtém-se um valor de 760 kg/m<sup>3</sup>, contabilizando um volume semanal de

49 m<sup>3</sup>. Como o micélio é seco e vendido para outras indústrias, será feito apenas o armazenamento semanal, com um tanque idêntico ao do melaço.

**Quadro 19 - Especificações do tanque de armazenamento de micélio**

Modelo	Volume	Comprimento	Diâmetro
YN ML5-50M	50 m <sup>3</sup>	8,4 m	2,8 m

Fonte: Autoria própria (2022)

## 12.20 Compressor de ar

Durante o processo de fermentação, é importante que ocorra a injeção de ar com o objetivo de tornar o processo de aeração do processo mais eficaz. Esse ar passa previamente por compressor e filtro, eliminando qualquer impureza presente. A vazão de ar necessária durante a etapa de fermentação é de aproximadamente 20 m<sup>3</sup>/min. O Quadro 20 apresenta os detalhes do compressor escolhido para o processo.

**Figura 48 - Compressor de ar**



Fonte: Alibaba (2022n)



**Quadro 20 - Especificações do compressor de ar**

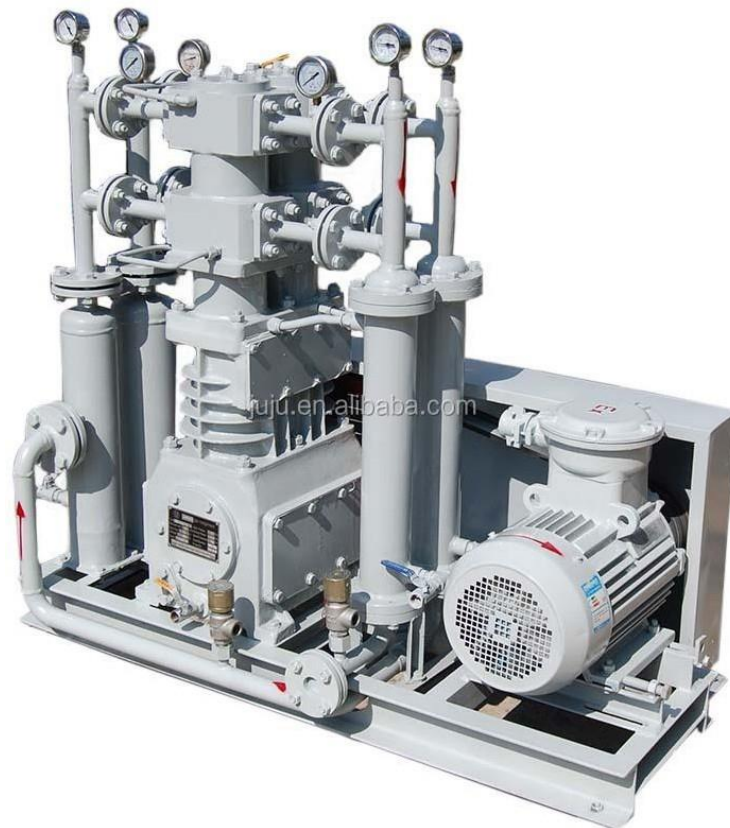
Modelo	Capacidade	Pressão Interna	Dimensões
LA-132GA	20 m <sup>3</sup> /min	1 Mpa	2,5x1,45x1,9 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.21 Compressor de amônia

Anualmente, são utilizadas 765 toneladas de amônia, que para retornar ao processo passa por uma etapa de compressão, retornando de vapor saturado para líquido. Considerando o valor utilizado diariamente, que será o mesmo anualmente, variando um pouco devido a perda de 10% em massa ao ano, tem-se uma vazão de 0,6929 m<sup>3</sup>/min de amônia.

Sendo assim, escolheu-se um compressor que opera nas condições determinadas de temperatura (-20°C) e pressão. A Figura 49 apresenta o equipamento escolhido e o Quadro 21 suas especificações.

**Figura 49- Compressor de amônia**

Fonte: Alibaba (2022o)

**Quadro 21 - Especificações do compressor de amônia**

Modelo	Capacidade	Pressão Interna	Dimensões
ZW-0.8/16-24	0,8 m <sup>3</sup> /min	0,1 Mpa	1,1m × 0,98m × 0,75m

Fonte: Autoria própria (2022)

## 12.22 Torre de absorção

As torres de absorção são utilizadas para separar os componentes de uma mistura de gases. Os gases emitidos pela fermentação são recolhidos, passando por uma torre de absorção a fim de separar o gás nitrogênio do gás carbônico.

Serão produzidos diariamente 35,1 toneladas de gases, resultando em uma vazão volumétrica de 1121,1 m<sup>3</sup>/h levando em consideração a densidade dos componentes da mistura a ser tratada. O Quadro 22 exibe as especificações da torre de absorção escolhida.

**Figura 50 - Torre de absorção**

Fonte: Alibaba (2022p)

**Quadro 22 - Especificações da torre de absorção**

Modelo	Capacidade	Eficiência	Diâmetro externo	Altura
YT-04PL800	2000-3000 m <sup>3</sup> /h	99%	0,8 m	3,5 m

Fonte: Autoria própria (2022)



### 12.23 Torre regeneradora

Após passar pela etapa de separação de componentes, o gás carbônico passa então por uma torre regeneradora que tem como finalidade purificar o gás que será vendido posteriormente.

Considerando uma eficiência de 99% da torre de absorção, um volume de 178,25 m<sup>3</sup> de gás carbônico deve ser tratado por hora na torre de regeneração. A Figura 51 apresenta o equipamento escolhido e o Quadro 23 suas especificações.

**Figura 51 - Torre de regeneração**



Fonte: Alibaba (2022q)

**Quadro 23 - Especificações da torre de regeneração**

Modelo	Capacidade	Eficiência	Diâmetro externo
LRA-1000	1000 m <sup>3</sup> /h	99%	0,4 m

Fonte: Aatoria própria (2022)

### 12.24 Tanque de armazenamento de nitrato de amônio

Serão utilizadas 3,46 ton/sem de nitrato de amônio, a partir da densidade da mistura (1720 kg/m<sup>3</sup>), obtém-se um volume semanal de 2011,6 L.

Para armazenar essa quantidade de nitrato, será utilizado um tanque de armazenamento de aço inoxidável com capacidade de 3000 L, como mostrado na Figura 52. As especificações do equipamento são apresentadas no Quadro 24.

**Figura 52 - Tanque de armazenamento de nitrato de amônio**



Fonte: Alibaba (2022r)

**Quadro 24 - Especificações do tanque de armazenamento de nitrato de amônio**

Modelo	Volume	Diâmetro interno	Altura
ZG3T	3 m <sup>3</sup>	1,4 m	2,9 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.25 Tanque de armazenamento de cal hidratada

Aproximadamente 34,23 toneladas de cal hidratada serão utilizadas semanalmente. Através da densidade deste composto (2210 kg/m<sup>3</sup>), é possível obter que o volume semanal utilizado de cal é de 15,48 m<sup>3</sup>.

Para armazenar essa quantidade do reagente, será utilizado um tanque de armazenamento em aço inoxidável com capacidade de 20 m<sup>3</sup>, como mostrado na Figura 53. As especificações são apresentadas no Quadro 25.

**Figura 53 - Tanque de armazenamento de cal hidratada**

Fonte: Alibaba (2022m)

**Quadro 25 - Especificações do tanque de armazenamento de cal**

Modelo	Volume	Comprimento	Diâmetro
YN ML5-20M	20 m <sup>3</sup>	5,6 m	2,2 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.26 Tanque de armazenamento de ácido sulfúrico

Serão utilizadas, semanalmente, 36,30 toneladas de ácido sulfúrico diluído. Através do cálculo da densidade da mistura (1746,7 kg/m<sup>3</sup>), obtém-se um volume semanal de 20,78 m<sup>3</sup>.

Para armazenar essa quantidade de ácido sulfúrico, um tanque de armazenamento de aço inoxidável com capacidade de 30 m<sup>3</sup> será utilizado para realizar o armazenamento do reagente, como apresentado anteriormente na Figura 53. As especificações do equipamento são apresentadas no Quadro 18.

### 12.27 Caldeira

Aproximadamente 47,7 toneladas de água serão utilizadas diariamente. Considerando uma perda de 1% em massa por dia devido a constante elevação de temperatura ao estado de vapor superaquecido, tem-se um gasto anual de 204,79 toneladas de água, necessitando ao mínimo de uma caldeira com capacidade de 1,98ton/h.

Para aquecer essa quantidade de água, será utilizada uma caldeira horizontal, uma vez que este modelo permite uma maior qualidade de vapor e menores perdas

térmicas. O equipamento conta com uma capacidade de aquecimento de vapor de 2ton/h. A Figura 54 apresenta o equipamento escolhido e o Quadro 26 suas especificações.

**Figura 54 - Caldeira de vapor superaquecido**



Fonte: Alibaba (2022s)

**Quadro 26 - Especificações da caldeira de vapor superaquecido**

Modelo	Capacidade	Comprimento	Largura	Altura
DZL2-1.25-TUDO	2 ton/h	5,5 m	2,3 m	3,3 m

Fonte: Autoria própria (2022)

A caldeira tem um consumo de 302 kg/h de combustível. O equipamento requer um tamanho específico de diâmetro de carvão/lenha (6 a 25 mm). Será necessário, portanto, 7,248 toneladas de lenha diariamente.

### 12.28 Secador de micélio

Diariamente, serão produzidas em torno de 5,32 toneladas de micélio, contabilizando uma vazão de 0,2216 m<sup>3</sup>/h, por isso foi escolhido um secador com capacidade de 0,32 m<sup>3</sup>, com uma eficiência de 90 a 99% de purificação.

A Figura 55 apresenta o equipamento indicado para a secagem e o Quadro 27 as especificações.

Figura 55 - Secador



Fonte: Alibaba (2022t)

Quadro 27 - Especificações do secador de micélio

Modelo	Capacidade	Área de transferência de calor	Dimensões
JYS9	0,32 m <sup>3</sup> /h	9 m <sup>2</sup>	0,841x4,8x0,84 m

Fonte: Autoria própria (2022)

### 12.29 Secador de sulfato de cálcio

A massa de sulfato de cálcio que é produzida diariamente é de 7,93 toneladas. A partir dos cálculos da densidade da mistura a ser tratada, encontra-se uma vazão de 0,3304 m<sup>3</sup>/h, por isso será utilizado um secador com capacidade de 0,59 m<sup>3</sup>, com uma eficiência de 90 a 99% de purificação.

A Figura 55 apresenta o equipamento indicado para a secagem e o Quadro 28 suas especificações.

Quadro 28 - Especificações do secador de sulfato de cálcio

Modelo	Capacidade	Área de transferência de calor	Dimensões
JYS13	0,59 m <sup>3</sup> /h	13 m <sup>2</sup>	1,07x5,5x1,01 m

Fonte: Autoria própria (2022).

### **13 LAYOUT DA INDÚSTRIA**

A implantação da Átrico está localizada na Zona Industrial da cidade de Setarzinho. O terreno está localizado próximo às principais rodovias do Estado, como a Via Anhanguera e a Via Washington Luiz e também com o Estado de Minas Gerais. Esta localização permite uma maior facilidade de escoamento de matéria-prima e produtos finais.

A Figura 56 apresenta a planta baixa da Átrico e suas instalações, desenvolvidas de modo a utilizar a maior parte do terreno disponível, visando futuras ampliações para o crescimento e desenvolvimento da empresa.

Figura 56 - Layout planta baixa



- |                                                          |                                      |                                                                                                                                                 |                                         |
|----------------------------------------------------------|--------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------|
| 1 - RECEPÇÃO                                             | 12 - TANQUE NITRATO DE AMÔNIA        | 25 - TANQUE ÁGUA TRATADA                                                                                                                        | 33 - ALMOXARIFADO                       |
| 2 - SALA DE VERIFICAÇÃO/OPERAÇÃO                         | F1 - F7 = FERMENTADORES (7 UNIDADES) | 26 - EVAPORAÇÃO                                                                                                                                 | 34 - SALA ARMAZ. VEÍCULOS + MAQUINÁRIOS |
| 3 - ÁREA VERDE                                           | 13 - TORRE ABSORÇÃO GASES            | 27 - TROCADOR 1                                                                                                                                 | 35 - ÁREA VERDE                         |
| 4 - TANQUES DE MELAÇO                                    | 14 - PRÉDIO ADM                      | 28 - TROCADOR 2                                                                                                                                 | ETE - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTE |
| 5 - COMPRESSOR AMÔNIA<br>+ COMPRESSOR ÁGUA<br>+ CALDEIRA | 15 - FILTRO 2                        | 29 - CRISTALIZADOR                                                                                                                              | ⊙ - FECHADO SEM ACESSO                  |
| 6 - ÁREA VERDE                                           | 16 - BRIGADA DE INCÊNDIO             | 30 - CENTRIFUGAÇÃO                                                                                                                              | 36 - PÁTIO DE MADEIRA                   |
| 7 - REFETÓRIO                                            | 17 - ESTACIONAMENTO GERÊNCIA         | 31 - SECAGEM ( GALPÃO FECHADO )<br>+ EQ. SECADOR<br>+ SALA DE OPERAÇÕES<br>+ EMPACOTAMENTO                                                      |                                         |
| 8 - AMBULATÓRIO                                          | 18 - REATOR 1                        | 32 - ÁREA DE TRATAMENTO DE SUBPRODUTOS<br>+ TANQUE MICÉLIO<br>+ TANQUE GESSO (SULFATO / CÁLCIO)<br>(SECADOR MICÉLIO/ SECADOR SULFATO DE CÁLCIO) |                                         |
| 9 - FILTRO 1                                             | 19 - FILTRO 3                        |                                                                                                                                                 |                                         |
| 10 - DESMINERALIZADOR                                    | 20 - REAÇÃO 2                        |                                                                                                                                                 |                                         |
| 11 - ESTERILIZADOR                                       | 21 - FILTRO 4                        |                                                                                                                                                 |                                         |
| Y - TORRE REGENERADORA                                   | 22 - TROCA IÔNICA                    |                                                                                                                                                 |                                         |
|                                                          | 23 - TANQUE ÁCIDO SULFÚRICO          |                                                                                                                                                 |                                         |
|                                                          | 24 - TANQUE DE CAL                   |                                                                                                                                                 |                                         |

Fonte: Autoria própria (2022).

## **14 ANÁLISE FINANCEIRA**

Com o propósito de verificar a viabilidade econômica da Átrico, foi realizada uma análise financeira do projeto, levando em consideração fatores como o investimento imobiliário, custos fixos e variáveis de produção, rendimentos e cargas tributárias.

### **14.1 Investimentos**

O investimento inicial da Átrico é o valor total necessário para o início das atividades e operações anuais da indústria, que inicialmente será totalmente financiado. Este valor engloba os gastos como o custo fixo, o custo variável e o capital de giro.

### **14.2 Custos fixos**

Os custos fixos correspondem à parcela constante dos custos, ou seja, que será independente da variação de parâmetros operacionais, como volume de produção ou tamanho da equipe de trabalho (BLANK; TARQUIN, 2010). Os custos fixos da Átrico compreenderão gastos com construção, equipamentos, maquinários, salário dos funcionários, terceiros e os veículos.

