



Universidade do Estado do Rio de Janeiro

Centro de Tecnologia e Ciências

Instituto de Química

Arthur Vinicius Lopes Barbosa

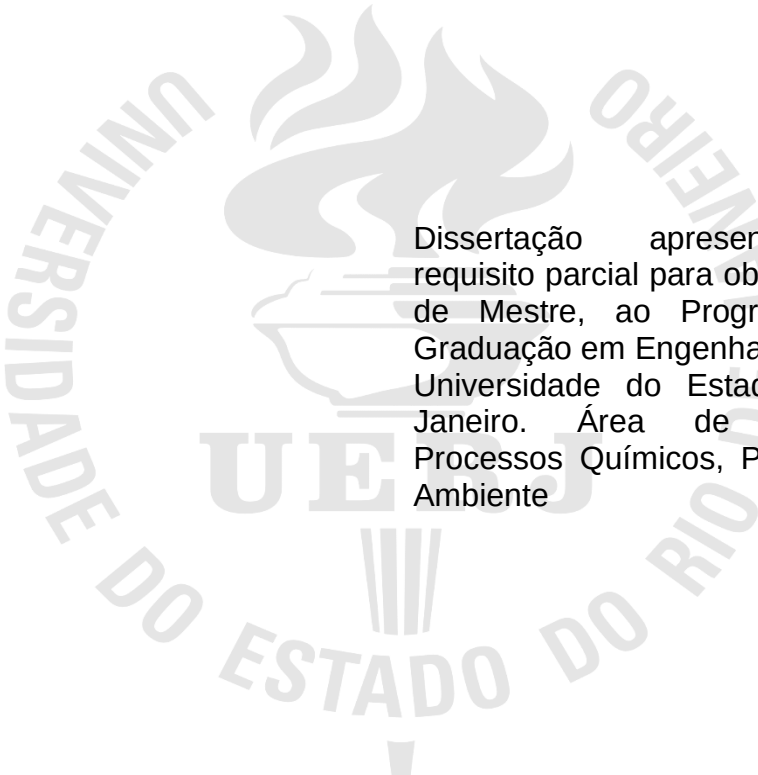
**Análise da viabilidade técnico-econômica da produção de ácido
succínico por diferentes rotas bioquímicas**

Rio de Janeiro

2021

Arthur Vinicius Lopes Barbosa

**Análise da viabilidade técnico-econômica da produção de ácido succínico por
diferentes rotas bioquímicas**



Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Área de concentração: Processos Químicos, Petróleo e Meio Ambiente

Orientadores: Prof. Dr. Márcio Luis Lyra Paredes
Prof. Dr. Pedro Henrique Rodrigues Alijó

Rio de Janeiro

2021

CATALOGAÇÃO NA FONTE
UERJ / REDE SIRIUS / BIBLIOTECA CTC/Q

B238 Barbosa, Arthur Vinicius Lopes.
Análise da viabilidade técnico-econômica da produção de ácido succínico por diferentes rotas bioquímicas. – 2021.
164 f.

Orientador: Márcio Luis Lyra Paredes
Pedro Henrique Rodrigues Alijó

Dissertação (Mestrado) – Universidade do Estado do Rio de Janeiro.
Instituto de Química.

1. Ácido succínico – Teses. I. Paredes, Márcio Luis Lyra. II. Alijó, Pedro Henrique Rodrigues. III. Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Instituto de Química. IV. Título.

CDU 547.461.4

Autorizo, apenas para fins acadêmicos e científicos, a reprodução total ou parcial desta dissertação, desde que citada a fonte.

Arthur Vinicius Lopes Barbosa

Assinatura

21/03/2022

Data

Arthur Vinicius Lopes Barbosa

Análise da viabilidade técnico-econômica da produção de ácido succínico por diferentes rotas bioquímicas

Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Área de concentração: Processos Químicos, Petróleo e Meio Ambiente

Aprovado em 21 de julho de 2021.

Banca Examinadora:



Prof. Dr. Márcio Luis Lyra Paredes (Orientador)

Faculdade de Química – UERJ



Prof. Dr. Pedro Henrique Rodrigues Alijó (Orientador)

Faculdade de Química - UERJ



Dr. Jeiveison Gobério Soares Santos Maia

Centro Tecnológico da Indústria Química e Têxtil - CETIQT



Prof. Dr. André Luis Alberton

Faculdade de Química - UERJ



Prof. Dr. Edmar das Mercês Penha

Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro - PUC-Rio

Rio de Janeiro

2021

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a minha família por todo amor e carinho.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente a Deus, pois sem ele nunca poderia ter conquistado nada ou superado os obstáculos dessa grande caminhada da vida.

A meus pais que sempre me apoiaram, aconselharam e me deram forças para nunca desistir qualquer que fosse o desafio.

A minha avó que sempre esteve ao meu lado, me incentivando e torcendo por mim. As minhas tias por todo apoio e paciência, principalmente nos momentos mais difíceis, assim como a minha querida irmã.

Aos professores Márcio Paredes e Pedro Alijó por toda orientação, sendo sempre solícitos e pacientes.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da UERJ pela oportunidade dada para prosseguir com meus estudos que contribuíram no meu desenvolvimento profissional e acadêmico.

À CAPES pelo apoio financeiro ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da UERJ.

RESUMO

BARBOSA, A. V. L. *Análise da viabilidade técnico-econômica da produção de ácido succínico por diferentes rotas bioquímicas*. 2021. 164f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto de Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2021.

A indústria de base biológica é considerada uma opção de grande potencial para a produção de energia, materiais e produtos químicos de alto valor agregado como alternativa aos recursos fósseis. O ácido succínico é considerado um componente-chave na obtenção de uma série de produtos comercialmente importantes e serve de matéria-prima para a fabricação de muitas *commodities* químicas. Nesse contexto, avaliações técnico-econômicas devem ser realizadas para assegurar que as rotas bioquímicas de produção do ácido succínico sejam economicamente viáveis e competitivas. Neste trabalho, propõe-se uma metodologia baseada na pesquisa bibliográfica para identificação e comparação de quatro rotas tecnológicas para a produção de ácido succínico através de fontes renováveis (biomassa). A simulação computacional das rotas tecnológicas foi realizada pelo software *Aspen Plus® V11* e a estimativa de custo dos principais equipamentos do processo através do *Aspen Plus Economic Analyzer (APEA)*. Métodos para a avaliação econômica foram adotados, permitindo uma comparação dos processos bioquímicos com base em seus coeficientes técnicos e preço mínimo de venda do produto. A partir da metodologia adotada foi possível estimar o preço de venda mínimo do ácido succínico que varia entre 2,35 e 3,23 USD/kg. No entanto, existem muitas oportunidades de redução de custos, uma vez que os principais fatores impactantes no custo de produção são o tipo de microrganismo selecionado e a etapa *downstream*.

Palavras-chave: Ácido succínico. Rotas bioquímicas. Simulação de processos. Avaliação técnico-econômica.

ABSTRACT

BARBOSA, A. V. L. *Techno-economic analysis of succinic acid production by different biochemical routes*. 2021. 164f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto de Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2021.

The bio-based industry is considered as an option with great potential for the production of energy, materials and high-value chemical products as an alternative to fossil resources. Succinic acid is taken as a key component in the manufacturing of a number of commercially important products and serves as a raw material for the manufacture a lot of chemical commodities. In this context, technical and economic evaluations must be carried out to ensure that the biochemical routes for the production of succinic acid are economically viable and competitive. In this work, a methodology based on bibliographic research is proposed to identify and compare four technological routes for the production of succinic acid from renewable sources (biomass). The computational simulation of the technological routes was performed using the Aspen Plus® V11 and the cost estimation of the main process equipment through the Aspen Plus Economic Analyzer (APEA). Methods for economic evaluation were adopted, allowing a comparison of biochemical processes based on their technical coefficients and minimum selling price of the product. From the adopted methodology, it was possible to estimate the minimum selling price of succinic acid, which varies between 2,35 and 3,23 USD/kg. However, it is quite possible to find opportunities to decrease the costs, since the main factors impacting the production cost are the type of microorganism selected and the downstream step.

Keywords: Succinic acid. Biochemical routes. Process simulation. Technical-economic evaluation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Estrutura química do ácido succínico.....	21
Figura 2 - Síntese química do ácido succínico	22
Figura 3 - Aplicações a partir do ácido succínico	23
Figura 4 - Principais biomassas e seus substratos correspondentes.....	25
Figura 5 - Diagrama de blocos da Recuperação do ácido succínico.....	31
Figura 6 - Principais operações de separação primária do ácido succínico	32
Figura 7 - Diagrama de blocos da etapa downstream das rotas bioquímicas	38
Figura 8 - Fluxograma do conceito da metodologia aplicada	43
Figura 9 - Etapa de esterilização e fermentação (BioAmber)	50
Figura 10 - Etapa de purificação (BioAmber)	51
Figura 11 - Etapa de secagem (BioAmber)	52
Figura 12 - Etapa de esterilização e fermentação (Myriant)	54
Figura 13 - Etapa de recuperação do ácido succínico (Myriant)	55
Figura 14 - Etapa de purificação (Myriant)	56
Figura 15 - Etapa de secagem do produto (Myriant)	57
Figura 16 - Etapa de esterilização e fermentação (Reverdia)	59
Figura 17 - Etapa de purificação (Reverdia).....	60
Figura 18 - Etapa de secagem (Reverdia).....	61
Figura 19 - Etapa de esterilização e fermentação (PEP).....	62
Figura 20 - Etapa de recuperação (PEP)	63
Figura 21 - Etapa de purificação (PEP)	64
Figura 22 - Etapa de secagem (PEP).....	65
Figura 23 - Distribuição de custo dos equipamentos principais.....	71
Figura 24 - Comparação das estimativas do CAPEX por rota tecnológica.....	77
Figura 25 - Comparação do custo operacional (OPEX)	82
Figura 26 - Evolução do preço de mercado do ácido succínico	88
Figura 27 - Preço de venda mínimo do ácido succínico por rota tecnológica. A linha tracejada vermelha indica o preço de mercado médio do ácido succínico praticado no mercado nacional entre 2009 e 2019 (Comex Stat, 2020).	89
Figura 28 - Análise de sensibilidade para a rota Myriant.....	92

Figura 29 - Análise de sensibilidade par a rota PEP	93
Figura 30 - Análise de sensibilidade para a rota Reverdia	94
Figura 31 - Análise de sensibilidade para a rota BioAmber	95
Figura 32 - Representação - Evaporador multiestágios	111
Figura 33 - Representação simplificada - Destilação a vácuo	113
Figura 34 - Representação da etapa de cromatografia por troca iônica	115
Figura 35 - Representação da etapa de extração reativa	117
Figura 36 - Área 100 - Fermentação	121
Figura 37 - Área 200 - recuperação/purificação	122
Figura 38 - Evaporador de múltiplos estágios (E-204)	123
Figura 39 - Área 100 - Fermentação	124
Figura 40 - Área 200 - recuperação/purificação	125
Figura 41 - Evaporador de múltiplos estágios (E-201)	126
Figura 42 - Área 100 - Fermentação	127
Figura 43 - Área 200 - purificação	128
Figura 44 - Evaporador de múltiplos estágios (E-201)	129
Figura 45 - Destilação (E-206)	130
Figura 46 - Área 100 - Fermentação	131
Figura 47 - Área 200 - purificação	132
Figura 48 - Evaporador de múltiplos estágios (E-201)	133

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Características do ácido succínico	21
Tabela 2 – Comparação entre processos petroquímicos e bioquímicos	28
Tabela 3 - produtores mundiais de ácido succínico de base biológica.....	30
Tabela 4 - Métodos de separação para recuperação de ácido succínico.....	35
Tabela 5 - Patentes depositadas pela BioAmber, Myriant e Reverdia	36
Tabela 6 - Trabalhos publicados sobre avaliação técnico-econômica do AS.....	40
Tabela 7 – Comparação entre métodos de avaliação de investimento	48
Tabela 8 - Estimativa do CAPEX por rota tecnológica (Valores em MM USD)	74
Tabela 9 - Estimativa do CAPEX - Brasil.....	75
Tabela 10 - Custo total de matéria-prima (Valores em MM USD)	78
Tabela 11 - Custo total de utilidades (Valores em MM USD)	78
Tabela 12 – Estimativa do N° de operadores – Myriant	79
Tabela 13 – Estimativa do N° de operadores – PEP	80
Tabela 14 – Estimativa do N° de operadores – BioAmber	80
Tabela 15 – Estimativa do N° de operadores – Reverdia.....	80
Tabela 16 – Premissas para a estimativa do custo fixo.....	81
Tabela 17 – Fluxo de caixa da rota Myriant (valores em MM USD)	84
Tabela 18 – Fluxo de caixa da rota PEP (valores em MM USD).....	85
Tabela 19 – Fluxo de caixa da rota Reverdia (valores em MM USD).....	86
Tabela 20 – Fluxo de caixa da rota BioAmber (valores em MM USD)	87
Tabela 21 - Pressões no sistema de evaporação de múltiplos estágios	111
Tabela 22 - Reações estequiométricas - Processo BioAmber	112
Tabela 23 – Reações estequiométricas – Processo Myriant.....	114
Tabela 24 – Reações estequiométricas – Processo Reverdia	116
Tabela 25 - Reações estequiométricas - Processo PEP	116
Tabela 26 - Detalhamento do custo fixo em MM USD - Myriant.....	118
Tabela 27 - Detalhamento do custo fixo em MM USD - PEP	118
Tabela 28 - Detalhamento do custo fixo em MM USD - Reverdia	119
Tabela 29 - Detalhamento do custo fixo em MM USD – BioAmber	119

Tabela 30 - Balanço de massa - rota Myriant.....	134
Tabela 31 - Balanço de massa - rota PEP	140
Tabela 32 - Balanço de massa - rota BioAmber.....	144
Tabela 33 - Balanço de massa - rota Reverdia	148
Tabela 34 - Lista de equipamentos - Myriant	153
Tabela 35 - Lista de equipamentos - Reverdia.....	155
Tabela 36 - Lista de equipamentos - BioAmber	157
Tabela 37 - Lista de equipamentos - PEP	159
Tabela 38 - Coeficientes técnicos - Rota Myriant	162
Tabela 39 - Coeficientes técnicos - Rota BioAmber	163
Tabela 40 - Coeficientes técnicos - Rota Reverdia	163
Tabela 41 - Coeficientes técnicos - Rota PEP.....	164

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ACC	<i>Applied Carbochemicals</i>
APEA	<i>Aspen Process Economic Analyzer</i>
ARD	<i>Agro-Industrie Recherches Developpements</i>
AS	Ácido Succínico
BDO	1-4 Butanodiol
CAPEX	<i>Capital Expenditures</i>
CIP	<i>Cleaning in Place</i>
DNP	<i>Diversified Natural Products</i>
DOE	<i>Department of Energy</i>
GEE	Gases do Efeito Estufa
ISBL	<i>Inside Battery Limits</i>
NREL	<i>National Renewable Energy Laboratory</i>
NRTL	<i>Non-Random Two-Liquid</i>
OPEX	<i>Operational Expenditures</i>
OSBL	<i>Outside Battery Limits</i>
PBD	<i>Payback Descontado</i>
PBS	<i>Payback Simples</i>
PEP	<i>Process Economic Program</i>
PFD	Fluxograma de Processo
PNNL	<i>Pacific Northwest National Laboratory</i>
PSD	Distribuição de Tamanho de Partícula
ROI	Retorno sobre o investimento
SIP	<i>Steaming in Place</i>
TCA	<i>Tricarboxylic Acid Cycle</i>
THF	Tetrahidrofurano
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
TOA	Tri-n-Octilamina
VPL	Valor Presente Líquido

LISTA DE SÍMBOLOS

I_0	Investimento fixo inicial
t	Tempo do projeto
FC_t	Retorno após a aplicação de impostos no tempo t
k	Taxa mínima de atratividade
n	Vida econômica do projeto, ano
t_d	Tempo de descarregamento da dorna principal, h
t_{bat}	Tempo acumulado por ciclo de batelada, h
N_{Fp}	Número de fermentadores principais
t_{ibat}	Tempo acumulado por ciclo de batelada do vaso de inóculo, h
N_{Fc}	Número de fermentadores de crescimento ou inóculo
V_m	Volume de meio de cultivo produzido por ano, $m^3.a^{-1}$
C_{ap}	Capacidade de produção da planta, $kg.h^{-1}$
t_{op}	Tempo de operação anual, h
C_p	Concentração do produto no fermentador principal, $kg.m^{-3}$
y	Ano base de referência
r_i	Taxa média de inflação
V_r	Volume de resina, m^3
Q_t	Vazão volumétrica, $m^3.h^{-1}$
LHSV	Velocidade espacial volumétrica, h
L_c	Lucro líquido cumulativo

SUMÁRIO

	INTRODUÇÃO	17
1	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
1.1	Ácido Succínico	21
1.2	Matérias-primas Utilizadas na Produção Bioquímica	24
1.3	Microrganismo Produtores de Ácido Succínico	26
1.4	Comparação Entre as Rotas Bioquímica e Petroquímica	27
1.5	Aspectos Mercadológicos do Ácido Bio-succínico	29
1.6	Métodos de Separação Primária do Ácido Succínico	31
1.7	Rotas Bioquímicas a Partir de Fontes Renováveis	36
1.8	Considerações Finais	39
2	METODOLOGIA	42
2.1	Métodos para o Estudo de Viabilidade Econômica do Projeto	45
2.1.1	<u>Método do valor presente líquido (VPL)</u>	45
2.1.2	<u>Método Payback Simples – PBS</u>	46
2.1.3	<u>Método Payback Descontado – PBD</u>	46
2.1.4	<u>Retorno sobre o investimento (ROI)</u>	47
2.2	Proposta de Rota Tecnológica – BioAmber	49
2.2.1	<u>Esterilização e fermentação</u>	49
2.2.2	<u>Separação das células</u>	50
2.2.3	<u>Purificação do ácido succínico</u>	51
2.3	Proposta de Rota Tecnológica – Myriant	52
2.3.1	<u>Esterilização e fermentação</u>	53
2.3.2	<u>Separação das células</u>	54
2.3.3	<u>Recuperação e purificação do ácido succínico</u>	55
2.4	Proposta de Rota Tecnológica – Reverdia	57

2.4.1	<u>Esterilização e fermentação</u>	58
2.4.2	<u>Separação das células</u>	59
2.4.3	<u>Purificação do ácido succínico</u>	59
2.5	Proposta de Rota Tecnológica – PEP	61
2.5.1	<u>Cultivo e fermentação</u>	61
2.5.2	<u>Recuperação e purificação do ácido succínico</u>	63
2.6	Premissas da Simulação	65
2.7	Especificações dos Equipamentos do Processo	66
2.7.1	<u>Dornas de fermentação</u>	66
2.7.2	<u>Filtros, centrífugas e ciclones</u>	68
2.7.3	<u>Cristalizadores</u>	68
2.7.4	<u>Secadores</u>	69
2.7.5	<u>Colunas de troca iônica</u>	69
3	RESULTADOS E DISCUSSÃO	71
3.1	Estimativa dos Custos de Equipamentos	71
3.2	Estimativa do Custo de Capital (CAPEX)	72
3.3	Estimativa dos Custos Operacionais (OPEX)	77
3.3.1	<u>Estimativa dos custos variáveis</u>	78
3.3.2	<u>Estimativa dos custos fixos</u>	79
3.4	Estimativa do Preço de Venda Mínimo do Ácido Succínico	83
3.5	Análise de Sensibilidade	91
3.6	Considerações Finais	96
	CONCLUSÕES E SUGESTÕES	98
	REFERÊNCIAS	101
	APÊNDICE A – Simplificações adotadas nas simulações	110
	APÊNDICE B – Detalhamento do custo fixo	118
	APÊNDICE C – Fluxograma de processo	121
	APÊNDICE D – Balanço de massa	134

APÊNDICE E – Lista de equipamentos.....	153
APÊNDICE F – Coeficientes técnicos	162

INTRODUÇÃO

Em busca de alternativas ao uso do petróleo, processos que utilizem como matéria-prima a biomassa são de extrema importância para redução dos impactos ambientais. Nesse contexto, a indústria química de base petroquímica precisa realizar uma mudança progressiva em direção a uma economia de base biológica. A biomassa lignocelulósica é abundante em todo mundo, barata e não entra em competição pelo uso da terra com a indústria de alimentos (SCHMETZ *et al.*, 2016).

O conceito central de uma biorrefinaria é baseado em tecnologias de conversão de biomassa em combustíveis e produtos químicos que é proporcionada da mesma forma que uma indústria petroquímica (BIDDY *et al.*, 2016). Estima-se que os produtos bioquímicos poderiam representar vendas de cerca de USD 600 bilhões até 2025 e que a indústria de base biológica poderia gerar até 90 mil postos de trabalho em 2030. Vale ressaltar que esse estudo foi realizado pela equipe de inovação tecnológica industrial localizada no Reino Unido e os números informados são relativos a esse mesmo país (KOKOSSIS; TSAKALOVA; PYRGAKIS, 2015).

O Escritório de Eficiência Energética e Energias Renováveis do Departamento de Energia (DOE) dos Estados Unidos reorganizou os programas de Biocombustíveis, Bioenergia e Bioquímicos, previamente separados, em um único Programa de Biomassa. Atendendo ao pedido do Escritório do Programa de Biomassa, laboratórios de grande renome, como *National Renewable Energy Laboratory* (NREL) e o *Pacific Northwest National Laboratory* (PNNL), identificaram as melhores oportunidades para a produção de produtos químicos de valor agregado a partir de biomassa em uma estrutura de Biorrefinaria integrada (WERPY; PETERSEN, 2004).

Esta pesquisa identificou 12 intermediários químicos (denominados “*building blocks* – blocos de construção, em tradução livre”) de maior potencial econômico (BOZELL; PETERSEN; LOZANO, 2010). Dentre estes, pode-se destacar o ácido succínico, um ácido dicarboxílico formado por 4 átomos de carbono. Uma das muitas aplicações deste ácido é sua utilização como substituto do anidrido maleico na produção de 1,4-butanodiol (BDO) e tetrahidrofurano (THF), os quais

representam insumos químicos de extensa demanda industrial (NGHIEM *et al.*, 2017).

Segundo o DOE dos EUA e a comissão Europeia, o ácido succínico é apontado como o ácido orgânico de maior potencial econômico devido a uma variedade de aplicações industriais. É considerado um bloco de construção para o fornecimento de uma série de substâncias intermediárias e produtos importantes na indústria química, principalmente de biopolímeros a partir de succinato, e de diversos produtos comercialmente importantes na indústria de alimentos, farmacêutica e de cosméticos (MCKINLAY; VIEILLE; ZEIKUS, 2007; ZEIKUS *et al.*, 1999; HUH *et al.*, 2006; NGHIEM; KLEFF; SCHWEGMANN, 2017).

O ácido succínico é produzido naturalmente por bactérias como *Actinobacillus succinogenes*, *Anaerobiospirillum succiniciproducens* e *Mannheimia succiniciproducens* ou por *Escherichia coli* modificada. Em geral, a fermentação é conduzida em pH neutro ou ácido e utiliza uma ampla variedade de substratos como fonte de carbono, como por exemplo o glicerol, agregando valor, portanto, ao subproduto do biodiesel (CARVALHO; ROCA; REIS, 2014). Ao final do processo fermentativo, uma mistura multicomponente é obtida, composta essencialmente pelo produto de interesse (concentração entre 20 a 80 g/L dependendo do microrganismo) e outros subprodutos (como ácido acético e fórmico), além de sais residuais (fosfato dipotássico, cloreto de sódico e carbonato de magnésio) (BEAUPREZ; DE MEY; SOETAERT, 2010; CARVALHO; ROCA; REIS, 2014). A fim de garantir a adesão do mercado, é necessário que a rota biotecnológica seja economicamente competitiva em relação à rota petroquímica.

A rota bioquímica é um processo com grandes oportunidades de melhorias, ou seja, não é uma rota tecnológica consolidada como os processos termoquímicos. Um dos principais gargalos são os processos de separação, uma vez que a etapa de purificação e especificação do produto (*downstream*) da produção do ácido succínico compreende cerca de 50 a 70% do custo total do investimento (CHENG *et al.*, 2012a); (GAO *et al.*, 2016). Os principais métodos de separação propostos na literatura para separação de ácidos carboxílicos, são adsorção, extração líquido-líquido, precipitação e eletrodialise. Esses métodos são eficazes, porém, há limitações que dificultam a produção a nível comercial, como a regeneração do

adsorvente ou solvente, geração de resíduos sólidos, custos das membranas e alta demanda energética (CHENG *et al.*, 2012b).

O processo fermentativo pode ser conduzido tanto por bactérias quanto por leveduras geneticamente modificadas, cada qual apresentando suas vantagens e desvantagens. As leveduras normalmente possuem alta tolerância ao meio ácido, além de serem capazes de crescer em diversas fontes de carbono e em diferentes condições, tanto anaeróbica quanto aeróbica. Por sua vez, as bactérias conseguem se desenvolver em meios menos enriquecidos, reduzindo os custos com a produção. O pH é um parâmetro importante no processo, pois afeta significativamente a performance da bactéria na geração do produto de interesse, necessitando que a fermentação seja conduzida em meio neutro e consequentemente favorecendo a formação de sais orgânicos.

De acordo com as informações da literatura o preço de venda mínimo do ácido succínico varia entre 2,00-3,00 USD/kg (KLEIN *et al.*, 2017; PINAZO *et al.*, 2015; EFE; VAN DER WIELEN; STRAATHOF, 2013). Esse valor comercial varia de acordo com alguns fatores de processo, como a natureza da matéria-prima, microrganismo adotado no processo fermentativo e método escolhido na etapa de recuperação e purificação do produto (*downstream*).

Nessa dissertação é realizada a simulação de processos de produção de ácido succínico, baseadas em rotas biotecnológicas disponíveis em patentes, artigos científicos e livros especializados disponíveis publicamente. Três das rotas estudadas são adaptações dos processos descritos pelas empresas *Myriant*, *BioAmber* e *Reverdia*. Uma quarta rota é baseado no relatório publicado por uma empresa de consultoria (SRI Consulting), elaborado através de seu programa de avaliação econômica (*Process Economics Program* – PEP). As simulações e análises técnico-econômicas de cada processo são realizadas utilizando o *Aspen Plus® V11* e o *Aspen Process Economic Analyzer (APEA)*, respectivamente. As avaliações econômicas dos processos em cada rota tecnológica incluem os custos de investimento de capital (CAPEX) e os custos de produção (OPEX), permitindo uma comparação direta entre as rotas descritas.

Esta dissertação estrutura-se em 3 capítulos. O capítulo 1 apresenta uma revisão bibliográfica apontando as principais diferenças entre a rota petroquímica e bioquímica de produção de ácido succínico, biomassas convencionais empregadas

na fermentação, informações mercadológicas dos principais produtores globais, vias metabólicas de produção e principais métodos de recuperação do ácido succínico.

O Capítulo 2 é voltado para a descrição da metodologia empregada na simulação dos processos e avaliação econômica. O capítulo 3 discute os resultados obtidos nas simulações e a aplicação dos métodos de avaliação econômica.

Por fim, as conclusões obtidas, tendo em vista os objetivos desse estudo, e as sugestões para trabalhos futuros.

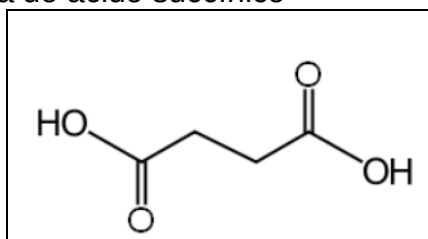
1 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1.1 Ácido Succínico

O ácido succínico consiste em um ácido dicarboxílico contendo quatro átomos de carbono que, devido ao seu caráter versátil, é considerado uma plataforma química, ou seja, pode ser utilizado em uma ampla variedade de aplicações. De forma direta, o ácido succínico é convencionalmente empregado na produção de surfactantes revestimentos e pigmentos. Além disso, a indústria alimentícia também utiliza este ácido carboxílico como acidulante, aromatizante e biocida. A fabricação de produtos farmacêuticos, como antibióticos, aminoácidos e vitaminas, também utiliza o ácido succínico como aditivo (MORALES et al., 2016).

Sua estrutura química, cuja fórmula molecular é $C_4H_6O_4$, está apresentada na Figura 1 e suas características descritas na Tabela 1.

Figura 1 - Estrutura química do ácido succínico



Fonte: Pubchem compound, 2014.

Basicamente, é um composto sólido em temperatura ambiente, incolor e inodoro. Sua forma aniônica é o succinato, que constitui um componente do ciclo tricarboxílico, capaz de doar elétrons para a cadeia transportadora de elétrons.

Tabela 1 - Características do ácido succínico

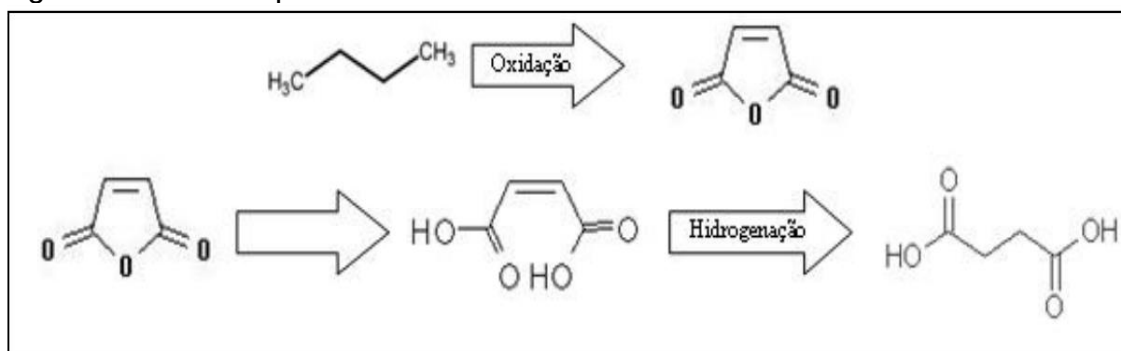
<i>Propriedades</i>	<i>Descrição</i>
<i>Massa Molecular</i>	118,09 u
<i>Aparência</i>	Cristal inodoro/incolor
<i>Densidade</i>	1,564 (20°C/4°C)

Ponto de fusão	185°C
Volatilidade	0 (21°C)
Outras informações	Combustível e corrosivo

Fonte: Chemical Book, 2003.

Após a primeira purificação do ácido succínico a partir do âmbar por Georgius Agricola em 1546, a fermentação microbiana passou a ser o principal meio de produção para o uso nos setores agrícola, alimentício e farmacêutico (ZEIKUS *et al.*, 1999). Tradicionalmente, o ácido succínico é obtido através de processos petroquímicos com a oxidação do butano até anidrido maleico, que é hidrolisado obtendo-se o ácido maleico (CORNILS; LAPPE, 2014). Em seguida, através da hidrogenação deste é obtido o ácido succínico (Figura 2) (ZEIKUS *et al.*, 1999).

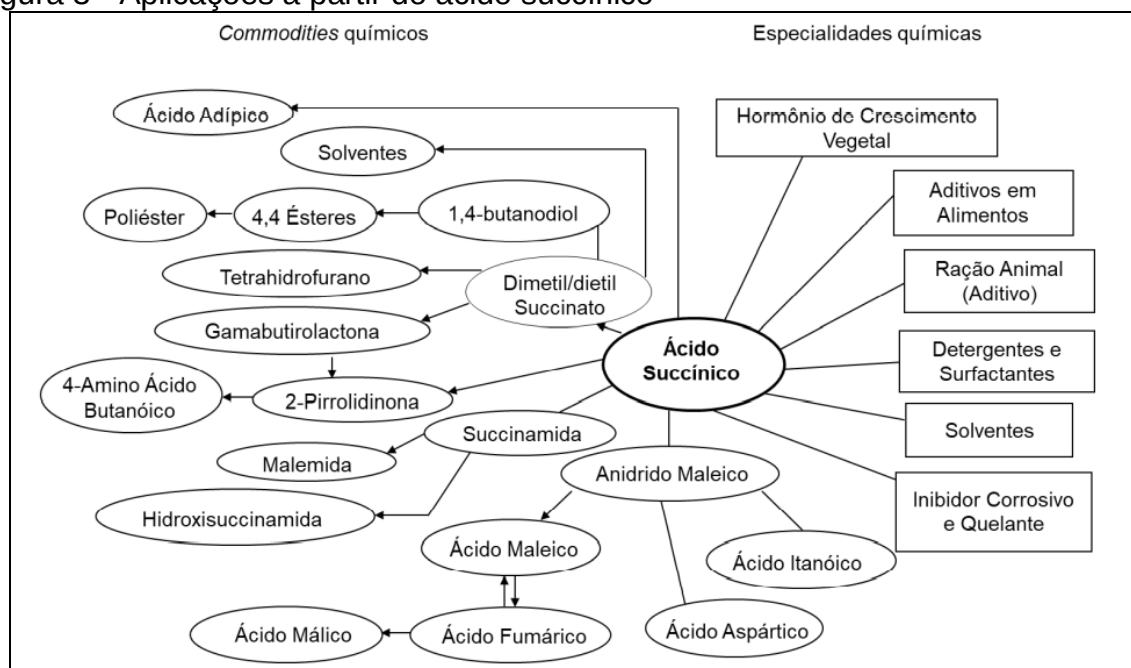
Figura 2 - Síntese química do ácido succínico



Fonte: Adaptado de ZEIKUS *et al.*, 1999.