A equipe da Átrico contará com um grupo de diretores formado por três engenheiros: comercial, administrativo, operações e um diretor de RH, além de sete gerentes para as seguintes áreas um RH, um comercial, um administrativo, três operacional, sendo um para cada turno, e um de pessoas, dentro das gerências existem setores contendo nesses quatro no setor de cobranças, cinco setor financeiro, quarenta e cinco no setor de produção, cinco no setor de RH, cinco no departamento pessoal, cinco no comercial e dois no setor de marketing.



**Tabela 33- Custos fixos anuais**

Custos Fixos	
Atividade	Valor
Construção	R\$ 49.660.055,41
Equipamentos	R\$ 13.995.520,00
Veículos	R\$ 1.346.106,00
Terceirizados	R\$ 501.285,00
Funcionários	R\$ 6.487.412,61
Maquinário	R\$ 386.270,00
<b>Total</b>	<b>R\$ 72.376.649,01</b>

**Fonte: Autoria própria (2022)**

### 14.3 Custos variáveis

Os custos variáveis são correspondentes ao custo que se altera conforme o volume de produção. Ele engloba os gastos com água, energia utilizada na produção e individual de 99 colaboradores, matérias-primas, embalagens, tratamento de resíduos, entre outros (CASAROTTO FILHO; KOPITTKKE, 2010). Os custos estão apresentados na Tabela 34.

**Tabela 34- Custos variáveis**

Custos Variáveis	
Atividade	Valor
Água e energia para consumo	R\$ 5.246,80
Manutenção	R\$ 1.399.552,00
Combustível	R\$ 33.652,65
Materiais Gerais	R\$ 398.077,45
Energia	R\$ 98.930,40
EPI's	R\$ 25.884,50
Matéria Prima	R\$ 31.884.235,68
Produção	R\$ 3.980.774,54
<b>Total</b>	<b>R\$ 37.826.354,03</b>

**Fonte: Autoria própria (2022)**

O detalhamento dos cálculos se encontram no Apêndice D.

### 14.4 Capital de giro inicial

O capital de giro inicial é parte fundamental para o financiamento de uma empresa tem o objetivo de garantir que uma empresa continue funcionando em termos financeiros (NUBANK, 2020).

O cálculo do capital de giro da Átrico, levou em conta o custo de produção do 1º ano bem como o funcionamento dos 3 primeiros meses. O cálculo foi realizado a partir da Equação 42.

$$\text{Capital de giro} = \frac{\text{Custos de produção no 1º ano}}{12 \text{ meses}} * 3 \quad (42)$$

Considerando esse cálculo tem-se que o capital de giro é de R\$27.559.715,85.

## 14.5 Financiamento

O valor de investimento para a Átrico é de R\$137.798.579,27, este valor será 100% financiado pelo crédito direto de média empresa do BNDES (Banco Nacional do Desenvolvimento Econômico e Social), já considerados os custos fixos, variáveis e capital de giro. O crédito direto está categorizado para empresas de micro, pequenas e médias empresas, para médio porte, o valor inicial de financiamento é de R\$40 milhões podendo chegar até R\$150 milhões, com a taxa de juros (TLP - Taxa de Longo Prazo) calculada a partir do valor do IPCA somado a taxa de 4,59% (valor considerado para contratos assinados em maio de 2022), totalizando uma taxa 16,72% a.a., com carência de 1 ano e prazo total de 10 anos (BNDES, 2022).

O sistema de financiamento optado foi o SAC (Sistema de Amortização Constante), este sistema é vantajoso comparado a tabela Price, por sua amortização ser maior, gerando uma economia a longo prazo (Azevedo, 2022).

**Tabela 35- Financiamento pelo sistema SAC**

Período (ano)	Financiamento anual			
	Parcelas	Juros	Amortização	Saldo devedor
1	R\$ -	R\$ 23.039.922,45	R\$ -	R\$ 1.799.806.452,78
2	R\$ 41.624.139,04	R\$ 23.753.194,40	R\$ 17.870.944,64	R\$ 1.813.900.880,58
3	R\$ 38.843.277,26	R\$ 20.972.332,62	R\$ 17.870.944,64	R\$ 1.599.449.544,94
4	R\$ 36.062.415,47	R\$ 18.191.470,84	R\$ 17.870.944,64	R\$ 1.384.998.209,31
5	R\$ 33.281.553,69	R\$ 15.410.609,05	R\$ 17.870.944,64	R\$ 1.170.546.873,67
6	R\$ 30.500.691,91	R\$ 12.629.747,27	R\$ 17.870.944,64	R\$ 956.095.538,04
7	R\$ 27.719.830,12	R\$ 9.848.885,48	R\$ 17.870.944,64	R\$ 741.644.202,40
8	R\$ 24.938.968,34	R\$ 7.068.023,70	R\$ 17.870.944,64	R\$ 527.192.866,77
9	R\$ 22.158.106,55	R\$ 4.287.161,92	R\$ 17.870.944,64	R\$ 312.741.531,13
10	R\$ 19.377.244,77	R\$ 1.506.300,13	R\$ 17.870.944,64	R\$ 98.290.195,50

**Fonte: Autoria própria (2022)**

## 14.6 Demonstração do resultado de exercício (DRE)

DRE é o Demonstrativo do Resultado de Exercício, documento utilizado para analisar os resultados líquidos, os principais indicadores financeiros do empreendimento se houve prejuízo ou lucro (TOTVS, 2021).

Este documento engloba todas as receitas brutas, deduções sobre as vendas, receita líquida com o custo dos produtos, o lucro bruto, despesas administrativas e financeiras, impostos e receita líquida do exercício. Os valores do DRE são apresentados no Apêndice D.

### 14.6.1 Receita

A receita é considerada os recursos financeiros (impostos, taxas, contribuições, entre outros) arrecadados e que servem para custear as despesas e os investimentos (RECEITA FEDERAL, 2022). A Átrico será proveniente da venda de ácido cítrico e dos subprodutos do processo produtivo, micélio, gás carbônico e sulfato de cálcio. Considerando que toda a produção anual será vendida, a receita anual será de R\$266.336.800,30, sendo detalhado pela Tabela 36.

**Tabela 36 - Receita anual da Átrico**

<b>PRODUTO</b>	Quantidade mensal (kg)	Valor unitário (25 kg)	Receita mensal	Receita anual
Ácido cítrico	170775	R\$1.610,70	R\$11.002.691,70	R\$132.032.300,40
<b>SUBPRODUTO</b>	Quantidade mensal (kg/mes)	Valor unitário (1 kg)	Receita mensal	Receita anual
Micélio	53625	R\$60,00	R\$3.217.500,00	R\$38.610.000,00
Gás carbônico	199100	R\$18,75	R\$3.733.125,00	R\$44.797.500,00
Sulfato de cálcio	193875	R\$24,50	R\$4.749.937,50	R\$56.999.250,00
Total				R\$ 272.439.050,40

**Fonte: Autoria própria (2022)**

### 14.6.2 Carga Tributária

A carga tributária é uma relação entre a soma da arrecadação federal, estadual e municipal e o Produto Interno Bruto (PIB). Nos quais os impostos que incidem sobre os produtos da Átrico são: COFINS (Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social), PIS (Programa de Integração Social), ICMS (Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços), IRPJ (Imposto de Renda Pessoa Jurídica), CSLL (Contribuição Social sobre o Lucro Líquido) e IPI (Imposto sobre Produtos Industrializados).

**Tabela 37 - Cargas Tributárias**

Tributos	Taxa
ICMS	27%
PIS	1%
COFINS	3%
IRPJ	15%
ADIRPJ	10%
CSSL	9%
Adicional IR	R\$ 20.000,00

**Fonte: Aatoria própria (2022)**

### 14.6.3 Depreciação

A depreciação é todo processo de desvalorização que afeta o valor de um bem com o passar do tempo, como o desgaste ou a perda de utilidade (XP, 2022). O processo de depreciação se inicia após sua disponibilização para uso, ou seja, quando os ativos se encontram no local e em condições de funcionamento (PORTAL TRIBUTÁRIO, 2021).

**Tabela 38 - Taxa de depreciação sobre os ativos**

Item	Taxa anual	Valor inicial (R\$)	Valor depreciado anual (R\$)
Equipamentos	10%	R\$ 13.995.520,00	R\$ 1.399.552,00
Veículo	20%	R\$ 1.346.106,00	R\$ 269.221,20
Instalações e edificações	4%	R\$ 49.006.493,62	R\$ 1.960.259,74
Total			R\$ 3.629.032,94

**Fonte: Aatoria própria (2022)**

O detalhamento dos cálculos se encontra do Apêndice D.

## 14.7 Valor presente líquido (VPL), Taxa interna de retorno (TIR) e Payback

A fim de analisar a viabilidade econômica do empreendimento da Átrico, fez-se o comparativo com indicadores de viabilidade financeira de projeto como o VPL (Valor Líquido Presente) e a TIR (Taxa Interna de Retorno).

Ao iniciar um projeto é calculado uma estimativa de investimento e espera-se que tenha um percentual de retorno para a empresa, este percentual é definido como a Taxa Interna de Retorno, a TIR (COUTINHO, 2018). Esta é uma taxa de desconto, calculada a partir de uma projeção do fluxo de caixa fazendo com que o VPL seja igual a zero.

O VPL baseia-se nos valores presentes estimados de acordo com valores futuros na realização de um projeto, para determinar a viabilidade do projeto, faz-se a

análise dos resultados do VPL, caso o valor determinado seja positivo, ou seja, maior que zero, então o projeto é viável, caso contrário não é recomendado dar continuidade o negócio (WARREN, 2021). Para obter o VPL, é necessário a soma das receitas líquidas de exercício futuras, descontadas a uma taxa mínima de atratividade (TMA), esta taxa é uma remuneração mínima para que o investimento seja considerado viável. Os valores constituintes da TMA estão representados na Tabela 39.

**Tabela 39 - Taxa mínima de atratividade**

	Taxa
Custo de Oportunidade	5,75%
Risco	5,00%
Liquidez	5,00%
TMA	15,75%

**Fonte: Autoria própria (2022)**

Para a aceitação de um projeto, deve-se levar em consideração a TIR, se esta for maior que o retorno exigido pelo investimento (TMA), o projeto deve ser aceito, caso contrário deve ser rejeitado (ARAÚJO, 2011). No caso da Átrico a TIR calculada é de 21,19%, logo o empreendimento deve ser aceito.

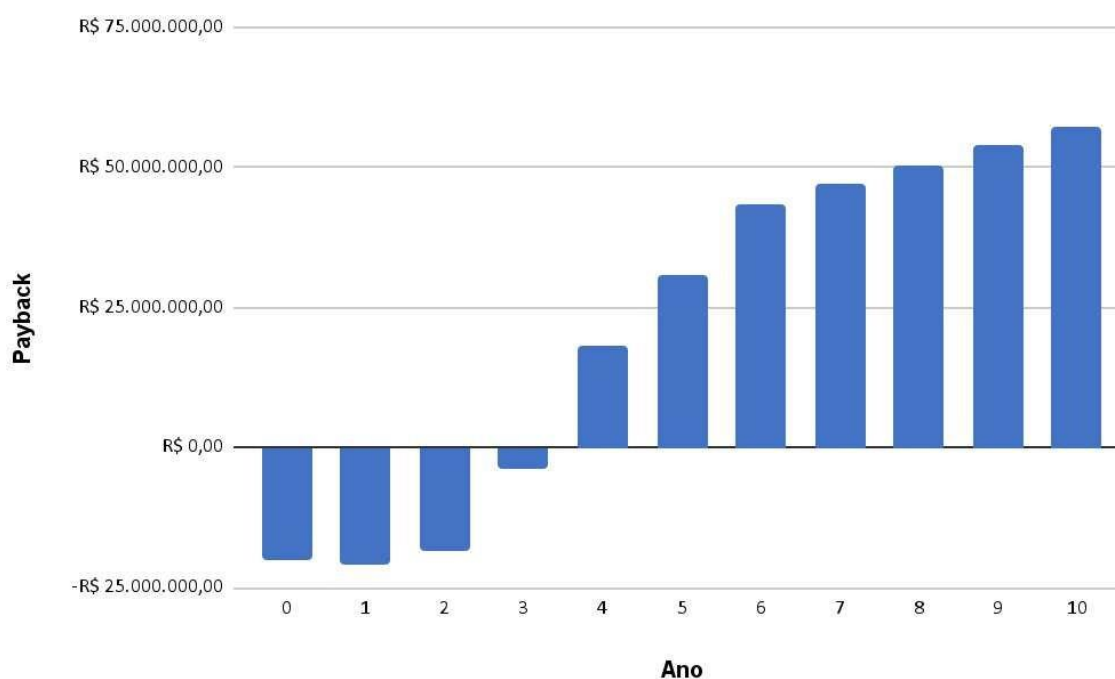
Segundo Araújo (2011), o período de retorno ao investimento (*Payback*) é compreendido como um investimento viável quando o período de retorno for menor que o período exigido para o retorno, então pode-se dizer que é o tempo necessário para que o empreendimento recupere o investimento inicial, baseado no fluxo de caixa.

**Tabela 40 - Período de retorno ao investimento (Payback)**

Ano	Fluxo de Caixa	Valor Presente	Payback
0	-R\$ 23.039.922,45	-R\$ 19.904.900,61	-R\$ 19.904.900,61
1	-R\$ 11.294.430,12	-R\$ 9.757.607,01	-R\$ 21.052.037,13
2	-R\$ 9.877.207,38	-R\$ 8.533.224,52	-R\$ 18.410.431,90
3	-R\$ 2.124.475,29	-R\$ 1.835.399,82	-R\$ 3.959.875,10
4	R\$ 9.681.795,11	R\$ 8.364.401,83	R\$ 18.046.196,94
5	R\$ 16.502.614,70	R\$ 14.257.118,54	R\$ 30.759.733,24
6	R\$ 23.323.434,29	R\$ 20.149.835,24	R\$ 43.473.269,54
7	R\$ 25.158.803,07	R\$ 21.735.467,02	R\$ 46.894.270,09
8	R\$ 26.994.171,85	R\$ 23.321.098,79	R\$ 50.315.270,64
9	R\$ 28.829.540,63	R\$ 24.906.730,56	R\$ 53.736.271,19
10	R\$ 30.664.909,40	R\$ 26.492.362,34	R\$ 57.157.271,74

Fonte: Autoria própria (2022)

O tempo de retorno do investimento, baseado em todos os custos e as receitas geradas no processo da Átrico, está estimado em 4 anos, ou seja, a Átrico começará ter retorno entre o 3º e 4º ano de operação.

**Figura 57 - Gráfico do tempo de retorno de investimento da Átrico**

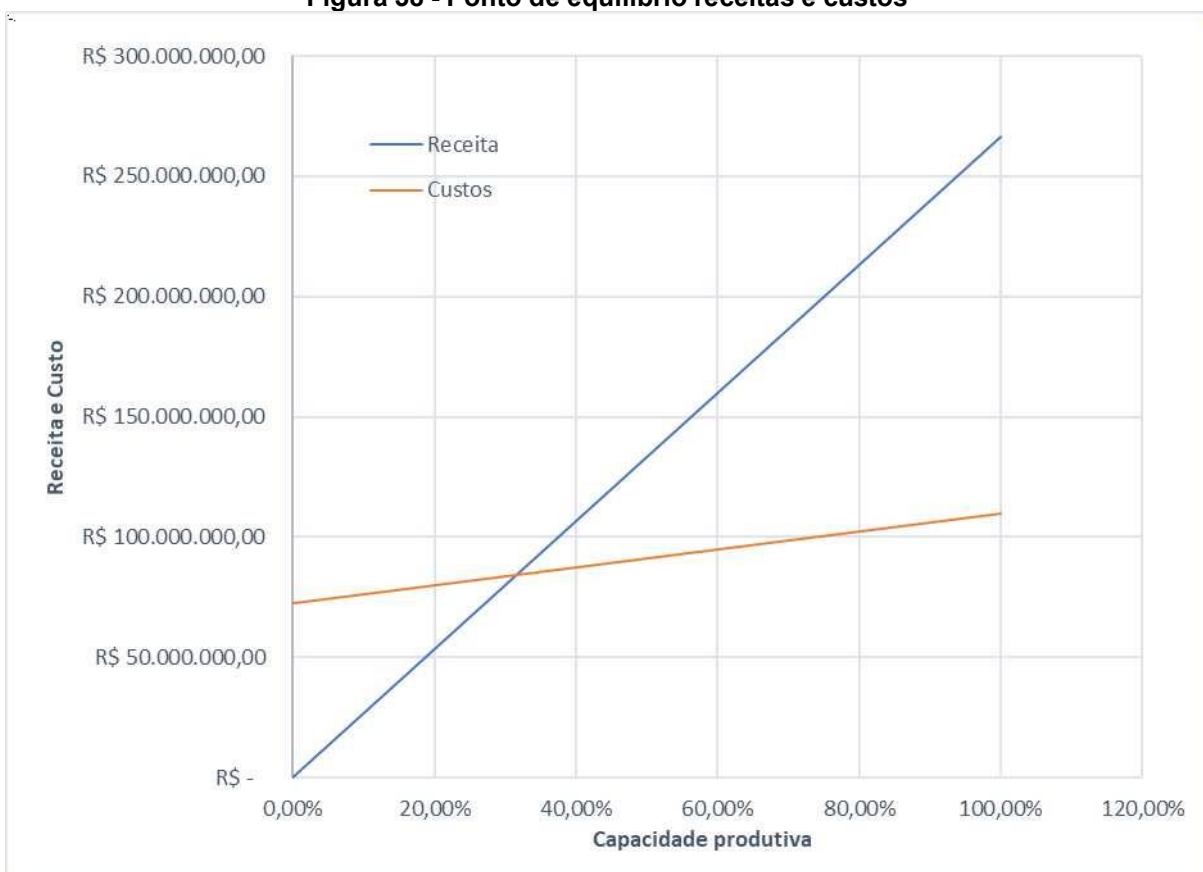
Fonte: Autoria própria (2022)

## 14.8 Ponto de Equilíbrio

O ponto de equilíbrio é um indicador de segurança do negócio. É ele que mostra o quanto é necessário vender para que as receitas se igualem aos custos. Ele

indica em que momento, a partir das projeções de vendas do empreendedor, a empresa estará igualando suas receitas e custos (SEBRAE, 2022). O ponto de equilíbrio mostra que, quanto mais baixo for o indicador, menos arriscado é o negócio. E quanto menor for o ponto de equilíbrio, mais a empresa possui os seus custos relacionados a custos variáveis do que os custos fixos, ficando mais competitiva e com melhor rentabilidade.

**Figura 58 - Ponto de equilíbrio receitas e custos**



**Fonte: Autoria própria (2022).**

O tempo de retorno do investimento, baseado em todos os custos e as receitas geradas no processo da Átrico, está estimado em 4 anos (Figura 57), ou seja, a Átrico começará ter retorno entre o 3º e 4º ano de operação. O detalhamento dos cálculos se encontra no Apêndice D.



## 15 CONCLUSÃO

Perante a verificação da grande demanda de ácido cítrico para os mais diversos setores industriais no Brasil e a alta disponibilidade de melaço de cana-de-açúcar necessário para a produção deste composto, propõe-se a criação de uma indústria nacional voltada exclusivamente à produção de ácido cítrico com alto teor de pureza, a Átrico.

Situada na cidade de Sertãozinho, interior de São Paulo, estado com o maior e mais completo parque industrial do país, a empresa tem como principal propósito transformar um subproduto da indústria de álcool e açúcar em um artigo de maior valor agregado, voltado às empresas do ramo alimentício e farmacêutico valorizando o trabalho em equipe dentro da corporação e visando a geração do menor impacto ao meio ambiente possível.

Através da rota fermentativa, a indústria terá uma produção anual de 2 mil toneladas, com formação de 6211,78 kg/dia de ácido cítrico. O produto apresenta uma umidade de 0,5% ao final de todo o processo.

Com o intuito de atingir este objetivo, há uma constante preocupação por parte da Átrico com a escolha da matéria-prima até a etapa de tratamento de resíduos, de modo que todas as etapas do processo satisfaçam os parâmetros de sustentabilidade.

Com base na produção mensal, dimensionou-se os equipamentos e realizou-se o layout da indústria. Paralelamente, realizou-se a análise financeira do investimento.

O custo fixo anual calculado foi de R\$72.376.649,01; o custo variável foi de R\$37.826.354,03; e o investimento inicial foi de R\$137.798.579,27. Por meio dos custos fixos e variáveis calculou-se o valor do capital de giro inicial, e o valor de financiamento necessário para dar início à indústria, além de cálculos dos indicadores de análise de viabilidade do negócio.

O financiamento necessário foi de R\$137.798.579,27 feito pelo BNDES a uma taxa de juros de 16,72% a.a., pelo sistema de amortização constante.

Para análise da viabilidade utilizou-se análise como o cálculo do VPL (Valor presente líquido), TIR (Taxa interna de retorno), TMA (taxa mínima de atratividade) e o payback descontado, obtendo-se resultados favoráveis para a implantação da indústria, e com o auxílio do payback a Átrico passará a lucrar a partir do quarto ano.

Com as tradicionais e novas aplicações do ácido cítrico no mercado nos últimos anos as transações envolvendo ácido cítrico estão sendo impulsionada pelas crescentes aplicações do ingrediente como conservante, acidulante, agente aglutinante, e tamponante e antioxidante na indústria de alimentos entre outros, favorecendo cada vez mais o investimento nessa área.

## REFERÊNCIAS

AFONSO, S. O. M. **Aspergillus niger: sua utilização na indústria farmacêutica**. Dissertação (Mestrado Integrado em Ciências Farmacêuticas) - Instituto Superior de Ciências da Saúde Egas Moniz, Almada, Portugal, 2015.

AHMED, M. A. A.; YEDIRA, A.; MISGANAW, W. Synthesis and Mass Balance of Citric Acid from Sugarcane Molasses Using Baker's Yeast and Submerged Batch Fermentation Technique. **International Journal Of Advance Scientific Research And Engineering Trends**, Etiópia, v. 3, n. 9, p. 2456-0774, set. 2018.

ALI, S.; IKRAM-UL-HAQ; QADEER, M. A.; IQBAL, J. Production of citric acid by *Aspergillus niger* using cane molasses in a stirred fermentor. **Electronic Journal of Biotechnology**, Valparaíso, Chile, v. 5, n. 3, p. 258–271, 2002. DOI: <https://doi.org/10.2225/vol5-issue3-fulltext-3>. Disponível em: <http://ejbiotechnology.info/index.php/ejbiotechnology/article/view/507>. Acesso em: 20 mai. 2014.

ALIBABA. **Aditivo alimentar hemicelulase Aspergillus niger**. 2022. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Food-62510306647.html?spm=a2700.7724857.0.0.768eca07ZkxLpi&s=p>. Acesso em: 22 mai. 2022.

ALIBABA. **Caldeira a vapor**. 2022s. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/DZL-60596959498.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.4299787dkVol ds&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/DZL-60596959498.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.4299787dkVol ds&s=p). Acesso em: 20 mai. 2022.

ALIBABA. **Coluna de absorção de spray**. 2022q. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Packed-62171772172.html?spm=a2700.7724857.0.0.10c83873xD1Xej>. Acesso em: 20 mai. 2022.

ALIBABA. **Compressor de amônia**. 2022g. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Ammonia-60609415597.html?spm=a2700.7724857.normal\\_offer.d\\_image.11e47a1a1bhJp3](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Ammonia-60609415597.html?spm=a2700.7724857.normal_offer.d_image.11e47a1a1bhJp3). Acesso em: 11 mai. 2022.

ALIBABA. **Compressor de ar**. 2022n. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/37kw-1600432166245.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.49ff4b82Zb9w ME&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/37kw-1600432166245.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.49ff4b82Zb9w ME&s=p). Acesso em: 20 mai. 2022.

ALIBABA. **Equipamentos de cristalização industrial**. 2022j. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/High-1600474394985.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.3905d3e5m1Fabv](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/High-1600474394985.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.3905d3e5m1Fabv). Acesso em: 10 mai. 2022.

ALIBABA. **Evaporador de filme descendente de efeito simples Máquina de embalagem de pó química de válvula grande**. 2022g. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/High-1600474394985.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.3905d3e5m1Fabv](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/High-1600474394985.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.3905d3e5m1Fabv). Acesso em: 11 mai. 2022.

ALIBABA. **Filtro de vácuo horizontal da indústria química.** 2022f. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Du-60718465378.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.2.743959falvfn09&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Du-60718465378.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.2.743959falvfn09&s=p). Acesso em: 15 mai. 2022.

ALIBABA. **Filtro de vácuo tipo tambor rotativo.** 2022a. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Rotary-1849991201.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.21d15038dJEEqM](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Rotary-1849991201.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.21d15038dJEEqM). Acesso em: 11 mai. 2022.

ALIBABA. **Máquina centrífuga: equipamento para fabricação de ácido cítrico.** 2022k. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/High-1600288078188.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.11ea66e2wV5mX3&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/High-1600288078188.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.11ea66e2wV5mX3&s=p). Acesso em: 18 mai. 2022.

ALIBABA. **Máquina de secagem.** 2022t. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/paddle-60696066864.html?spm=a2700.details.0.0.6e306b97ZPCo7h>. Acesso em: 20 mai. 2022.

ALIBABA. **Máquina esterilizadora.** 2022c. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Energy-1600483767394.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.53c439bcJ3oeOi&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Energy-1600483767394.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.53c439bcJ3oeOi&s=p). Acesso em: 11 mai. 2022.

ALIBABA. **Reator em aço inoxidável.** 2022e. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/stainless-60554629794.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.bab65c8auzrm6t](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/stainless-60554629794.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.bab65c8auzrm6t). Acesso em: 08 jun. 2022.

ALIBABA. **Secador de leite fluidizado.** 2022l. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Professional-62267412696.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.12653cf8wSlc2a&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Professional-62267412696.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.12653cf8wSlc2a&s=p). Acesso em: 18 mai. 2022.

ALIBABA. **Sistema de troca de íons.** 2022b. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Large-60753168552.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.51334520fExp9w](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Large-60753168552.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.51334520fExp9w). Acesso em: 11 mai. 2022.

ALIBABA. **Tanque de armazenamento em aço inoxidável.** 2022m. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Stainless-1600515129522.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.1479602aEx7Nmcs&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Stainless-1600515129522.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.1479602aEx7Nmcs&s=p). Acesso em: 20 mai. 2022.

ALIBABA. **Tanque de armazenamento.** 2022r. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Stainless-1600515129522.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.1479602aEx7Nmcs&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Stainless-1600515129522.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.1479602aEx7Nmcs&s=p). Acesso em: 20 mai. 2022.

ALIBABA. **Tanque de fermentação**. 2022d. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/1000L-62030066821.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_image.4e6611fbqUlwsb&s=p](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/1000L-62030066821.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.4e6611fbqUlwsb&s=p). Acesso em: 20 mai. 2022.

ALIBABA. **Torre de absorção de gás químico**. 2022p. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Chemical-60820244466.html?spm=a2700.7724857.0.0.10c83873DsYNj1>. Acesso em: 17 mai. 2022.

ALIBABA. **Trocador de calor de tubo com revestimento de aço inoxidável**. 2022h. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Factory-62021414921.html?spm=a2700.7724857.normal\\_offer.d\\_title.82c734d57VKDAb](https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Factory-62021414921.html?spm=a2700.7724857.normal_offer.d_title.82c734d57VKDAb). Acesso em: 18 mai. 2022.

ALIBABA. **Tubo trocador de calor**. 2022i. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Tubular-heat-exchanger-Spray-evaporator-industrial-60235168058.html>. Acesso em: 20 mai. 2022.

ALVES, G. F. **Solução do fosfato de rocha por *Aspergillus niger***. [s. l.], 2012. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/15191/1/d.pdf>. Acesso em: 18 mai. 2022.

AMERICAN CHEMICAL SOCIETY, 2006. Reagentes químicos: especificações e procedimentos: especificações da American Chemical Society, oficiais de 1 ° de janeiro de 2006. **Imprensa da Universidade de Oxford**. p. 242. ISBN 978-0-8412-3945-6.

AMERICANAS. **Máquina paletizadora**. 2022. Disponível em: [https://www.americanas.com.br/produto/2048851672?opn=YSMESP&offerId=5f5a8af21b186381b5b79c14&srsId=AWLEVJwiiXI4TCYEV2qYMgnNcVLnmMt9RkfrV15JgYshM\\_-qHU4C-0G\\_yk&tamanho=2455%20x%201500%20x%202200%20mm%20\(comp.%20x%20larg.%20x%20alt.\)&voltagem=220V](https://www.americanas.com.br/produto/2048851672?opn=YSMESP&offerId=5f5a8af21b186381b5b79c14&srsId=AWLEVJwiiXI4TCYEV2qYMgnNcVLnmMt9RkfrV15JgYshM_-qHU4C-0G_yk&tamanho=2455%20x%201500%20x%202200%20mm%20(comp.%20x%20larg.%20x%20alt.)&voltagem=220V). Acesso em: 15 mai. 2022.

AMARAL, T. P. **Integração energética de unidade de destilação e coqueamento: estudo de retrofit e de aspectos de processo**. 2013. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013. Disponível em: <http://tpqb.eq.ufrj.br/download/integracao-energetica-de-unidades-de-destilacao-e-coqueamento.pdf#:~:text=A%20integra%C3%A7%C3%A3o%20energ%C3%A9tica%2C%20atrav%C3%A9s%20da%20s%C3%ADntese%20de%20redes,ser%20uma%20ferramenta%20poderosa%20para%20atingir%20este%20objetivo>. Acesso em: 10 jun. 2022.