Devido à sua estrutura linear e por ser um ácido dicarboxílico saturado, o ácido succínico pode ser facilmente convertido em outros produtos comercialmente importantes e utilizado como matéria-prima para a fabricação de muitas *commodities* químicas, tais como surfactantes, solventes verdes, ingrediente estimulantes para crescimentos de plantas, antibióticos e vitaminas. Por apresentar uma ampla aplicação industrial, o ácido succínico é definido como um “bloco de construção”, constituindo a base para o fornecimento de uma série de substâncias intermediárias e produtos importantes na indústria química (Figura 3).

Figura 3 - Aplicações a partir do ácido succínico



Fonte: Adaptado de ZEIKUS; JAIN; ELANKOVAN, 1999.

Além da produção química a partir do anidrido maleico, o ácido succínico pode ser também produzido a partir de biomassa com diferentes microrganismos, como um intermediário do ciclo do ácido tricarboxílico (TCA) e como um dos produtos finais do metabolismo anaeróbico (NGHIEM; KLEFF; SCHWEGMANN, 2017; MOON *et al.*, 2004). Vale destacar a capacidade da bactéria em consumir CO₂, um dos principais gases de efeito estufa. Empresas relacionadas à produção de ácido bio-succínico relatam reduções significativas nas emissões de gases de efeito estufa, de 75% para mais de 100% (captura líquida de CO₂), quando comparados ao ácido succínico de base petroquímica (KLEIN *et al.*, 2017).

O ácido succínico de base biotecnológica vem se destacando como uma alternativa sustentável para substituir as matérias-primas tradicionais, como os ácidos maleico ou adípico derivados do petróleo, além do próprio ácido succínico petroquímico. Sua estratégia de produção biotecnológica proporciona, como uma das principais vantagens, a possibilidade de aproveitamento integral de biomassas residuais, com base no conceito de biorrefinaria. Além de possuir ampla aplicação na indústria de transformação, principalmente a química, farmacêutica e de alimentos, o ácido bio-succínico se apresenta como uma alternativa econômica,

sustentável e ecologicamente atraente para substituir os produtos petroquímicos (MORALES *et al.*, 2016).

1.2 Matérias-primas Utilizadas na Produção Bioquímica

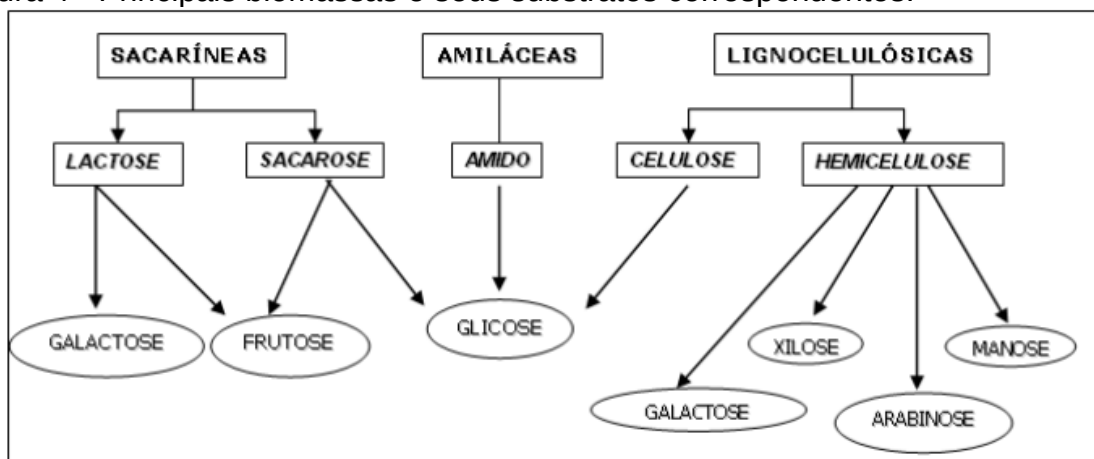
Estudos relacionados à avaliação técnico-econômica de biorrefinarias podem ser encontradas na literatura, com base na utilização de resíduos agroindústrias como matéria-prima, como por exemplo, resíduos cítricos (LOHRASBI *et al.*, 2010) e palha de milho (LUO; VAN DER VOET; HUPPES, 2010).

A viabilidade técnica, os balanços mássicos e energéticos e a economicidade são aspectos relevantes que devem ser considerados na escolha da matéria-prima. Dessa forma, as matérias-primas para bioprocessos podem ser agrupados em função da estrutura e complexidade molecular dos substratos (reagentes primários dos quais o produto é obtido). Em algumas, os substratos encontram-se na forma polimérica, e sua hidrólise prévia será necessária, caso o agente biológico não seja capaz de sintetizar enzimas que catalisam a despolimerização desses substratos (VARGAS BETANCUR; PEREIRA, 2010). Assim, essas matérias-primas podem conter:

- Substratos solúveis que podem ser facilmente extraídos e convertidos prontamente a produto(s), como por exemplo: sacarose, glicose, frutose e lactose, de cana de açúcar, beterraba, melaço, soro de leite etc.
- Polissacarídeos insolúveis, que precisam de tratamento moderado para solubilização e hidrólise, antes da conversão a produto(s), como por exemplo: amido de milho, mandioca, trigo, cevada, batata etc.
- Polissacarídeos insolúveis altamente resistentes, que necessitam de pré-tratamento físico, seguido de hidrólise química ou enzimática para produzir substratos na forma monomérica, que serão convertidos a produtos(s), como por exemplo: celulose e hemicelulose de matérias primas lignocelulósicas.

É apresentado na Figura 4 a classificação das matérias-primas em função de seus respectivos substratos. O desenvolvimento das novas tecnologias visa o aproveitamento de resíduos agroindustriais, principalmente materiais lignocelulósicos, no intuito de diminuir os custos associados às matérias primas, que podem atingir 2/3 do custo total de produção, e incrementar os níveis de produtividade, além de evitar a competição com a indústria de alimentos pelo uso da terra. Vale ressaltar, que a matéria-prima é um dos componentes mais relevantes nos custos de produção, existindo casos em que pode representar até 75% dos custos totais, sendo uma das razões pelo crescente interesse no aproveitamento de resíduos agroindustriais e florestais como matérias-primas para a produção não somente de ácidos orgânicos, mas de uma grande gama de substâncias químicas de forte interesse comercial (VARGAS BETANCUR; PEREIRA, 2010).

Figura 4 - Principais biomassas e seus substratos correspondentes.



Fonte: VARGAS BETANCUR; PEREIRA, 2010.

A literatura reporta diversos métodos de desconstrução da biomassa principalmente de origem lignocelulósica (bagaço de cana), sendo a mais recorrente a enzimática. Mas poucos microrganismos conseguem metabolizar as pentoses derivadas dessa matéria-prima ou produzir ácido succínico de forma significativa, além dos altos custo do tratamento enzimático, podendo inviabilizar o processo de produção (ONG *et al.*, 2019).

Os maiores desafios no uso de matéria-prima renovável consistem, principalmente: no custo de coleta, transporte, estocagem e tratamento da matéria-prima em escalas economicamente viáveis; no desenvolvimento de tecnologias de

processo para a conversão da biomassa em intermediários químicos; e na adoção desses intermediários pelos segmentos industriais a jusante, o que envolve esforço de desenvolvimento de aplicações (PEREIRA; TRISTÃO; MELO, 2016).

1.3 Microrganismo Produtores de Ácido Succínico

O primeiro passo no desenvolvimento de processos microbianos para síntese de ácidos orgânicos é identificar uma ou mais linhagens que produzam os produtos desejáveis e em quantidades aceitáveis. Uma variedade de linhagens tem sido reportada como produtores em potencial de ácido succínico, tornando uma realidade cada vez mais concreta por se tratar de um metabólito intermediário comum de muitos microrganismos.

Dentre estes microrganismos – anaeróbicos e facultativos, encontra-se a espécie *Propionibacterium*, que forma o sal succinato a partir de aminoácidos. As bactérias típicas do trato gastrointestinal como *Esterechia coli*, *Pectinatus sp*, *Bacteróides sp* e as bactérias obtidas do rumem como *Ruminococcus flavefaciens*, *Actinobacillus succinogenes*, *Bacteróides amylophilus*, *Prevotella ruminicola*, *Succinimonas amylolytica*, *Succinivibrio dextrinsolvens*, *Wolinella succinogenes* e *Cytophaga succinicans* também estão incluídas na classe produtora de ácido succínico. Muitos trabalhos relatam o desenvolvimento de Cepas de *E. coli* recombinantes que são capazes de aumentar a produção de ácido succínico (VAN HEERDEN; NICOL, 2013; BEAUPREZ; DE MEY; SOETAERT, 2010).

Embora muitas bactérias sejam capazes de produzir o ácido succínico, ele é o produto principal de apenas algumas linhagens (CORONA-GONZÁLEZ *et al.*, 2008; CHEON LEE *et al.*, 1999; SAMUELOV *et al.*, 1991).

Dentre os microrganismos produtores destacam-se algumas linhagens com habilidades para produzir, de forma significativa, grandes quantidades de ácido succínico: as naturalmente produtoras de ácido succínico, como *Actinobacillus succinogenes* (GUETTLER; RUMLER, 1999), *Anaerobiospirillum succiniciproducens* (NGHIEM *et al.*, 2017; LEE; CHANG, 2010), *Mannheimia succiniciproducens* (VASWANI, 2010) e *Basfia succiniciproducens* (KUHNERT *et al.*, 2010; SCHOLTEN;

DÄGELE, 2008); assim como as cepas geneticamente modificadas de *Escherichia coli*, *Corynebacterium glutamicum*, *Yarrowia lipolytica* (ONG *et al.*, 2019; CUI *et al.*, 2017; GAO *et al.*, 2016; YUZBASHEV *et al.*, 2010) e *Saccharomyces cerevisiae* (RAAB; LANG, 2011).

Estudos envolvendo leveduras, como a *Saccharomyces cerevisiae*, apresentam um avanço no processo de produção de ácido succínico, com o objetivo de minimizar os custos de recuperação e purificação, etapas posteriores à fermentação. No entanto, esta linhagem não acumula succinato naturalmente, necessitando de alterações genéticas sobre seu metabolismo (EFE, VAN DER WIELEN; STRAATHOF, 2013). Outra levedura que pode ser empregada no processo fermentativo do ácido succínico é a *Yarrowia lipolytica*, capaz de metabolizar glicose e xilose proveniente do pré-tratamento de bagaço de cana (ONG *et al.*, 2019). Além da levedura *Issatchenkia Orientalis* que é tolerante a pH baixo e a alta concentração de ácidos orgânicos (MONTEIRO *et al.*, 2018).

1.4 Comparação Entre as Rotas Bioquímica e Petroquímica

Como comentado anteriormente, o processo químico de produção do ácido succínico é realizado através da oxidação do butano até anidrido maléico, que hidrolisado até obtenção do ácido maleico (CORNILS; LAPPE, 2014). Em seguida, este ácido é hidrogenado até a obtenção do ácido succínico (ZEIKUS *et al.*, 1999).

O custo elevado para a conversão de anidrido maleico para ácido succínico, representa uma limitação para as diversas aplicações deste produto. Entretanto, devido a questões de impacto econômico e ambiental, existe um interesse crescente na produção fermentativa de ácido succínico por microrganismos anaeróbicos ou anaeróbicos facultativos, como uma alternativa para a síntese química (ISAR *et al.*, 2006; SONG *et al.*, 2007; LIU *et al.*, 2008; SAUER *et al.*, 2008).

Existem vários processos fermentativos para a produção de ácidos orgânicos, que diferem principalmente no tipo de fermentação e no microrganismo utilizado. Os processos podem ser em superfícies (líquida ou sólidas) ou em meio líquidos,

podendo ainda utilizar leveduras, bactérias e fungos filamentosos (BATTAT *et al.*, 1991)

Maior diferença apontada pelos produtores de ácido succínico de base biológica é a redução da emissão de Gases do Efeito Estufa (GEE). Pela rota petroquímica as emissões são da ordem de 7 toneladas de CO₂ por tonelada de produto, enquanto na rota bioquímica utilizando amido de milho como fonte de carbono a emissão é 50% menor. Outra fonte de carbono pode ser utilizada, como por exemplo, a cana-de-açúcar, a emissão de GEE é no mínimo 65% menor. Além da redução da emissão de Gases do Efeito estufa, existe a diminuição do consumo de energia, destacando outra vantagem da rota bioquímica em comparação a petroquímica (SENAI, 2017).

Entretanto, para que o ácido succínico obtido pela rota bioquímica seja um substituto em potencial daquele produzido pela rota petroquímica, é necessário que o processo seja economicamente viável e o preço de venda do produto seja competitivo no mercado. A tecnologia de produção de ácidos orgânicos a partir de fontes renováveis ainda está em desenvolvimento, existindo inúmeras oportunidades de melhorias do processo com o objetivo de redução de custo operacionais.

Uma das vantagens evidentes de fermentações, em comparação com processos químicos, são as condições mais amenas. Por outro lado, os procedimentos de fermentação requerem grandes capacidades (devido principalmente à elevada diluição dos substratos e produtos) e tempos de reação, na sua maioria, mais longos. Eles também implicam grandes quantidades de soluções aquosas de sais, que constituem um problema ecológico e econômico (CUKALOVIC; STEVENS, 2008). A Tabela 2 abaixo resume algumas vantagens e desvantagens das produções petroquímicas e bioquímicas.

Tabela 2 – Comparação entre processos petroquímicos e bioquímicos

Método de Produção		
Rotas	Petroquímica	Bioquímica
Origem	Matéria-prima não renovável	Matéria-prima renovável
Preço	Dependente do preço do petróleo	Processo de <i>downstream</i> tem custo maior do que a matéria-prima

Rotas	Rotas desenvolvidas; tecnologia estabelecida	Rota sob constante melhoramento; tecnologia recente
Rendimentos e Produtividade	Geralmente maiores	Significativas quantidade de subprodutos são comuns; diluição do meio; tempo longo de reação
Maiores desvantagens	Demanda alta de energia (pressão e temperatura); problemas de eliminação do catalisador	Microrganismos sensíveis; muitas vezes é necessária a adição complexa de nutrientes
Conscientização pública	Diminuindo o interesse	Aumento de interesse

Fonte: Adaptado de CUKALOVIC; STEVENS, 2008.

1.5 Aspectos Mercadológicos do Ácido Bio-succínico

Grandes empresas produzem o ácido succínico de base biológica, BioAmber, Myriant e Reverdia. Cada um desses fabricantes tem colaborado com uma série de outras empresas no desenvolvimento de novas tecnologias para a produção de ácido succínico e seus derivados. A *Applied Carbochemicals, Inc.* (ACC) foi a primeira empresa formada para comercializar ácido succínico usando como inóculo a bactéria *E. coli* e o processo fermentativo desenvolvido pelo Departamento de energia dos EUA (DOE). A ACC tornou-se a *Diversified Natural Products* (DNP), que posteriormente formou uma colaboração com a *Agro-Industrie Recherches et Développements* (ARD), sediada na França para desenvolver e comercializar ácido bio-succínico.

Em 2010, a DNP adquiriu 100% da associação da ARD e mudou seu nome corporativo para BioAmber, Inc (EUA). Mais tarde sua colaboração com a Cargill proporcionou o desenvolvimento de cepas de leveduras para a produção de ácido succínico. A BioAmber também colaborou com a Mitsui para a construção de uma planta de produção em Sarnia, cuja operações iniciaram em 2015. Outra parceria foi realizada com a PTT-MCC *Biochem*, que é uma filiada entre a PTT PLC e a Mitsubishi Chemical. O ácido succínico produzido nessa planta é destinado ao uso

exclusivamente para a produção de PBS (succinato de polibutileno) (NGHIEM *et al.*, 2017). Atualmente a BioAmber foi liquidada em 2018, e seus ativos distribuídos entre parceiros. (BioAmber, 2020).

A Myriant é outro produtor de ácido succínico de base biológica nos EUA. A empresa inicialmente licenciou a bactéria *E. coli* desenvolvido na universidade da Flórida, mais tarde foi desenvolvido uma cepa modificada capaz de metabolizar açúcares derivados de matéria-prima lignocelulósicas para a produção de ácido succínico. A Myriant possui duas plantas localizadas em “Lake Providence”, Lousiana e outra na Alemanha. Atualmente a empresa mudou o nome para GC Innovation America (Myriant, 2020).

A Reverdia possui uma associação entre a empresa química holandesa DSM e a produtora francesa de derivados de amido Roquette. Uma planta de demonstração iniciou sua produção em Lestrem, França, de 2010 a 2012. Em dezembro de 2012, uma produção de ácido succínico foi iniciada em Cassano Spinola, Itália. O processo de fermentação é baseado em uma levedura geneticamente modificada, *S. cerevisie*. (NGHIEM; KLEFF; SCHWEGMANN, 2017). A Reverdia foi dissolvida em março de 2019 (Reverdia, 2020).

A Tabela 3 apresenta os principais produtores de ácido succínico de base biológica por capacidade e localidade.

Tabela 3 - produtores mundiais de ácido succínico de base biológica

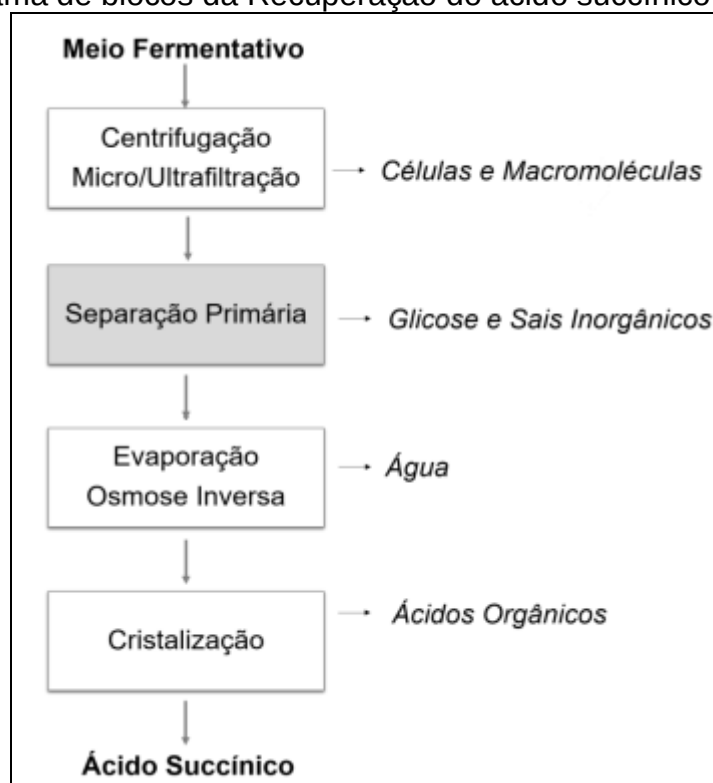
Empresa	Capacidade (ton./ano)	Localização	Início
BioAmber	3.000	Pomacle, França	2013
BioAmber-Mitsui	30.000	Sarnia Canadá	2015
BioAmber-Mitsui-PTT	63.500	Tailândia	2015
Myriant-UHDE	1.400	Leuna, Alemanha	2012
Myriant	13.600	Lake Providence, EUA	2010
Myriant	63.500	Lake Providence, EUA	2014
Reverdia	500	Lestrem, França	2010
Reverdia	10.000	Cassano Spinola, Itália	2012

Fonte: Adaptado de NGHIEM *et al.*, 2017.

1.6 Métodos de Separação Primária do Ácido Succínico

O principal limitante da produção de ácidos carboxílicos em larga escala através da fermentação é a etapa de recuperação da molécula de interesse. A primeira operação do processo tem como objetivo remover as células e sólidos suspensos presentes no meio fermentativo. Em geral, esse pré-tratamento é realizado através de centrifugação ou microfiltração. Uma vez clarificado, o meio fermentativo é, então, submetido ao processo de ultrafiltração, visando a remoção de macromoléculas como proteínas e outros compostos poliméricos. Após essa etapa, além do ácido succínico, o meio fermentativo ainda contém íons inorgânicos e moléculas neutras (glicose ou outra fonte de carbono). Dessa forma, é na etapa de separação primária que ocorre a separação do ácido succínico destas outras impurezas (Figura 5) (CAO *et al.*, 2013; KURZROCK; WEUSTER-BOTZ, 2010).

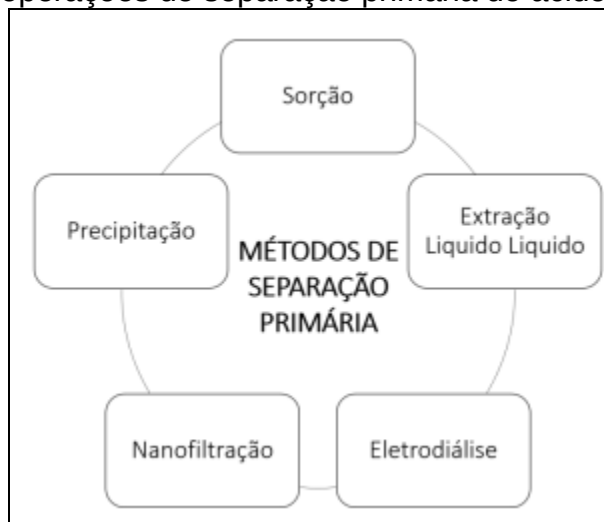
Figura 5 - Diagrama de blocos da Recuperação do ácido succínico



Fonte: Adaptado de CAO *et al.*, 2013.

A escolha do método de separação para essa etapa baseia-se nas diferenças das propriedades físicas e químicas das espécies a serem separadas. Na literatura, diversas operações unitárias têm sido propostas para essa finalidade, como adsorção, extração líquido-líquido, processos de separação com membranas e precipitação (Figura 6). Todas essas operações apresentam vantagens e desvantagens em relação de aplicá-las em larga escala. A viabilidade industrial dessas operações de separação está relacionada à presença de atributos como fácil escalabilidade, robustez, rendimento de separação significativo (mínimo de 90%) e baixo consumo energético e de insumos químicos (BEAUPREZ; DE MEY; SOETAERT, 2010).

Figura 6 - Principais operações de separação primária do ácido succínico



Fonte: Adaptado de BEAUPREZ *et al.*, 2010.

A sorção compreende um conjunto de operações unitárias (adsorção, troca iônica e cromatografia), que podem ser aplicadas à separação primária do ácido succínico. Neste caso, a separação ocorre pela distribuição das espécies químicas (sorbato) entre duas fases, sendo uma delas sólida (sorvente) e a outra, líquida ou gasosa. É baseando-se nas interações com o sorbato que os sorventes são classificados como iônicos (troca iônica) e não iônicos (adsorção). Os principais materiais aplicados comercialmente como sorventes são alumina, carvão ativado, zeólitas, sílica e polímeros (SEADER *et al.*, 2011).

Por definição, a adsorção consiste em um fenômeno termodinâmico relativo ao acúmulo de um lado componente em uma interface. Esse acúmulo ocorre através

da interação desse componente à superfície de um sólido insolúvel e altamente poroso (adsorvente) por intermédio de forças intermoleculares que emanam da superfície do sólido. A presença dessas forças é justificada pelo desequilíbrio energético ao qual os átomos da superfície estão submetidos. No processo de troca iônica, íons (cátions ou ânions) presentes em fase líquida substituem íons móveis de mesma carga (co-íons) existentes na superfície do sólido. Esse sólido também contém íons de carga oposta (contra-íons) que estão permanentemente ligados ao sólido de troca iônica, mantendo-se, assim, a sua neutralidade (SEADER *et al.*, 2011).

Os sorventes iônicos são usualmente constituídos de uma matriz polimérica de estireno e divinilbenzeno (resina), funcionalizada com um grupo básico (resina aniônica) ou ácido (resina catiônica). Dependendo da natureza do grupo funcional, a resina troca iônica é classificada como forte ou fraca. Quando resinas aniônicas forte são empregadas na separação de ácidos carboxílicos, ao entrar em contato com a fase líquida, ocorre a permutação dos ânions presente na superfície do sólido (geralmente hidroxila, OH^-) pelo ânion carboxilato.

No caso das resinas aniônicas fraca, o grupo básico sofre protonação ao entrar em contato com a fase líquida, o que ocorre em uma faixa estreita de pH, equivalente a valores menores do que o pK_a do ácido carboxílico a ser recuperado. Uma vez carregada, íon carboxilato é capaz de ligar-se à resina (LÓPEZ-GARZÓN; STRAATHOF, 2014).

A eletrodialise também representa uma tecnologia de separação voltada para recuperação de ácidos carboxílicos. Esse processo com membranas é empregado na separação de espécie iônicas uma vez que a força motriz é o gradiente de potencial elétrico. O principal componente da eletrodialise são as membranas de troca iônica. Quanto à natureza destas membranas, elas são classificadas como: membrana catiônica (grupos negativos fixados a sua estrutura), membrana aniônica (grupos positivos fixados à matriz polimérica) e as membranas bipolares, as quais são formadas pela justaposição de uma membrana catiônica e uma membrana aniônica (JANSEN; VAN GULIK, 2014; HUANG *et al.*, 2007).

Datta (1992), relata um método convencional de eletrodialise na qual sais de succinato ionizados são separados de compostos não ionizados como carboidratos, proteínas e aminoácidos pelas membranas de troca iônica. Com esse processo é

obtido um produto com uma pureza menor do que o esperado, para solucionar o problema foi integrado ao processo colunas de resina de troca catiônica e aniônica com a finalidade de remover resíduos provenientes das proteínas e aminoácidos presentes no meio de cultivo. No entanto, esse processo produz ácido succínico com teor de 79,6% (m/m) e 19,9% (m/m) de ácido acético.

Outro processo relata a precipitação do ácido succínico na forma de succinato de cálcio durante a fermentação pela adição de hidróxido de cálcio ao meio de cultivo. A adição de hidróxido de cálcio permite a manutenção do pH durante a fermentação. Após a recuperação do succinato de cálcio por filtração, este é convertido em ácido succínico pela adição de ácido sulfúrico. Em uma etapa final, são utilizadas colunas de resina de troca iônica (resina catiônicas e aniônicas) para aumentar a pureza do ácido succínico, permitindo sua recuperação com teor de 94,2% (m/m). Quantidade não significativa de proteínas não puderam ser completamente removidas devido a saturação das resinas aniônicas pelo ânion succinato (DATTA, 1992).

Alternativamente, a precipitação também pode ser promovida através do uso de amônia (NH_3). Nesse caso, a eficiência de extração é usualmente maior do que a precipitação com hidróxido de cálcio (58,6%) e o resíduo gerado (sulfato de amônio) pode ser utilizado como fertilizante (SOSA-FERNÁNDEZ; VELIZAROV, 2018).

A extração líquido-líquido consiste em um método de separação baseado na distribuição de um soluto entre duas fases líquidas imiscíveis. Nessa operação que é baseada no equilíbrio químico, uma dessas fases geralmente é uma solução aquosa e outra fase é constituída por um solvente ou solução orgânica, a qual deve apresentar expressiva afinidade pela espécie química a ser preparada. Quando uma solução orgânica é utilizada, ela é composta pelo extratante (componente que interage diretamente com o soluto promovendo, assim, a sua separação) e diluente, o qual é empregado para aprimorar as propriedades físicas do extratante (KISLIK, 2012).

Nesse sentido, um processo simples que integra extração reativa, destilação à vácuo e cristalização foi desenvolvida (HUH *et al.*, 2006). O solvente utilizado no processo extrativo é a tri-n-octilamina (TOA), que remove as formas não dissociadas de ácidos carboxílicos e sua eficiência de separação depende do pH. A extração reativa em vários estágios permitiu a remoção de outros ácidos, como ácido acético,

fórmico e pirúvico e vários outros sais do caldo de fermentação. Ácidos orgânicos voláteis residuais podem ser removidos por destilação à vácuo. A etapa final consiste na cristalização do ácido succínico a uma temperatura de 4°C e pH (1,0 – 3,0). Este método permitiu a cristalização de ácido succínico com pureza maior do que 99,8% (m/m).

Os principais métodos de separação descritos na literatura apresentam vantagens e desvantagens (Tabela 4). A escolha do método mais adequado para a recuperação de ácidos orgânicos presentes no meio fermentativo deve ser feita através de uma análise econômica de diferentes rotas tecnológicas possíveis.

Tabela 4 - Métodos de separação para recuperação de ácido succínico

OPERAÇÃO UNITÁRIA	VANTAGENS	DESVANTAGENS
SORÇÃO	• Contato entre as fases ocorre sem dispersão em colunas de leito fixo, facilitando regeneração; • Densidade de empacotamento proporcionada pela elevada área superficial dos sorventes.	• Estabilidade do adsorvente após diversos ciclos de sorção-regeneração; • Transferência de massa ocorre relativamente lenta, o que representa implicações no projeto do equipamento.
EXTRAÇÃO L-L	• Baixa demanda energética; • Não ocorre geração de resíduo; • Extração reativa apresenta elevada eficiência.	• Uso de solventes orgânicos voláteis e insumos corrosivos; • Eficiência de reextração do soluto relativamente baixa.
ELETRODIÁLISE	• Fácil escalonamento; • Alta seletividade em relação a compostos não iônicos.	• Baixa eficiência da corrente elétrica; • Seletividade das membranas (permeação de co-íons); • Incrustação na membrana (precipitação de íons multivalente).
NANOFILTRAÇÃO	• Elevada eficiência de separação ($\geq 90\%$); • Não ocorre geração de resíduo.	• Elevado consumo de água; • Incrustação na membrana (precipitação de íons multivalente).
PRECIPITAÇÃO	• Simplicidade de operação.	• Expressiva geração de resíduos sólidos; • Nível de pureza insatisfatório devido à baixa seletividade.

Fonte: Adaptado de CAO et al., 2013.

1.7 Rotas Bioquímicas a Partir de Fontes Renováveis

A elaboração dos fluxogramas de processo (PFD's) e variáveis de processo são baseadas em patentes disponíveis publicamente pelas empresas BioAmber, Myriant e Reverdia. Um relatório publicado pela empresa de consultoria econômica SRI Consulting, desenvolvido através de seu programa de economia de processo, serviu de referência no estudo de uma das rotas tecnológicas abordadas nesse trabalho (VASWANI, 2010). A Tabela 5 apresenta as principais patentes relativas ao processo *downstream* do ácido succínico.

Tabela 5 - Patentes depositadas pela BioAmber, Myriant e Reverdia

Empresa	N° Patente	Título	Data de depósito
BioAmber	WO2013088239	Processo de purificação do AS via destilação	jun/13
	WO2012138642	Métodos para produção de ácidos dicarboxílicos	out/12
Myriant	WO2012018699	Processo fermentativo para produção de ácidos orgânicos	fev/12
	WO2011082378	Purificação do ácido succínico a partir do caldo fermentativo	jul/11
Reverdia	WO2011064151	Processo de cristalização do AS a partir do caldo de fermentação	jun/11

Fonte: O autor, 2021.

A patente depositada pela BioAmber (2013), descreve um processo de purificação de AS (ácido succínico) proveniente de um mosto via destilação à vácuo para a remoção de corpos de cor, que são resíduos oriundos da etapa fermentativa e conferem cor e odor aos cristais de ácido succínico caso não sejam eliminados. O processo consiste no derretimento dos cristais, cujo ponto de fusão em condições normais é de 185 °C, mas a partir de 170 °C os cristais começam a se decompor em anidrido succínico e água. O ácido succínico é recuperado na etapa de destilação com adição de água desmineralizada e para manter a temperatura dessa etapa entre 190-200 °C. A segunda patente BioAmber (2012), relata um processo

downstream, que consiste nas etapas de microfiltração, evaporação, cristalização e tratamento com resinas de troca iônica.