ANDRADE, A. S. DE. **Utilização de micropartículas de lignina kraft combinadas com amido anfótero visando o aumento das propriedades do papel embalagem**, 2010. Tese (Doutorado em Engenharia Florestal) Engenharia Florestal do Setor de Ciências Agrárias, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010. Disponível em: <https://www.acervodigital.ufpr.br/bitstream/handle/1884/25970/TESE>

ALAN SULATO DE ANDRADE.pdf?sequence=1&isAllowed=y. Acesso em: 08 out. 2010.

ARAÚJO, F. G. de. **Análise da viabilidade econômico-financeira de empreendimento residencial unifamiliar**. 2011. Disponível em: <https://lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/33222/000787944.pdf?..> 1. Acesso em: 10 jun. 2022.

AQUARONE, E.; et al. **Biotecnologia industrial - vol. 4**. São Paulo: Edgard Blücher, 2001.

ARINOS QUÍMICA. **Ficha de Informações de Segurança de Produto Químico**. Osasco, 2006. Disponível em: <http://201.57.253.136/qualidade/FISPQs/FISPQs%20por%20clientes/Arinos/acido%20citrico.pdf>. Acesso em: 14 dez. 2021.

ARSEC. **Entenda a função do desmineralizador**. Vargem Grande Paulista, 2022. Disponível em: <https://arsec.com.br/entenda-a-funcao-do-desmineralizador/>. Acesso em: 25 out. 2021.

AZEVEDO, W. **Tabela Price e SAC: qual é melhor para pagar menos financiamento no imóvel?** Economia UOL, 2020. Disponível em: <https://economia.uol.com.br/guia-de-economia/tabela-price-sac-como-funciona-diferencas-regras.htm>. Acesso em: 04 jun. 2022.

AQUARONE, E. *et al.* **Biotecnologia industrial - vol. 4**. São Paulo: Edgard Blücher, 2001.

BEHERA, B. C.; MISHRA, R.; MOHAPATRA, S. Microbial citric acid: Production, properties, application, and future perspectives. **Food Frontiers**, v. 2, n. 1, p. 62–76, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1002/fft2.66>. Acesso em: 12 set. 2021.

BERENICE, Q. D. M. *et al.* Producción de ácido cítrico con *Aspergillus niger* a partir de miles finales de la caña de azúcar. p. 1, [s.d.]. Disponível em: <http://comcapla.org/docs/2020/Posters/Poster-N812.pdf>. Acesso em: 20 set. 2021.

BLOG DO VESTIBULAR. **Questão sobre cálculo estequiométrico na fermentação alcoólica**. 2019. Disponível em: <https://www.blogdovestibular.com/questoes/questao-calculo-estequiometrico-fermentacao-alcoolica.html>. Acesso em: 18 nov. 2021.

BNDES. **Taxa de longo prazo - TLP**. 2022. Disponível em: [https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/custos-financeiros/tlp-taxa-de-longo-prazo/!ut/p/z/1/pZRNd6lwFib3\\_op24TImGrRhdtTjyFAcq9aKbHqCBMgcSWglavvrJzL MR2eqc3pkQXJu7sd7H26AYevqqtWCgVnMpnn9XGEo6l6nVHMp6BYGcB0Onm5 m46HrWF1\\_Opr20GzsPw4mtofHuA9XtQM68TgIhn\\_Gj\\_2uiV-S-9mCuHg6tOAJDGG4EbrQGVxHlmbIExel5rra1AraKJM5a6OECyo2nOZMaFm2UVpx Ct4Y22hTleassTKujn56WwBNDxTEDGylSCUoFH2Vx6rFhsdwTelosSxiAZSiCqxebA Ob0QHAAxwTjON-kpCmyzMYwvMQvBrvb8pHzue5BE1E4\\_5rgWv-7fk5dAw0KTQ7aBh8gNqWi4yWBoFMFc3NLqIEfDyoc9TkcgYiyg8SbKiKpJCm97AW 6xF\\_6NoW8tHneR859w9zPLI8jBa9xsG370auNUX-9AseIccd-n1rdNcd27hxOANobQDfnATsWXC142wPI0Kq3IzI4oPfz\\_1vhf6FFc6nv-1emN57Oy\\_DqC5qD01GU5Sk5bqDHCRSBicmv7gsjG69PKZbtKtjH78XxwRYWJkK](https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/custos-financeiros/tlp-taxa-de-longo-prazo/!ut/p/z/1/pZRNd6lwFib3_op24TImGrRhdtTjyFAcq9aKbHqCBMgcSWglavvrJzL MR2eqc3pkQXJu7sd7H26AYevqqtWCgVnMpnn9XGEo6l6nVHMp6BYGcB0Onm5 m46HrWF1_Opr20GzsPw4mtofHuA9XtQM68TgIhn_Gj_2uiV-S-9mCuHg6tOAJDGG4EbrQGVxHlmbIExel5rra1AraKJM5a6OECyo2nOZMaFm2UVpx Ct4Y22hTleassTKujn56WwBNDxTEDGylSCUoFH2Vx6rFhsdwTelosSxiAZSiCqxebA Ob0QHAAxwTjON-kpCmyzMYwvMQvBrvb8pHzue5BE1E4_5rgWv-7fk5dAw0KTQ7aBh8gNqWi4yWBoFMFc3NLqIEfDyoc9TkcgYiyg8SbKiKpJCm97AW 6xF_6NoW8tHneR859w9zPLI8jBa9xsG370auNUX-9AseIccd-n1rdNcd27hxOANobQDfnATsWXC142wPI0Kq3IzI4oPfz_1vhf6FFc6nv-1emN57Oy_DqC5qD01GU5Sk5bqDHCRSBicmv7gsjG69PKZbtKtjH78XxwRYWJkK)

5YwxVSnUsacaV2Un9qojfb7faeW1knlrhMpYylM6klqfRRYcs3elWicllwrLd-rkcnSdPx3aljky5zgfXBGg7n7evsVjlcR2T8k-Ypo8oK3qXN9\_R1FqFJp/dz/d5/L2dBISEvZ0FBIS9nQSEh/. Acesso em: 04 jun. 2022.

BORGERT JUNIOR, J. A. **Análise energética do metabolismo da glicose**. 2011. - Pontifícia Universidade Católica do Paraná, [s. l.], 2011. Disponível em: [https://www.biblioteca.pucpr.br/tede/tde\\_arquivos/11/TDE-2012-09-10T143614Z-2051/Publico/JoseAugustoBorgertJunior1.pdf](https://www.biblioteca.pucpr.br/tede/tde_arquivos/11/TDE-2012-09-10T143614Z-2051/Publico/JoseAugustoBorgertJunior1.pdf). Acesso em: 12 nov. 2021.

BRAVO, B. B. **Prospecção Tecnológica da obtenção de ácido cítrico a partir do glicerol**. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Rio de Janeiro, 2020. Disponível em: <https://pantheon.ufrj.br/bitstream/11422/12348/1/BBBravo.pdf>. Acesso em: 21 out. 2021.

CANAL PECUARISTA. **Brasil bate recorde em recebimento de fertilizantes em 2021 e preços caem**. 2022. Disponível em: <https://canalpecuarista.com.br/noticias/brasil-bate-recorde-em-recebimento-de-fertilizantes-em-2021-e-precos-caem/>. Acesso em: 22 mai. 2022.

CASA LAB. **Equipamentos: Desmineralizador de água industrial**. 2022. Disponível em: <https://www.casalab.com.br/produtos/104/7407>. Acesso em: 18 de mai. 2022.

CASTRO, H. F. Indústria açucareira. **Processos Químicos Industriais II**, p. 1–19, 2013. Disponível em: <https://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/5840855/LOQ4023/Apostila1-Industriaacucareira2013.pdf>. Acesso em: 22 nov. 2021.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. 2005. **Resolução CONAMA nº 316/2005 - Procedimentos e critérios para o funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos**. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA, Brasil.

CONSEQ CONSULTORIA. **Dimensionamento: Qual sua Importância para uma Indústria?** 2022. Disponível em: <https://conseqconsultoria.com.br/dimensionamento-qual-sua-importancia-para-uma-industria/>. Acesso em: 04 jun. 2022.

COUTINHO, T. **O que é TIR? Aprenda a calcular a Taxa Interna de Retorno**. Blog Voitto, 2018. Disponível em: <https://www.voitto.com.br/blog/artigo/taxa-interna-de-retorno>. Acesso em: 4 jun. 2022.

DUARTE, A. M. et al. **Organic acids concentration in citrus juice from conventional versus organic farming**. Acta Horticulturae, n. 933, p. 601–606, 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.17660/ActaHortic.2012.933.78>. Acesso em: 20 nov. 2021.

DORAN, P. M. **Bioprocess Engineering Principle**. Sydney, Austrália. Elsevier Science & Technology Books. ISBN: 0122208552. 1995.

ECO-BUSINESS. **Net positive: A new way of doing business**. 2014. Disponível em: <https://www.eco-business.com/research/net-positive-a-new-way-of-doing-business/>. Acesso em: 07 nov. 2022.

Engineering ToolBox, (2004a). **Water - Specific Heat vs. Temperature**. [online] Available at: [https://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-capacity-water-d\\_660.html](https://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-capacity-water-d_660.html) [Accessed Day Mo. Year].

Engineering ToolBox, (2018). **Ammonia - Specific Heat vs. Temperature and Pressure**. [online] Available at: [https://www.engineeringtoolbox.com/ammonia-heat-capacity-specific-temperature-pressure-Cp-Cv-d\\_2016.html](https://www.engineeringtoolbox.com/ammonia-heat-capacity-specific-temperature-pressure-Cp-Cv-d_2016.html) [Accessed Day Mo. Year].

FAO. **The State of Food and Agriculture 2020. Overcoming water challenges in Agriculture**. [S. l.: s. n.].

FELTRIN, V. P. et al. Produção de lactobacillus plantarum em melão de cana-de-açúcar. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, v. 43, n. 1, p. 119–124, 2000. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S1516-89132000000100015>. Acesso em: 22 nov. 2021.

FLY CARPET. **Online Interactive Psychrometric Chart**. 2022. Disponível em: Online Interactive Psychrometric Chart (flycarpet.net). Acesso em: 08 jun. 2022.

FOOD INGREDIENTS BRASIL. **Aplicações do ácido cítrico na indústria de alimentos**. São Paulo, 2014. Disponível em: [https://www.revista-fi.com.br/upload\\_arquivos/201606/2016060666608001466791216.pdf](https://www.revista-fi.com.br/upload_arquivos/201606/2016060666608001466791216.pdf). Acesso em: 07 out. 2021.

FÓRMULA SABÃO ARTESANAL. **Ácido Cítrico**. 2020. Disponível em: <https://formuladesabaoartesanal.com/acido-citrico-2/>. Acesso em: 30 mai. 2022.

FREEMAN, K. Ácido cítrico (CAS 77-92-9) Mercado Size 2021: Principais fabricantes, principais fatos do mercado, risco de desenvolvimento e aplicação, crescimento em 2026. **Braga Magazine**, Atwater, p. 1–7, 2021. Disponível em: <http://bragamagazine.com/2021/10/30/acido-citrico-cas-77-92-9-mercado-size-2021-principais-fabricantes-principais-fatos-do-mercado-risco-de-desenvolvimento-e-aplicacao-crescimento-em-2026/>. Acesso em: 22 nov. 2021.

GOOGLE EARTH-MAPAS. Disponível em: <https://goo.gl/maps/PhJLQUbVzYztpnzq6> Acesso em: 25 de out. de 2021.

GOOGLE EARTH-MAPAS. Disponível em: <https://goo.gl/maps/kegN5TUHzhLUkN7LA> Acesso em: 18 de out. de 2021.

HARRISON, R. *et al.* **Bioseparations Science and Engineering**. 2ª ed. Oxford University Press, 2015.

HEYWOOD, J. B. **Internal Combustion Engine Fundamentals**, McGraw-Hill, Estados Unidos da América. 1988.

INVESTESP. **Cargill eleva investimentos no Brasil**. São Paulo, 2015. Disponível em: <https://www.investe.sp.gov.br/noticia/cargill-eleva-investimentos-no-brasil/>. Acesso em: 22 nov. 2021.



INSPQ. **Aspergillus niger**. 2016. Disponível em: <https://www.inspq.qc.ca/es/node/484>. Acesso em: 22 nov. 2021.

INTECNICA. **Secador de leite fluidizado estático**. 2019. Disponível em: <https://www.intecnica.com.br/secador-leito-fluidizado-estatico>. Acesso em: 14 dez. 2021.

JIS INTERNACIONAL. **Evaporador de Filme Descendente Buflovak**. Disponível em: <https://jlsintl.com/pg/products/evaporation-distillation/falling-film-evaporation.html>. Acesso em: 15 dez. 2021.

JUNCHEINRICH. **Empilhadeira contrabalançada elétrica semi nova**. 2022. Disponível em: [https://www.jungheinrich-shop.com.br/empilhadeiras/equipamentos-semi-novos/efg-220-ge-115-650-dz-empilhadeira-el%C3%A9trica-usada--fn433117?Shop=b2c&gclid=Cj0KCQjwvpv2TBhDoARIsALBnVnn0vzC2fQp8\\_r8JZ2IkwrnJNvi7iEzinkmVGc\\_bf-Fvn03GcQC4xsgaAku0EALw\\_wcB](https://www.jungheinrich-shop.com.br/empilhadeiras/equipamentos-semi-novos/efg-220-ge-115-650-dz-empilhadeira-el%C3%A9trica-usada--fn433117?Shop=b2c&gclid=Cj0KCQjwvpv2TBhDoARIsALBnVnn0vzC2fQp8_r8JZ2IkwrnJNvi7iEzinkmVGc_bf-Fvn03GcQC4xsgaAku0EALw_wcB). Acesso em: 15 mai. 2022.

KAHLON, S. S. Production of citric acid by *Aspergillus* sp. isolated from different sources. *Journal of Research-Punjab Agricultural University, India*, 1982.

LEGNER, C. Filtros de tambor rotativo a vácuo. **Revista Meio Filtrante**, 2013. Disponível em: <https://meiofiltrante.com.br/Artigo/927/filtros-de-tambor--rotativo-a-vacu>. Acesso em: 25 out. 2021.

LEONI, G. **Encapsulamento de potássio com sulfato de cálcio para fertilizantes potássicos de liberação controlada**. Repositório Institucional UFSC, 2021. Disponível em: <https://repositorio.ufsc.br/handle/123456789/227475>. Acesso em: 16 nov. 2021.

LIMA, M. A. et al. *Aspergillus niger*  $\beta$ -Glucosidase Has a Cellulase-like Tadpole Molecular Shape. **The journal of biological chemistry**, v. 288, n. 46, p. 32991–33005, 2013. Disponível em: [https://www.jbc.org/article/S0021-9258\(19\)54426-X/pdf#:~:text=niger%20%2Dglucosidase%20\(AnBgl1\)%20and,of%20the%20fungi%20of%20%2Dglucosidases](https://www.jbc.org/article/S0021-9258(19)54426-X/pdf#:~:text=niger%20%2Dglucosidase%20(AnBgl1)%20and,of%20the%20fungi%20of%20%2Dglucosidases). Acesso em: 16 nov. 2021.