O processo descrito pelas patentes depositadas pela empresa Myriant (2012) consiste na fermentação de glicose pelo microrganismo *E. coli*, considera uma cepa ideal para a produção, pois possui a capacidade de gerar de 70 a 90 g/L do AS. Em virtude do acúmulo contínuo do ácido succínico, o pH do mosto diminui ao longo do tempo, provocando uma inibição do crescimento microbiano e performance na capacidade metabólica do microrganismo. O problema é solucionado com a adição de uma base (NH_4OH), resultando no acúmulo de ácido succínico na forma de sal neutro. O caldo de fermentação é clarificado utilizando-se etapas de microfiltração e ultrafiltração, métodos bem conhecidos em planta de bioprocessos. O processo de recuperação envolve o uso de adsorventes, nesse caso, resinas de troca iônica (catiônica ou aniônica) com a finalidade de converter o succinato de amônio novamente em AS. A concentração do produto é realizada através de um processo evaporativo, água e componente voláteis são eliminadas, em seguida o diácido é cristalizado e secos com 99,5% (m/m) de pureza.

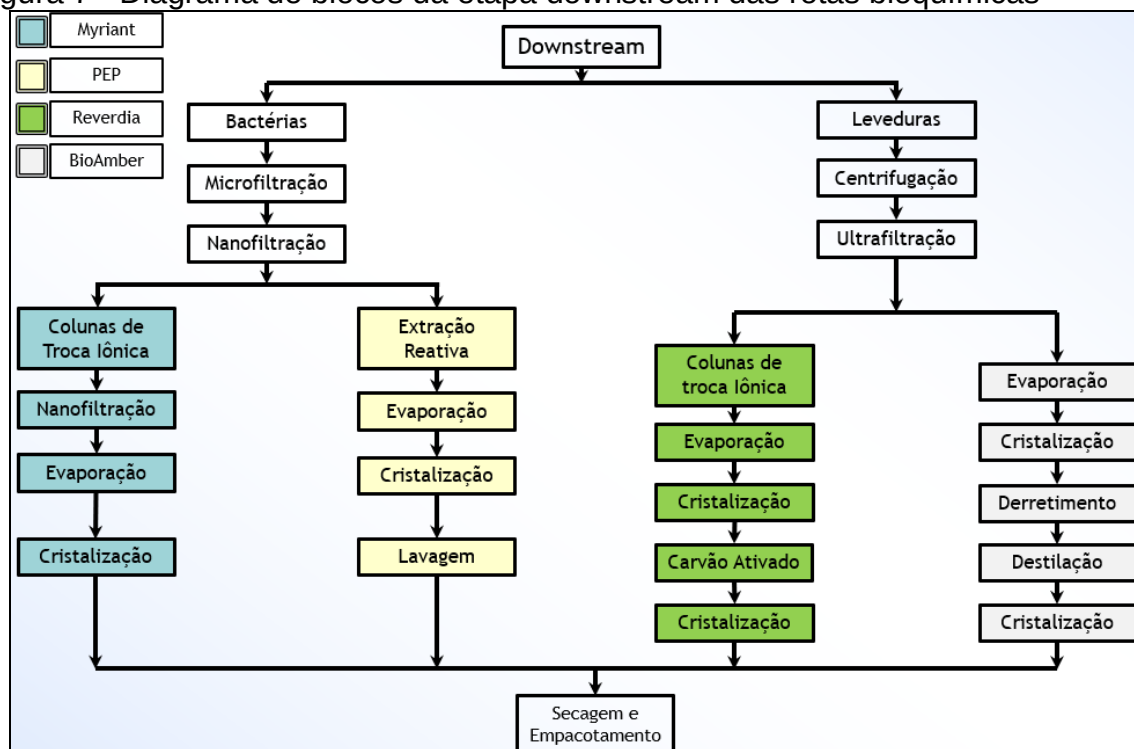
A patente deposita pela empresa Reverdia (2011) relata um processo de recuperação de ácido succínico na sua forma cristalina a partir do caldo de fermentação, cujo pH é mantido entre 1-4. Após as etapas de clarificação, a solução é submetida ao processo de cristalização. Os cristais formados são dissolvidos em água desmineralizada, o que facilita a remoção de cor em etapas posteriores, tais como, purificação com carvão ativado ou com resinas de troca iônica.

O processo de recuperação e purificação do ácido succínico descrito no relatório PEP (VASWANI, 2010), envolve os processos de ultrafiltração para a remoção da biomassa (células, proteínas, material particulado etc); etapa de extração reativa para recuperação do AS. Destilação a vácuo para remover água e compostos voláteis e promover a concentração do ácido succínico; cristalização e secagem dos cristais.

Cada rota tecnológica é diferenciada pelo microrganismo geneticamente modificada utilizado na etapa fermentativa e pelo método de recuperação e purificação do ácido succínico. As rotas da BioAmber e Reverdia adotam leveduras como inóculos, enquanto a da Myriant e do PEP, bactérias.

As possibilidades do processo de purificação (*downstream*), desde a separação do microrganismo até a purificação do ácido succínico são esquematizadas na Figura 7.

Figura 7 - Diagrama de blocos da etapa downstream das rotas bioquímicas



Fonte: O autor, 2020.

Em 2004, o departamento de energia dos Estados Unidos, que engloba laboratórios de grande renome como, o *National Renewable Energy Laboratory* (NREL), publicou um relatório destacando-se os principais parâmetros e elementos que influenciam diretamente na viabilidade econômica de processos baseados em biomassa (WERPY *et al.*, 2004). Sendo elas:

- **Produtividade:** melhorias de produtividade são necessárias para reduzir os custos operacionais e de investimento. Uma produtividade mínima de $2,5 \text{ g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ do ácido succínico deve ser alcançada na etapa fermentativa para que o processo seja economicamente competitivo.
- **Nutrientes:** essencial que as fermentações comerciais sejam executadas com o mínimo de nutrientes. Dessa forma a corrente de nutrientes é considerada como água pois sua composição é 5% (m/m) relativo à massa total.

- Título final (concentração): apesar de não ser um impedimento, uma alta concentração do produto na etapa fermentativa reduzirá os custos gerais de separação.
- pH: em uma situação ideal, a fermentação seria realizada em baixo pH, sem a necessidade de qualquer neutralização. O custo da neutralização não é necessariamente proibitivo, mas a conversão do sal em ácido livre adiciona custos significativos.

1.8 Considerações Finais

Com base da revisão da literatura, é possível observar que o ácido succínico representa um importante insumo químico de grande interesse científico e econômico devido as diversas aplicações possíveis, desde a produção de *commodities* quanto de especialidades químicas. Apesar da presença de duas rotas tecnológicas distintas (petroquímica e bioquímica), é crucial o emprego de esforços para o desenvolvimento da rota fermentativa, devido as suas diversas vantagens, como a redução das emissões de CO₂ e utilização de matérias-primas renováveis em substituição ao combustível fóssil.

Para que a produção do ácido succínico a partir da rota bioquímica torne-se competitiva em relação a rota petroquímica, é necessário o desenvolvimento de um processo economicamente viável. Diversos fatores podem impactar o custo de produção, como a matéria-prima, processo de recuperação e purificação do produto e eficiência energética do processo.

Vários microrganismos têm sido reportados na literatura como produtores em potencial de ácido succínico, mas muitas linhagens selvagens não possuem uma capacidade produtiva satisfatória. Dessa forma, linhagens geneticamente modificadas são desenvolvidas para aumentar a produtividade e capazes de metabolizar diferentes fontes de carbono sob condições anaeróbicas. A Tabela 6

apresenta alguns trabalhos publicados nos últimos anos sobre o tema dessa dissertação.

Tabela 6 - Trabalhos publicados sobre avaliação técnico-econômica do AS

<i>Matéria-Prima</i>	<i>Microrganismo</i>	<i>Método downstream</i>	<i>Preço de Venda AS (USD/kg)</i>	<i>Produtividade (g.L⁻¹.h⁻¹)</i>	<i>Referência</i>
Bagaço de Cana	<i>Actinobacillus succinogenes</i>	Acidificação/Adsorção	2,32	0,30	Klein et al., 2017
Sacarose	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	Adsorção/Zeólita	2,26	0,98	Efe Ç. et al., 2013
Glicose	<i>Mannheimia Succiniciproducens</i>	Extração Reativa	2,86	1,80	Vaswani S, 2010

Fonte: O autor, 2021.

Klein et al., (2017), realizou um estudo de processo utilizando como método de separação primária a acidificação com H₂SO₄ combinada com um processo de adsorção. Comparou-se dois cenários, a primeira relacionada com a produção de etanol de primeira geração e a segunda, uma integração para a produção de ácido succínico, utilizando-se bagaço de cana como matéria-prima. O preço mínimo de venda foi estimado em 2,32 USD/kg. Enquanto, Efe Ç. et al., (2013), adotou sacarose no estudo de avaliação econômica, adotando adsorção utilizando uma zeólita na etapa *downstream*. Vaswani S (2010), realizou um estudo de viabilidade econômica utilizando como método de recuperação uma etapa de extração reativa, adotando a Tri-n-octilamina (TOA) como solvente extrator. Apesar da alta eficiência de recuperação do ácido succínico, o alto preço do solvente é um dos principais obstáculos dessa rota tecnológica.

Vale ressaltar que parâmetros relacionados ao processo fermentativo, como produtividade e concentração final (título) do ácido succínico, tem grande impacto na avaliação econômica do processo. Uma vez que esses fatores, além da matéria-prima, representam um peso significativo no custo de produção.

Como foi visto, existem diversos métodos de separação primária encontrados na literatura, cada uma apresentando suas vantagens e limitações. A extração líquido-líquido pode ser destacada devido sua simplicidade de operação e desempenho satisfatório na recuperação do ácido succínico, mas o alto valor do solvente extrator é um fator que acaba dificultando a implementação do processo.

Nesse contexto, é necessário a elaboração de uma avaliação técnico-econômica para as diversas rotas tecnológicas disponíveis e realizar uma análise

crítica, em termos de investimento e custo de produção. O presente trabalho permitiu realizar uma comparação de viabilidade técnica e econômica de quatro rotas tecnológicas, cuja principal diferença se encontra na etapa *downstream* e no microrganismo adotado na etapa fermentativa.

2 METODOLOGIA

Nesse capítulo é abordado a metodologia adotada para a realização da avaliação técnico-econômica dos processos bioquímicos. As rotas tecnológicas estudadas são baseadas na revisão bibliográfica e informações disponíveis publicamente. É ilustrado na Figura 8 as etapas que compreendem desde o estudo do processo até sua avaliação econômica.

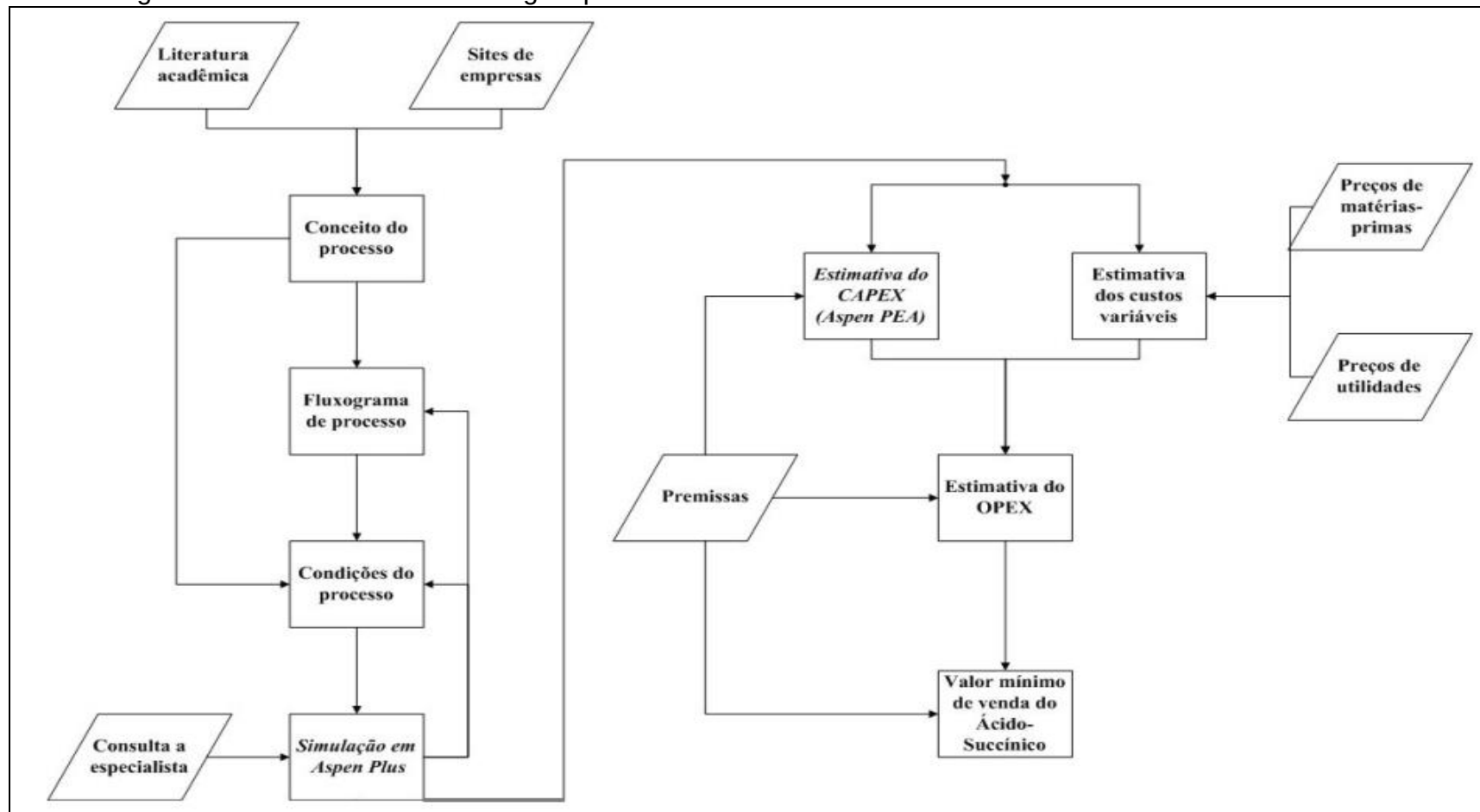
Os fluxogramas de processo (PFD's) são elaborados a partir das informações obtidas de patentes, relatórios técnicos e artigos científicos que serviram de referência para a construção das simulações de processo utilizando o Aspen Plus® V11, software comercial de propriedade da Aspen Technology®. Com auxílio do software é possível realizar o balanço de massa e de energia utilizando modelos termodinâmicos rigorosos para as diversas operações unitárias presentes nos projetos conceituais das plantas. Esses balanços são especialmente úteis para dimensionamento dos equipamentos e estimativas de consumo de matéria-prima e utilidades.

A estimativa dos custos de equipamentos necessários à implementação do processo é realizada com auxílio do *Aspen Process Economic Analyzer® V11*, software também pertencente a *Aspen Technology®*, cuja base de custo é atualizada anualmente e é baseado nos preços do Golfo dos EUA (TOWLER; SINNOTT, 2013).

Para a avaliação técnico-econômica é necessário estimar o custo de investimento da planta industrial. Essa estimativa é feita a partir de dois grandes custos, o custo de capital (*Capital Expenditures* – CAPEX) e custos operacionais (*Operational Expenditures* – OPEX).

O CAPEX relaciona-se diretamente com os custos de construção do parque industrial e é subdividido em limites internos de bateria (*Inside Battery Limits* – ISBL), limites externos de bateria (*Outside Battery Limits* – OSBL), contingência de processo (equipamentos não previstos) e contingência do projeto.

Figura 8 - Fluxograma do conceito da metodologia aplicada



Fonte: MONTEIRO et al., 2018.

O custo de compra dos equipamentos diretamente necessários para a fabricação do produto é incluído no ISBL. Além desses custos, estão presentes os custos de instalação, construção de bases e/ou fundação, instalação elétrica, montagem de tubulações e equipamentos, pintura etc.

O OSBL é constituído por todos os equipamentos necessários para a produção de utilidades, como, caldeira a vapor, torre de resfriamento, além de incluir a estação de tratamentos de resíduos e tanques de armazenamento de matéria-prima e produtos (MONTEIRO *et al.*, 2018).

O capital necessário para contínua operação da planta industrial, o custo operacional, é usualmente conhecido como OPEX. De modo geral, está relacionado com os custos designados à produção e despesas gerais do dia a dia da operação. Existem três parâmetros que influenciam diretamente nos custos de operação, custo variáveis, custos fixos e despesas gerais (TURTON, 2018)

Os custos variáveis dependem do volume de produção, isso significa que quando a demanda por produtos diminui, a produção e o custo variável são igualmente afetados, ou seja, são reduzidos. A matéria-prima é normalmente o principal contribuinte para o custo de produção.

Os custos fixos independem do volume de produção da planta industrial. Como exemplos desses custos podem ser citados custos de mão-de-obra, administração, supervisão, manutenção, etc. As despesas gerais são custos associados a atividades administrativas que não são diretamente relacionadas ao processo de produção. Estes custos incluem folhas de pagamento, serviços de contabilidade, serviço médico, etc.

A partir dessas estimativas (CAPEX e OPEX) é possível calcular o custo de produção de um determinado composto químico, ou nesse caso, o ácido succínico, um produto com alto valor comercial. Adotando uma taxa de retorno de investimento ou taxa de atratividade é possível determinar o valor mínimo de venda desse produto, usualmente chamado de *Minimum Product Value*.

2.1 Métodos para o Estudo de Viabilidade Econômica do Projeto

Com base nos resultados obtidos de custo de investimento inicial (CAPEX) e de custo operacional (OPEX), é possível avaliar a viabilidade dos projetos por métodos quantitativos com o auxílio de um fluxo de caixa. Os métodos utilizados para esta avaliação são (FILHO A. *et al.*, 2008):

- Método do Valor Presente Líquido – VPL;
- Método do Payback Simples – PBS;
- Método do Payback Descontado pelo valor presente – PBD;
- Retorno sobre o investimento (ROI).

2.1.1 Método do valor presente líquido (VPL)

O VPL é o critério mais utilizados por profissionais de finanças, pois permite interpretar facilmente os resultados, sendo este método a diferença entre o valor presente do projeto e o custo do projeto na data atual. O VPL positivo significa que o projeto vale mais do que custa, ou seja, é lucrativo. VPL negativo significa que o projeto custa mais do que vale, ou seja, se for implementado, trará prejuízo (FILHO A *et al.*, 2008).

Portanto, basta calcular o valor presente de todos os fluxos de caixa no sentido de série de valores que se seguem no tempo zero e depois subtrair o investimento feito no tempo zero. Para calcular o VPL, primeiro é preciso determinar a taxa mínima de atratividade do investimento (k); ou seja, a taxa mínima de atratividade que o projeto deve ter para que seja considerado rentável.

O VPL pode ser calculado da seguinte forma:

$$VPL = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+k)^t} \quad (1)$$

em que I_0 é o investimento inicial, FC_t é retorno após a aplicação de impostos, k é a taxa mínima de atratividade definida pelo investidor, t é o tempo de vida do projeto, e n é o horizonte temporal de análise do projeto (vida econômica da planta).

2.1.2 Método Payback Simples – PBS

O período de payback simples (PBS) consiste no tempo que um projeto demora para se pagar. O resultado é obtido contando quantos períodos o projeto necessita para acumular um retorno igual ao do investimento realizado. Assim, o investidor deve comparar o *payback* simples com a vida economicamente útil do ativo em análise. Quando se compararam investimentos semelhantes, o critério é optar pelo que oferece o menor período de *payback* (FILHO A et al., 2008).

Um projeto pode retornar mais rapidamente o investimento inicial, mas não gera muita riqueza ao final de sua vida econômica, enquanto outro pode demorar mais para reembolsar os valores investidos, mas gerar muita riqueza em um prazo mais longo. Este último caso é típico de projetos de pesquisa e inovação que envolvem tecnologias ainda pouco maduras, porém potencialmente disruptivas. Os projetos analisados nesta dissertação se encaixam nesse contexto. O tempo de maturidade tende a ser mais demorado, mas, até o final da vida útil da planta industrial, o volume de riqueza adquirido pode ser bastante significativo.

Para aplicação do método *payback* simples não é considerada a taxa de atratividade. O cálculo do PBS é realizado da seguinte forma:

$$\sum_{t=0}^{PBS} FC_t = 0 \quad (2)$$

2.1.3 Método Payback Descontado – PBD

O *payback* descontado visa conseguir corrigir uma das desvantagens do *payback* simples: não considerar o valor do dinheiro com o tempo. Esse objetivo é

alcançado pelo desconto ao valor presente dos fluxos de caixa do projeto em análise (FILHO A et al., 2008).

Pelo critério do período do *payback* descontado, a primeira coisa que se deve fazer é determinar a taxa de remuneração (taxa mínima requerida ou de atratividade) do dinheiro no tempo considerada pelo investidor. Em seguida, devem-se calcular todos os valores presentes. A partir desse ponto, todo o cálculo é realizado como no método de PBS, porém o tempo necessário para o pagamento do investimento inicial é calculado com base não nos valores dos fluxos, mas em seus valores presentes.

A seguinte equação é utilizada para obtenção do PBD, porém o mesmo pode ser calculado por interpolação linear como o PBS.

$$\sum_{T=0}^{PBD} \frac{FC_t}{(1+k)^t} = 0 \quad (3)$$

2.1.4 Retorno sobre o investimento (ROI)

O retorno sobre o investimento (ROI) é um parâmetro que serve para analisar o retorno sobre qualquer tipo de investimento. Um resultado positivo significa que os retornos superam os custos e o investimento é considerado lucrativo. No entanto, um resultado negativo, significa que os custos superam os retornos e o investimento é visto como uma perda líquida (TOWLER e SINNOTT, 2013).

$$ROI = \frac{L_{ac}}{(t \cdot I_0)} * 100 \quad (4)$$

Em que L_{ac} é o lucro líquido cumulativo após a aplicação dos impostos, t é tempo de vida econômica do projeto e I_0 é o investimento inicial.

A Tabela 7 apresenta as vantagens e desvantagens de cada método quando aplicado em um projeto de investimento.

Tabela 7 – Comparação entre métodos de avaliação de investimento

Métodos de avaliação	Vantagens	Desvantagens
VPL	• Determinação do valor que é criado ou eliminado quando se decide realizar o projeto; • Possibilita realizar análises de sensibilidade; • Critério mais usado pelo mercado de capitais.	• Requer estimativa do fluxo de caixa futuro e que a taxa mínima de atratividade seja corretamente determinada.
PBS	• Simplicidade de aplicação; • Fornece uma estimativa de tempo de retorno dos investimentos.	• Não considera o valor do dinheiro no tempo; • Não considera informações do fluxo de caixa após a vida econômica útil da planta industrial.
PBD	• Oferece consistência do ponto de vista financeiro para a análise de um projeto isolado.	• Estimativa mais complexa que o método PBS; • Não considera informações do fluxo de caixa após a vida econômica útil da planta industrial.

Fonte: O autor, 2020.

Nos Apêndices C e D são apresentados o fluxograma de processo e o balanço de massa, respectivamente. Vale ressaltar que os fluxogramas de processo referentes as etapas de fermentação e separação das células apresentados nas Figuras 9 e 10, respectivamente, presentes na próxima seção são semelhantes para todas as rotas tecnológicas discutidas nesse trabalho. Os pré-fermentadores responsáveis pela etapa de adaptação do microrganismo ao meio de cultivo e seu crescimento não foram simulados, mas seus custos foram considerados na avaliação de investimento (CAPEX) e a seguir, se apresenta a descrição de cada processo.

2.2 Proposta de Rota Tecnológica – BioAmber

Uma simplificação do processo purificação é realizada, pois não é necessária uma etapa adicional para a conversão do ácido na sua forma livre, pois a cepa geneticamente modificada é capaz de fermentar e crescer em pH ácido. A levedura *Issatchenkia orientalis* é selecionada como inóculo. O microrganismo é capaz de crescer e fermentar na presença de 150 g.L⁻¹ de ácido succínico e pH igual a 3. A levedura tem um rendimento de 1,28 mol de ácido succínico produzido por mol de glicose (considerando um rendimento teórico de 1,71 mol por mol de glicose), uma produtividade de 1,67 g.L⁻¹.h⁻¹ (BIOAMBER, 2014).

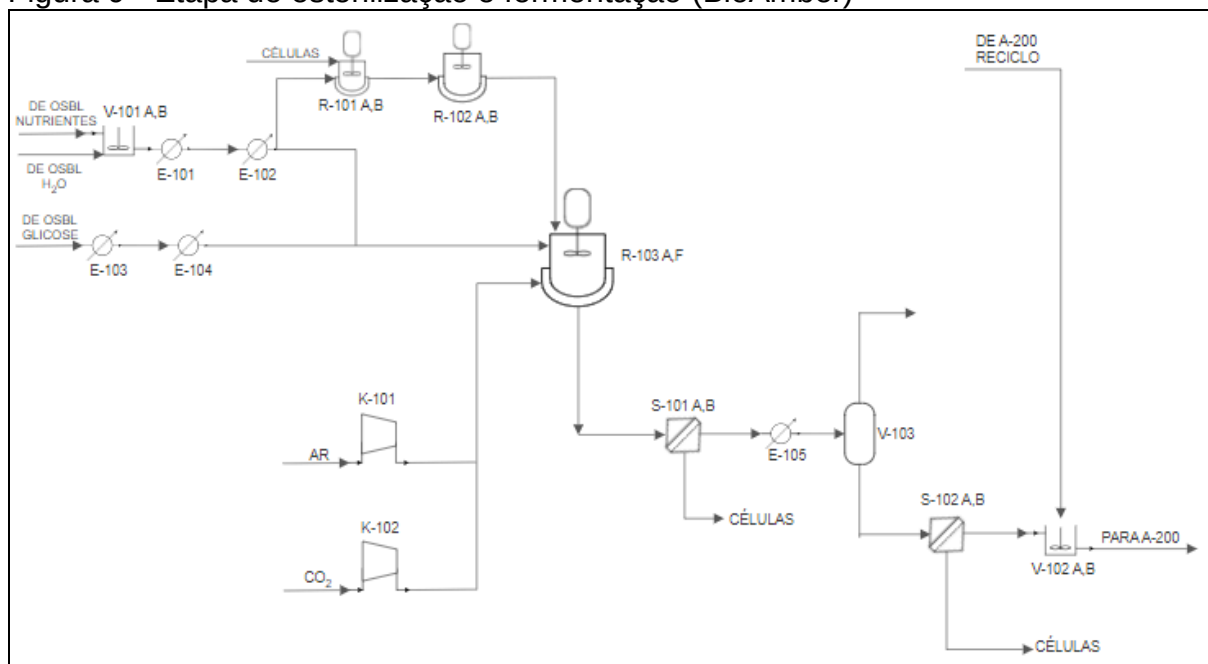
2.2.1 Esterilização e fermentação

Primeiramente são utilizados dois fermentadores menores (R-101 A-B) como pré-inóculo para diminuir o tempo da fase de adaptação do microrganismo (fase lag). A população celular (concentração de biomassa) é monitorada continuamente, e quando a densidade celular atinge o valor desejado, o conteúdo do pré-fermentador é transferido para fermentadores de crescimento (R-102 A-B), onde os microrganismos são cultivados até que a concentração de biomassa desejada seja atingida.

O fermentador de produção (R-103 A-F) é inoculado e à medida que a glicose é convertida o pH tende a diminuir. O controle do pH do meio é realizado com a utilização de hidróxido de amônio, impedindo que este não fique menor que 3.

O meio de cultivo contendo glicose com concentração de 70% (m/m) e nutrientes, são previamente esterilizadas a uma temperatura de 135 °C e resfriadas até 35 °C. O substrato (glicose) é totalmente convertido ao final da fermentação, cuja duração é de 35-40 horas, alcançando uma concentração de 60 g.L⁻¹ de ácido succínico. Esta etapa é conduzida a 35 °C, e uma atmosfera contendo uma mistura de CO₂ puro com o ar em uma fração molar de aproximadamente 20% de CO₂ (BIOAMBER, 2014). A Figura 9 apresenta a etapa de esterilização e fermentação.

Figura 9 - Etapa de esterilização e fermentação (BioAmber)



Fonte: O autor, 2021.

2.2.2 Separação das células

Ao final da fermentação as células são separadas do mosto através de uma centrífuga decantadora (S-101 A-B), seguida de uma etapa de polimento com ultrafiltração (S-102 A-B) para produzir o mosto clarificado. Assume-se que as células são descartadas ao final dessa etapa. Alternativamente, parte dela pode ser retornada para o processo de fermentação ou vendida (Figura 10).

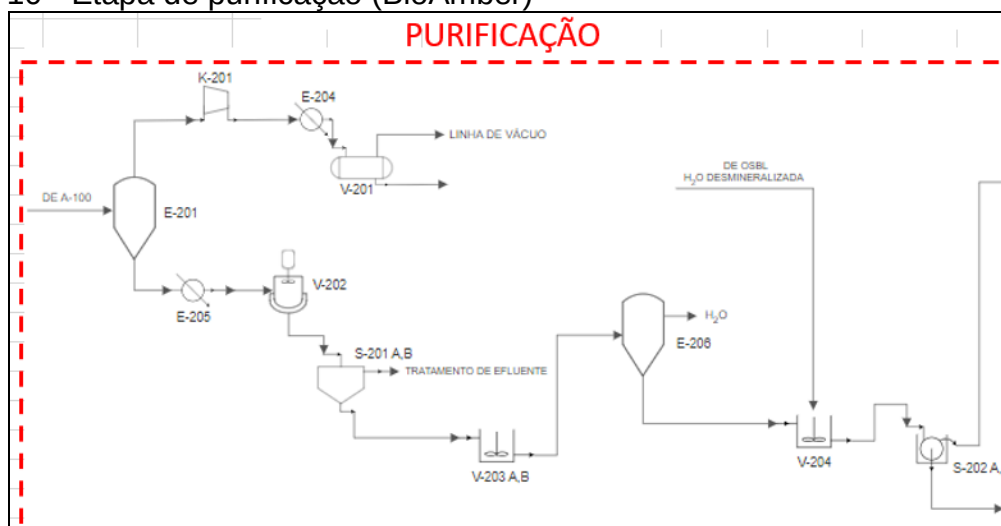
Para conectar a etapa de fermentação às etapas posteriores de processamento contínuo, faz-se necessária uma operação defasada no tempo. Esta defasagem é realizada com um descarregamento sequencial dos fermentadores a um vaso pulmão (V-102 A-B).

2.2.3 Purificação do ácido succínico

O caldo clarificado é enviado para um evaporador de múltiplos estágios (E-201) para concentração do produto, cerca de 80% (m/m) da água é removida nesse processo que representada por três estágios. Em seguida, o caldo concentrado segue para a etapa de cristalização (V-202) que ocorre em baixa temperatura (5 °C). O ácido succínico sólido é centrifugado (S-201 A-B) e a corrente líquida, onde está presente uma pequena fração de succinato de amônio é descartada (BIOAMBER, 2012).

Como os cristais de ácido succínico ainda não estão especificados, é necessária uma etapa adicional de purificação. Os cristais são derretidos e destilados a vácuo (E-206) para realizar essa purificação. O ponto de fusão do ácido succínico é de 185 °C, porém a partir de 170 °C, este começa a se decompor em anidrido succínico e água. Essa reação começa a se tornar particularmente rápida em torno de 190 °C (BIOAMBER, 2013). A corrente resultante dessa destilação é misturada com água desmineralizada e resfriada, convertendo-se o anidrido, novamente em ácido succínico (Figura 10).

Figura 10 - Etapa de purificação (BioAmber)

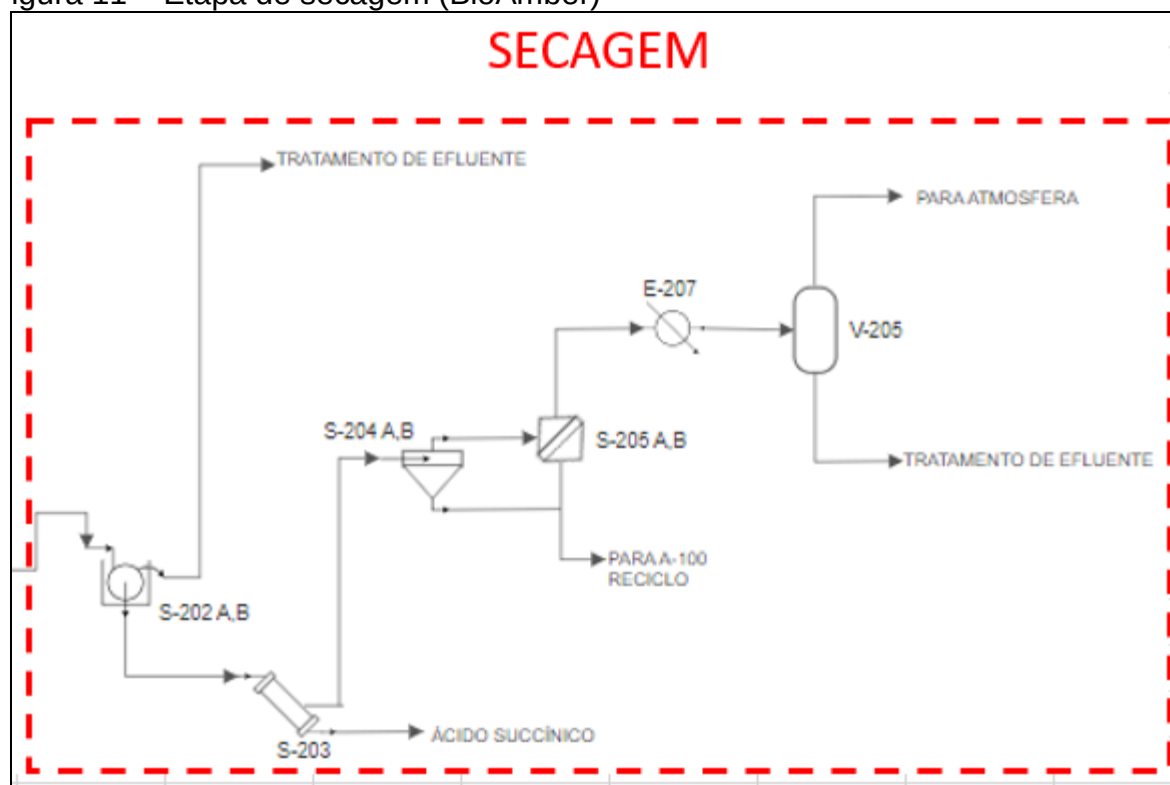


Fonte: O autor, 2021.

Os cristais resultantes seguem para um filtro rotativo a vácuo (S-202 A-B) e depois para um secador (S-203) operando em uma temperatura de 110 °C (Figura

11). A pureza alcançada é de 99,5% (m/m), após os cristais serem lavados com uma solução saturada de ácido succínico.

Figura 11 – Etapa de secagem (BioAmber)



Fonte: O autor, 2021.

2.3 Proposta de Rota Tecnológica – Myriant

A Tecnologia de fermentação empregada pela Myriant conta com uma variedade de linhagens de bactérias, com destaque para *E. coli* geneticamente modificada a fim de obter melhorias no processo. A cepa adotada visa maximizar o acúmulo de succinato na fase anaeróbica para minimizar a produção de outros produtos como etanol, lactato, acetato e fumarato na fermentação. A bactéria apresenta um rendimento de 1,42 mol de ácido succínico produzido por mol de glicose (considerando um rendimento teórico de 1,71 mol por mol de glicose). A produtividade considerada é de $2,1 \text{ g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ (MYRIANT, 2012).

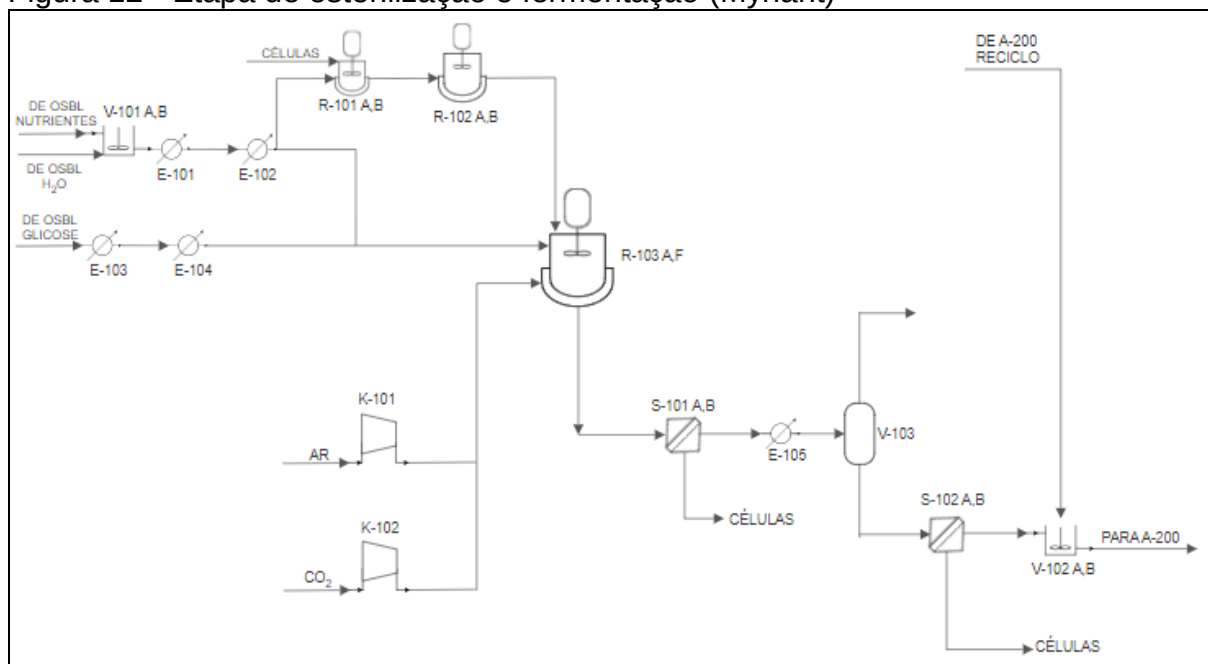
2.3.1 Esterilização e fermentação

A cultura bacteriana é inicialmente submetida em uma condição aeróbica em pré-fermentadores para adaptação e crescimento no meio fermentativo, posteriormente, as células são transferidas para os fermentadores de produção (R-103 A-F).

A produção de ácido succínico ocorre durante o processo anaeróbico com consumo de carbono inorgânico, sendo a principal fonte o CO_2 . Diferentes concentrações de CO_2 em fase gasosa podem afetar a via metabólica, reduzindo a taxa de ácido produzido. A fermentação principal opera em batelada alimentada, na qual a fonte de carbono, glicose 70% (m/m), é convertida em ácidos orgânicos pelo microrganismo.

O processo fermentativo é conduzido em condição de micro aeração durante a fase de produção, com uma fração molar 99% de CO_2 . De acordo com os exemplos da patente, uma maior produtividade é alcançada adotando essa condição de operação. A micro aeração é responsável por diminuir a formação de subprodutos, tais como o ácido málico, ácido acético e ácido láctico. A faixa de temperatura considerada ótima para a produção se encontra entre 37-39 °C (MYRIANT, 2012). A Figura 12 apresenta a etapa fermentativa.

Figura 12 - Etapa de esterilização e fermentação (Myriant)



Fonte: O autor, 2021.

Como o processo de fermentação é conduzido por bactérias, existe a necessidade de manutenção do pH do caldo de fermentação próximo da neutralidade (valores entre 6,5 e 6,9). Esse controle é realizado com adição de hidróxido de amônio, mas é possível utilizar outra base como hidróxido de potássio ou de sódio. Como consequência, succinato de amônio é gerado e os subprodutos da fermentação são convertidos em sais de amônio. A concentração de ácido succínico alcançada ao final da fermentação é de 80 g/L após 36 horas de fermentação (MYRIANT, 2012).

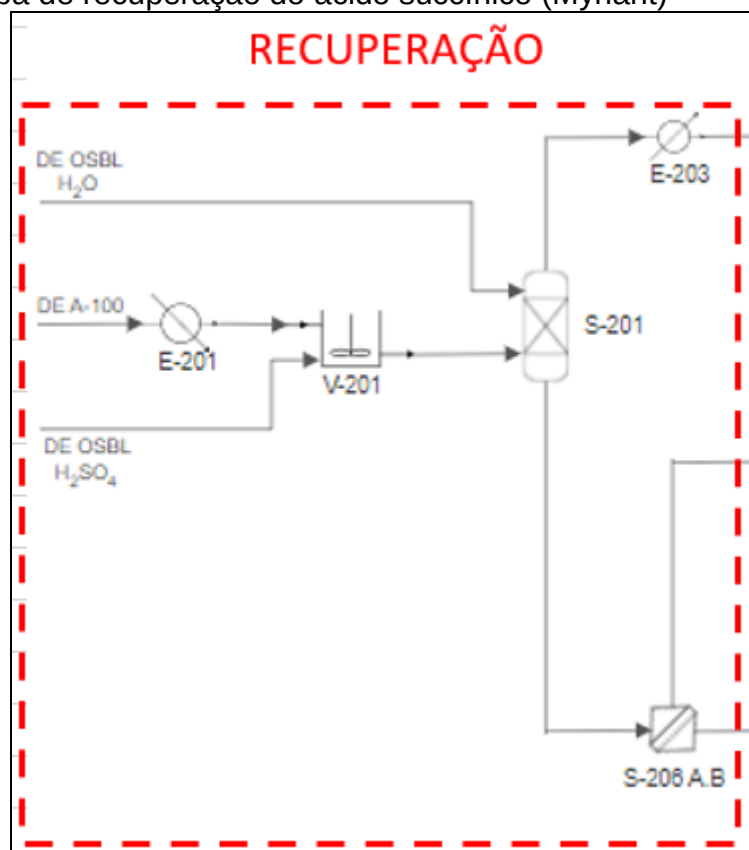
2.3.2 Separação das células

O caldo de fermentação passa pelos processos de microfiltração (S-101 A-B) e posterior nanofiltração (S-102 A-B) para a clarificação do mosto. O primeiro equipamento é responsável pela remoção de 90% das células, enquanto o segundo, 10%. A corrente resultante dessa operação segue para o vaso pulmão (V-102 A-B) e depois para as etapas de recuperação e purificação do ácido succínico.

2.3.3 Recuperação e purificação do ácido succínico

A corrente clarificada é encaminhada para a cromatografia de troca iônica (V-201 e S-201). Nesse processo, o sal orgânico é dissociado promovendo uma troca de íons entre seu cátion (NH_4^+) com o próton (H^+) na superfície da resina, recuperando o ácido succínico na sua forma livre. Para a regeneração da resina é utilizado H_2SO_4 , ocorrendo uma troca entre o cátion NH_4^+ saturado na superfície da resina e o íon H^+ do ácido. Como consequência desse processo, sulfato de amônio é formado na corrente de refinado. Cerca de 92% (m/m) de ácido succínico é recuperado nesse processo (MYRIANT, 2011). É apresentado na Figura 13 o fluxograma da etapa de recuperação.

Figura 13 - Etapa de recuperação do ácido succínico (Myriant)



Fonte: O autor, 2021.

as capacidades metabólicas das leveduras não são afetadas pelo nível baixo do pH (REVERDIA, 2011).

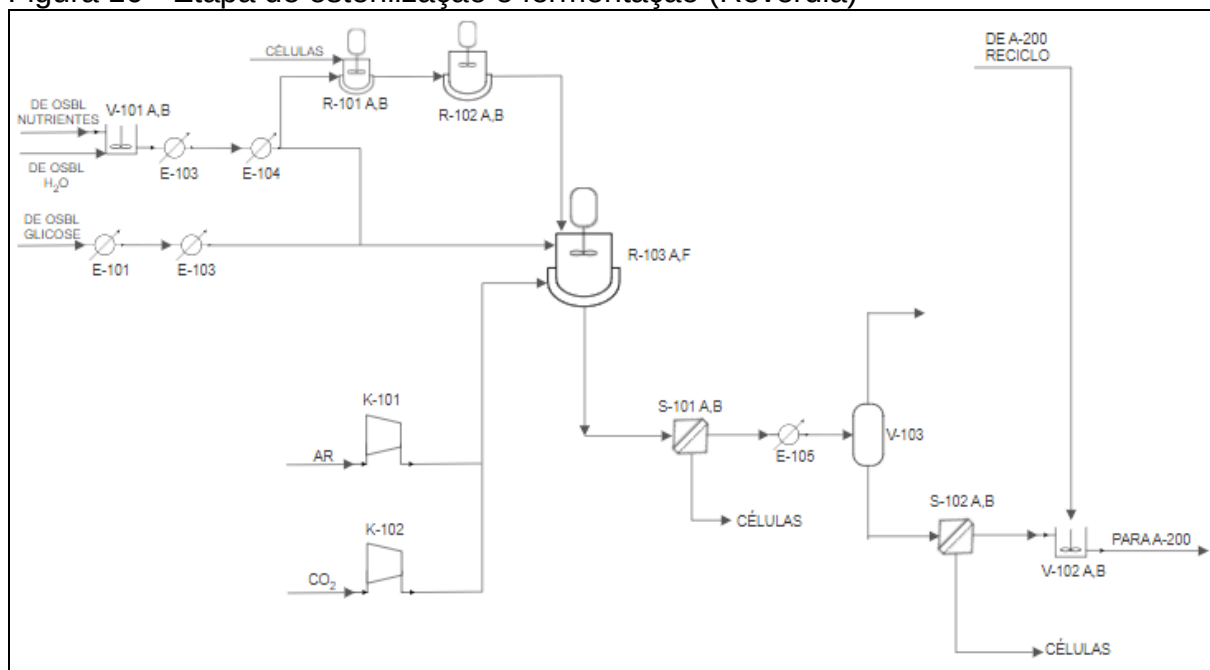
A levedura tem rendimento de 1,38 mol de ácido succínico produzido por mol de glicose (considerando um rendimento teórico de 1,71 mol por mol de glicose), uma produtividade de $2,08 \text{ g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ (REVERDIA, 2011).

2.4.1 Esterilização e fermentação

A cepa geneticamente modificada é inoculada em pré-fermentadores para garantir sua adaptação ao meio. Após as etapas de adaptação e crescimento, as células são transferidas para o fermentador de produção (R-103 A-F). A fermentação é conduzida a uma temperatura de 35 °C e uma duração de 30-40 horas.

A corrente de glicose deve ser previamente esterilizada a uma temperatura de 135 °C para diminuir a probabilidade de contaminação por outros microrganismos que podem afetar a etapa de fermentação. É fornecido uma corrente de fração molar de 12% de CO_2 para manter as condições ideais para a produção. O caldo da fermentação apresenta uma concentração de ácido succínico preferencialmente entre 75 g.L^{-1} e uma faixa de pH entre 2-5. Ao final do processo fermentativo (Figura 16), subprodutos como, etanol, glicerol e ácido málico, são produzidos (REVERDIA, 2011).

Figura 16 - Etapa de esterilização e fermentação (Reverdia)



Fonte: O autor, 2021.

2.4.2 Separação das células

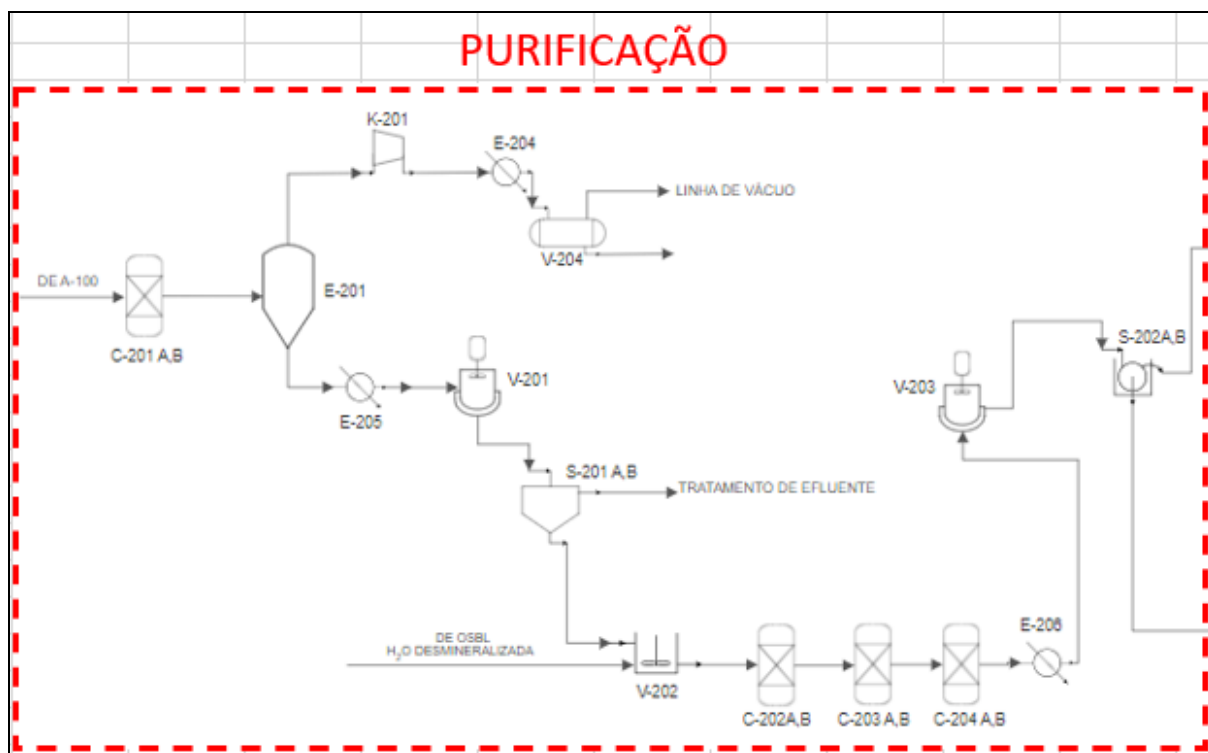
A remoção das células é realizada por centrifugação (S-101 A-B), com uma eficiência de separação de 90% e o restante da massa é removida por um processo de ultrafiltração (S-102 A-B). As células do microrganismo podem ser reaproveitadas no processo, descartadas ou vendidas.

2.4.3 Purificação do ácido succínico

O caldo clarificado é tratado por uma coluna de troca catiônica (C-201 A-B) para remover sais minerais catiônicos e reduzir o pH da solução para 2. Em seguida, o caldo é concentrado em um evaporador de múltiplos estágios (E-201) a 80°C, de forma a garantir uma remoção de 80% da água e subprodutos voláteis.

Em um cristalizador (V-201) a corrente com ácido succínico concentrado é resfriado a uma temperatura de 20°C. Os cristais são separados em uma centrífuga (S-201 A-B) e depois dissolvidos em água desmineralizada a uma temperatura de 90 °C, obtendo-se uma solução aquosa de ácido succínico. O objetivo dessa dissolução é a remoção de corpos de cor e sais minerais em colunas de carvão ativado (C-201 A-B), troca catiônica (C-202 A-B) e aniônica (C-203 A-B) em etapas posteriores (REVERDIA, 2011). A Figura 17 apresenta o fluxograma da etapa de purificação.

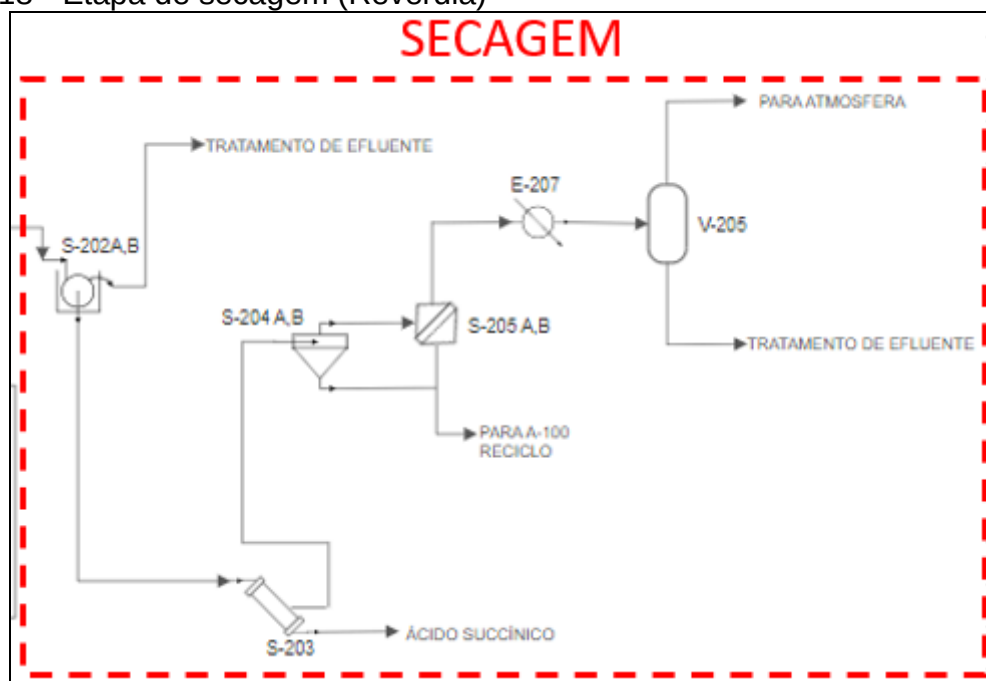
Figura 17 - Etapa de purificação (Reverdia)



Fonte: O autor, 2021.

A corrente de ácido é recristalizada (V-203) a uma temperatura de 20 °C, e os cristais formados são separados em um filtro a vácuo rotativo (S-202 A-B) e posteriormente secos, alcançando uma pureza de 99,5% (Figura 18).

Figura 18 - Etapa de secagem (Reverdia)



Fonte: O autor, 2021.

2.5 Proposta de Rota Tecnológica – PEP

A bactéria, *M. succiniciproducens*, é escolhida como inóculo, possuindo rendimento de 1,20 mol de ácido succínico produzido por mol de glicose, e produtividade de $1,75 \text{ g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ (VASWANI, 2010).

2.5.1 Cultivo e fermentação

A cultura de *M. succiniciproducens* é preparada para inoculação em dois estágios. O primeiro estágio compreende uma bateria de 3 pré-fermentadores (R-101 A-C) que são inoculados com uma cultura pura do laboratório.

A população celular (Concentração de biomassa) é monitorada continuamente, e quando a densidade celular atinge o valor desejado, o conteúdo do pré-fermentador é transferido para fermentadores de crescimento (R-102 A-C), onde os microrganismos são cultivados até que a concentração de biomassa desejada

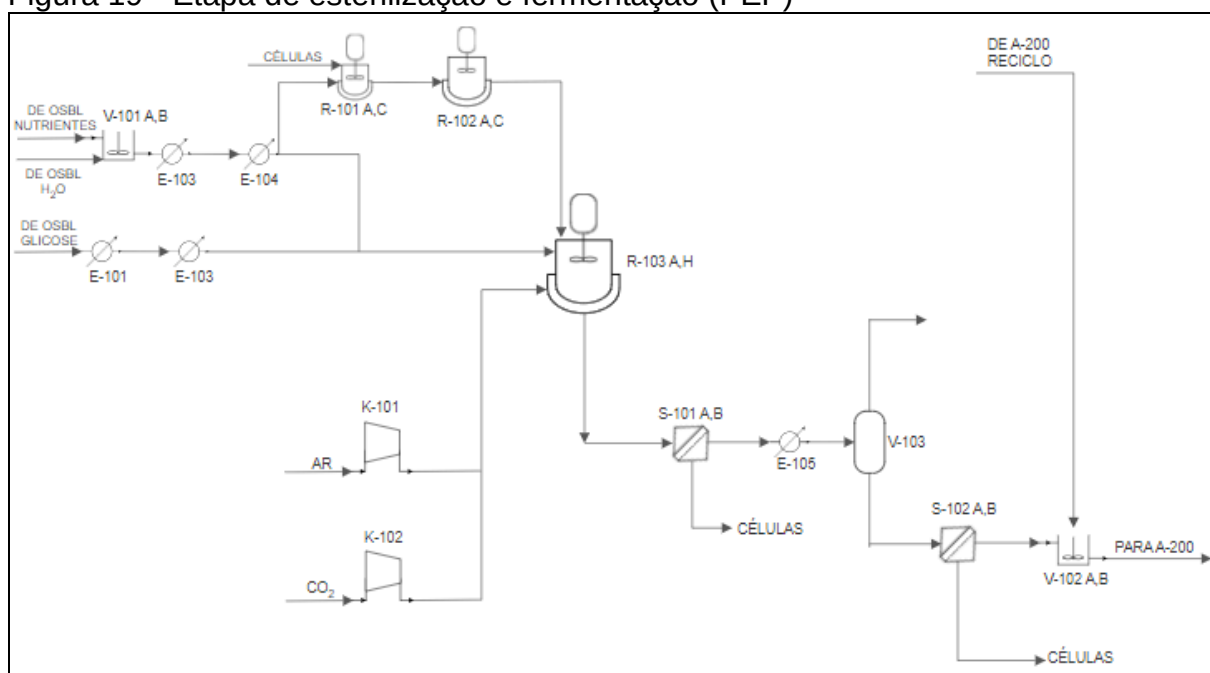
seja atingida. Em seguida, 8 fermentadores de produção (R-103 A-H) são inoculados com a cultura recém preparada de *M. succiniciproducens*.

A glicose com concentração de 72% (m/m) alimenta trocadores de calor (E-103) para aquecimento até 135 °C, seguida resfriamento até 35 °C (E-104). A glicose previamente esterilizada é bombeada para os fermentadores de produção (R-103 A-H).

Os nutrientes são misturados com água de processo no vaso de mistura (V-101 A-B). A solução resultante da mistura é transferida para trocadores de calor para a esterilização e em seguida bombeada para os fermentadores de produção.

A temperatura do processo de fermentação é mantida a 37 °C e o pH é controlado entre 6,5 – 7,0, pela adição de hidróxido de amônio. Quando a concentração de ácido succínico (na forma de succinato) atinge 52,4 g.L⁻¹ após aproximadamente 30 horas de fermentação, o caldo é bombeado para as etapas de clarificação (Figura 19).

Figura 19 - Etapa de esterilização e fermentação (PEP)



Fonte: O autor, 2021.

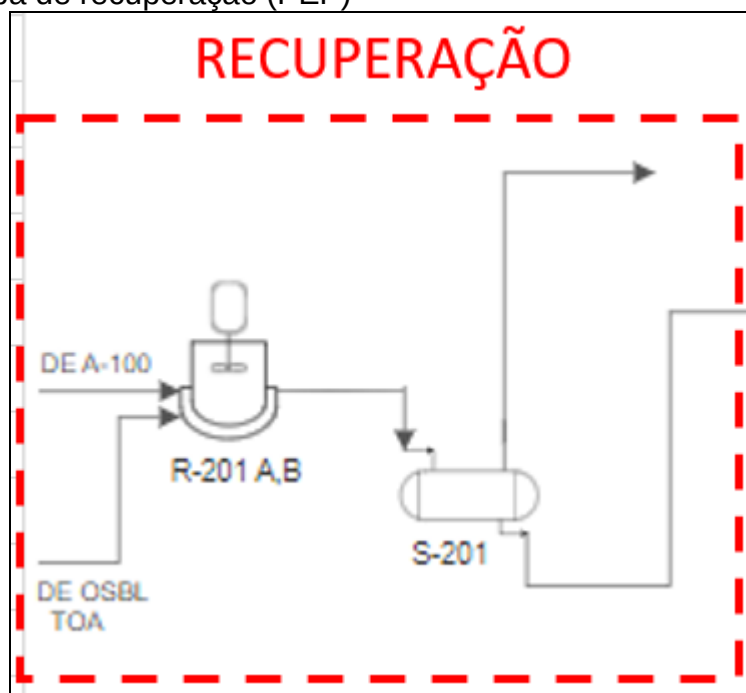
O caldo de fermentação passa pelas etapas de ultrafiltração (S-101 A-B), onde aproximadamente 90% da biomassa é removida do caldo. O clarificado é aquecido a 50°C, ocorrendo a floculação de proteínas, permitindo uma melhor

separação na etapa seguinte de nanofiltração (S-102 A-B). As células retidas são descartadas e o clarificado é bombeado para o vaso pulmão (V-102 A-B).

2.5.2 Recuperação e purificação do ácido succínico

O caldo clarificado segue para o reator de extração reativa (R-201 A-B), onde é misturado com o solvente. O solvente de extração consiste na tri-n-octilamina (TOA) diluída em 1-octanol, em uma concentração de TOA de $0,25 \text{ mol.kg}^{-1}$ em fase orgânica. A corrente resultante segue para o vaso de separação de fases (S-201) (Figura 20).

Figura 20 - Etapa de recuperação (PEP)



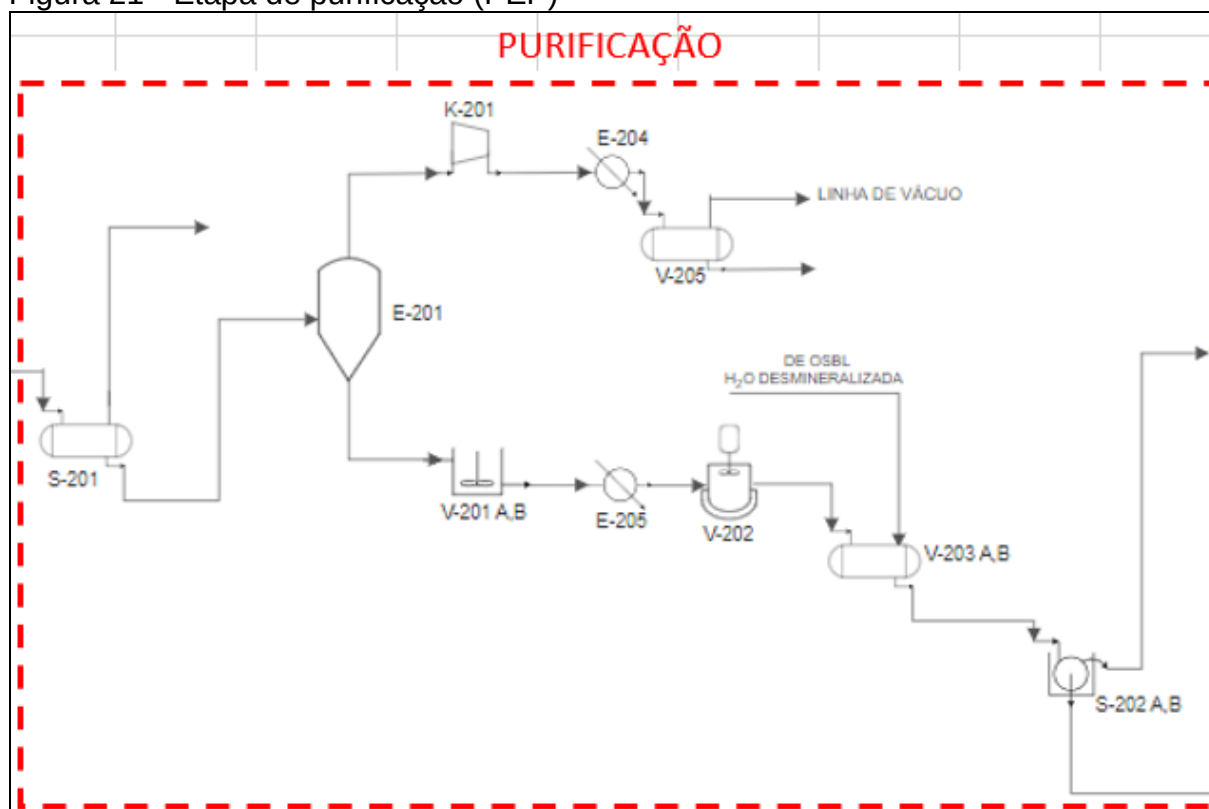
Fonte: O autor, 2021.

Nesta etapa, a TOA remove de forma seletiva os ácidos orgânicos não dissociados. O pH do meio é mantido em 5 para aumentar a eficiência de separação. A fase aquosa é transferida para o evaporador de múltiplos estágios (E-201) para concentração do produto.

O processo de evaporação (E-201) remove os subprodutos voláteis e cerca de 80-90% da água. A corrente resultante é enviada para o vaso de mistura (V-202 A-B), antes de seguir para a etapa de cristalização.

A cristalização é conduzida no cristalizador (V-203) a baixa temperatura (4°C) e o pH é mantido em 2. O HCl é usado para ajustar o pH para a cristalização seletiva, pois o processo depende do grau de solubilidade dos ácidos carboxílicos. Os cristais formados de ácido succínico são enviados para o vaso (V-204 A-B), sendo lavados com água desmineralizada (Figura 21).