LOJA QUÍMICA. **Ácido Sulfônico 90%**. 2022. Disponível em: <https://www.lojaquimica.com.br/acido-sulfonico-90-5-kg>. Acesso em: 22 mai. 2022.

LUZ, Gelson. **Calor Específico do Ar**. Gelson Luz: Blog Materiais, 2022. Disponível em: [Calor Específico do Ar {Atualizado em 2022}](https://www.gelsonluz.com.br/calor-especifico-do-ar) (gelsonluz.com). Acesso em: 07 jun. 2022.

MALAGONI, Ricardo Amâncio. **Cristalização de ácido cítrico em leite vibrado**. 2010. Tese de Doutorado - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2010. Disponível em: <http://clyde.dr.ufu.br/bitstream/123456789/15048/1/ricardo.pdf>. Acesso em: 16 nov. 2021.

MARREIROS, A; et al. Organic acids concentration in citrus juice from conventional versus organic farming. **Acta Horticulturae**, n. 933, p. 601–606, 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.17660/ActaHortic.2012.933.78>. Acesso em: 20 nov. 2021.

MAX, B. et al. **Biotechnological production of citric acid**. Brazilian Journal of Microbiology, v. 41, n. 4, p. 862–875, 2010.

MAXIÁGUA. **Osmose reversa**. 2022. Disponível em: <https://www.maxiagua.com/tratamento.asp?item=7>. Acesso em: 15 dez. 2021.

MAZE. **Trocador de calor industrial**. 2022. Disponível em: <https://www.maze.ind.br/trocador-calor-industrial>. Acesso em: 22 mai. 2022.

MECÂNICA INDUSTRIAL A. **Filtro centrífugo**. 2022. Disponível em: <https://www.mecanicaindustrial.com.br/483-filtro-centrifugo/>. Acesso em: 15 dez. 2021.

MECÂNICA INDUSTRIAL B. **Torre de absorção**. 2022. Disponível em: <https://www.mecanicaindustrial.com.br/595-torre-de-absorcao/>. Acesso em: 15 dez. 2021.

MEZAROBA, S.; MENEGUETTI, C. C.; GTROFF, A. M. Processos de produção do açúcar de cana e os possíveis reaproveitamentos dos subprodutos e resíduos resultantes do sistema. **Resumos IV Encontro de Engenharia de Produção Agroindustrial (FENILCAM)**, v. 1, p. 1–10, 2010. Disponível em: [http://www.fecilcam.br/anais/iv\\_eepa/data/uploads/9-engenharia-da-sustentabilidade/9-04-com-autores.pdf](http://www.fecilcam.br/anais/iv_eepa/data/uploads/9-engenharia-da-sustentabilidade/9-04-com-autores.pdf). Acesso em: 12 out. 2021.

MIMURA, H. J.; BASTOS, R. G. **Estimativa da demanda de oxigênio no cultivo em estado sólido de *Aspergillus niger* sobre farelo de soja em coluna de leito fixo**. 2007. Universidade Estadual do Centro-Oeste/Departamento de Engenharia de Alimentos, Guarapuava, 2007. Disponível em: [http://www.unicentro.br/pesquisa/anais/proic/2007/pdf/artigo\\_185.pdf](http://www.unicentro.br/pesquisa/anais/proic/2007/pdf/artigo_185.pdf). Acesso em: 15 out. 2021.

MINISTÉRIO DA SAÚDE. SECRETARIA DA ATENÇÃO À SAÚDE. **Guia alimentar para a população brasileira: promovendo a alimentação saudável**. Brasília, 2008. Disponível em: [https://bvsms.saude.gov.br/bvs/publicacoes/guia\\_alimentar\\_populacao\\_brasileira\\_2008.pdf](https://bvsms.saude.gov.br/bvs/publicacoes/guia_alimentar_populacao_brasileira_2008.pdf). Acesso em: 14 dez. 2021.

MORDOR INTELLIGENCE. **Brazil food acidulants market - growth, trends, covid-19 impact, and forecasts (2021 - 2026)**. [s. l.], 2020. Disponível em: <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/brazil-food-acidulants-market-industry>. Acesso em: 10 out. 2021.

MULLER, J. L. et al. Comparação do crescimento de *Saccharomyces boulardii* em fermentador por batelada tipo air lift e shaker. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 27, n. 4, p. 688–693, 2007. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S0101-20612007000400003>. Acesso em: 10 out 2021.

NELSON, David. L.; COX, Michael. M. **Princípios de Bioquímica de Lehninger**. São Paulo: Grupo A, 2018. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/9788582715345/>. Acesso em: 14 dez. 2021.

NEWS MEDICAL LIFE SCIENCE. **What is *Aspergillus niger*?** 2020. Disponível em: <https://www.news-medical.net/life-sciences/What-is-Aspergillus-niger.aspx>. Acesso em: 31 mai. 2022.

NOVACANA. **As usinas de Açúcar e Etanol do Brasil**. 2021. Disponível em: <http://www.novacana.com/usinas-brasil/>. Acesso em: 10 out. 2022.

NUBANK. **O que é capital de giro?** 2021. Disponível em: <https://blog.nubank.com.br/o-que-e-capital-de-giro/>. Acesso em: 03 jun. 2022.

NÚÑEZ, F. J. R. **Planta industrial de producción de ácido cítrico a partir de melazas de remolacha**. 2008. - Universidad de Cádiz, [s. l.], 2008. Disponível em: 34254675.pdf (6.669Mb)

O HUB IDEIAS. **Como cobrar por serviços terceirizados: preços de limpeza e faxina**. 2022. Disponível em: <https://www.ohub.com.br/ideias/como-cobrar-servicos-terceirizados/>. Acesso em: 22 mai. 2022.

PACHIONE, R. **Acidulantes – Aditivo registra demanda crescente no setor**. 2021. Disponível em: <https://www.quimica.com.br/acidulantes-aditivo-registra-demanda-crescente-no-setor/>. Acesso em: 11 out. 2021.

PAPAGIANNI, M. Advances in citric acid fermentation by *Aspergillus niger*: biochemical aspects, membrane transport and modeling,. **Biotechnology Advances**, v. 25, n. 3, p. 244–263, 2007. Disponível em: <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2007.01.002>

PARANA. **Paraná terá fábrica de ácidos orgânicos de R\$ 100 milhões**. 2022. Disponível em: <https://www.aen.pr.gov.br/modules/noticias/article.php?storyid=97762>. Acesso em: 10 out. 2021.

PASTORE, N. S.; HASAN, S. M.; ZEMPULSKI, D. A. Produção de ácido cítrico por *Aspergillus niger*: Avaliação de diferentes fontes de nitrogênio e de concentração de sacarose. **Engevista**, v. 13, n. 3, p. 149–159, 2011. Disponível em: <https://doi.org/10.22409/engevista.v13i3.306>. Acesso em: 05 set. 2021.

PORTAL TRATAMENTO DE ÁGUA. **Entenda os processos de desmineralização**. 2017. Disponível em: <https://tratamentodeagua.com.br/entenda-os-processos-de-desmineralizacao/>. Acesso em: 27 out. 2021.

PREFEITURA MUNICIPAL DE SERTÃOZINHO. **História do município- Conheça nossa história**. Sertãozinho, 2021. Disponível em: <https://www.sertaozinho.sp.gov.br/portal/servicos/1001/historia-do-municipio/>. Acesso em: 06 out. 2021.

PUHL, J.; NITZKE, J. A. **Secador Fluidizado**. UFRGS, 2022. Disponível em: [https://www.ufrgs.br/alimentus1/objetos/veg\\_desidratados/c\\_fluidizado.html](https://www.ufrgs.br/alimentus1/objetos/veg_desidratados/c_fluidizado.html). Acesso em: 09 de jun. de 2022.

QUINTANA, S. E. *et al.* Preparation and characterization of licorice-chitosan coatings for postharvest treatment of fresh strawberries. **Applied Sciences**, v. 10, n. 23, p. 8431, 2020.

RODRIGUES, K. D. A. *et al.* Influência da glicose sobre o consumo de fenol por *Aspergillus niger* AN 400 em reatores em batelada. **Eng. sanit. ambient.**, v. 12, n. 2, p. 222–228, 2007. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/esa/a/QYv8QycFh7ntvNvv5M9qRDk/?format=pdf&lang=pt>. Acesso em: 09 de jun. de 2022.

SAKAI, S. Filtros de banda e suas aplicações. **Revista Meio Filtrante- Novembro/Dezembro - Edição N° 89 - Ano XVI**, Santo André, 2017. Disponível em: <http://www.meiofiltrante.com.br/edicoes.asp?link=ultima&fase=C&id=1186>

SANTOS, A. **A importância da citricultura nacional**. 2019. Disponível em: <https://www.cnabrazil.org.br/noticias/a-importancia-da-citricultura-nacional>. Acesso em: 11 out. 2021.

SANTOS, C. S. **Resíduos sólidos - classificação - ABNT NBR 10004**. Muzambinho: [s. n.], [s. d.]. Disponível em: [http://www.conhecer.org.br/download/RESIDUOS/leitura anexa 6.pdf](http://www.conhecer.org.br/download/RESIDUOS/leitura%20anexa%206.pdf). Acesso em: 29 out. 2021.

SANTOS, Rogério da Silva. **Obtenção de Ácido Cítrico por Fermentação Submersa a partir de Hidrolisado Hemicelulósico em Biorreator**. 2005. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia Química de Lorena, Lorena, 2005. Disponível em: <https://sistemas.eel.usp.br/bibliotecas/antigas/2005/BID05002.pdf>. Acesso em: 10 out. 2021.

SEBRAE (Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas). Ponto de equilíbrio: ferramenta para manter seu negócio seguro. **Finanças**. 1 jan. 2014. Disponível em: <https://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/artigosFinancas/ponto-de-equilibrio,67ca5415e6433410VgnVCM1000003b74010aRCRD>. Acesso em: 03 mai. 2022.

SHULER, M. L.; KARGI, F. **Bioprocess engineering: Basic concepts**. 3ª ed. USA: Pearson Education LTD, 2002. *E-book*. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/0168-3659\(92\)90106-2](https://doi.org/10.1016/0168-3659(92)90106-2). Acesso em: 10 out. 2021.

SILVA, Carlos Eduardo Vieira da. **Produção enzimática de frutooligossacarídeos (FOS) por leveduras a partir de melão de cana-de-açúcar**. 2008. Tese de Doutorado - Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2008. Disponível em: <https://doi.org/10.11606/D.11.2009.tde-10032009-085546>. Acesso em: 23 out. 2021.

SILVA, Daiani Maria da. **Identificação de espécies de *Aspergillus* seção *Nigri* por taxonomia polifásica e descrição de duas novas espécies do gênero**. 2009. Dissertação (Pós-graduação em Microbiologia Agrícola) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2009. Disponível em: [http://repositorio.ufla.br/jspui/bitstream/1/2262/1/DISSERTA%C3%87%C3%83O\\_Identifica%C3%A7%C3%A3o%20de%20esp%C3%A9cies%20de%20Aspergillus%20Se%C3%A7%C3%A3o%20Nigri%20por%20taxonomia%20polif%C3%A1sica%20e%20descri%C3%A7%C3%A3o%20de%20duas%20novas%20esp%C3%A9cies%20do%20g%C3%AAnero.pdf](http://repositorio.ufla.br/jspui/bitstream/1/2262/1/DISSERTA%C3%87%C3%83O_Identifica%C3%A7%C3%A3o%20de%20esp%C3%A9cies%20de%20Aspergillus%20Se%C3%A7%C3%A3o%20Nigri%20por%20taxonomia%20polif%C3%A1sica%20e%20descri%C3%A7%C3%A3o%20de%20duas%20novas%20esp%C3%A9cies%20do%20g%C3%AAnero.pdf). Acesso em: 17 out. 2021.

SIMOES, A.; HIDALGO, C. **Citric acid**. 2021. Disponível em:

[oec.world/en/profile/hs92/citric-](https://oec.world/en/profile/hs92/citric-acid?growthSelector=value2&yearSelector1=tradeYear3&yearSelector2=tradeYear4&yearSelector5=tradeYear3)

[acid?growthSelector=value2&yearSelector1=tradeYear3&yearSelector2=tradeYear4&yearSelector5=tradeYear3](https://oec.world/en/profile/hs92/citric-acid?growthSelector=value2&yearSelector1=tradeYear3&yearSelector2=tradeYear4&yearSelector5=tradeYear3). Acesso em: 7 nov. 2021.

SOCCOL, Carlos R. *et al.* New perspectives for citric acid production and application.

**Food Technology and Biotechnology**, v. 44, n. 2, p. 141-149, mar. 2006.

Disponível em: <https://hrcak.srce.hr/file/161868>. Acesso em: 10 abr. 2022.

TORRES, R. C. O; et al. Produção de lactobacillus plantarum em melaço de cana-de-açúcar. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, v. 43, n. 1, p. 119–124, 2000.

Disponível em:

<https://doi.org/10.1590/S1516-89132000000100015>. Acesso em: 22 nov. 2021.

TOTVS. **DRE: O que é, importância, como fazer e como analisar**. Disponível em:

<https://www.totvs.com/blog/negocios/dre/>. Acesso em: 04 jun. 2022.

TREINAMENTO 24. **Como montar um laboratório químico**. 2022. Disponível em:

<https://treinamento24.com/library/lecture/read/846568-como-montar-um-laboratorio-quimico>. Acesso em: 10 mai. 2022.

TRICHEM. **Ácido Cítrico**. 2022. Disponível em:

<https://www.trichem.com.br/produtos/quimicos-industriais/acido-citrico/>. Acesso em: 18 jun. 2022.

UNIPELLI. **Ácido cítrico anidro**. Disponível em: [https://unipelli.com/wp-](https://unipelli.com/wp-content/uploads/2020_acido_cltrico_anidro.pdf)

[content/uploads/2020\\_acido\\_cltrico\\_anidro.pdf](https://unipelli.com/wp-content/uploads/2020_acido_cltrico_anidro.pdf). Acesso em: 23 nov. 2021.

VILLADSEN, John; NIELSEN, Jens; LIDÉN, Gunnar. **Bioreaction Engineering Principles**. Nova Iorque: Springer, 2011.

WARREN, R. **Taxa Interna de Retorno (TIR): o que é e como calcular na prática**.

Warren Magazine. 2021. Disponível em: <https://warren.com.br/magazine/taxa-interna-de-retorno-tir/>. Acesso em: 04 jun. 2022.

YAMAKAWA, Celina Kiyomi. **Avaliação da fermentação alcoólica com reciclo de células de hidrolisado celulósico de bagaço de cana-de-açúcar em unidade integrada e autônoma**. 2016. Tese (Doutorado em Engenharia Química) –

Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2016. Disponível em:

<https://core.ac.uk/download/pdf/296886018.pdf>

YETE. **Membranas de osmose reversa**. 2022. Disponível em:

<https://www.yete.com.br/membranas-de-osmose-reversa>. Acesso em: 09 jun. 2022.

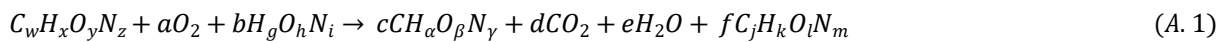
ZION MARKET RESEARCH. CITRIC ACID: Global & regional market size, business intelligence, Competitive landscape, industry analysis, statistical research, Historical trends and forecasts, 2016 – 2026. **Zion Market Research**, p. 186, 2021.

**APÊNDICE A - Cálculo dos coeficientes estequiométricos da reação de formação do ácido cítrico**

### Cálculo dos coeficientes estequiométricos da reação de formação do ácido cítrico

Levando em consideração a concentração inicial de sacarose de 150 g/L, um tempo de fermentação de 146 horas com o pH em torno de 6,0 e uma temperatura de 30°C sabe-se que a produção máxima de ácido cítrico nestas condições é de 96,56 g/L e que a concentração final de biomassa produzida é de 18,5 g/L (ALI *et al.*, 2002).

Tem-se que a equação geral para o processo de formação de ácido cítrico, água, biomassa e gás carbônico a partir de fontes de carbono, oxigênio e nitrogênio é dada pela seguinte reação:



Considerando um balanço por elemento, tem-se que:

$$\text{Para o carbono (C): } w = c + d + f * j \quad (A.2)$$

$$\text{Para o hidrogênio (H): } x + b * g = c * \alpha + 2 * e + f * k \quad (A.3)$$

$$\text{Para o oxigênio (O): } y + 2 * a + b * h = c * \beta + 2 * d + e + f * l \quad (A.4)$$

$$\text{Para o nitrogênio (N): } z + b * i = c * \delta + f * m. \quad (A.5)$$

A partir da composição dos elementos da reação como a fonte de carbono, nitrogênio, ácido cítrico e sabendo a composição elementar do *Aspergillus niger* dada através da Figura A.1 é possível encontrar os valores de alguns coeficientes da Equação A.1 (ZULKARNAI; HUZAIRY; FAHRURRAZI, 2014).

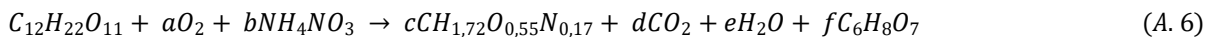
Figura A.1 - Composição elemental do *Aspergillus niger*

Table 3.2 Elemental composition of biomass for several microbial species

Microorganism	Elemental composition	Ash content (w/w%)	Condition
<i>Candida utilis</i>	CH <sub>1,83</sub> O <sub>0,46</sub> N <sub>0,19</sub>	7.0	Glucose limited, $D = 0.05 \text{ h}^{-1}$
	CH <sub>1,87</sub> O <sub>0,56</sub> N <sub>0,20</sub>	7.0	Glucose limited, $D = 0.45 \text{ h}^{-1}$
	CH <sub>1,83</sub> O <sub>0,54</sub> N <sub>0,10</sub>	7.0	Ammonia limited, $D = 0.05 \text{ h}^{-1}$
	CH <sub>1,87</sub> O <sub>0,56</sub> N <sub>0,20</sub>	7.0	Ammonia limited, $D = 0.45 \text{ h}^{-1}$
<i>Klebsiella aerogenes</i>	CH <sub>1,75</sub> O <sub>0,43</sub> N <sub>0,22</sub>	3.6	Glycerol limited, $D = 0.10 \text{ h}^{-1}$
	CH <sub>1,73</sub> O <sub>0,43</sub> N <sub>0,24</sub>	3.6	Glycerol limited, $D = 0.85 \text{ h}^{-1}$
	CH <sub>1,75</sub> O <sub>0,47</sub> N <sub>0,17</sub>	3.6	Ammonia limited, $D = 0.10 \text{ h}^{-1}$
	CH <sub>1,73</sub> O <sub>0,43</sub> N <sub>0,24</sub>	3.6	Ammonia limited, $D = 0.85 \text{ h}^{-1}$
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	CH <sub>1,82</sub> O <sub>0,58</sub> N <sub>0,16</sub>	7.3	Glucose limited, $D = 0.080 \text{ h}^{-1}$
	CH <sub>1,78</sub> O <sub>0,60</sub> N <sub>0,19</sub>	9.7	Glucose limited, $D = 0.255 \text{ h}^{-1}$
<i>Escherichia coli</i>	CH <sub>1,94</sub> O <sub>0,52</sub> N <sub>0,25</sub> P <sub>0,025</sub>	5.5	Unlimited growth
	CH <sub>1,77</sub> O <sub>0,49</sub> N <sub>0,24</sub> P <sub>0,017</sub>	5.5	Unlimited growth
	CH <sub>1,83</sub> O <sub>0,50</sub> N <sub>0,22</sub> P <sub>0,021</sub>	5.5	Unlimited growth
	CH <sub>1,96</sub> O <sub>0,55</sub> N <sub>0,25</sub> P <sub>0,022</sub>	5.5	Unlimited growth
<i>Pseudomonas fluorescens</i>	CH <sub>1,93</sub> O <sub>0,55</sub> N <sub>0,25</sub> P <sub>0,021</sub>	5.5	Unlimited growth
<i>Aerobacter aerogenes</i>	CH <sub>1,83</sub> O <sub>0,55</sub> N <sub>0,26</sub> P <sub>0,024</sub>	5.5	Unlimited growth
<i>Penicillium chrysogenum</i>	CH <sub>1,64</sub> O <sub>0,52</sub> N <sub>0,16</sub>	7.9	Unlimited growth
<i>Aspergillus niger</i>	CH <sub>1,72</sub> O <sub>0,55</sub> N <sub>0,17</sub>	7.5	Unlimited growth
Average	CH <sub>1,81</sub> O <sub>0,52</sub> N <sub>0,21</sub>	6.0	

Fonte: VILLADSEN *et al.* (2011)

Tem-se então:



Substituindo os valores encontrados nos balanços por componente:

$$\text{Para o carbono (C): } 12 = c + d + 6 * j \quad (\text{A. 7})$$

$$\text{Para o hidrogênio (H): } 22 + 4 * b = 1,72 * c + 2 * e + 8 * f \quad (\text{A. 8})$$

$$\text{Para o oxigênio (O): } 11 + 2 * a + 3 * b = 0,55 * c + 2 * d + e + 7 * f. \quad (\text{A. 9})$$

$$\text{Para o nitrogênio (N): } 2 * b = 0,17 * c \quad (\text{A. 10})$$

De acordo com as considerações feitas acima, é possível encontrar parâmetros cinéticos para o processo de fermentação como o rendimento de biomassa ( $Y_x/s$ ) e o rendimento do produto ( $Y_p/s$ ):



$$Y_{x/s} = \text{concentração final de biomassa produzida} / \text{concentração inicial de substrato} \quad (\text{A. 11})$$

$$Y_{x/s} = 18,5 \text{ g/L} / 150 \text{ g/L} = 0,123 \quad (\text{A. 12})$$

$$Y_{p/s} = \text{concentração final de produto formado} / \text{concentração inicial de substrato} \quad (\text{A. 13})$$

$$Y_{x/s} = 96,56 \text{ g/L} / 150 \text{ g/L} = 0,6437 \quad (\text{A. 14})$$

Através destas relações, é possível rearranjar estes parâmetros em termos dos coeficientes estequiométricos e suas massas molares:

$$Y_{x/s} = c/1 \times (\text{massa molar da biomassa} / \text{massa molar da sacarose}) \quad (\text{A. 15})$$

Para o cálculo da massa molar do *Aspergillus niger* é necessário levar em consideração sua composição elementar dada através da Figura A.1. O teor de cinzas da biomassa (ash) se encontra no valor de 7,5% em massa, esse termo simboliza o teor de oxigênio da amostra que não pode ser medido, mas deve ser calculado (VILLADSEN *et al.*, 2011).

$$\begin{aligned} \text{Massa molar da biomassa} \\ = \frac{24,9\text{g}}{\text{mol}} + 7,5\% \text{ teor de cinzas} \end{aligned} \quad (\text{A. 16})$$

$$\begin{aligned} \text{Massa molar da biomassa} &= 24,9 / (1 - 0,075) \\ &= 26,9 \text{ g/mol} \end{aligned} \quad (\text{A. 17})$$

Substituindo os valores da massa molar a biomassa (26,9 g/mol), da massa molar da sacarose (342 g/mol) e de  $Y_{x/s}$  tem-se que:

$$c = 0,123 \times \left( \frac{26,9}{342} \right) = 1,56 \quad (\text{A. 18})$$

A mesma relação é feita para encontrar o coeficiente estequiométrico f:

$$Y_{p/s} = f/1 \times (\text{massa molar do ácido cítrico} / \text{massa molar da sacarose}) \quad (\text{A. 19})$$

$$f = 0,6437 \times \left(\frac{192}{342}\right) =$$

1,15

(A. 20)

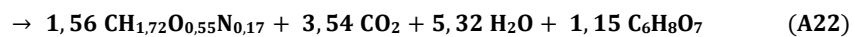
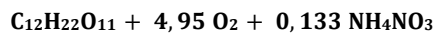
Substituindo os valores encontrados no balanço para o nitrogênio, encontra-se  $b = 0,133$ .

$$2 * b = 0,17 * c = 0,133$$

(A. 21)

Substituindo os coeficientes encontrados nos balanços para os outros componentes é possível encontrar todos as incógnitas:

Com todos os coeficientes encontrados, tem-se que a reação que define a formação de ácido cítrico a partir da sacarose e *Aspergillus niger* é dada pela Equação A.22.



**APÊNDICE B - Descrição do cálculo da quantidade de inóculo adicionada ao fermentador**

### Discrição do cálculo da quantidade de inóculo adicionada ao fermentador

Para o cálculo da quantidade inicial de inóculo leva-se em consideração a composição da corrente de entrada da fermentação A<sub>8</sub>, que transporta 105,7 ton/dia da mistura, sendo esta composta aproximadamente por 15% de sacarose (15,9 ton/dia) e 85% de água (89,8 ton/dia).

A partir dos dados de densidade da sacarose (1570 kg/m<sup>3</sup>) a 30°C é possível determinar o volume de substrato entrando na etapa de fermentação.

$$Volume = \frac{15900 \text{ kg/dia}}{1570 \text{ kg/m}^3} \times 1000 \text{ L/m}^3 = 10127,4 \text{ L/dia} \quad (B.1)$$

O próximo passo é calcular a quantidade de esporos no meio. Sabendo que a concentração padrão de esporos é de 10<sup>8</sup> esporos para cada 1 mL de substrato, tem-se a relação (PASTORE *et al.*, 2011).

$$\begin{aligned} 10^8 \text{ esporos} &- 1 \times 10^{-3} \text{ L} \\ x \text{ esporos} &- 10127,4 \text{ /dia} \rightarrow x \text{ esporos} = 1,01 \times 10^{15} \text{ esporos/dia} \end{aligned} \quad (B.2)$$

Calcula-se então o volume de cada esporo considerando que cada esporo tenha formato esférico e diâmetro de 4 µm (SILVA, D. 2009).

$$V = \frac{4}{3} \pi r^3 = 3,35 \times 10^{-14} \text{ L} \quad (B.3)$$

Assim é possível encontrar o volume total ocupado pelos esporos através da seguinte relação:

$$V_T = (1,01 \times 10^{15}) \times (3,35 \times 10^{-14}) \rightarrow V_T = 0,03392 \text{ m}^3 \text{ /dia}$$

Considerando que os esporos estão em uma solução de água e sacarose, aproximou-se a massa específica da mistura para 1081,25 kg/m<sup>3</sup> a partir do cálculo da média ponderada das densidades dos compostos a 30°C e suas composições de entrada no processo de fermentação; assim, determina-se a massa de biomassa

$$\begin{aligned} m_{\text{biomassa}} &= 0,03392 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \times 1081,25 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ m_{\text{biomassa}} &= 36,7 \text{ kg/dia} \end{aligned} \quad (B.5)$$

Logo a massa de biomassa necessária para a entrada no fermentador por dia é de 36,7 kg.

**APÊNDICE C - Descrição do cálculo da capacidade calorífica média e variação da entalpia**

### Descrição do cálculo da capacidade calorífica média e variação da entalpia

Para o cálculo do balanço energético, se fez necessário o cálculo das capacidades caloríficas médias e suas respectivas entalpias para cada etapa do processo.

#### 1) Esterilização

Para as temperaturas de 20°C a 100°C da mistura de água e sacarose são 3,835 e 3,92, e assim a capacidade calorífica média é dado por:

$$cp = \frac{3,835 + 3,92}{2} = 3,8775 \frac{kJ}{kg} * K \quad (C. 1)$$

A variação de entalpia é então calculada a partir do cp médio acima, apresentado pela Equação abaixo.

$$\Delta H = (3,8775) * (100 - 20) = 310,2 \frac{kJ}{kg} \quad (C. 2)$$

Para a segunda etapa de esterilização, com as temperaturas de 30°C a 100°C, as capacidades caloríficas são 3,845 e 3,92, e o cp médio dado pela Equação C.3.

$$cp = \frac{3,845 + 3,92}{2} = 3,8825 \text{ kJ/kg} * K \quad (C. 3)$$

A variação de entalpia é então calculada a partir do cp médio acima, apresentado pela Equação C.4.

$$\Delta H = (3,8825) * (30 - 100) = -271,775 \text{ kJ/kg} \quad (C. 4)$$

#### 2) Evaporação

Para o cálculo da entalpia de água e ácido cítrico, seguem-se as Equações C.5 e C.6 .

$$H_{inicial} = cp * T_{inicial} \quad (C. 5)$$

$$H_{final} = cp * T_{final} \quad (C. 6)$$

Substituindo as temperaturas iniciais e finais, respectivamente, 60°C e 100°C obtêm-se os valores de entalpias dos componentes, apresentados pelos cálculos das Equações C.7,C.8,C.9 e C.10.

$$H_{\text{água (60°C)}} = 4,19 * 60 = 251,4 \frac{kJ}{kg} \quad (C. 7)$$

$$H_{\text{água}} (100^{\circ}\text{C}) = 4,22 * 100 = 422 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (\text{C. 8})$$

$$H_{\text{ácido cítrico}} (60^{\circ}\text{C}) = 1,27 * 60 = 76,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (\text{C. 9})$$

$$H_{\text{ácido cítrico}} (100^{\circ}\text{C}) = 1,27 * 100 = 127 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (\text{C. 10})$$

### 3) Trocador de calor

Para o trocador de calor, a única diferença que há da evaporação é a temperatura de saída, 40°C, por isso será apresentado apenas os cálculos para a entalpia a esse valor de temperatura, haja vista que a 100°C (temperatura de entrada) já foi apresentada anteriormente

$$H_{\text{água}} (40^{\circ}\text{C}) = 4,18 * 40 = 167,2 \text{ kJ/kg} \quad (\text{C. 11})$$

$$H_{\text{ácido cítrico}} (40^{\circ}\text{C}) = 1,21 * 40 = 48,4 \text{ kJ/kg} \quad (\text{C. 12})$$