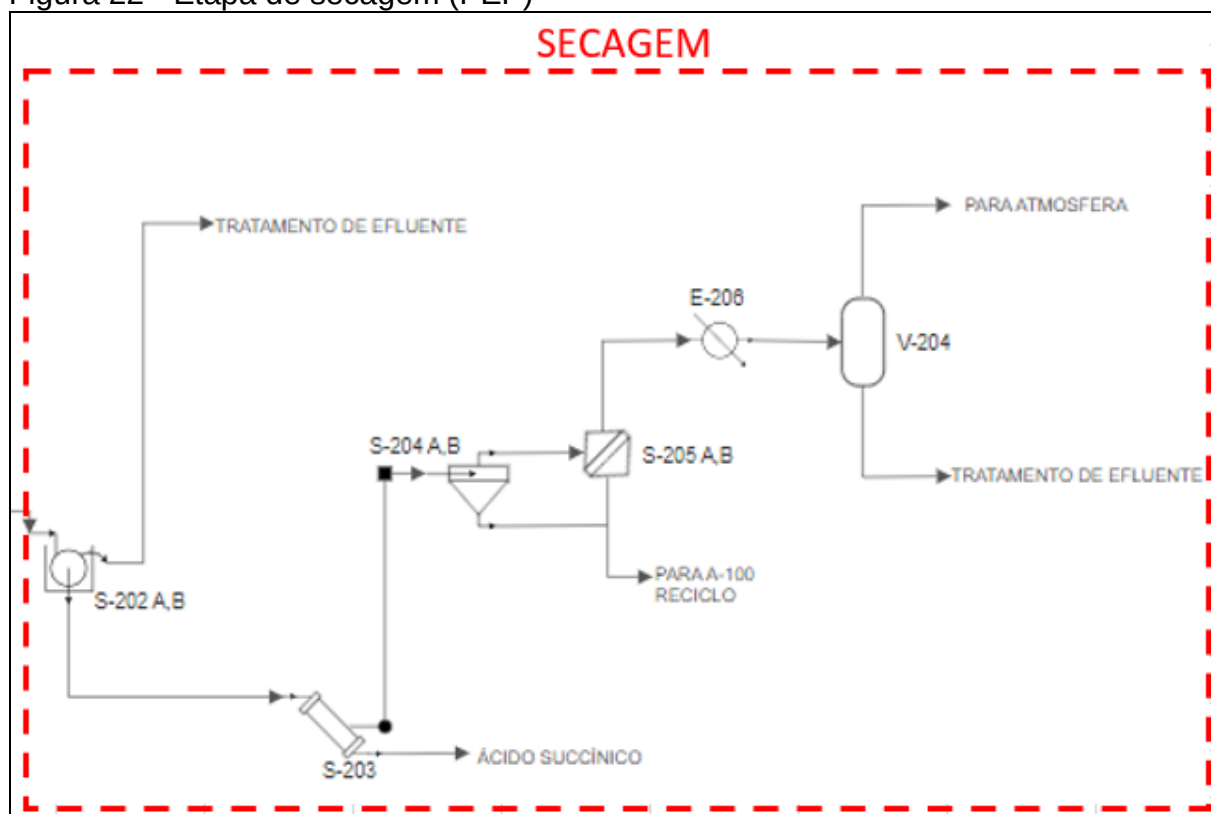
Figura 21 - Etapa de purificação (PEP)



Fonte: O autor, 2021.

Os cristais seguem para um filtro rotativo a vácuo (S-202 A-B), os cristais são separados e secos no secador (S-203), atingindo um grau de pureza de 99,5% (m/m) (Figura 22).

Figura 22 - Etapa de secagem (PEP)



Fonte: O autor, 2021.

2.6 Premissas da Simulação

Todas as rotas tecnológicas simuladas apresentam uma produção de 40 mil toneladas por ano (kta) de ácido succínico, considerando o tempo de operação de 8.000 horas por ano. O pacote termodinâmico escolhido para descrever as correntes de processo foi o NRTL (Non-Random Two-Liquid). Para a descrição de gases dissolvidos em líquidos foi utilizado a lei de Henry. A unidade industrial foi dividida em duas áreas: fermentação (Área-100) e recuperação/purificação (Área-200).

A área de armazenamento e utilidades (OSBL) são estimados a partir de fatores de custos e considerações de engenharia econômica presentes na literatura (TOWLER; SINNOTT, 2013).

Operações unitárias envolvendo sólidos inertes ou reativos estão presentes de forma significativa em tecnologias de processos químicos, alimentícios e farmacêuticos. No entanto, a maioria dos simuladores de processos químicos

conhecidos não permitem a simulação de processos com sólidos. Os motivos são variados, como a falta de dados de equilíbrio e propriedades físicas (HAYDARY, 2019).

Entre os softwares de simulação disponíveis no mercado, o Aspen Plus é um dos poucos simuladores robustos o suficiente para permitir a simulação de processos com sólidos (HAYDARY, 2019). Dois tipos de sólidos são especificados no Aspen Plus, os convencionais e não convencionais. Os sólidos convencionais participam de etapas dos processos que envolvem equilíbrios de fases líquido-vapor, e os que não participam dos cálculos de equilíbrio são considerados como sólidos inertes (não convencionais), sendo este, o caso dos microrganismos responsáveis pela fermentação. A célula é representada pela fórmula molecular $\text{CH}_{1,8}\text{O}_{0,5}\text{N}_{0,2}$ (WERPY; PETERSEN, 2004). No Apêndice A é possível verificar o detalhamento das premissas e simplificações adotadas da simulação.

2.7 Especificações dos Equipamentos do Processo

As especificações e dimensionamentos dos equipamentos podem ser verificados no Apêndice E.

2.7.1 Dornas de fermentação

Para calcular o número e o volume total dos fermentadores, o tempo necessário para carregamento (t_c) e descarregamento (t_d) do meio, limpeza e esterilização devem ser adicionados ao tempo de fermentação. Na indústria alimentícia e farmacêutica, a limpeza, conhecida como “*cleaning in place*” (CIP) e esterilização, “*steaming in place*” (SIP) pode levar de 10 a 24 horas. No entanto considerando a produção de produtos químicos, a limpeza pode ser realizada com menos intensidade (EFE, VAN DER WIELEN e STRAATHOF, 2013). Normalmente esse tempo varia de 1 a 3 horas, dependendo do processo.

Primeiramente, é necessário estimar o número de dornas principais, ou seja, os fermentadores de produção (N_{FP}). Para isso, o tempo acumulado por batelada (t_{bat}) é calculado somando-se o tempo de cada etapa do ciclo de produção:

- SIP
- Carregamento do meio (t_c)
- Fermentação (t_f)
- Descarregamento do meio (t_d)
- CIP

O número de fermentadores é calculado da seguinte forma:

$$N_{FP} = \frac{t_{bat}}{t_d} \quad (5)$$

Em que N_{FP} é o número de fermentadores principais, t_{bat} o tempo acumulado do ciclo e t_d o tempo de descarregamento da dorna.

O número de trens de inóculo ou fermentadores de crescimento (N_{FC}), onde ocorre o crescimento exponencial de células até a massa desejada para serem transferidas para as dornas de produção, pode ser calculado de forma semelhante, ou seja, considerando o tempo acumulado por batelada do último vaso de inóculo (t_{ibat}). O cálculo é realizado da seguinte forma:

$$N_{FC} = N_{FP} \left(\frac{t_{ibat}}{t_{bat}} \right) \quad (6)$$

onde, N_{FC} é o número de fermentadores de crescimento ou inóculo, t_{ibat} o tempo acumulado por batelada do último vaso de inóculo. Vale ressaltar que o tempo de crescimento das células é diferente do tempo de fermentação, normalmente variando cerca de 12 a 14 horas (MYRIANT, 2012).

A estimativa do número de bateladas por ano pode ser calculada através da divisão do tempo anual de operação da planta pelo tempo acumulado por batelada do ciclo (t_{bat}). O volume de meio de cultivo produzido por ano pode ser determinado pela capacidade de produção da planta, tempo de operação por ano e concentração do produto na saída do fermentador principal (Equação 7).

$$v_m = \frac{c_{ap} t_{op}}{c_p} \quad (7)$$

em que C_{ap} é a capacidade de produção da planta (kg/h), t_{op} tempo de operação por ano (8000 horas) e C_p é a concentração do produto na saída do fermentador principal.

Calcula-se o volume do meio por batelada dividindo-se v_m pelo número de bateladas por ano. A partir desse valor é possível determinar o volume das dornas principais, dividindo-se pelo número de dornas estimadas anteriormente. Vale ressaltar que é considerado um valor útil de 80%. Por convenção as dornas de inóculo são dimensionadas considerando 10% do volume das dornas principais e em relação ao pré-inóculo, 10% do volume do vaso de inóculo (EFE, VAN DER WIELEN e STRAATHOF, 2013).

2.7.2 Filtros, centrífugas e ciclones

Os equipamentos são simulados selecionando o modelo desejado (separadores de sólidos) e especificando as frações de líquido e sólidos de saída da etapa de filtração. Os ciclones são simulados da mesma forma que os filtros e centrífugas, mas como o processo é descrito como uma separação sólido-gás, é especificado as frações de gás e sólidos de saída nessa etapa.

2.7.3 Cristalizadores

O bloco de operação da unidade de cristalização do Aspen Plus realiza cálculos de balanço de massa e energia do processo. Além disso, o software pode calcular a distribuição de tamanho de partículas (PSD) a partir da cinética de crescimento.

Para a simulação da etapa de cristalização utilizou-se uma distribuição de partículas fixa obtida experimentalmente e informações da solubilidade do ácido succínico (MULLIN e WHITING, 1980) e sulfato de amônio (WINGFIELD, 2016) em água. A simulação do fenômeno de nucleação de cristais é complexa, uma vez que

existem apenas modelos empíricos provenientes da estimação de parâmetros a partir de dados experimentais para casos específicos, por isso essa abordagem não é considerada na simulação. O cristalizador assume que a concentração do produto se encontra em equilíbrio e, portanto, saturado. O tempo de residência do processo de cristalização varia entre 1200 – 3000 segundos e gerando um cristal com raio de 80 μm , de acordo com as informações da literatura (EFE, VAN DER WIELEN e STRAATHOF, 2013).

2.7.4 Secadores

O secador é responsável pela remoção de água e outros componentes voláteis do material sólido através da evaporação obtida pela passagem de um fluxo de ar (gás), obtendo-se um sólido com uma umidade a níveis aceitáveis. A energia necessária para a evaporação é geralmente fornecida por um gás quente (aquecimento direto) ou uma superfície quente.

A descrição do equilíbrio sólido-gás é relativamente complicada, pois é influenciado pelas dimensões e textura do material seco. Dessa forma, fenômenos de transporte desempenham um papel importante na descrição do processo. Normalmente, o equilíbrio de fases da secagem é expresso como uma variação do teor de umidade no sólido com a umidade relativa do ar em condições constantes de temperatura e pressão (HAYDARY, 2019). O equipamento é simulado de forma simplificada considerando a umidade de saída do sólido de 0,5% e temperatura do gás de aquecimento igual a 110 °C. A carga térmica necessária para alcançar a especificação do cristal desejada varia entre 500 – 710 kW.

2.7.5 Colunas de troca iônica

O volume do leito da coluna de troca iônica é calculado a partir da velocidade espacial da resina (10 h^{-1}) (SHIBATA, MURAYAMA e MATSUMOTO, 2006) e da

vazão volumétrica de entrada da coluna. Com essas informações é possível calcular o volume da resina, de acordo com a equação abaixo.

$$V_r = \frac{Q_t}{LHSV}$$

(8)

em que V_r é o volume da resina, Q_t a vazão volumétrica e LHSV a velocidade espacial volumétrica. Para o dimensionamento da coluna foi considerado um L/D igual a 2,0, considerando um acréscimo de 0,02 m para a altura total da coluna. A massa de resina é calculada a partir da sua massa específica que varia entre 770 e 870 kg/m³.

3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

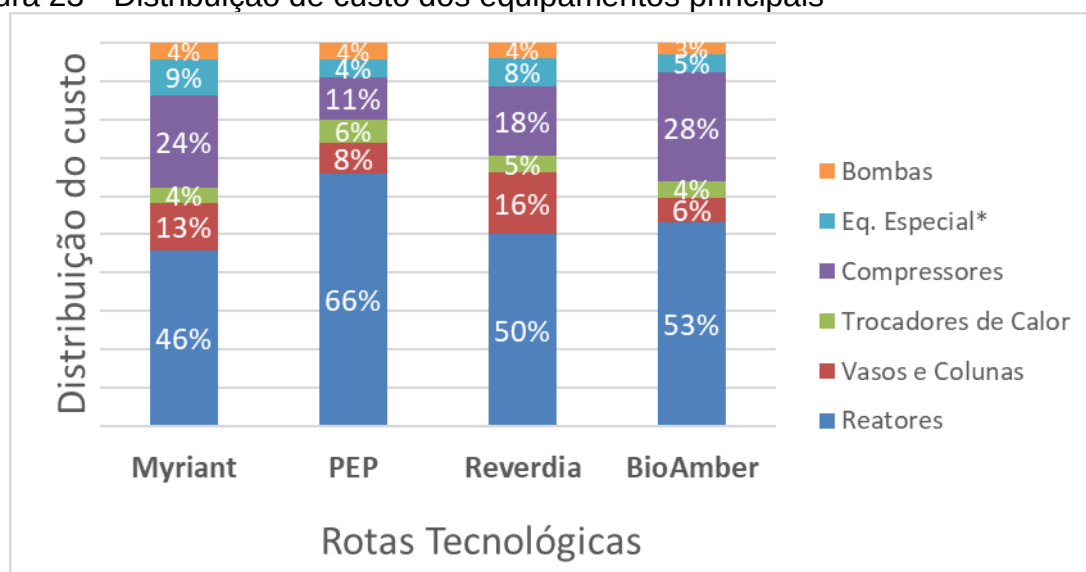
Nesse capítulo serão apresentados os resultados das estimativas dos custos de investimento de capital (CAPEX) e custo operacional (OPEX) e dos métodos utilizados para avaliação do retorno de investimento e estimativa do preço mínimo de venda do produto.

O preço de venda teve como ponto de partida a construção do fluxo de caixa incremental do investimento, a partir dos custos estimados citados anteriormente. A taxa mínima de atratividade (TMA) considerada é de 15%, considerando uma vida econômica do projeto de 20 anos.

3.1 Estimativa dos Custos de Equipamentos

Os resultados das simulações permitiram estimar o custo total dos principais equipamentos para a implementação da planta industrial de produção do ácido succínico. A distribuição dos custos de equipamentos para cada rota tecnológica é apresentada na Figura 23.

Figura 23 - Distribuição de custo dos equipamentos principais



Fonte: O autor, 2021.

*Equipamentos Especiais englobam equipamentos manipuladores de sólidos (filtros, secadores, ciclones e cristalizadores).

É possível observar que em todos os processos mais de 46% do custo de equipamentos correspondem aos reatores (fermentadores). Esse alto custo é justificado devido à baixa produtividade de ácido succínico na etapa fermentativa. Segundo o relatório publicado pelo departamento de energia (DOE) dos Estados Unidos, é necessária uma produtividade de aproximadamente $2,5 \text{ g/L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ para que o processo se torne economicamente viável, ou seja, esse parâmetro está associado diretamente com o número de dornas necessárias para a produção em nível comercial e suas dimensões.

Os compressores e bombas de vácuo representam cerca de 11-28% do custo total. O primeiro é responsável por abastecer as dornas com oxigênio e CO_2 em condições ideais de fermentação e segundo auxilia no processo evaporativo para concentração do produto.

Os equipamentos necessários para manipulação de sólidos e cristalização estão inclusos no grupo de equipamentos especiais, com uma participação de 4-8% do custo total.

3.2 Estimativa do Custo de Capital (CAPEX)

A estimativa de custo de capital é baseada nas informações fornecidas pelo software Aspen Process Economic Analyzer (APEA) que fornece o custo de equipamentos e instalação. O custo de capital é dividido em duas categorias, custos diretos e indiretos. Os custos diretos são compostos por:

- Compra de equipamentos;
- Custo de instalação;
- Instrumentos de controles (sensores, transmissores, válvulas, painéis, cabos, etc.);
- Aquisição de tubulações e acessórios;
- Serviços de construção;

- Instalações elétricas (sala de controle, gerador de emergência, cabos, painéis, etc.);
- Instalações de serviço.

Custos indiretos estão associados a:

- Engenharia e supervisão;
- Taxas legais;
- Despesas relacionadas a construção;
- Contingência de obra.

O custo de implementação da unidade de produção é determinado em função dos custos diretos e indiretos de acordo com a metodologia apresentada por Haydary (2019). O resultado estimado relativo ao investimento fixo é apresentado na Tabela 8.

Tabela 8 - Estimativa do CAPEX por rota tecnológica (Valores em MM USD)

	Fator de Custo	Descrição	Rotas Tecnológicas			
			Myriant	PEP	Reverdia	BioAmber
<i>Custo - Equipamentos principais</i>			28,29	29,64	27,56	30,82
<i>Engenharia e Supervisão</i>	0,33	Equipamentos principais	9,34	9,78	9,09	10,17
<i>Despesas de Construção</i>	0,41	Equipamentos principais	11,60	12,15	11,30	12,64
<i>Taxas Legais</i>	0,04	Equipamentos principais	1,13	1,19	1,10	1,23
<i>Custo com Empreiteiros</i>	0,22	Equipamentos principais	6,22	6,52	6,06	6,78
<i>Contingência - Construção</i>	0,44	Equipamentos principais	12,45	13,04	12,13	13,56
<i>Custo indireto total</i>			40,74	42,69	39,68	44,38
<i>Custo direto total</i>			40,64	41,18	38,88	40,88
<i>Custo indireto total</i>			40,74	42,69	39,68	44,38
<i>Custo - (ISBL)</i>			81,37	83,87	78,56	85,25
<i>Custo - (OSBL)</i>	0,5	(ISBL)	40,69	41,94	39,28	42,63
<i>Contingência do Processo</i>	0,1	(ISBL + OSBL)	12,21	12,58	11,78	12,79
<i>Capital total do processo</i>		(ISBL) + (OSBL) + Contingência	134,27	138,39	129,62	140,67
<i>Contingência de Projeto</i>	0,25	Capital Total do Processo	33,57	34,60	32,41	35,17
<i>Investimento fixo</i>			167,83	172,99	162,03	175,83

Fonte: O autor, 2021.

A estimativa é realizada a partir dos equipamentos principais necessários para a implementação do processo. A metodologia considera a aplicação de um fator de custo para cada categoria que compõem o custo indireto. Por sua vez, o valor do custo direto é disponibilizado pelo APEA, conforme as orientações de Haydary (2019). A soma dos valores diretos e indiretos compõem o custo total da estimativa do ISBL.

Os limites externos de bateria (OSBL) são normalmente estimados como uma proporção dos custos do ISBL nos estágios iniciais do projeto. Para projetos químicos típicos, os custos externos variam entre 30% e 50% do custo do ISBL (TOWLER e SINNOTT, 2013). Nesse estudo, é considerado um fator custo de 50% do ISBL para a projeção dos investimentos externos, pois o processo de produção envolve alta exigência no manuseio de sólidos.

A contingência de processo inclui os custos relativos aos equipamentos não previstos, sendo estimado no valor de 10% da soma do ISBL e OSBL (VASWANI, 2010; MONTEIRO, 2018). Por sua vez, a contingência de projeto está relacionada com a maturidade do processo industrial. Dessa forma, em se tratando de uma tecnologia ainda em desenvolvimento e considerada como típica, devido às condições operacionais e aos equipamentos envolvidos, a estimativa da contingência de projeto é considerada 25% (VASWANI, 2010; MONTEIRO, 2018) do capital total do processo.

A referência de custo de equipamentos e instalações estão disponíveis para uma instalação localizada nos EUA, mas especificamente na Costa do Golfo. Nesse sentido, para corrigir o valor para a construção da mesma unidade no Brasil, é adotado um fator de localização de 1,14 (TOWLER e SINNOTT, 2013). A Tabela 9 apresenta um sumário desses custos para cada rota tecnológica.

Tabela 9 - Estimativa do CAPEX - Brasil

	<i>Myriant</i>	<i>PEP</i>	<i>Reverdia</i>	<i>BioAmber</i>
CAPEX (MM USD)	167,83	172,99	162,03	175,83
CAPEX (MM USD) - Brasil	191,33	197,20	184,71	200,45

Fonte: O autor, 2021.

Observa-se que o custo de investimento de capital é semelhante para cada processo. Apesar da diferença tecnológica aplicada, principalmente, na etapa

downstream, é possível verificar que a aquisição das dornas de fermentação representa um fator decisivo na estimativa do CAPEX.

Para validar as simulações e a metodologia empregada para a estimativa do CAPEX, é realizado uma comparação com valores encontrados na literatura. A planta da BioAmber em Sarnia (Ontário, Canadá) custou 141,5 milhões de dólares com uma capacidade de produção de 30.000 ton./ano (BIOAMBER, 2015). Através da equação (9), pode-se corrigir o custo de investimento para uma capacidade de 40.000 ton./ano (HAYDARY, 2019) e (TOWLER; SINNOTT, 2013).

A correção foi realizada na rota implementada do PEP, cuja capacidade é de 37.500 ton./ano (VASWANI, 2010). No caso dos processos Reverdia e Myriant a capacidade de referência é de 40.000 ton./ano (MONTEIRO et al., 2018). Nesses dois casos não houve a necessidade da correção da capacidade de produção através da equação 9, cujo valor é o mesmo adotado nas premissas da simulação.

$$C_2 = C_1 \left(\frac{CAP_2}{CAP_1} \right)^a \quad (9)$$

em que CAP_1 e C_1 são referentes a capacidade e o custo da planta de referência, respectivamente e CAP_2 a capacidade da planta que se deseja estimar o custo (C_2). A constante “a” assume valores típicos que variam entre 0,4 a 0,9 para diferentes tipos de processo. Para indústrias químicas, o valor de 0,6 é normalmente assumido.

Além da correção do custo da capacidade de produção, é necessário realizar um ajuste dos valores de referência estimados levando em conta a taxa de inflação do ano base. Esse ajuste pode ser facilmente realizado pela equação 10 (EFE; VAN DER WIELEN; STRAATHOF, 2013)

$$Custo_{2019} = Custo_y (1 + r_i)^{(2019-y)} \quad (10)$$

em que y é o ano base, ou seja, o valor de referência e r_i a taxa de inflação média dos EUA. A taxa de inflação média entre os anos de 2010-2019, 2015-2019 e 2018-2019 são de, 1,78%, 1,91% e 1,76% respectivamente (WEBSTER I, 2021). A comparação entre o valor calculado do CAPEX e valores de referência se encontram da Figura 24.

Figura 24 - Comparação das estimativas do CAPEX por rota tecnológica



Fonte: O autor, 2021.

*Erro relativo

Pode-se observar que as estimativas correspondentes a metodologia aplicada possui alta acurácia em relação aos valores de referência. A única exceção se encontra na estimativa representada pela rota PEP. A disparidade de valores pode ser justificada devido ao ano de publicação do relatório (2009-2010), mesmo realizando as devidas correções de capacidade e taxa de inflação.

3.3 Estimativa dos Custos Operacionais (OPEX)

Para estimar os custos de produção é necessária uma estimativa do investimento em capital fixo, número de operadores responsáveis pela operação da planta e consumo de matéria-prima e utilidades. Preços disponíveis em banco de dados públicos e literatura podem auxiliar na estimativa desses custos. As seções seguintes detalham as premissas adotadas para a estimação de cada custo.

3.3.1 Estimativa dos custos variáveis

Os custos variáveis são representados pelo consumo de matéria-prima e utilidades e são estimados a partir das informações do balanço material disponíveis após a finalização das simulações utilizando o software *Aspen Plus V11* (ver Apêndice D). Nas Tabelas 10 e 11 estão dispostos os custos de consumo de matéria-prima e utilidades por rota tecnológica, respectivamente. Os coeficientes técnicos para cada rota tecnológica se encontram no Apêndice F.

Tabela 10 – Custo total de matéria-prima (Valores em MM USD)

Custo	Myriant	PEP	Reverdia	BioAmber
Glicose	27,32	26,75	29,35	25,30
Nutrientes	0,022	0,020	0,020	0,018
Células	0,01	0,01	0,007	0,006
Hidróxido de Amônio	4,01	3,73	0,112	0,112
Ácido Sulfúrico	12,92			
Tri-n-octilamina(1-octanol)		23,35		
HCl		1,59		
Total/ano	44,28	55,45	29,49	25,44

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 11 - Custo total de utilidades (Valores em MM USD)

Custo (MM USD)	Myriant	PEP	Reverdia	BioAmber
Energia	2,53	2,22	2,03	2,29
Água de Resfriamento	0,927	1,19	0,807	1,28
Vapor de Média Pressão	7,49	11,15	8,33	7,31
Água Desmineralizada	0,103	0,008	0,254	0,256
Fluido Refrigerante		0,068		0,027
Água de Processo	0,129	0,234	0,189	0,146
Total/ano	11,17	14,87	11,61	11,31

Fonte: O autor, 2021.

A rota tecnológica do PEP apresenta o maior consumo total de matéria-prima, devido ao alto custo da TOA (tri-n-octilamina), solvente utilizado na etapa de recuperação do ácido succínico na sua forma de ácido livre. Em relação ao consumo de utilidades, o custo total de todas as rotas apresenta aproximadamente o mesmo valor, com exceção do PEP, devido maior gasto de energia no processo evaporativo para a concentração do ácido succínico.

Em relação ao caso do processo Myriant, o maior custo é proveniente do consumo de H_2SO_4 , necessário para a regeneração das resinas de troca catiônica e

consequentemente, gerando sulfato de amônio, podendo ser vendido como fertilizante.

3.3.2 Estimativa dos custos fixos

Custo fixo são os custos que não variam com o nível de produção e só podem ser eliminados se a fábrica deixar de operar. Os custos fixos de produção podem ser definidos como os gastos com a manutenção da fábrica, seguro, depreciação e outros gastos gerais que permitem funcionar o processo produtivo, mas não permite agregar valores diretamente ao custo do produto. Sua estimativa se baseia em fatores a partir do custo de mão-de-obra, dos equipamentos e investimento total.

Existem várias metodologias para a estimativa do custo fixo, uma delas, está relacionada na pesquisa de uma planta industrial semelhante no aspecto tecnológico e capacidade de produção. Informações como o número de funcionários e gasto anual com salários são de grande importância para uma estimativa de custo.

A metodologia utilizada nesse trabalho é baseada nos principais equipamentos que compõem o processo de produção. Nessa estimativa são considerados 5 turnos de trabalho e um salário anual por operador de 47.600 USD (HAYDARY, 2019). As estimativas do número de operadores para cada processo por ser observada nas Tabelas 12 a 15.

Tabela 12 – Estimativa do N° de operadores – Myriant

<i>Equipamentos</i>	<i>N° de unidades</i>	<i>Operador/unidade/turno</i>	<i>N° de Operadores</i>
Trocadores de Calor	14	0,1	7
Bombas	38	0,1	19
Compressores	6	0,2	6
Vasos	11	0,2	11
Colunas	2	0,5	5
Reatores	6	1	30
Centrífugas e filtros	12	0,25	15
Secadores	1	0,5	3
Total			96

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 13 – Estimativa do N° de operadores – PEP

Equipamentos	N° de unidades	Operador/unidade/turno	N° de Operadores
Trocadores de Calor	11	0,1	6
Bombas	30	0,1	15
Compressores	5	0,2	5
Vasos	13	0,2	13
Colunas	0	0,5	0
Reatores	10	1	50
Centrífugas e filtros	10	0,25	13
Secadores	1	0,5	3
Total			105

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 14 – Estimativa do N° de operadores – BioAmber

Equipamentos	N° de unidades	Operador/unidade/turno	N° de Operadores
Trocadores de Calor	12	0,1	6
Bombas	30	0,1	15
Compressores	5	0,2	5
Vasos	12	0,2	12
Colunas	0	0,5	0
Reatores	6	1	30
Centrífugas e filtros	9	0,25	12
Secadores	1	0,5	3
Total			83

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 15 – Estimativa do N° de operadores – Reverdia

Equipamentos	N° de unidades	Operador/unidade/turno	N° de Operadores
Trocadores de Calor	12	0,1	6
Bombas	36	0,1	18
Compressores	4	0,2	4
Vasos	11	0,2	11
Colunas	4	0,5	10
Reatores	6	1	30
Centrífugas e filtros	9	0,25	12
Secadores	1	0,5	3
Total			94

Fonte: O autor, 2021.

A metodologia aplicada por Haydary, (2019) consiste na multiplicação do número de unidades por um fator relacionado com a complexidade operacional dos equipamentos e número de turnos. Dessa forma, a quantidade de funcionários necessários para operação da planta industrial é calculada, assim como o custo

anual de mão-de-obra. Vale ressaltar que o número de operadores estimados para cada equipamento é arredondado para cima.

O restante dos custos fixos é calculado com base na estimativa do custo de mão-de-obra e investimento fixo. Na Tabela 16 pode ser verificado as premissas utilizadas para cada custo (HAYDARY, 2019).

Tabela 16 – Premissas para a estimativa do custo fixo

<i>Custos fixos</i>		<i>Fator de custo</i>
Custo de mão-de-obra	Mão-de-obra	Custo anual (metodologia)
	Supervisão	15% da mão de obra
	Equipe de laboratório	20% da mão de obra
	Manutenção e reparos	2% investimento fixo
Custo de materiais	Material para operação	15% da mão de obra
	Gastos com laboratório	10% da mão de obra
Custos adicionais	Taxas locais	2% investimento fixo
	Seguro	1% investimento fixo
	Custo de overhead*	50% (Mão-de-obra + Supervisão + Manutenção)
Despesas gerais	Administração	20% da Mão de Obra
	Distribuição, marketing e pesquisa	2% (Custo variável + custo de mão-de-obra + custo de materiais + custos adicionais)

Fonte: Haydary, 2019.

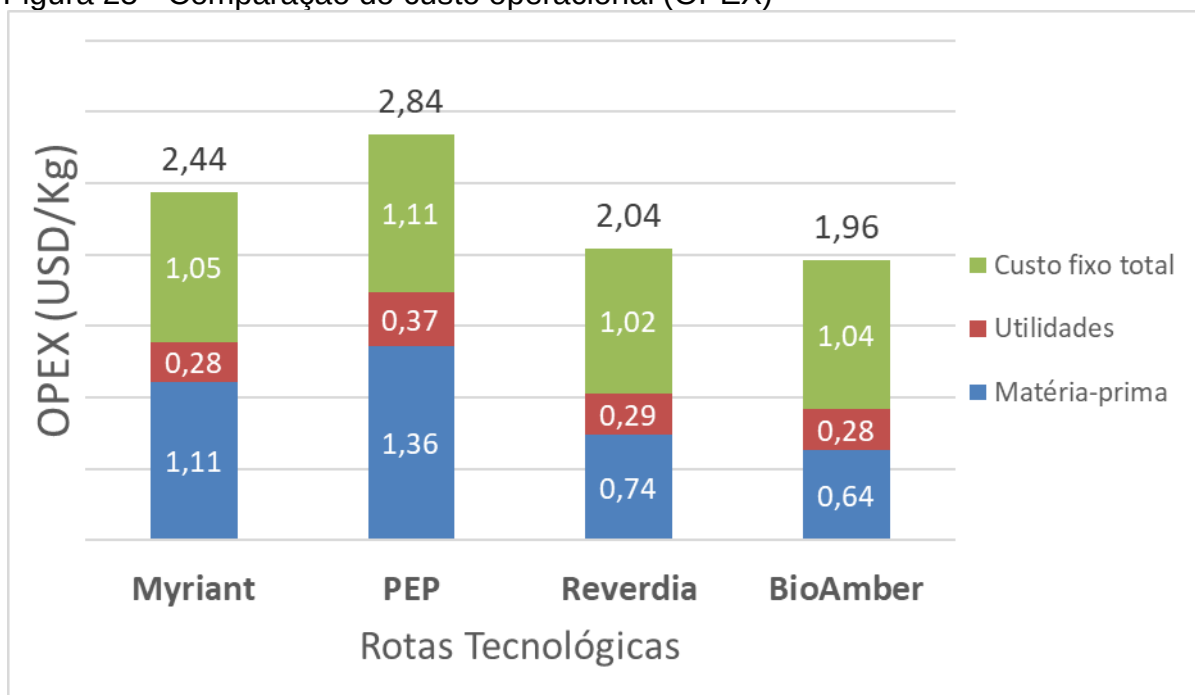
*Engloba todos os custos associados à operação de instalações auxiliares que suportam o processo de produção. Estes custos incluem folhas de pagamento, serviços de contabilidade, proteção anti-incêndio, serviços médicos etc.

Todos os bens do ativo imobilizado de uma empresa possuem um tempo de vida útil. Com o passar do tempo perdem a sua qualidade e eficiência, tanto por desgaste material ou por ineficiência tecnológica. A depreciação representa o desgaste ou a perda da capacidade de utilização (vida útil) desses ativos.

Para sua estimativa é considerado um valor fixo referente a 10% do investimento de capital total (investimento fixo + capital de giro). Por sua vez, o capital de giro é calculado considerando 15% do investimento fixo, sendo definido como valor necessário para aquisições de matéria-prima ou despesas operacionais para realização da partida da planta industrial (HAYDARY, 2019).