### 4) Cristalização

A cristalização como é um processo seguido do trocador de calor, tem como temperatura de entrada 40°C, com os cálculos de entalpia já apresentados acima. Por isso será demonstrado apenas os cálculos para a entalpia a 25°C, temperatura de saída.

$$H_{\text{água}} (25^{\circ}\text{C}) = 4,18 * 25 = 104,5 \text{ kJ/kg} \quad (\text{C. 13})$$

$$H_{\text{ácido cítrico}} (25^{\circ}\text{C}) = 1,18 * 25 = 29,5 \text{ kJ/kg} \quad (\text{C. 14})$$

### 5) Esterilização com integração energética

Com a integração energética na esterilização há apenas um cálculo, com as temperaturas de entrada e saída, respectivamente, 90°C a 100°C, e assim o cp médio é dado pela Equação C.15:

$$cp = \frac{3,88 + 3,92}{2} = 3,90 \text{ kJ/kg} * K \quad (\text{C. 15})$$

A variação de entalpia é então calculada a partir do cp médio acima, apresentado pela Equação C.16.

$$\Delta H = (3,90) * (100 - 90) = 39 \text{ kJ/kg} \quad (\text{C. 16})$$

### 6) Evaporação e trocador de calor 01 com integração energética

A integração energética entre o trocador de calor 01 e o evaporador permite que só se faz necessário uma vazão mássica de água, para aquecer a mistura (água e ácido cítrico) de 90°C a 100°C, e como apresentado anteriormente os cálculos de entalpia a 100°C, os cálculos nas Equações C.17 e C.18 são apenas para a temperatura inicial.

$$H_{\text{água (40°C)}} = 4,21 * 90 = 378,9 \text{ kJ/kg} \quad (\text{C. 17})$$

$$H_{\text{ácido cítrico (40°C)}} = 1,27 * 90 = 114,3 \text{ kJ/kg} \quad (\text{C. 18})$$

### 7) Vapor de água

A água é aquecida para ser utilizada como vapor para aquecimento das correntes internas aos equipamentos. Considerando que a água entra em toda etapa do processo a 120°C e sai a 70°C, o  $c_p$  médio é igual para todas as etapas em que é utilizada, e é dado pela Equação C.19:

$$c_p = \frac{4,23 + 4,19}{2} = 4,21 \text{ kJ/kg} * K \quad (\text{C. 19})$$

### 8) Ar

O ar comprimido é utilizado para secar os cristais de ácido cítrico. Considerando que o vapor a 60°C e sai a 35°C, o  $c_p$  médio é dado pela Equação C.20:

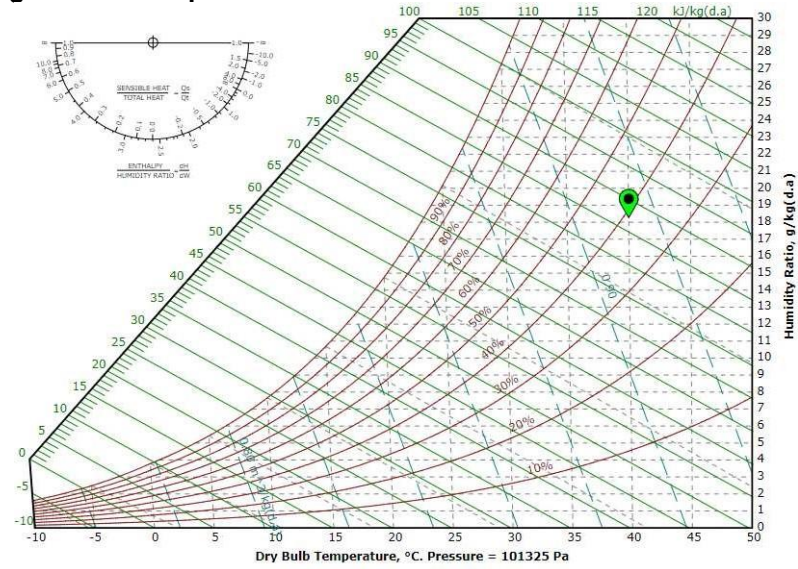
$$c_p = \frac{1,032 + 1,019}{2} = 1,0255 \text{ kJ/kg} * K \quad (\text{C. 20})$$

### 9) Secagem

As entalpias do ar foram obtidas através da carta psicrométrica, apresentadas com os pontos selecionados nas Figuras 1 e 2.

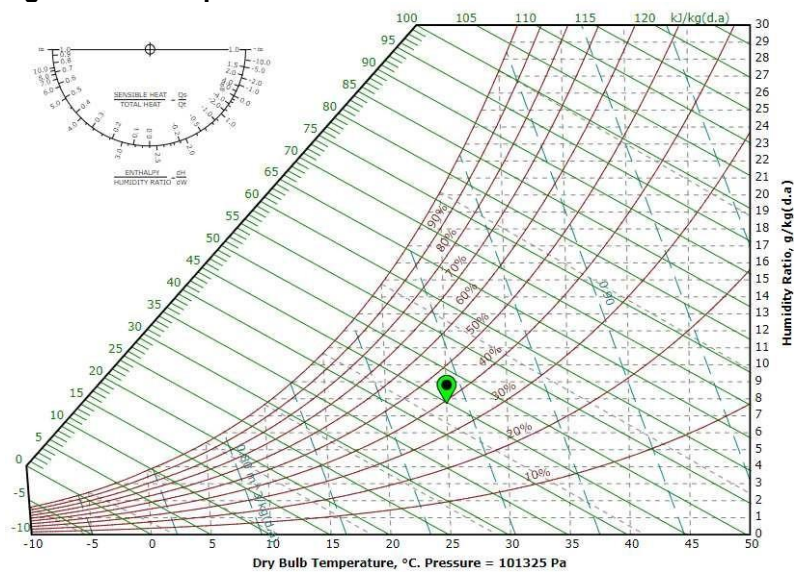


Figura C1: Entalpia do ar com umidade relativa de 39% a 40°C.



Fonte: Autoria própria (2022).

Figura C2: Entalpia do ar com umidade relativa de 39% a 25°C.



Fonte: Autoria própria (2022).

Já para a entalpia dos cristais de ácido cítrico, são calculados através das Equações C.22 e C.23 abaixo.

$$h_p = c_{p,s} * (T_p - T_{ref}) + c_{ar} * (T_{ar} - T_{ref}) * X \quad (C. 21)$$

$$h_{p,1} = 1,21 * (40 - 0) + 4,18 * (40 - 0) * 0,39 = 113,608 \text{ kJ/kg} * K \quad (C. 22)$$

$$h_{p,2} = 1,21 * (25 - 0) + 4,18 * (25 - 0) * 0,39 = 71,005 \text{ kJ/kg} * K \quad (C. 23)$$

## **APÊNDICE D - Análise da viabilidade financeira**

### Análise da viabilidade financeira

#### 1) Investimentos iniciais

Para os investimentos iniciais considera-se apenas os gastos que serão computados apenas uma vez nos gastos da Átrico.

Construção	Valor
Terreno	R\$ 5.000.000,00
Instalações	R\$ 435.707,86
Construção Civil	R\$ 43.570.785,76
ETE	R\$ 653.561,79
<b>Total</b>	<b>R\$ 49.660.055,41</b>

**Fonte: Autoria própria (2022)**

Os equipamentos foram custeados com base no dimensionamento realizado para cada etapa do processo. Os valores de cada equipamento são detalhados na Tabela D.2

**Tabela D.2 - Custos com equipamentos**

<b>Equipamento</b>	<b>Etapa</b>	<b>Preço</b>
Filtro de tambor rotativo a vácuo	Filtração 01	R\$99.400,00
Evaporador de filme descendente de três efeitos	Evaporação	R\$248.500,00
Cristalizador Oslo resfriamento	Cristalização	R\$497.000,00
Sistema de troca de íon grande volume	Desmineralização	R\$178.920,00
Esterilizador	Esterilização	R\$397.600,00
Filtro de tambor rotativo a vácuo	Filtração 02	R\$99.400,00
Reator encamisado	Reação 01	R\$397.600,00
Filtro de tambor rotativo a vácuo	Filtração 03	R\$99.400,00
Reator encamisado	Reação 02	R\$149.100,00
Filtro de banda horizontal a vácuo	Filtração 04	R\$223.650,00
Tanque de armazenamento de melaço	Armazenamento	R\$313.110,00
Tanque de armazenamento de gesso	Armazenamento	R\$74.550,00
tanque de armazenamento de micélio	Armazenamento	R\$104.370,00
Compressor de amônia	Utilidades	R\$109.340,00
Torre de absorção	Tratamento	R\$59.640,00
Centrífuga do tipo cesto com tambor rotativo	Centrifugação	R\$94.430,00
Secador de leite fluidizado	Secagem	R\$104.370,00
Tanque de armazenamento de ácido sulfúrico	Tratamento	R\$74.550,00
Tanque de armazenamento de cal	Tratamento	R\$59.640,00
Trocador de calor 2	Troca de calor 2	R\$74.550,00
Trocador de calor 1	Troca de calor 1	R\$69.580,00
Compressor de ar	Fermentação	R\$452.270,00
Caldeira	Utilidades	R\$248.500,00
Tanque de armazenamento de amônio	Fermentação	R\$74.550,00
Torre regeneradora	Tratamento de resíduos	R\$49.700,00
Secador (micélio)	Tratamento de resíduos	R\$447.300,00
Secador (sulfato de cálcio)	Tratamento de resíduos	R\$497.000,00
Fermentador	Fermentação	R\$8.697.500,00
<b>TOTAL</b>		<b>R\$13.995.520,00</b>

**Fonte: Autoria própria (2022)**

Os gastos com materiais gerais são os investimentos com os maquinários, e são apresentados na Tabela D.3.

**Tabela D.3: Custos com matérias gerais**

Maquinário	Valor
Empacotadora	R\$ 223.650,00
Empilhadeira	R\$ 100.870,00
Strechadeira	R\$ 61.750,00
<b>TOTAL</b>	<b>R\$ 386.270,00</b>

**Fonte: Autoria própria (2022)**

Os gastos com EPI's são apresentados na Tabela D.4, para um total de 100 funcionários.

**Tabela D.4 - Gastos com EPI's**

EPI's	Quantidade	Valor
Capacete	350	R\$ 8.575,00
Botas	200	R\$ 10.264,00
Protetor auricular	350	R\$ 4.980,50
Óculos de proteção	350	R\$ 2.065,00
<b>Total</b>		<b>R\$ 25.884,50</b>

**Fonte: Autoria própria (2022).**

E por fim, os veículos são investimentos para o transporte de mercadorias e de colaboradores, estimados dois caminhões e quatro carros, valores e modelos dos veículos apresentados na Tabela D.5.

**Tabela D.5 - Gastos com veículos**

	Modelo	Preço
Caminhão	Caminhão Volkswagen 24-280	R\$ 1.083.146,00
Carros	Saveiro Robust CS 1.6 Flex	R\$ 150.980,00
	Fiat Mobi Way	R\$ 111.980,00
Total		R\$ 1.346.106,00

**Fonte: Aatoria própria (2022).**

O investimento com laboratório foi determinado em conjunto com os gastos na construção e instalações.

## 2) Custo Fixo

Um dos principais gastos fixos da Átrico são os salários de todos os colaboradores, que são apresentados através da folha de pagamento. Nela está incluído o salário mensal, o 13º salário, 1/3 de férias, auxílio transporte, alimentação, FGTS (Fundo de Garantia por Tempo de Serviço), RAT (Risco Ambientais do Trabalho), INSS e sua provisão. Os custos são mostrados na Tabela 32.

**Tabela D.6A - Folha de pagamento dos funcionários**

Cargos	Turno			Comercial	Salário Mensal	13º	1/3 Férias
	1º	2º	3º				
Diretor Comercial				1	R\$ 13.144,00	R\$ 13.144,00	R\$ 4.381,33
Diretor Administrativo				1	R\$ 13.144,00	R\$ 13.144,00	R\$ 4.381,33
Diretor Operacional				1	R\$ 13.144,00	R\$ 13.144,00	R\$ 4.381,33
Diretor de RH				1	R\$ 12.144,00	R\$ 12.144,00	R\$ 4.048,00
Gerente Administrativo				1	R\$ 6.132,00	R\$ 6.132,00	R\$ 2.044,00
Gerente Operacional	1	1			R\$ 6.631,00	R\$ 6.631,00	R\$ 2.210,33
Gerente Comercial				1	R\$ 6.220,00	R\$ 6.220,00	R\$ 2.073,33
Gerente de manutenção	1	1			R\$ 6.631,00	R\$ 6.631,00	R\$ 2.210,33
Técnico de manutenção	3	3	3		R\$ 3.109,00	R\$ 3.109,00	R\$ 1.036,33
Gerente de Pessoas				1	R\$ 4.062,00	R\$ 4.062,00	R\$ 1.354,00
Setor de Cobrança				4	R\$ 2.500,75	R\$ 2.500,75	R\$ 833,58
Setor Financeiro				5	R\$ 2.500,75	R\$ 2.500,75	R\$ 833,58
Setor de Produção	15	15	15		R\$ 2.500,75	R\$ 2.500,75	R\$ 833,58
Setor RH				5	R\$ 2.500,75	R\$ 2.500,75	R\$ 833,58
Setor de departamento pessoal				5	R\$ 2.500,75	R\$ 2.500,75	R\$ 833,58
Setor Comercial				5	R\$ 2.500,75	R\$ 2.500,75	R\$ 833,58
Setor de Marketing				5	R\$ 2.500,75	R\$ 2.500,75	R\$ 833,58
Técnico de laboratório				2	R\$ 3.073,00	R\$ 3.073,00	R\$ 1.024,33
Técnico de enfermagem	1	1	1		R\$ 2.500,00	R\$ 2.500,00	R\$ 833,33

**Fonte: Aatoria própria (2022)**

**Tabela D.6B - Folha de pagamento dos funcionários**

Cargos	FGTS	RAT	INSS	IRRF
Diretor Comercial	R\$ 1.051,52	R\$ 262,88	R\$ 3.614,60	R\$ 3.091,01
Diretor Administrativo	R\$ 1.051,52	R\$ 262,88	R\$ 3.614,60	R\$ 3.091,01
Diretor Operacional	R\$ 1.051,52	R\$ 262,88	R\$ 3.614,60	R\$ 3.091,01
Diretor de RH	R\$ 971,52	R\$ 242,88	R\$ 3.339,60	R\$ 2.816,01
Gerente Administrativo	R\$ 490,56	R\$ 122,64	R\$ 1.379,70	R\$ 951,31
Gerente Operacional	R\$ 530,48	R\$ 132,62	R\$ 1.491,98	R\$ 1.063,58
Gerente Comercial	R\$ 497,60	R\$ 124,40	R\$ 933,00	R\$ 1.186,91
Gerente de manutenção	R\$ 530,48	R\$ 132,62	R\$ 1.823,53	R\$ 709,05
Técnico de manutenção	R\$ 248,72	R\$ 62,18	R\$ 854,98	R\$ 331,38
Gerente de Pessoas	R\$ 324,96	R\$ 81,24	R\$ 1.117,05	R\$ 593,46
Setor de Cobrança	R\$ 200,06	R\$ 50,02	R\$ 187,56	R\$ 44,76
Setor Financeiro	R\$ 200,06	R\$ 50,02	R\$ 187,56	R\$ 44,76
Setor de Produção	R\$ 200,06	R\$ 50,02	R\$ 187,56	R\$ 44,76
Setor RH	R\$ 200,06	R\$ 50,02	R\$ 187,56	R\$ 44,76
Setor de departamento pessoal	R\$ 200,06	R\$ 50,02	R\$ 187,56	R\$ 44,76
Setor Comercial	R\$ 200,06	R\$ 50,02	R\$ 187,56	R\$ 44,76
Setor de Marketing	R\$ 200,06	R\$ 50,02	R\$ 187,56	R\$ 44,76
Técnico de laboratório	R\$ 245,84	R\$ 61,46	R\$ 230,48	R\$ 87,68
Técnico de enfermagem	R\$ 200,00	R\$ 50,00	R\$ 187,50	-