O detalhamento do custo fixo para cada processo por ser verificado no Apêndice B. É apresentado o custo operacional por kg de ácido succínico produzido para cada rota tecnológica na Figura 25.

Figura 25 - Comparação do custo operacional (OPEX)



Fonte: O autor, 2021.

O processo do PEP apresenta o maior custo operacional em comparação com as outras rotas tecnológicas, seguido da Myriant. Os dois processos precisam de uma etapa adicional para a recuperação do ácido na sua forma livre, pois ambos utilizarem bactérias como inóculo, e consequentemente, o processo fermentativo ocorre em pH neutro para não afetar a performance do microrganismo, gerando sais orgânicos devido a reação de neutralização com adição de hidróxido de amônio.

O processo de extração reativa, tecnologia adotada na rota PEP, utiliza TOA (tri-n-octilamina) como agente extrator e seu preço de mercado é relativamente caro, agregando um peso significativo no custo total operacional. A etapa adicional adotada pela rota Myriant conta com uma coluna de troca iônica para a recuperação do ácido succínico que se encontra na forma de sal orgânico. Nesse caso, o custo adicional no OPEX é representado pelo custo de ácido sulfúrico utilizado na regeneração das resinas.

3.4 Estimativa do Preço de Venda Mínimo do Ácido Succínico

A estimativa do preço de venda mínimo tem como ponto de partida a construção do fluxo de caixa incremental do investimento, a partir do valor da receita adquirida com a venda do produto e os custos de produção discutidos anteriormente. As Tabelas 17 a 20 apresentam o fluxo de caixa especificado por rota tecnológica.

A estimativa dos impostos cobrados sobre o lucro tributável teve como referência as taxas cobradas sobre grandes corporações nos EUA. Geralmente o imposto de renda, conhecido como, *Federal Corporate Income Tax*, tem uma alíquota que varia de 15 a 35 % dependendo do valor da renda tributável. Dessa forma, nesse trabalho é considerado uma taxa de 25% (imposto de renda) e 10% (taxas estaduais), a segunda varia de estado para estado, entre 7 e 10% (TOWLER; SINNOTT, 2013).

No início da vida econômica do projeto, considera-se uma capacidade de produção menor daquela estimada. Isso ocorre devido à possibilidade de alguns problemas operacionais no início da vida útil da planta industrial. Com isso em mente, é considerado um grau de ocupação de 75% no primeiro ano, 80% no segundo e 90% no terceiro (HAYDARY, 2019). A partir do quarto ano, considera-se que a planta opere em plena capacidade de ocupação até o final de sua vida econômica.

Tabela 17 – Fluxo de caixa da rota Myriant (valores em MM USD)

Ano	Período de Operação (Vida Econômica)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Grau de Ocupação	75%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Receita Operacional	84,42	90,05	101,30	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56	112,56
Custos Fixos	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43	22,43
Depreciação	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75	19,75
Custos Variáveis	41,59	44,36	49,91	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45
Lucro Tributável	0,65	3,51	9,22	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93	14,93
Imposto de Renda	0,16	0,88	2,30	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73	3,73
Outras Taxas	0,07	0,35	0,92	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49	1,49
Lucro Líquido	20,17	22,03	25,74	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45
Investimento Fixo	167,83																			
Capital de Giro	29,62																			
Total de Aplicações	197,45																			
Caixa Líquido	197,45	20,17	22,03	25,74	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45	29,45
Subtotal	-197,45	-177,28	-155,26	-129,52	-100,07	-70,62	-41,17	-11,72	17,73	47,17	76,62	106,07	135,52	164,97	194,42	223,87	253,32	282,77	312,21	341,66

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 18 – Fluxo de caixa da rota PEP (valores em MM USD)

Ano	Período de Operação (Vida Econômica)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Grau de Ocupação	75%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Receita Operacional	96,90	103,36	116,28	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20	129,20
Custos Fixos	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06	24,06
Depreciação	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35	20,35
Custos Variáveis	52,03	55,50	62,44	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38	69,38
Lucro Tributável	0,46	3,45	9,43	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41	15,41
Imposto de Renda	0,11	0,86	2,36	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85	3,85
Outras taxas	0,05	0,34	0,94	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54	1,54
Lucro Líquido	20,65	22,59	26,48	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37
Investimento Fixo	172,99																			
Capital de Giro	30,53																			
Total de Aplicações	203,51																			
Caixa Líquido	203,51	20,65	22,59	26,48	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37	30,37
Subtotal	-203,51	-182,87	-160,27	-133,79	-103,43	-73,06	-42,69	-12,32	18,05	48,42	78,79	109,16	139,52	169,89	200,26	230,63	261,00	291,37	321,74	352,10

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 19 – Fluxo de caixa da rota Reverdia (valores em MM USD)

Ano	Período de Operação (Vida Econômica)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Grau de Ocupação	75%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Receita Operacional	72,00	76,80	86,40	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00
Custos Fixos	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56	21,56
Depreciação	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06	19,06
Custos Variáveis	30,87	32,93	37,05	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16	41,16
Lucro Tributável	0,51	3,25	8,73	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21	14,21
Imposto de Renda	0,13	0,81	2,18	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55
Outras Taxas	0,05	0,32	0,87	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42
Lucro Líquido	19,39	21,17	24,74	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30
Investimento Fixo	162,03																			
Capital de Giro	28,59																			
Total de Aplicações	190,62																			
Caixa Líquido	190,62	19,39	21,17	24,74	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30	28,30
Subtotal	-190,62	-171,23	-150,06	-125,32	-97,02	-68,72	-40,41	-12,11	16,19	44,49	72,79	101,09	129,40	157,70	186,00	214,30	242,60	270,91	299,21	327,51
																			355,81	

Fonte: O autor, 2021.

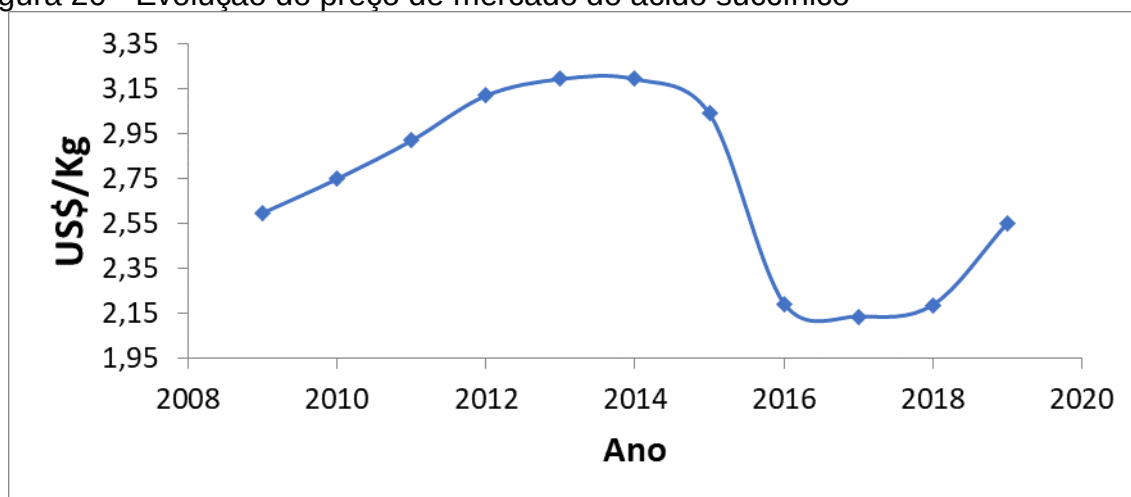
Tabela 20 – Fluxo de caixa da rota BioAmber (valores em MM USD)

Ano	Período de Operação (Vida Econômica)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Grau de Ocupação	75%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Receita Operacional	70,50	75,20	84,60	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00	94,00
Custos Fixos	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05	21,05
Depreciação	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69	20,69
Custos Variáveis	27,56	29,40	33,08	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75	36,75
Lucro Tributável	1,20	4,06	9,79	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51	15,51
Imposto de Renda	0,30	1,02	2,45	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88
Outras Taxas	0,12	0,41	0,98	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55
Lucro Líquido	21,47	23,33	27,05	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77
Investimento Fixo	175,83																			
Capital de Giro	31,03																			
Total de Aplicações	206,86																			
Caixa Líquido	206,86	21,47	23,33	27,05	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77	30,77
Subtotal	-206,86	-185,40	-162,07	-135,02	-104,25	-73,48	-42,71	-11,95	18,82	49,59	80,36	111,13	141,90	172,67	203,44	234,21	264,98	295,75	326,52	357,29

Fonte: O autor, 2021.

A Figura 26 apresenta a evolução anual do preço médio de mercado do ácido succínico nos últimos dez anos (2009-2019), de acordo com as informações do Ministério da Indústria, Comércio Exterior e Serviços.

Figura 26 - Evolução do preço de mercado do ácido succínico

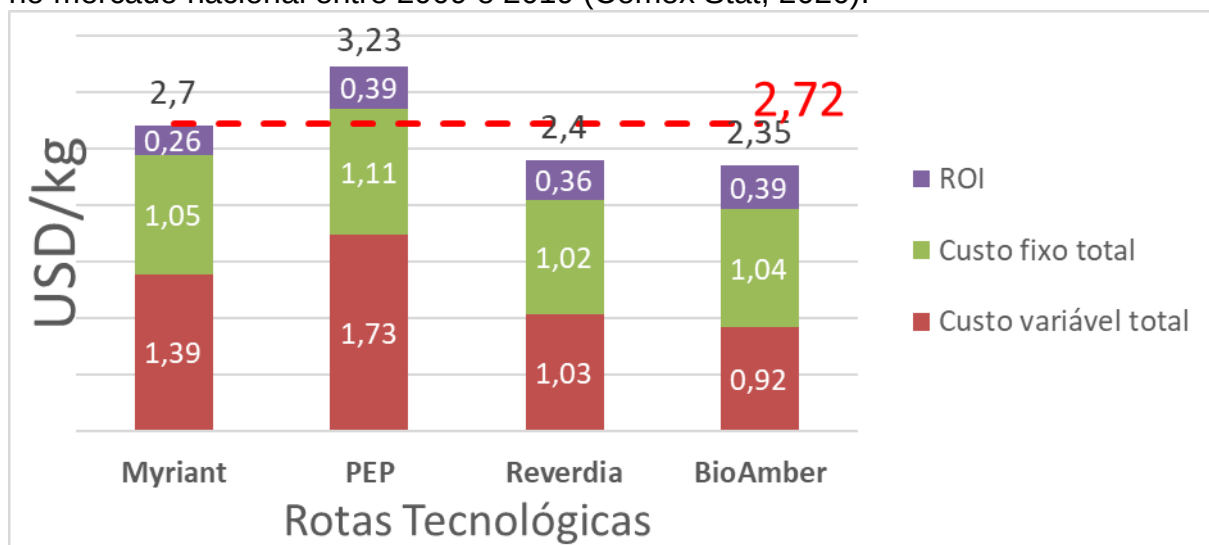


Fonte: Comex Stat, 2020

É possível observar que o preço de mercado varia entre 2,15 e 3,20 dólares por quilo, com uma média de 2,72 USD/kg no período. Para o cálculo do preço de venda mínimo do produto é considerado um VPL igual a zero. Dessa forma, é possível estimar a receita mínima necessária para a quitação do investimento inicial, considerando uma vida econômica do projeto de 20 anos e uma taxa de atratividade de 15%.

É apresentado na Figura 27 os preços mínimos de venda do ácido succínico para cada rota tecnológica, estimados com base na metodologia descrita na Seção 2.1. Como referência para facilitar a análise, o preço de mercado médio do ácido succínico nos últimos dez anos (2,72 USD/kg) aparece como uma linha tracejada vermelha no gráfico.

Figura 27 - Preço de venda mínimo do ácido succínico por rota tecnológica. A linha tracejada vermelha indica o preço de mercado médio do ácido succínico praticado no mercado nacional entre 2009 e 2019 (Comex Stat, 2020).



Fonte: O autor, 2021.

Com base nos resultados é possível verificar que os preços estimados variam entre 2,35 – 3,23 USD/kg. Os maiores valores estimados para os processos Myriant e PEP podem ser justificados devido ao custo adicional para a recuperação do ácido succínico que se encontra na sua forma de sal orgânico. Conferindo maior gasto no custo operacional (OPEX) relativo à compra de matéria-prima.

Os processos da Reverdia e BioAmber utilizam leveduras na etapa fermentativa. Estas são resistentes a meios ácidos, permitindo um controle mais brando do pH; consequentemente, a formação de sais orgânicos não é significativa, sendo eliminados em etapas de purificação posteriores, minimizando os custos de produção.

O valor do PBS calculado em todos as rotas tecnológicas é de aproximadamente 7 anos e o PBD, que considera uma taxa mínima de atratividade, é de aproximadamente 17 anos. Em uma avaliação mais rigorosa, isso indica que o tempo máximo para o retorno do investimento aplicado no projeto é de 17 anos, quase no fim de sua vida econômica (20 anos).

Partindo da premissa que o investimento inicial é baseado no capital próprio, ou seja, todos os ativos e recursos da empresa são provenientes de sócios e investidores, não dependendo de capital de terceiros (instituições financeiras). É possível concluir que mesmo remunerando uma taxa de 15% aos investidores com base no preço mínimo de venda do produto, o projeto a longo prazo pode ser

lucrativo, devido a crescente demanda de BDO e succinato de polibutileno (PBS), duas das muitas aplicações do ácido succínico (NGHIEM; KLEFF; SCHWEGMANN, 2017).

O presente trabalho permite concluir que as rotas bioquímicas baseadas em leveduras tendem a possuir um custo menor de produção quando comparadas com processos que adotam bactérias como inóculo. Apesar disso, estudos publicados na literatura demonstram um grande potencial relacionados as bactérias geneticamente modificadas na produção de ácido succínico, principalmente na conversão de matéria-prima de origem lignocelulósica. Dessa forma, é importante considerar o custo para o pré-tratamento da biomassa e seu impacto nos custos de produção, uma vez que o presente trabalho considerou glicose como matéria-prima, sendo necessário que o custo desse tratamento e o preço da biomassa sejam menores que o preço do açúcar no mercado.

Apesar de o preço de venda demonstrar compatível com o valor encontrado no mercado, existem inúmeras oportunidades para redução significativa de investimento. A presente análise econômica revela que os fermentadores contribuem significativamente no preço de venda, representando mais de 46% do custo em equipamentos para implementação da planta industrial. A redução desse custo é possível com o aumento da produtividade, relacionada com a performance do microrganismo no processo fermentativo, e sua resistência a meios ácidos, permitindo uma concentração maior de ácido succínico.

Outra estratégia de redução de custos é a implementação de uma planta integrada de ácido succínico e produção de etanol de primeira geração (KLEIN *et al.*, 2017). Dessa forma o bagaço de cana proveniente da planta de etanol pode ser usado para a produção de ácido succínico. Além disso, o bagaço excedente pode ser utilizado para geração de energia. Portanto, existe um grande potencial de redução de custo pela integração da planta de AS com uma usina de etanol ou açúcar.

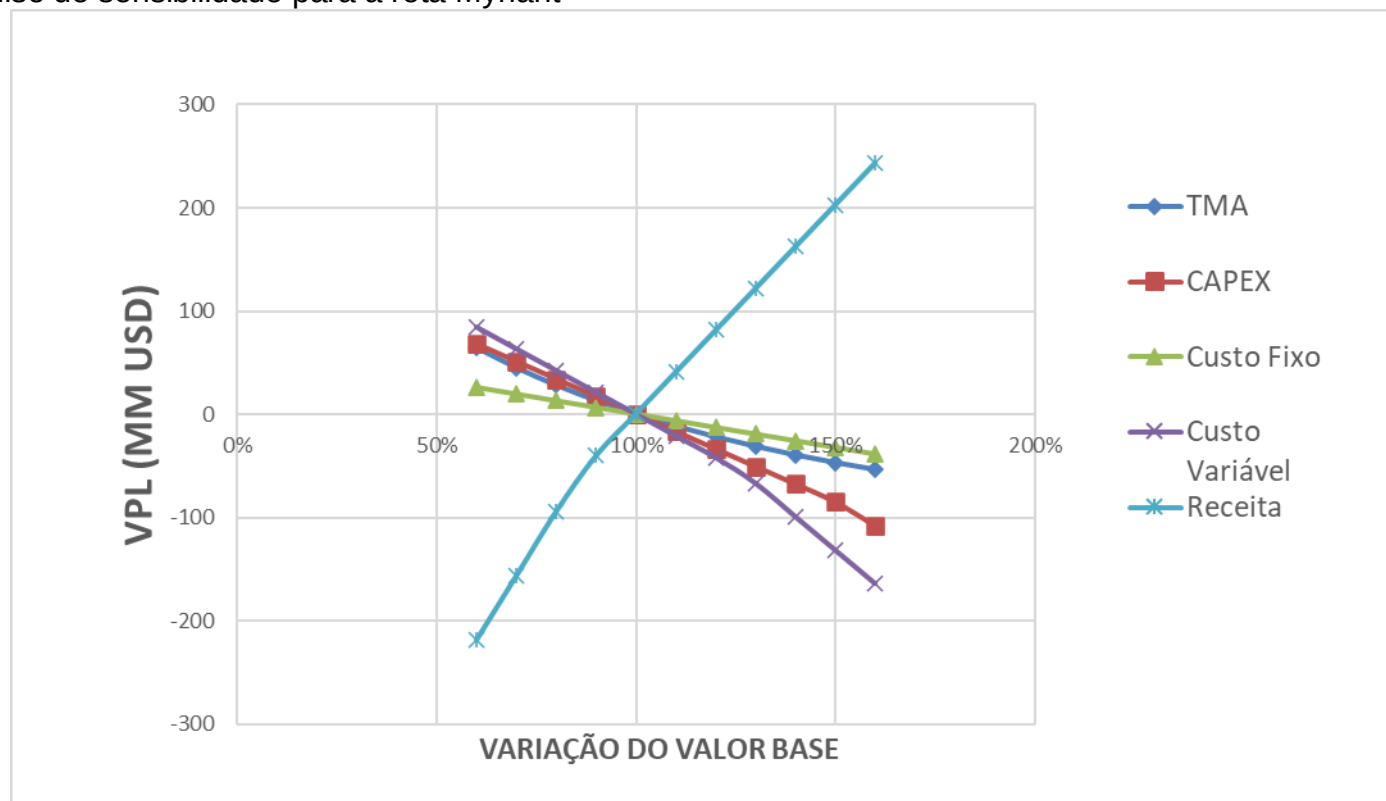
Um fator importante na avaliação econômica são os custos relacionados com a etapa *downstream*. Os custos adicionais com equipamentos e reagentes relacionados a esse processo têm grande peso no custo de produção, apesar de sua alta eficiência de recuperação ($\geq 90\%$). Dessa forma, estudos futuros são

necessários para redução de custo de produção, adotando métodos de recuperação mais eficientes e principalmente, com menor custo operacional.

3.5 Análise de Sensibilidade

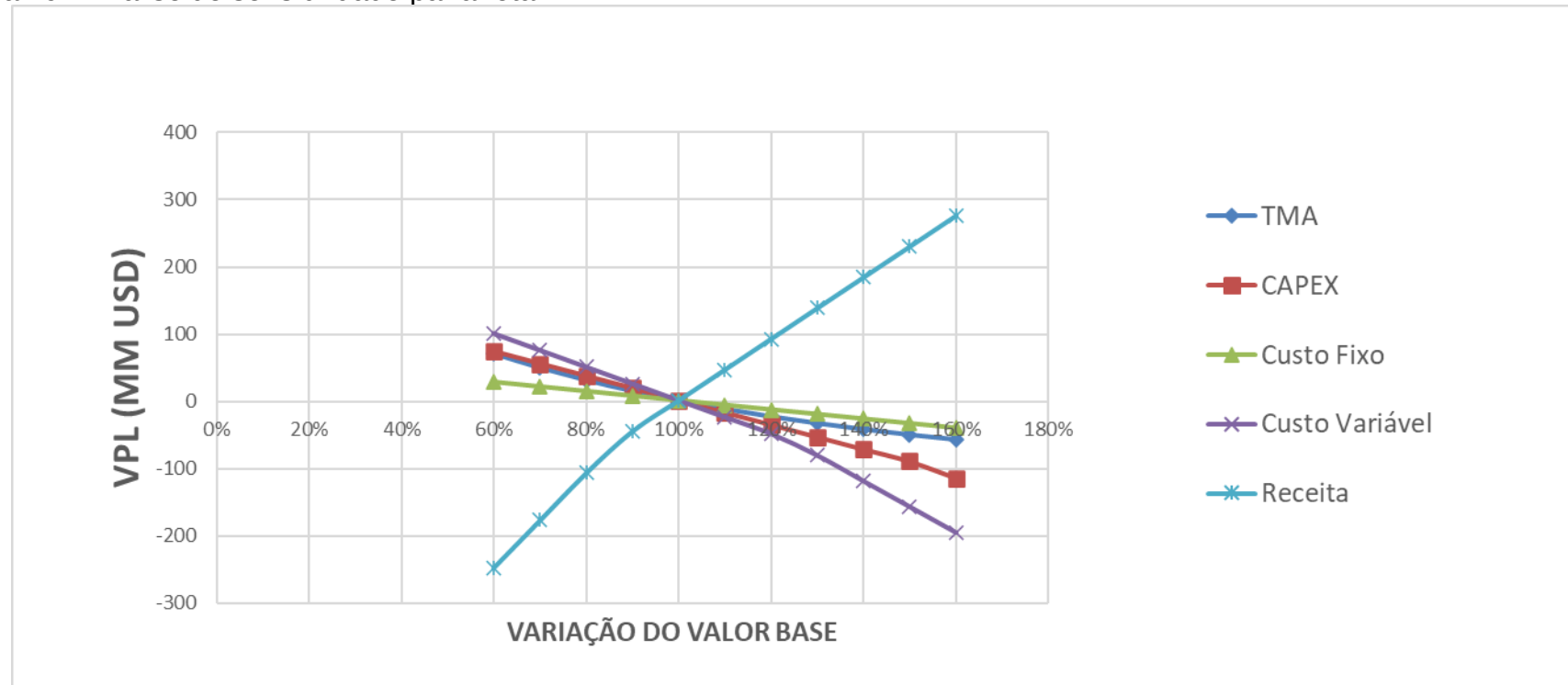
O objetivo da análise de sensibilidade é identificar os parâmetros que têm um impacto significativo na viabilidade do projeto. Os parâmetros típicos investigados são: preço do produto (receita), custos fixos, custo variável, CAPEX e a taxa mínima de atratividade (TMA). Os resultados das análises de sensibilidade para cada rota tecnológica são apresentados nas Figuras 28 a 31.

Figura 28 - Análise de sensibilidade para a rota Myriant



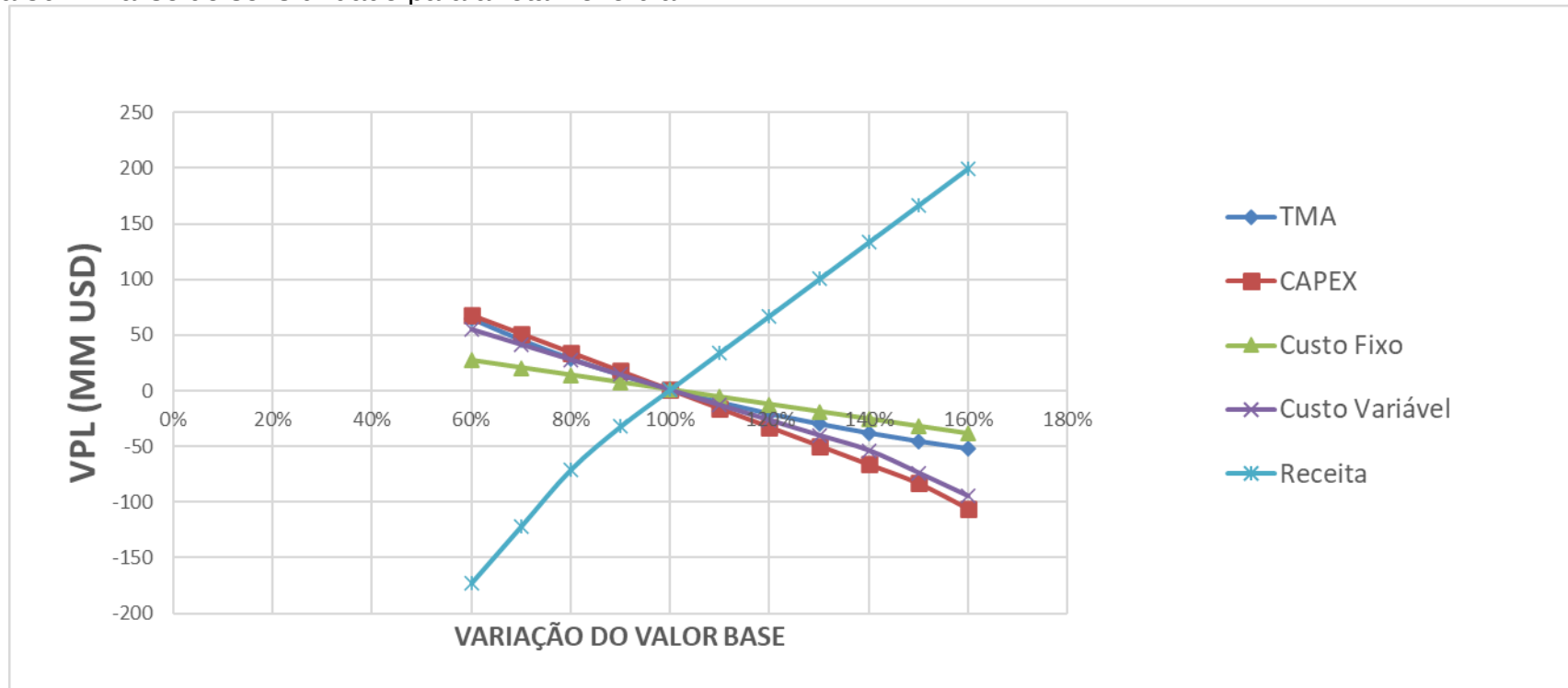
Fonte: O autor, 2021.

Figura 29 - Análise de sensibilidade par a rota PEP



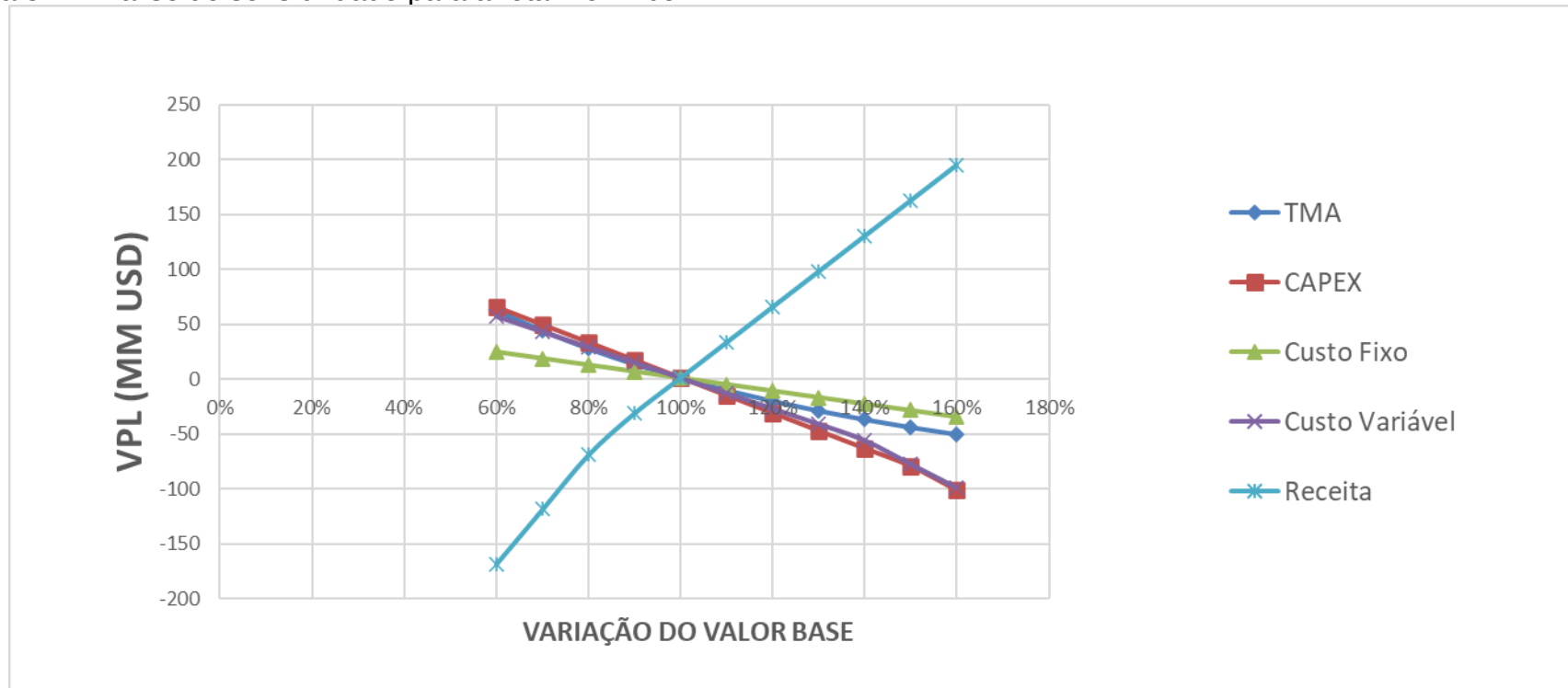
Fonte: O autor, 2021.

Figura 30 - Análise de sensibilidade para a rota Reverdia



Fonte: O autor, 2021.

Figura 31 - Análise de sensibilidade para a rota BioAmber



Fonte: O autor, 2021.

O método consiste na alteração dos valores bases dos parâmetros escolhidos e da análise de como estes influenciam no cálculo do VPL. De acordo com as Figuras 28 a 31, todos os processos apresentam alta sensibilidade em relação a receita, ou seja, ao preço de venda do produto. Por sua vez, o custo variável tem grande impacto nas rotas Myriant e PEP. Os custos em matéria-prima têm grande influência no custo variável; mais especificamente no custo relacionado a regeneração da resina com ácido sulfúrico (Myriant), e no preço do agente extrator, TOA (tri-n-octilamina), na etapa de extração reativa (PEP). No caso do processo da Reverdia e BioAmber, tanto o CAPEX quanto o custo variável apresentam impactos semelhantes.

Os custos energéticos apresentam pouco impacto no preço de venda do ácido succínico, mas pode ser reduzido com a geração de vapor de média pressão na própria unidade de produção, uma vez que nesse trabalho é assumido a compra dessa utilidade. A compra de gás natural para produção de vapor pode representar uma redução de 50% quando comparado com o custo relacionado a sua aquisição, mas essa economia representa uma redução de 5% no preço de venda do produto, conforme previsto por Efe Ç. (2013). Nesse contexto, a queima de bagaço de cana pode ser uma alternativa em potencial para a otimização energética.

3.6 Considerações Finais

A metodologia adotada nesse trabalho permitiu realizar a avaliação técnico-econômica de quatro rotas tecnológicas de produção do ácido succínico a partir de patentes e informações disponíveis na literatura. Com as estimativas do CAPEX e OPEX foi possível determinar o valor mínimo de venda do ácido succínico a partir de uma taxa mínima de atratividade e vida econômica do projeto. Os resultados são compatíveis com as informações encontradas na literatura, valores entre 2,35-3,23 USD/kg.

Para a simulação dos processos foram necessárias simplificações devido a escassez de informações para a maioria dos equipamentos e limitação do próprio software (*Aspen Plus*), devido à falta de propriedades termodinâmica para alguns

componentes específicos no banco de dados e modelos para algumas etapas do processo.

Dessa forma, são utilizados valores presentes em patentes e literatura que atendessem as especificações do projeto. Dessas hipóteses simplificadoras, podem ser citadas: o hidróxido de amônio foi considerada de maneira dissociada; os sais formados pela neutralização dos ácidos formados foram representados pelo próprios ácidos com fórmula química e peso molecular alterado; não foram utilizados modelos cinéticos para a fermentação, e portanto, as reações são descritas apenas por sua estequiometria e a conversão baseada em patentes e trabalhos na literatura; as etapas evaporação de multiestágios, destilação a vácuo, extração reativa e cromatografia de troca iônica são simulados de maneira simplificada e a etapa de osmose reversa é representada como um filtro.

Diante desse contexto, é fundamental investir em uma revisão bibliográfica na busca de modelos, trabalhos e estratégias de simulação que possam ser implementados em conjunto com *Aspen Plus* para representar de forma rigorosa as etapas do processo mencionadas.

CONCLUSÃO E SUGESTÕES

O ácido succínico é apontado como um intermediário químico renovável de grande potencial, porém estudos e tecnologias envolvendo oportunidades para redução de custo de produção via processo fermentativo ainda se encontram em desenvolvimento, sendo necessário que o preço de venda seja competitivo em relação a rota petroquímica. Dessa forma, o presente trabalho, apresenta uma metodologia para a estimativa do custo de capital (CAPEX) e operacional (OPEX) de um processo de produção de ácido succínico via rota bioquímica e por fim, calcular o preço de venda mínimo desse produto.

As simulações foram realizadas através do software *Aspen Plus® V11* e a estimativa de custo dos principais equipamentos a partir do *Aspen Process Economic Analyzer® V11*. Para efeito comparativo, quatro rotas tecnológicas são simuladas, cuja principais diferenças são: microrganismo utilizado na etapa fermentativa e processo *downstream* adotado para a recuperação e purificação do ácido succínico. Vale ressaltar, que parâmetros relacionados a etapa fermentativa, como pH, produtividade da cepa e titulação (concentração do ácido), têm grande importância, pois estão relacionados diretamente com o dimensionamento e número de dornas de fermentação, que representam mais de 46% dos custos com equipamentos para a implementação da unidade industrial. Dessa forma, a adoção de uma cepa com alta produtividade e com resistência a grandes concentrações de ácidos orgânicos, pode reduzir, significativamente, o custo de investimento do projeto.

O tipo de microrganismo utilizado na fermentação tem grande impacto na viabilidade econômica do projeto, pois reflete diretamente no tipo de processo *downstream* adotado. A rota Myriant e PEP utilizam bactérias como inóculos, que por sua vez, tem sua produtividade afetada em pH's ácidos. Dessa forma, é necessário um controle preciso desse parâmetro com a utilização de uma base. Como consequência, todos os ácidos orgânicos oriundos da fermentação são convertidos em sais, sendo necessário uma etapa adicional no processo que consiste na recuperação do ácido succínico na sua forma de ácido livre. O mesmo

não ocorre na rota Reverdia e BioAmber, pois os dois processos utilizam leveduras na conversão da glicose e estes apresentam tolerância a pH's mais ácidos, o que acaba refletindo em simplificações do processo.

A diferença do custo operacional está relacionada principalmente com os custos do solvente extrator TOA (tri-n-octilamina), na etapa de extração reativa da rota PEP e do ácido sulfúrico utilizado na regeneração da resina de troca catiônica, no processo Myriant. No entanto, o custo energético não possui grande impacto no preço do produto. Nesse caso, a geração de vapor utilizando gás natural oferece uma oportunidade de redução menor que 5% no preço de venda.

Vale ressaltar, que apesar da diferença tecnológica entre os processos, o uso de bactérias na etapa fermentativa possui grande potencial. De acordo com a literatura, cepas desenvolvidas através de manipulações genéticas apresentam alta produtividade e tolerância a concentração de ácidos orgânicos e conseguem metabolizar com eficiência substratos de biomassa de origem lignocelulósica, após o seu tratamento prévio. Apesar dos custos adicionais provenientes das etapas relacionadas com a recuperação do ácido succínico, a redução nos custos da etapa fermentativa, mas especificamente, na aquisição das dornas, pode ser interessante no ponto de vista econômico.

A partir da metodologia adotada é possível calcular o preço de venda mínimo do produto, considerando uma taxa mínima de atratividade de 15% e uma vida econômica do projeto de 20 anos. O preço de venda das quatro rotas tecnológicas estudadas nesse trabalho, varia entre 2,35 – 3,23 USD/kg, valor compatível com o preço médio praticado no mercado (2,72 USD/kg). Pode-se concluir que a rota bioquímica, eventualmente, pode ser bastante competitiva economicamente devido as grandes oportunidades para redução do custo de produção. Além disso, os resultados dessa avaliação econômica podem ser úteis na seleção da rota tecnológica e no aperfeiçoamento dos processos para a produção de ácido succínico a partir de fontes renováveis.

Sugestões para trabalhos futuros

- Incluir na avaliação econômica o custo do pré-tratamento de biomassa de origem lignocelulósica e como este impacta na estimativa do preço de venda do ácido succínico;
- Realizar uma avaliação técnico-econômica baseado na produção de biodiesel e utilizar o subproduto (glicerol) como matéria-prima na produção de ácido succínico;
- Realizar uma avaliação técnico-econômica integrando uma planta de etanol 1G na produção de ácido succínico e utilizar o bagaço como matéria-prima e na otimização energética;
- Avaliar rotas tecnológicas de produtos considerados estratégicos e que podem ser produzidos a partir do ácido succínico, como por exemplo, 1,4-butandiol (BDO) e succinato de polibutileno (PBS).

REFERÊNCIAS

ABREU FILHO *et al.* **Finanças Corporativas**. 10. ed. Rio de Janeiro: Editora FGV, 2008.

BATTAT, E. *et al.* Optimization of L-Malic Acid Production by *Aspergillus flavus* in a Stirred Fermentor. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 37, p. 1108–1116, 1991.

BEAUPREZ, J. *et al.* Microbial succinic acid production: Natural versus metabolic engineered producers. **Process Biochemistry**, v. 45, n. 7, p. 1103–1114, jul. 2010.

BIDDY, M. *et al.* The Techno-Economic Basis for Coproduct Manufacturing to Enable Hydrocarbon Fuel Production from Lignocellulosic Biomass. **ACS Sustainable Chemistry and Engineering**, v. 4, n. 6, p. 3196–3211, 6 jun. 2016.

BIOAMBER INTERNATIONAL S.A.R.L. CHRISTENBURY, T. Daniel *et al.* **Methods and systems of producing dicarboxylic acids**, WO n.2012138642A1, 3 April 2012, 11 October 2012.

BIOAMBER S.A.S. BERNIER, Roger, L. *et al.* **Processes for purification of succinic acid via distillation**, WO n.2013088239A2, 13 December 2012, 20 June 2013.

BIOAMBER S.A.S. RUSH, Brian J. *et al.* **Yeast cells having NADP(H)-dependent reductive TCA pathway from pyruvate to succinate**, WO n.2014018755A1, 25 July 2013, 30 January 2014.

BIOAMBER, 2020. Disponível em <http://en.wikipedia.org/wiki/BioAmber>. Acesso em: 20 maio 2020.

BOZELL, J. *et al.* Technology development for the production of biobased products from biorefinery carbohydrates—the US Department of Energy’s “Top 10” revisited. **Bozell from Green Chemistry**, p. 525–728, 2010.

CAO, Y. *et al.* Fermentative succinate production: An emerging technology to replace the traditional petrochemical processes. **BioMed Research International**, v. 2013, 2013.

CARVALHO, M. *et al.* Carob pod water extracts as feedstock for succinic acid production by *Actinobacillus succinogenes* 130Z. **Bioresource Technology**, v. 170, p. 491–498, 2014.

CHENG, K. *et al.* Biotechnological production of succinic acid: Current state and perspectives. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 6, n. 3, p. 302–318, maio 2012a.

CHENG, K. *et al.* Downstream processing of biotechnological produced succinic acid. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 95, n. 4, p. 841–850, ago. 2012b.

CHEON LEE, P. *et al.* Effects of medium components on the growth of *Anaerobiospirillum succiniciproducens* and succinic acid production. **Process Biochemistry**, v. 35, p. 49–55, 1999.

CORNILS, B. *et al.* Dicarboxylic Acids, Aliphatic. In: **Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry**. [S.l.] Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2014. p. 1–18.

CORONA-GONZÁLEZ, R. I. *et al.* Kinetic study of succinic acid production by *Actinobacillus succinogenes* ZT-130. **Process Biochemistry**, v. 43, n. 10, p. 1047–1053, out. 2008.

CUI, Z. *et al.* Engineering of unconventional yeast *Yarrowia lipolytica* for efficient succinic acid production from glycerol at low pH. **Metabolic Engineering**, v. 42, p. 126–133, 1 jul. 2017.

CUKALOVIC, A.; STEVENS, C. V. Feasibility of production methods for succinic acid derivatives: A marriage of renewable resources and chemical technology. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 2, n. 6, p. 505–529, nov. 2008.

DATTA *et al.* **Fermentation and Purification Process for Succinic Acid**, US n. 5.168.055, 28 June 1989, 1 December 1992.

EFE, Ç.; VAN DER WIELEN, L. A. M.; STRAATHOF, A. J. J. Techno-economic analysis of succinic acid production using adsorption from fermentation medium. **Biomass and Bioenergy**, v. 56, p. 479–492, set. 2013.

GAO, C. *et al.* Robust succinic acid production from crude glycerol using engineered *Yarrowia lipolytica*. **Biotechnology for Biofuels**, v. 9, n. 1, 30 ago. 2016.

GUETTLER, M. *et al.* *Actinobacillus succinogenes* sp. nov., a novel succinic-acid-producing strain from the bovine rumen. **International Journal of Systematic Bacteriology**, v. 49, p. 207–209, 1999.

HARKER, J. H.; BACKHURST, J. R.; RICHARDSON, J. F. Adsorption. In: C. and Richardson's (Org.). **Particle Technology and Separation Processes**. 5. ed, p.970–979, 2002.

HAYDARY, J. **Chemical process design and simulation: aspen plus and aspen hysys applications**. USA: John Wiley & Sons, 2019.

HUANG, C. *et al.* Application of electrodialysis to the production of organic acids: State-of-the-art and recent developments. **Journal of Membrane Science**, v. 288, n. 1–2, p. 1–12, 1 fev. 2007.

HUH, Y. S. *et al.* Effective purification of succinic acid from fermentation broth produced by *Mannheimia succiniciproducens*. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 6, p. 1461–1465, jun. 2006.

ISAR, J. *et al.* Succinic acid production from *Bacteroides fragilis*: Process optimization and scale up in a bioreactor. **Anaerobe**, v. 12, n. 5–6, p. 231–237, out. 2006.

JANSEN, M. L. A.; VAN GULIK, W. M. Towards large scale fermentative production of succinic acid. **Current Opinion in Biotechnology**, v. 30, p. 190–197, 2014.

KISLIK, V. S. **Principles of Solvent Extraction of Organic and Mineral Acids. Solvent Extraction**: Classical and Novel Approaches. Oxford: Elsevier, 2012. p.69–108.

KLEIN, B. C. *et al.* Process development and techno-economic analysis of bio-based succinic acid derived from pentoses integrated to a sugarcane biorefinery. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 11, n. 6, p. 1051–1064, 1 nov. 2017.

KOKOSSIS, A. C.; TSAKALOVA, M.; PYRGAKIS, K. Design of integrated biorefineries. **Computers and Chemical Engineering**, v. 81, p. 40–56, 18 dez. 2015.

KUHNERT, P. *et al.* *Basfia succiniciproducens* gen. nov., sp. nov., a new member of the family Pasteurellaceae isolated from bovine rumen. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 60, n. 1, p. 44–50, 2010.

KURZROCK, T.; WEUSTER-BOTZ, D. Recovery of succinic acid from fermentation broth. **Biotechnology Letters**, v. 32, n. 3, p. 331–339, fev. 2010.

LEE, P. C.; LEE, S. Y.; CHANG, H. N. Kinetic study on succinic acid and acetic acid formation during continuous cultures of *Anaerobiospirillum succiniciproducens* grown on glycerol. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 33, n. 4, p. 465–471, maio 2010.

LIU, Y. P. *et al.* Economical succinic acid production from cane molasses by *Actinobacillus succinogenes*. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 6, p. 1736–1742, abr. 2008.

LOHRASBI, M. *et al.* Process design and economic analysis of a citrus waste biorefinery with biofuels and limonene as products. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 19, p. 7382–7388, 2010.

LÓPEZ-GARZÓN, C. S.; STRAATHOF, A. J. J. Recovery of carboxylic acids produced by fermentation. **Biotechnology Advances**, v. 32, n. 5, p. 873–904, 2014.

LUO, L.; VAN DER VOET, E.; HUPPES, G. Biorefining of lignocellulosic feedstock - Technical, economic and environmental considerations. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 13, p. 5023–5032, jul. 2010.

MCKINLAY, J. B.; VIEILLE, C.; ZEIKUS, J. G. Prospects for a bio-based succinate industry. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 76, n. 4, p. 727–740, set. 2007.

MONTEIRO, B. M. *et al.* Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Ácido-Succínico Via Fermentação Anaeróbica. **Revista Processos Químicos - SENAI**, v. 12, 2018.

MOON, S.-K. *et al.* Production of Fumaric Acid Using Rice Bran and Subsequent Conversion to Succinic Acid Through a Two-Step Process. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, p. 113–116, 2004.

MORALES, M. *et al.* Sustainability assessment of succinic acid production technologies from biomass using metabolic engineering. **Energy and Environmental Science**, v. 9, n. 9, p. 2794–2805, 1 set. 2016.

MULLIN, J. W.; L WHITING, M. J. Succinic Acid Crystal Growth Rates in Aqueous Solution. **Ind. Eng. Chem. Fundam**, v. 79, n. 1, p. 392, 1980.

MYRIANT TECHNOLOGIES L.L.C. GERBERDING, Steven, J.; SINGH, Ramnik. **Purification of succinic acid from the fermentation broth containing ammonium succinate**, WO n.2011082378A2, 31 December 2010, 7 July 2011.

MYRIANT CORPORATION. HERMANN, Theron *et al.* **Improved fermentation process for the production of organic acids**, WO n.2012018699A2, 30 July 2011, 9 February 2012.

MYRIANT, 2020. Disponível em <https://www.gcinnovationamerica.com/> .Acesso em: 15 jul. 2020.

NGHIEM, N. P.; KLEFF, S.; SCHWEGMANN, S. Succinic acid: Technology development and commercialization. **Fermentation**, v. 3, n. 2, 1 jun. 2017.

ONG, K. L. *et al.* Co-fermentation of glucose and xylose from sugarcane bagasse into succinic acid by *Yarrowia lipolytica*. **Biochemical Engineering Journal**, v. 148, p. 108–115, 15 ago. 2019.

PEREIRA, S.; TRISTÃO, L.; MELO, L. **Panoramas setoriais: mudanças climáticas**. [S.l: s.n.], 2016 p. 56–61.

PINAZO, J. M. *et al.* Sustainability metrics for succinic acid production: A comparison between biomass-based and petrochemical routes. **Catalysis Today**, v. 239, p. 17–24, 1 jan. 2015.

RAAB, A. M.; LANG, C. Oxidative versus reductive succinic acid production in the yeast *Saccharomyces cerevisiae*. **Bioengineered Bugs**, v. 2, n. 2, 2011.

REVERDIA DSM IP ASSETS B.V. GRAAF, VAN DE, Maarten Job *et al.* **Process for the crystallization of succinic Acid**, WO n.2011064151, 19 November 2010, 3 June 2011.

REVERDIA, 2020 – Disponível em <https://sustainabilityconsult.com/case-studies/87-reverdia>. Acesso em: 20 ago. 2020.

SAMUELOV, N. S. *et al.* Influence of CO₂-HCO₃-Levels and pH on Growth, Succinate Production, and Enzyme Activities of *Anaerobiospirillum succiniciproducens*. **Applied and environmental microbiology**, p. 3013–3019, 1991.

SAUER, M. *et al.* Microbial production of organic acids: expanding the markets. **Trends in Biotechnology**, v. 26, n. 2, p. 100–108, fev. 2008.

SCHMETZ, Q. *et al.* Comprehension of an organosolv process for lignin extraction on *Festuca arundinacea* and monitoring of the cellulose degradation. **Industrial Crops and Products**, v. 94, p. 308–317, 30 dez. 2016.

SCHOLTEN, E.; DÄGELE, D. Succinic acid production by a newly isolated bacterium. **Biotechnology Letters**, v. 30, n. 12, p. 2143–2146, dez. 2008.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J.; ROPER, D. K. **Separation Process Principles: chemical and biochemical operations**. 3. ed. Hoboken, NJ, United States of America: John Wiley & Sons, 2011.

SHIBATA, J.; MURAYAMA, N.; MATSUMOTO, S. Recovery of Tetra-Methyl Ammonium Hydroxide from Waste Solution by Ion Exchange Resin. **Resources processing**, v. 53, p. 199–203, 2006.

SONG, H. *et al.* Recovery of succinic acid produced by fermentation of a metabolically engineered *Mannheimia succiniciproducens* strain. **Journal of Biotechnology**, v. 132, n. 4, p. 445–452, 1 dez. 2007.

SOSA-FERNÁNDEZ, P. A.; VELIZAROV, S. Performance comparison of precipitation strategies for recovering succinic acid from carob pod-based

fermentation broths. **Separation Science and Technology (Philadelphia)**, v. 53, n. 17, p. 2813–2825, 22 nov. 2018.

TOWLER, G. P.; SINNOTT, R. K. **Chemical engineering design : principles, practice, and economics of plant and process design**. USA: Elsevier, 2013.

TURTON, R.; S. J. A.; B. D.; W. W. B. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. New York: Prentice Hall, 2018.

VAN HEERDEN, C. D.; NICOL, W. Continuous and batch cultures of *Escherichia coli* KJ134 for succinic acid fermentation: Metabolic flux distributions and production characteristics. **Microbial Cell Factories**, v. 12, n. 1, 17 set. 2013.

VARGAS BETANCUR, G. J.; PEREIRA, N. Sugar cane bagasse as feedstock for second generation ethanol production. Part I: Diluted acid pretreatment optimization. **Electronic Journal of Biotechnology**, v. 13, n. 3, p. 1–9, 2010.

VASWANI, S. **Pep review 2010-14 bio-based succinic acid**. California: SRI Consulting, 2010.

WEBSTER, I – Disponível em <https://www.officialdata.org/us/inflation> . Acesso em: 20 jun. 2021.

WERPY, T.; PETERSEN, G. Top Value Added Chemicals from Biomass Volume I- Results of Screening for Potential Candidates from Sugars. **Washington**: National Renewable Energy Laboratory (NREL), 2004.

WINGFIELD, P. T. Protein precipitation using ammonium sulfate. **Current Protocols in Protein Science**, v. 2016, p. A.3F.1-A.3F.9, 1 abr. 2016.

YUZBASHEV, T. V. *et al.* Production of succinic acid at low pH by a recombinant strain of the aerobic yeast *Yarrowia lipolytica*. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 107, n. 4, p. 673–682, 1 nov. 2010.

ZEIKUS, G. *et al.* Whey Fermentation by *Anaerobiospirillum succiniciproducens* for Production of a Succinate-Based Animal Feed Additive. **Appl. Environ. Microbiol**, v. 65, n. 5, p. 2260, 1999.

ZEIKUS, J. G.; JAIN, M. K.; ELANKOVAN, P. Biotechnology of succinic acid production and marketsfor derived industrial products. **Appl Microbiol Biotechnol**, v. 51, p. 545–552, 1999.

APÊNDICE A – Simplificações adotadas nas simulações

Considerações gerais

Para o controle do pH na etapa fermentativa é utilizado hidróxido de amônio. O comportamento dessa base em solução aquosa é descrito na literatura como uma solução de amônia. Devido à ausência de algumas propriedades termodinâmicas não é possível a inclusão do hidróxido de amônio como componente da simulação. Dessa forma, a quantidade de base requerida no processo é adicionada na forma de NH_3 e H_2O , de acordo com reação de dissociação abaixo:



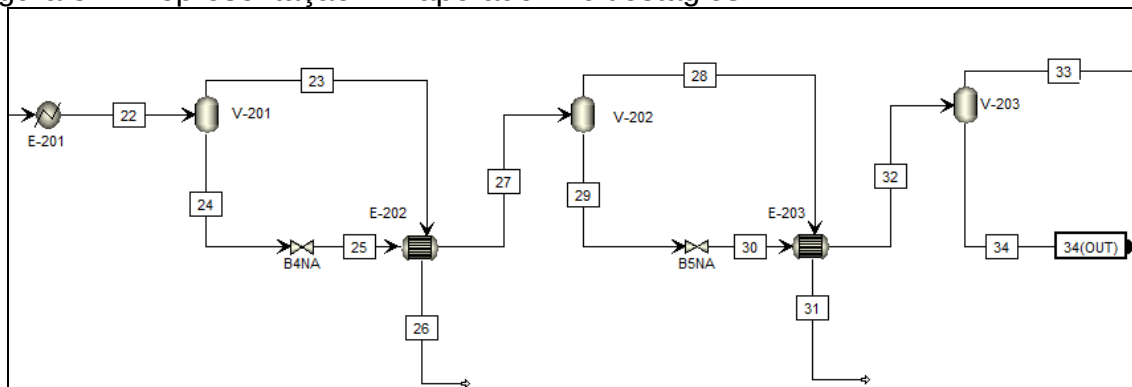
A corrente de nutrientes é representada apenas como água, cuja sua composição compreende 95% (m/m) da vazão total.

Evaporador de múltiplos estágios é utilizado para concentração do produto. O simulador Aspen Plus® não dispõe de modelos específicos para a simulação desse processo. A partir da teoria de funcionamento do equipamento, balanço de massa e energia, elaborou-se um modelo simplificado utilizando blocos de vasos flash, válvulas e trocadores de calor.

O fluido passa por um trocador de calor para pré-aquecimento (E-201) com vapor de média pressão e um vaso flash (primeiro estágio), a saída do vapor passa por um segundo trocador de calor (E-202), ocorrendo a sua condensação. A corrente líquida vinda do primeiro estágio passa por uma válvula e segue para o segundo trocador e depois para o segundo vaso flash (V-202) (segundo estágio). A corrente de vapor proveniente do vaso (V-202) segue para o trocador de calor (E-203), ocorrendo a condensação e a corrente líquida passa por uma segunda válvula e em seguida é aquecida no trocador E-203, finalizando o processo de evaporação no terceiro vaso (V-203). Aproximadamente, cerca de 80-90% de água é evaporada junto com componentes voláteis para a concentração do produto.

A representação esquemática desse processo é apresentada na Figura 32. As pressões utilizadas no pré-evaporador e nos dois evaporadores estão apresentadas na Tabela 21.

Figura 32 - Representação - Evaporador multiestágios



Fonte: O autor, 2021.

Tabela 21 - Pressões no sistema de evaporação de múltiplos estágios

	1° estágio	2° estágio	3° estágio
Pressão (bar)	3,0	2,0	0,41

Fonte: O autor, 2021.

Rota tecnológica – BioAmber

Área 100 – Fermentação

O processo fermentativo é representado de maneira simplificada utilizando um modelo de reator estequiométrico, considerando uma conversão de 75% de glicose em ácido succínico e os 25% excedentes são convertidos em subprodutos (glicerol e etanol) nas proporções relatadas nas patentes (BioAmber, 2012). A Tabela 22 apresenta as reações e conversões consideradas na simulação do processo.

Tabela 22 - Reações estequiométricas - Processo BioAmber

Reações Estequiométricas	Conversão
$3,5 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 3 \text{ CO}_2 \rightarrow 6 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	0,75
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{ H}_2\text{O} \rightarrow 2 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + \text{O}_2$	0,10
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2 \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2 + 2 \text{ CO}_2$	0,15

Fonte: O autor, 2021.

Os sais formados pela neutralização do ácido succínico com hidróxido de amônio (succinatos de mono e diamônio) não foram considerados na simulação, pois a fermentação é conduzida em pH ácido e quantidades significativas desses sais não são gerados nessa etapa do processo. Além disso, o succinato de amônio não é recuperado como ácido succínico em nenhuma etapa posterior do processo.

Área 200 – Purificação do ácido succínico

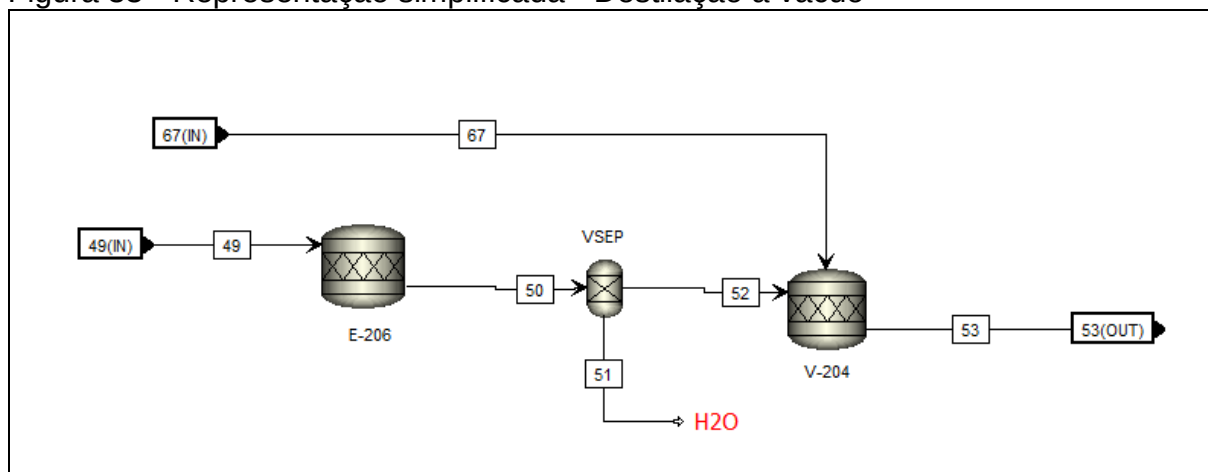
Os cristais de ácido succínico são fundidos e encaminhado para uma destilação. O processo de derretimento é simulado utilizando um reator estequiométrico com a inclusão da transição de fases, como segue:



O ácido succínico fundido é enviado a um evaporador onde é destilado e convertido a anidrido succínico. O anidrido succínico é enviado a um vaso onde água desmineralizada é adicionada, convertendo o anidrido em cristais de AS novamente.

A Figura 33 representa o processo de destilação de forma simplificada.

Figura 33 - Representação simplificada - Destilação a vácuo



Fonte: O autor, 2021.

A corrente (49) é formada pelo ácido succínico fundido que segue para o evaporador (E-206), representado por um reator estequiométrico, para ser destilado e convertido a anidrido succínico. O bloco VSEP remove 35% da água e no vaso (V-204), o ácido succínico é recuperado com a adição de água desmineralizada.

A destilação, realiza uma operação para remover apenas corpos de cor. Na simulação, esses resíduos não podem ser representados pois parecem apenas como traços ou vestígios de diversos compostos que muitas vezes não podem ser quantificados ou identificados. A representação desse processo na simulação é importante para a estimativa de custo de investimento.

Rota tecnológica – Myriant

Área 100 – Fermentação

O processo fermentativo é representado de maneira simplificada utilizando um modelo de reator estequiométrico. Considera-se uma conversão de 83% de glicose em ácido succínico e os 17% excedentes são convertidos em subprodutos (ácido acético, málico e pirúvico) nas proporções relatadas nas patentes (Myriant, 2012). A Tabela 23 apresenta as reações e conversões consideradas na simulação do processo.

Tabela 23 – Reações estequiométricas – Processo Myriant

Reações estequiométricas	Conversão
$3,5 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 3 \text{ CO}_2 \rightarrow 6 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	0,83
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 3 \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2$	0,13
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{ CO}_2 \rightarrow 2 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_5$	0,03
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2 \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_2 + 2 \text{ H}_2$	0,01

Fonte: O autor, 2021.

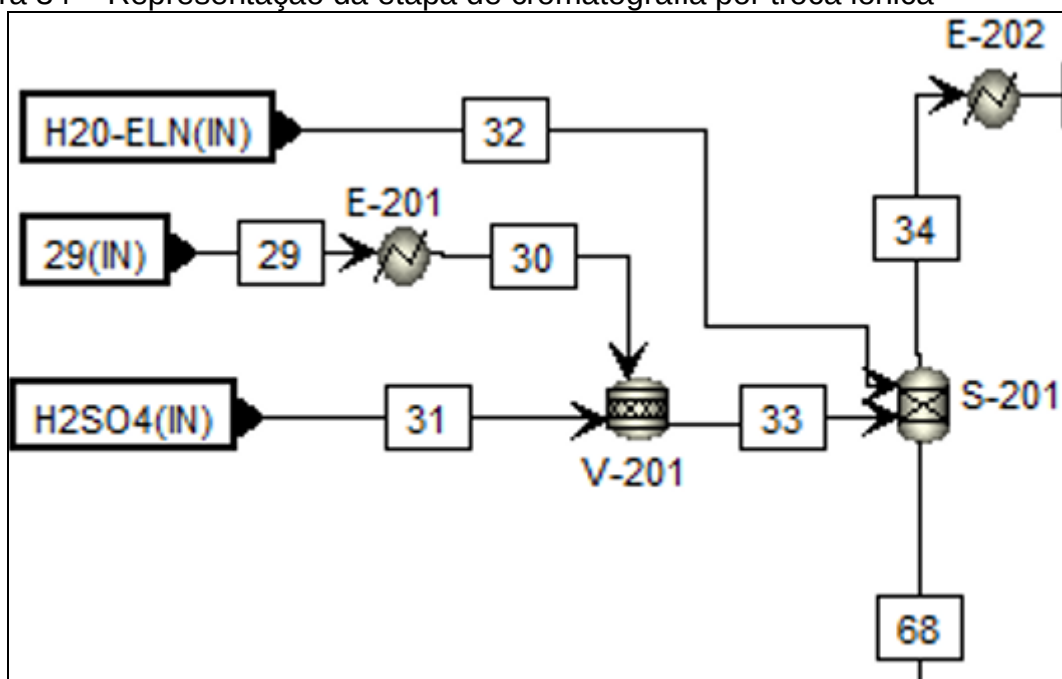
Os sais formados pela neutralização dos ácidos gerados no processo fermentativo são representados pelos próprios ácidos com fórmula química e peso molecular alterado. Esse artifício foi adotado pois algumas propriedades termodinâmicas dos sais formados não estão presentes no banco de dados do Aspen Plus®.

Área 200 – Recuperação e Purificação do ácido succínico

A cromatografia por troca iônica em leito fluidizado é responsável pela conversão dos sais orgânicos em ácidos livres e separação do sulfato de amônio gerado no processo de recuperação com a resina de troca catiônica. A simulação dessa etapa é representada separadamente por um reator estequiométrico responsável pela conversão dos sais de amônio nos respectivos ácidos livres.

Sulfato de amônio é gerado no processo de regeneração da resina com ácido sulfúrico e um bloco SEP é utilizado para a separação da corrente de refinado e extrato. A simulação desse processo pode ser observada na Figura 34.

Figura 34 – Representação da etapa de cromatografia por troca iônica



Fonte: O autor, 2021.

A corrente (29) de ácido succínico (na forma de sal succinato) é resfriado a uma temperatura de 50°C, seguindo para o vaso V-201. Água e vapor condensado são usados como eluentes (32), a razão entre a corrente (29) e o eluente (H₂O) é de 1:1 a 1:2,5. De acordo com a patente é demonstrado que cerca de 92% (m/m) do ácido succínico é recuperado (MYRIANT, 2011). A corrente de extrato e refinado são representados pelas correntes (34) e (68), respectivamente.

Rota tecnológica – Reverdia

Área 100 – Fermentação

O processo fermentativo é representado de maneira simplificada utilizando um modelo de reator estequiométrico. Considera-se uma conversão de 81% de glicose em ácido succínico e os 19% excedentes são convertidos em subprodutos (Etanol, glicerol e ácido málico) nas proporções relatada na patente (Reverdia,

2011). A Tabela 24 apresenta as reações e conversões consideradas na simulação do processo.

Tabela 24 – Reações estequiométricas – Processo Reverdia

Reações Estequiométricas	Conversão
$3,5 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 3 \text{ CO}_2 \rightarrow 6 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	0,81
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2 \text{ C}_2\text{H}_6\text{O} + 2 \text{ CO}_2$	0,15
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{ H}_2\text{O} \rightarrow 2 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + \text{O}_2$	0,02
$2 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 3 \text{ O}_2 \rightarrow 3 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_5 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	0,02

Fonte: O autor, 2021.

Rota tecnológica – PEP

Área 100 – Fermentação

A etapa fermentativa é simulada de forma simplificada, utilizando um modelo de reator estequiométrico. As proporções produzidas de produtos e subprodutos (ácido acético, málico e pirúvico) são baseadas na descrição do relatório PEP (VASWANI, 2010). As conversões são descritas na Tabela 25.