**Fonte: Autoria própria (2022)**

**Tabela D.6C – Folha de pagamento dos funcionários**

Cargos	Custo mensal	Custo anual	Adicional noturno
Diretor Comercial	R\$ 14.458,40	R\$ 191.026,13	R\$ 0,00
Diretor Administrativo	R\$ 14.458,40	R\$ 191.026,13	R\$ 0,00
Diretor Operacional	R\$ 14.458,40	R\$ 191.026,13	R\$ 0,00
Diretor de RH	R\$ 13.358,40	R\$ 176.492,80	R\$ 0,00
Gerente Administrativo	R\$ 6.745,20	R\$ 89.118,40	R\$ 0,00
Gerente Operacional	R\$ 15.417,08	R\$ 193.846,23	R\$ 828,88
Gerente Comercial	R\$ 6.842,00	R\$ 90.397,33	R\$ 0,00
Gerente de manutenção	R\$ 15.417,08	R\$ 193.846,23	R\$ 828,88
Técnico de manutenção	R\$ 31.167,73	R\$ 378.158,03	R\$ 388,63
Gerente de Pessoas	R\$ 4.468,20	R\$ 59.034,40	R\$ 0,00
Setor de Cobrança	R\$ 11.003,30	R\$ 135.373,93	R\$ 0,00
Setor Financeiro	R\$ 13.754,13	R\$ 168.383,83	R\$ 0,00
Setor de Produção	R\$ 128.476,03	R\$ 1.545.046,71	R\$ 312,59
Setor RH	R\$ 13.754,13	R\$ 168.383,83	R\$ 0,00
Setor de departamento pessoal	R\$ 13.754,13	R\$ 168.383,83	R\$ 0,00
Setor Comercial	R\$ 13.754,13	R\$ 168.383,83	R\$ 0,00
Setor de Marketing	R\$ 13.754,13	R\$ 168.383,83	R\$ 0,00
Técnico de laboratório	R\$ 6.760,60	R\$ 85.224,53	R\$ 0,00
Técnico de enfermagem	R\$ 8.562,50	R\$ 106.083,33	R\$ 312,50

**Fonte: Autoria própria (2022).**

Além dos colaboradores, a Átrico também terá funcionários terceirizados trabalhando na planta, em áreas como limpeza, segurança e refeitório. Os gastos com esses funcionários são apresentados na Tabela D.7.

**Tabela D.7: Gastos com funcionários terceirizados**

Terceiros	Valor
Limpeza	R\$ 136.980,00
Segurança	R\$ 84.000,00
Refeitório	R\$ 280.300,00
<b>Total</b>	<b>R\$ 501.280,00</b>

**Fonte: Autoria própria (2022)**

O consumo de água foi considerado como 30% do consumo médio diário da população brasileira para água e 100% para energia. Em média, uma pessoa consome 0,20 m<sup>3</sup> de água por dia e aproximadamente 5,07 kWh de energia, segundo a SAEMAS (2022) e a CPFL (2021).

Considerando que todos os 99 colaboradores consomem a mesma quantidade de água, e que a energia é gasta majoritariamente na área administrativa, os custos se resumem-se aos dados da Tabela D.8.



**Tabela D.8: Custos com água/esgoto e energia**

	Consumo diário	Consumo mensal	Custo unitário	Custo mensal	Custo anual
Água/esgoto	5,94 m <sup>3</sup>	183,38 m <sup>3</sup>	18,96 R\$/m <sup>3</sup>	R\$ 3.425,60	R\$ 41.107,18
Energia	564,3 kwh	15518 kwh	0,54 R\$/kwh	R\$ 8.244,20	R\$ 98.930,40

**Fonte: Autoria própria (2022)**

O custo de manutenção anual foi determinado com base na depreciação anual dos equipamentos. Considerando uma taxa de depreciação de 10% a.a., o custo da manutenção fica por R\$ 1.399.552,00

Os custos do setor administrativo são baseados nos gastos básicos de papelaria, internet e equipamentos. Os custos do laboratório são para os materiais de análise e insumos. Ambos foram estimados com base em pesquisas com indústrias parceiras.

### 3) Custos variáveis

Os custos variáveis incluem os gastos com água, energia, matéria-prima e embalagens utilizadas no processo produtivo, conforme as Tabelas D.9.

**Tabela D.9: Gastos com água do processo produtivo.**

	Consumo anual (ton/ano)	Custo médio	Custo anual
Água do processo	100,45	2,42 R\$/m <sup>3</sup>	R\$ 243.089,00

**Fonte: Autoria própria (2022)**

**Tabela D.10: Gastos com matéria-prima/insumos.**

Matéria-prima/insumos	Quantidade diária (ton/dia)	Preço (R\$/ton)	Custo mensal	Custo anual
Melaço de cana	27	R\$ 2.500,00	R\$ 1.856.250,00	R\$ 22.275.000,00
Nitrato de amônio	0,49476	R\$ 4.600,00	R\$ 62.587,14	R\$ 751.045,68
Inóculo	0,0367	R\$ 2.900,00	R\$ 2.926,83	R\$ 35.121,90
Cal	4,89	R\$ 497,00	R\$ 66.834,08	R\$ 802.008,90
Ácido sulfúrico 90%	5,185	R\$ 1.920,00	R\$ 273.768,00	R\$ 3.285.216,00
Lenha	7,248	R\$ 1.980,00	R\$ 394.653,60	R\$ 4.735.843,20
Total				R\$ 31.884.235,68

**Fonte: Autoria própria (2022)**

**Tabela D.11 - Gastos com utilidades do processo.**

	Consumo anual (ton/ano)	Custo médio	Custo anual
Água	204,79	2,42 R\$/m <sup>3</sup>	R\$ 1.066.979,19
Amônia	743,35	1,700 R\$/ton	R\$ 1.263.702,61

**Fonte: Autoria própria (2022)**

Tabela D.12 - Custo anual com energia elétrica

Equipamentos	Consumo diário	Custo (R\$/kwh)	Custo mensal	Custo anual
Filtro de tambor rotativo a vácuo	3	R\$ 0,54	R\$ 1.069,20	R\$ 12.830,40
Evaporador de filme descendente de três efeitos	2	R\$ 0,54	R\$ 712,80	R\$ 8.553,60
Cristalizador Oslo resfriamento	15	R\$ 0,54	R\$ 5.346,00	R\$ 64.152,00
Sistema de troca de íon grande volume	5,5	R\$ 0,54	R\$ 1.960,20	R\$ 23.522,40
Esterilizador	12,5	R\$ 0,54	R\$ 4.455,00	R\$ 53.460,00
Filtro de tambor rotativo a vácuo	4	R\$ 0,54	R\$ 1.425,60	R\$ 17.107,20
Reator encamisado	15	R\$ 0,54	R\$ 5.346,00	R\$ 64.152,00
Filtro de tambor rotativo a vácuo	4	R\$ 0,54	R\$ 1.425,60	R\$ 17.107,20
Reator encamisado	5,5	R\$ 0,54	R\$ 1.960,20	R\$ 23.522,40
Filtro de banda horizontal a vácuo	9	R\$ 0,54	R\$ 3.207,60	R\$ 38.491,20
Centrífuga do tipo cesto com tambor rotativo	3	R\$ 0,54	R\$ 1.069,20	R\$ 12.830,40
Secador de leite fluidizado	1	R\$ 0,54	R\$ 356,40	R\$ 4.276,80
Desmineralizador de Água Industrial	3	R\$ 0,54	R\$ 1.069,20	R\$ 12.830,40
Compressor de amônia	15	R\$ 0,54	R\$ 5.346,00	R\$ 64.152,00
Caldeira	1,5	R\$ 0,54	R\$ 534,60	R\$ 6.415,20
Compressor de ar	15	R\$ 0,54	R\$ 5.346,00	R\$ 64.152,00
Torre de absorção	2,2	R\$ 0,54	R\$ 784,08	R\$ 9.408,96
Torre regeneradora	2,2	R\$ 0,54	R\$ 784,08	R\$ 9.408,96
Fermentador	15	R\$ 0,54	R\$ 5.346,00	R\$ 64.152,00
Trocador de calor (63304 kJ/h)	30	R\$ 0,54	R\$ 10.692,00	R\$ 128.304,00
Secador micélio	4	R\$ 0,54	R\$ 1.425,60	R\$ 17.107,20
Secador sulfato de cálcio	5,5	R\$ 0,54	R\$ 1.960,20	R\$ 23.522,40
Trocador de calor (1 ton/h)	30	R\$ 0,54	R\$ 10.692,00	R\$ 128.304,00
<b>Total</b>				<b>R\$ 867.762,72</b>

Fonte: Autoria própria (2022)

## 4) Capital de Giro Inicial

Sabendo que o Capital de giro é calculado pela equação D.1.

$$\text{Capital de giro mensal} = \frac{\text{Custos variáveis anuais} + \text{custos fixos anuais}}{12} * 3 \text{ meses} \quad (D. 1)$$

Os dados para um capital de giro de 3 meses são apresentados na Tabela D.13.

**Tabela D.13 - Capital de giro**

Descrição	Resultado
Custos Fixos	R\$ 72.376.649,01
Custos Variavel	R\$ 37.862.214,40
Capital de giro	R\$ 27.559.715,85

**Fonte: Autoria própria (2022)**

## 5) Demonstração de resultado de exercício (DRE)

**Tabela D.14A - Demonstração de resultado do exercício do primeiro ao quinto ano de operação**

Capacidade de produção	60%	70%	80%	90%	95%
Ano	1	2	3	4	5
(+) Receita bruta anual	R\$ 163.463.430,24	R\$ 190.707.335,28	R\$ 217.951.240,32	R\$ 245.195.145,36	R\$ 258.817.097,88
(-) Impostos diretos	-R\$ 50.101.541,37	-R\$ 58.451.798,26	-R\$ 66.802.055,16	-R\$ 75.152.312,05	-R\$ 79.327.440,50
(-) Custos operacionais	-R\$ 95.093.977,66	-R\$ 98.880.199,10	-R\$ 102.666.420,54	-R\$ 106.452.641,98	-R\$ 108.345.752,70
(=) EBITDA	R\$ 18.267.911,22	R\$ 33.375.337,92	R\$ 48.482.764,63	R\$ 63.590.191,33	R\$ 71.143.904,68
(-) Depreciação	-R\$ 3.655.175,42	-R\$ 3.655.175,42	-R\$ 3.655.175,42	-R\$ 3.655.175,42	-R\$ 3.655.175,42
(-) Despesa Financeira	-R\$ 23.039.922,45	-R\$ 23.753.194,40	-R\$ 20.972.332,62	-R\$ 18.191.470,84	-R\$ 15.410.609,05
(=) Lucro Líquido antes dos impostos (LAIR)	-R\$ 8.427.186,66	R\$ 5.966.968,10	R\$ 23.855.256,59	R\$ 41.743.545,08	R\$ 52.078.120,21
(-) IRPJ+CSSL+ADIRPJ	-R\$ 2.867.243,46	R\$ 2.026.769,15	-R\$ 8.108.787,24	-R\$ 14.190.805,33	-R\$ 17.704.560,87
(=) Lucro Líquido depois dos impostos	-R\$ 11.294.430,12	R\$ 7.993.737,25	R\$ 15.746.469,35	R\$ 27.552.739,75	R\$ 34.373.559,34
(-) Amortização Financeiro	R\$ -	-R\$ 17.870.944,64	-R\$ 17.870.944,64	-R\$ 17.870.944,64	-R\$ 17.870.944,64
(=) Fluxo de Caixa	-R\$ 11.294.430,12	-R\$ 9.877.207,38	-R\$ 2.124.475,29	R\$ 9.681.795,11	R\$ 16.502.614,70

**Fonte: Autoria própria (2022)**

**Tabela D.14B - Demonstrativo de resultados de exercício do sexto ao décimo ano de operação**

Capacidade de produção	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%
Ano	6	7	8	9	10
(+) Receita bruta anual	R\$ 272.439.050,40	R\$ 272.439.050,40	R\$ 272.439.050,40	R\$ 272.439.050,40	R\$ 272.439.050,40
(-) Impostos diretos	-R\$ 83.502.568,95	-R\$ 83.502.568,95	-R\$ 83.502.568,95	-R\$ 83.502.568,95	-R\$ 83.502.568,95
(-) Custos operacionais	-R\$ 110.238.863,42	-R\$ 110.238.863,42	-R\$ 110.238.863,42	-R\$ 110.238.863,42	-R\$ 110.238.863,42
(=) EBITDA	R\$ 78.697.618,04	R\$ 78.697.618,04	R\$ 78.697.618,04	R\$ 78.697.618,04	R\$ 78.697.618,04
(-) Depreciação	-R\$ 3.655.175,42	-R\$ 3.655.175,42	-R\$ 3.655.175,42	-R\$ 3.655.175,42	-R\$ 3.655.175,42
(-) Despesa Financeira	-R\$ 12.629.747,27	-R\$ 9.848.885,48	-R\$ 7.068.023,70	-R\$ 4.287.161,92	-R\$ 1.506.300,13
(=) Lucro Líquido antes dos impostos (LAIR)	R\$ 62.412.695,35	R\$ 65.193.557,13	R\$ 67.974.418,92	R\$ 70.755.280,70	R\$ 73.536.142,49
(-) IRPJ+CSSL+ADIRPJ	-R\$ 21.218.316,42	-R\$ 22.163.809,43	-R\$ 23.109.302,43	-R\$ 24.054.795,44	-R\$ 25.000.288,45
(=) Lucro Líquido depois dos impostos	R\$ 41.194.378,93	R\$ 43.029.747,71	R\$ 44.865.116,49	R\$ 46.700.485,26	R\$ 48.535.854,04
(-) Amortização Financeiro	-R\$ 17.870.944,64	-R\$ 17.870.944,64	-R\$ 17.870.944,64	-R\$ 17.870.944,64	-R\$ 17.870.944,64
(=) Fluxo de Caixa	R\$ 23.323.434,29	R\$ 25.158.803,07	R\$ 26.994.171,85	R\$ 28.829.540,63	R\$ 30.664.909,40

**Fonte: Autoria própria (2022)**