Tabela 25 - Reações estequiométricas - Processo PEP

Reações estequiométricas	Conversão
$3,5 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 3 \text{ CO}_2 \rightarrow 6 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	0,7
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 3 \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2$	0,01
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{ CO}_2 \rightarrow 2 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_5$	0,12
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2 \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_2 + 2 \text{ H}_2$	0,17

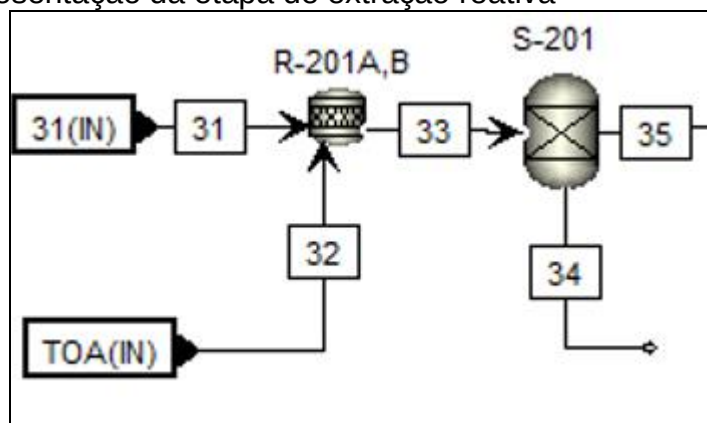
Fonte: O autor, 2021.

Área 200 – Recuperação e Purificação do ácido succínico

A extração reativa é responsável pela recuperação do AS a sua forma de ácido livre. O processo de extração ocorre de forma seletiva, removendo apenas a forma não dissociada de ácidos carboxílicos. O parâmetro determinante para a eficiência de extração é o pH, relacionado diretamente com o grau de dissociação de cada ácido orgânico presente no caldo proveniente da fermentação. De acordo com a literatura, a máxima eficiência de extração é alcançada considerando o valor de pH igual a 5 (Yun S *et al.*, 2006).

O solvente utilizado no processo é a tri-n-octilamina (TOA) diluída em 1-octanol, sendo que a eficiência de extração utilizada na simulação é baseada nos dados experimentais descritas na literatura (SONG *et al.*, 2007). A representação dessa etapa pode ser observada na Figura 35.

Figura 35 - Representação da etapa de extração reativa



Fonte: O autor, 2021.

O caldo filtrado (31) segue para o reator (R-201), representado por um reator estequiométrico, misturando-se com o solvente extrator (TOA). O equipamento (S-201) é um vaso SEP necessário para a separação das fases aquosa e orgânica, que por sua vez, são representadas pelas correntes (35) e (34), respectivamente. Cerca de 99% (m/m) do ácido succínico é recuperado nesse processo.

APÊNDICE B – Detalhamento do custo fixo

Tabela 26 - Detalhamento do custo fixo em MM USD - Myriant

CUSTOS FIXOS	REFERÊNCIA*	Salário anual/ Operador	Custo Fixo/Ano
Mão-de-obra	96	47.600,00	4,57
Supervisor	15% da Mão de Obra	15%	0,69
Equipe de laboratório	20% da mão de obra	20%	0,91
Manutenção e Reparos	2% investimento fixo	2%	3,36
Custo total de mão-de-obra			9,53
Material para Operação	15% da Mão de Obra	15%	0,69
Gastos com laboratório	10% da Mão de Obra	10%	0,46
Custo Total de material			1,14
Taxas Locais	2% investimento Fixo	2%	3,36
Seguro	1% investimento Fixo	1%	1,68
Custo Overheads	50% (Mão-de-obra + Supervisão + Manutenção)	50%	4,31
Custo Adicionais Totais			9,34
Administração	20% da Mão de Obra	20%	0,91
Distribuição e marketing	2% (Custo variável+mão-de-obra+custo de materiais+custos adicionais)	2%	1,51
Despesas Gerais			2,42
Custo Fixo Total			22,43

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 27 - Detalhamento do custo fixo em MM USD - PEP

CUSTOS FIXOS	REFERÊNCIA*	Salário anual/ Operador	Custo Fixo/Ano
Mão-de-obra	105	47.600,00	5,00
Supervisor	15% da Mão de Obra	15%	0,75
Equipe de laboratório	20% da mão de obra	20%	1,00
Manutenção e Reparos	2% investimento fixo	2%	3,46
Custo total de mão-de-obra			10,21
Material para Operação	15% da Mão de Obra	15%	0,75
Gastos com laboratório	10% da Mão de Obra	10%	0,50
Custo Total de material			1,25
Taxas Locais	2% investimento Fixo	2%	3,46

Seguro	1% investimento Fixo	1%	1,73
Custo Overheads	50% (Mão-de-obra + Supervisão + Manutenção)	50%	4,60
Custo Adicionais Totais			9,79
Administração	20% da Mão de Obra	20%	1,00
Distribuição e marketing	2% (Custo variável+mão-de-obra+custo de materiais+custos adicionais)	2%	1,81
Despesas Gerais			2,81
Custo Fixo Total			24,06

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 28 - Detalhamento do custo fixo em MM USD - Reverdia

CUSTOS FIXOS	REFERÊNCIA*	Salário anual/ Operador	Custo Fixo/Ano
Mão-de-obra	94	47.600,00	4,47
Supervisor	15% da Mão de Obra	15%	0,67
Equipe de laboratório	20% da mão de obra	20%	0,89
Manutenção e Reparos	2% investimento fixo	2%	3,24
Custo total de mão-de-obra			9,28
Material para Operação	15% da Mão de Obra	15%	0,67
Gastos com laboratório	10% da Mão de Obra	10%	0,45
Custo Total de material			1,12
Taxas Locais	2% investimento Fixo	2%	3,24
Seguro	1% investimento Fixo	1%	1,62
Custo Overheads	50% (Mão-de-obra + Supervisão + Manutenção)	50%	4,19
Custo Adicionais Totais			9,05
Administração	20% da Mão de Obra	20%	0,89
Distribuição e marketing	2% (Custo variável+mão-de-obra+custo de materiais+custos adicionais)	2%	1,21
Despesas Gerais			2,11
Custo Fixo Total			21,56

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 29 - Detalhamento do custo fixo em MM USD – BioAmber

CUSTOS FIXOS	REFERÊNCIA*	Salário anual/ Operador	Custo Fixo/Ano
Mão-de-obra	83	47.600,00	3,95
Supervisor	15% da Mão de Obra	15%	0,59
Equipe de laboratório	20% da mão de obra	20%	0,79
Manutenção e Reparos	2% investimento fixo	2%	3,52

Custo total de mão-de-obra			8,85
Material para Operação	15% da Mão de Obra	15%	0,59
Gastos com laboratório	10% da Mão de Obra	10%	0,40
Custo Total de material			0,99
Taxas Locais	2% investimento Fixo	2%	3,52
Seguro	1% investimento Fixo	1%	1,76
Custo Overheads	50% (Mão-de-obra + Supervisão + Manutenção)	50%	4,03
Custo Adicionais Totais			9,31
Administração	20% da Mão de Obra	20%	0,79
Distribuição e marketing	2% (Custo variável+mão-de-obra+custo de materiais+custos adicionais)	2%	1,12
Despesas Gerais			1,91
Custo Fixo Total			21,05

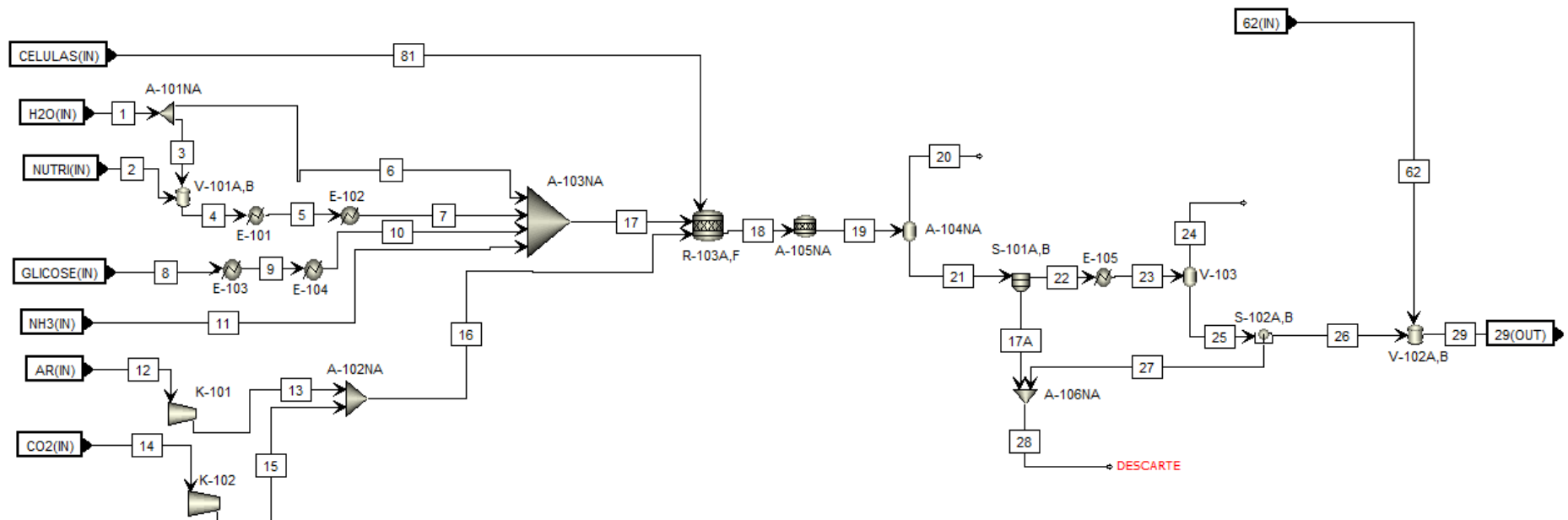
Fonte: O autor, 2021.

* Número total de operadores e salário anual adotados para a estimativa do custo fixo, segundo a metodologia de Haydary, 2019.

APÊNDICE C – Fluxograma de processo

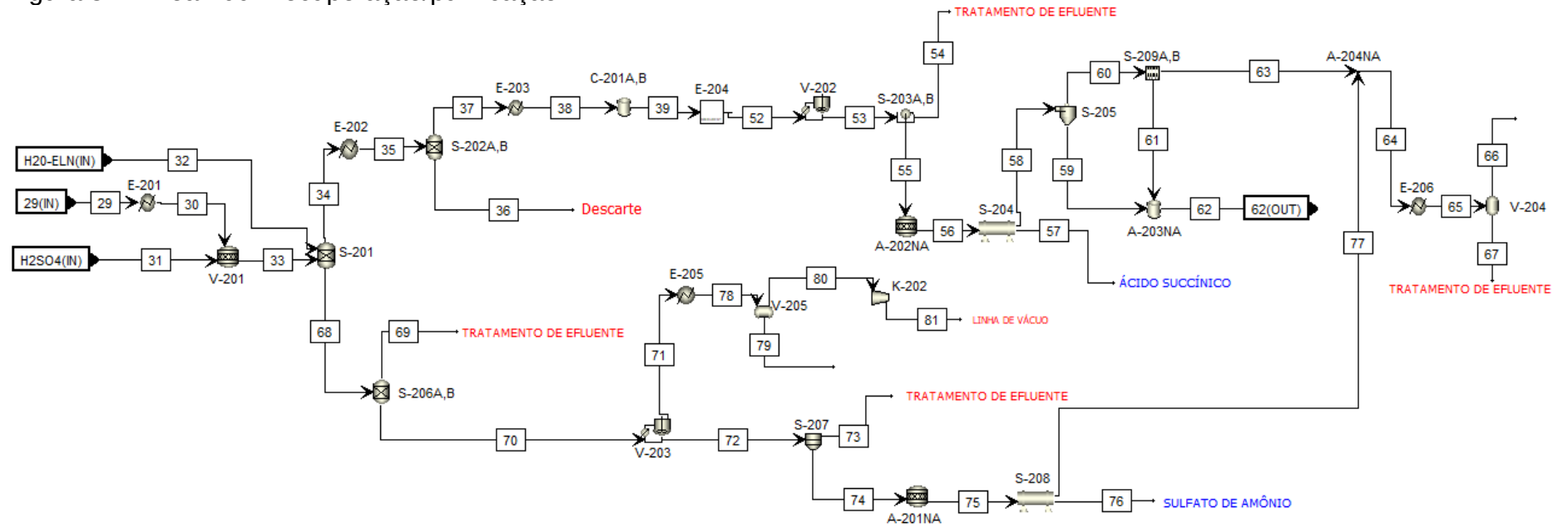
Rota tecnológica do processo Myriant

Figura 36 - Área 100 - Fermentação



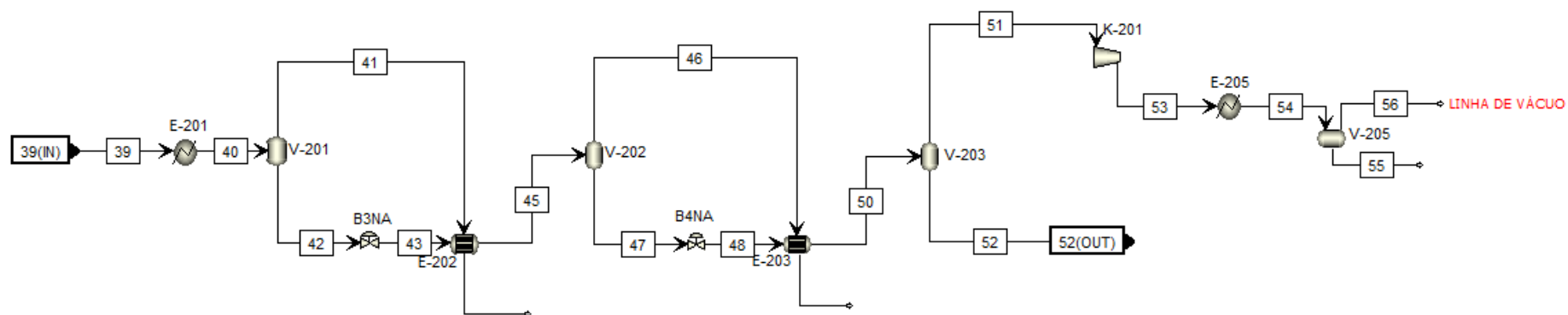
Fonte: O autor, 2021.

Figura 37 - Área 200 - recuperação/purificação



Fonte: O autor, 2021.

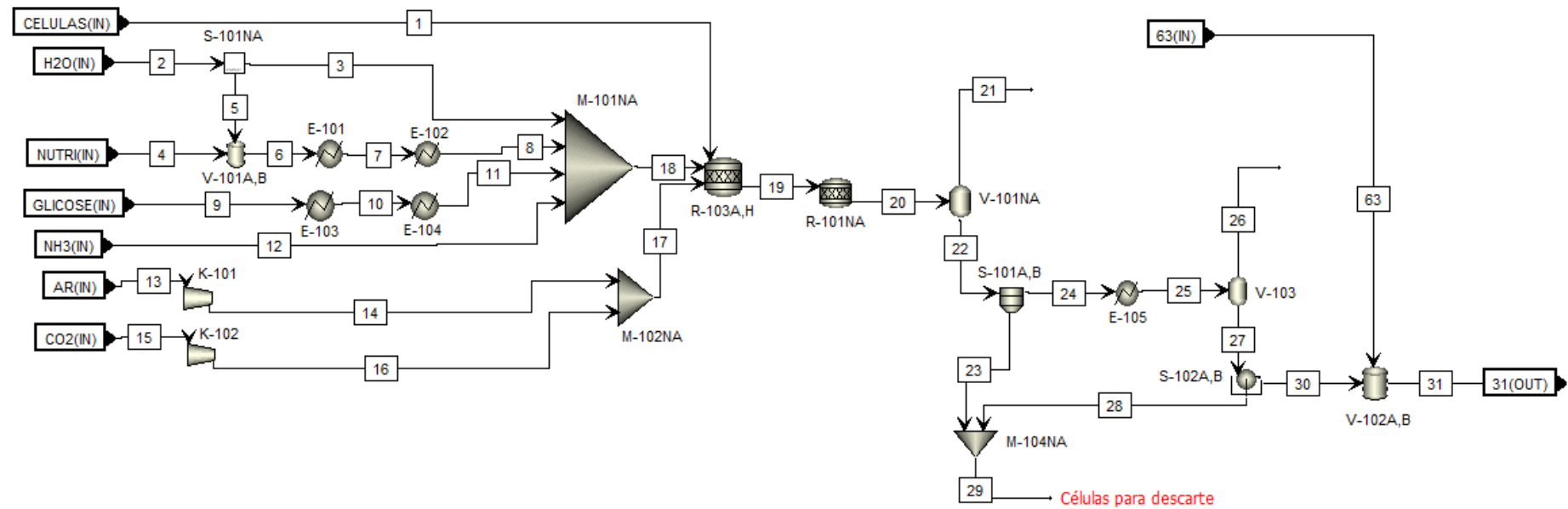
Figura 38 - Evaporador de múltiplos estágios (E-204)



Fonte: O autor, 2021.

Rota tecnológica do processo PEP

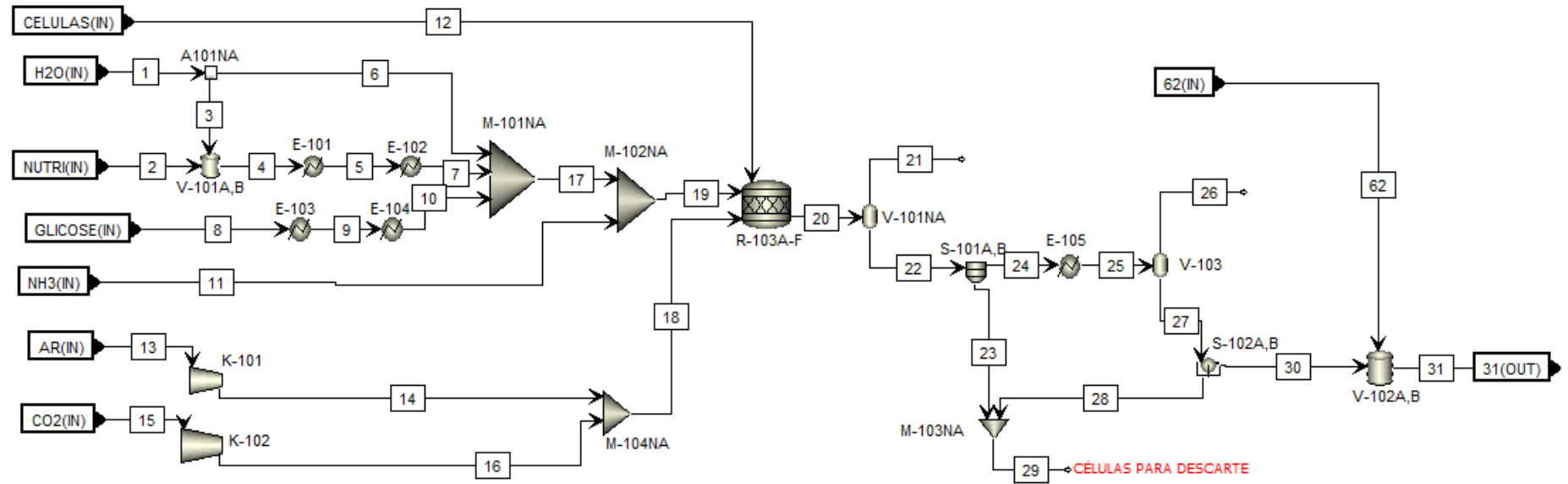
Figura 39 - Área 100 - Fermentação



Fonte: O autor, 2021.

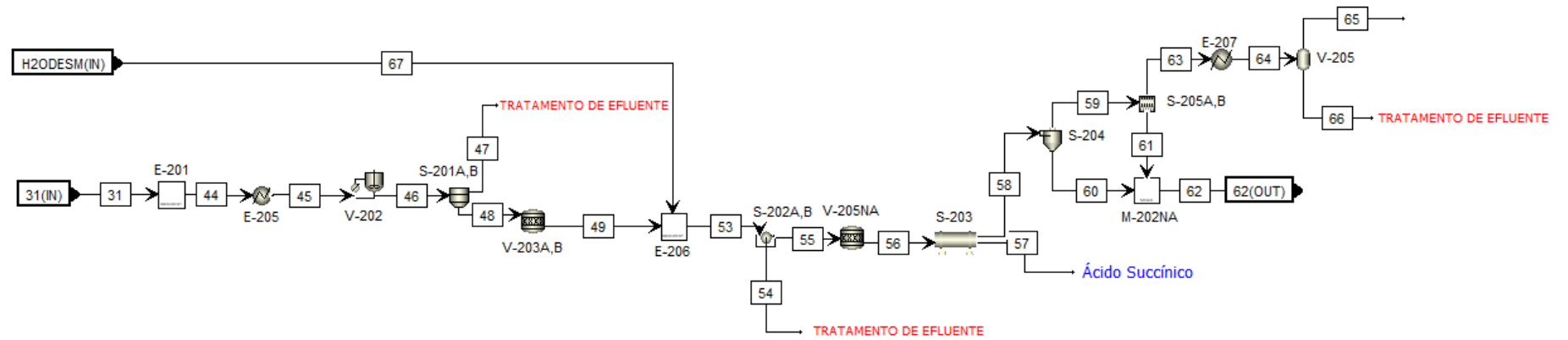
Rota tecnológica do processo BioAmber

Figura 42 - Área 100 - Fermentação



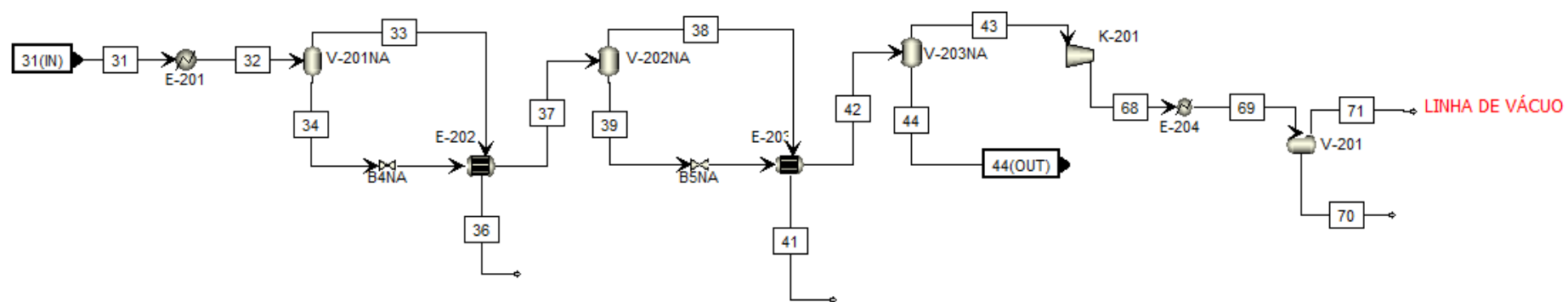
Fonte: O autor, 2021.

Figura 43 - Área 200 - purificação



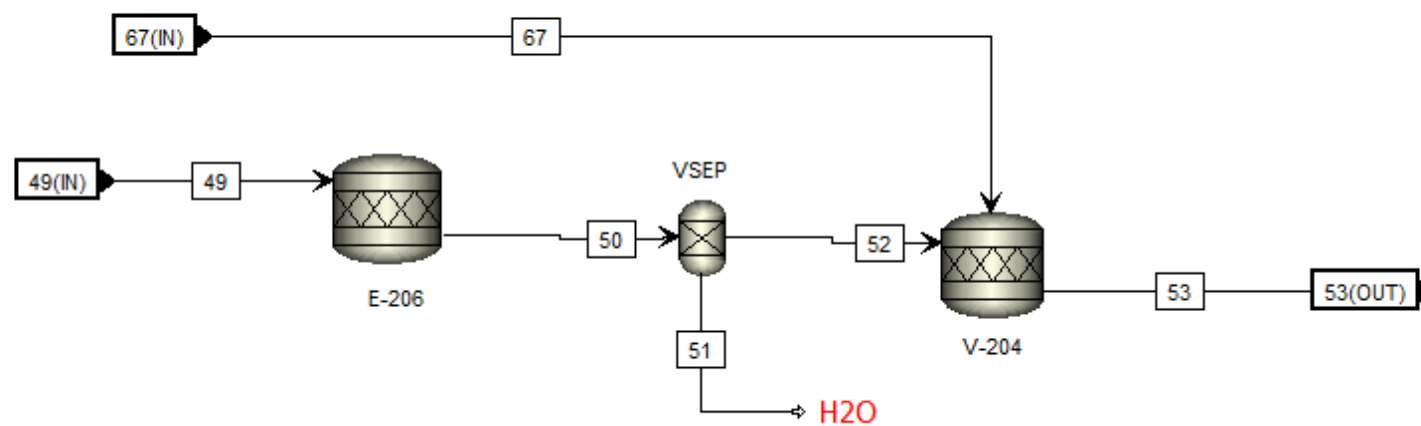
Fonte: O autor, 2021.

Figura 44 - Evaporador de múltiplos estágios (E-201)



Fonte: O autor, 2021.

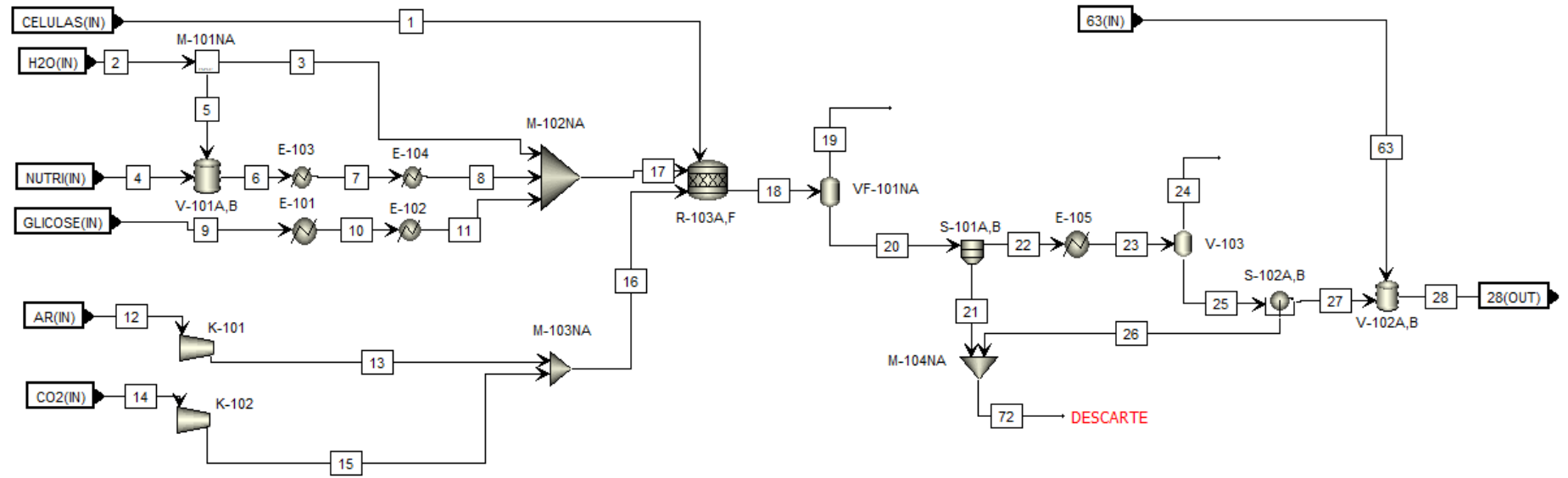
Figura 45 - Destilação (E-206)



Fonte: O autor, 2021.

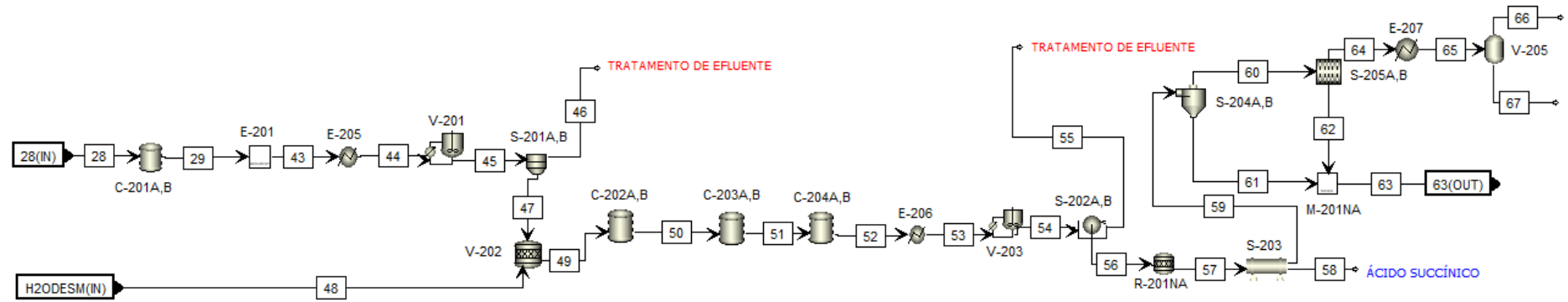
Rota tecnológica do processo Reverdia

Figura 46 - Área 100 - Fermentação



Fonte: O autor, 2021.

Figura 47 - Área 200 - purificação



Fonte: O autor, 2021.

APÊNDICE D – Balanço de massa

Este apêndice é dedicado à disposição dos resultados do balanço de massa proveniente do software *Aspen Plus V11* das quatro rotas tecnológicas abordados nesse trabalho.

Processo Myriant

Tabela 30 - Balanço de massa - rota Myriant

[illegible]

PIRUVATO DE AMÔNIO	105,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MALATO DE AMÔNIO	168,15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2214	0	0	0	0
H2SO4	98,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (AQ)	132,14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (S)	132,14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		52257	227	4536	4763	4763	47721	4763	9755	9755	9755	2214	231	231	32542	32542

Fonte: O autor, 2021.

[illegible]

H2SO4	98,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (AQ)	132,14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (S)	132,14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		32773	64453	97297	99571	32389	67183	66984	66984	38	66946	66939	7	206	67037

[illegible]

SULFATO DE AMÔNIO (S)	132,14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		67037	6284	79033	73321	84593	84593	3456	81137	81137	81137	81137	18224	62913	62913	18224	62913

Balanco de Massa	MM																	
Componentes	kg/kmol	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	18,02	19508	36885	36885	19508	36885	21932	14953	14953	14205	748	748	24	723	1	723	1	1
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	44,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	5654	5654	0	5654	0	5655	749	711	37	37	0	37	32	5	5	37
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	4906	0	4906	4906	4857	49	44	5	5	49
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	135	470	470	135	470	216	254	254	241	13	13	0	13	0	13	0	0
ÁCIDO PIRÚVICO	88,06	3	44	44	3	44	5	39	39	37	2	2	0	2	0	2	0	0
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	215	215	0	215	0	215	215	204	11	11	0	11	10	1	1	11
SUCCINATO DE AMÔNIO	135,12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACETATO DE AMÔNIO	77,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PIRUVATO DE AMÔNIO	105,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MALATO DE AMÔNIO	168,15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2SO4	98,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (AQ)	132,14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (S)	132,14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		19645	43267	43267	19645	43267	22153	21115	21115	15398	5716	5716	4881	835	86	749	11	98

Balanço de Massa		MM																
Componentes	kg/kmol	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	18,02	722	903	903	362	541	58552	43914	14638	13174	1464	1263	200	200	19	181	13174	6586
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	44,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	1	18	18	0	18	512	384	128	0	128	111	18	18	0	18	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	13	13	13	4	9	140	105	35	30	5	5	1	1	0	1	30	19
ÁCIDO PIRÚVICO	88,06	2	2	2	0	2	17	13	4	2	2	2	0	0	0	0	2	2
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	3	3	0	3	92	69	23	0	23	20	3	3	0	3	0	0
SUCCINATO DE AMÔNIO	135,12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACETATO DE AMÔNIO	77,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PIRUVATO DE AMÔNIO	105,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MALATO DE AMÔNIO	168,15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2SO4	98,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (AQ)	132,14	0	0	0	0	0	8440	0	8440	0	4220	4220	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (S)	132,14	0	422	422	0	422	0	0	0	0	4220	0	4220	4220	3798	422	0	0
Vazão Total (kg/h)		737	1362	1362	366	996	67753	44485	23268	13206	10062	5620	4442	4442	3817	625	13206	6607

Balço de Massa		MM						
Componentes	kg/kmol	80	81	82	83	84	85	86
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0
H2O	18,02	6589	6589	21932	21932	3294	18639	0
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	72
CO2	44,01	0	0	0	0	0	0	0
O2	32	0	0	0	0	0	0	0
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0
H2	2	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	11	11	216	216	20	196	0
ÁCIDO PIRÚVICO	88,06	0	0	5	5	0	5	0
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	0	0	0	0	0	0
SUCCINATO DE AMÔNIO	135,12	0	0	0	0	0	0	0
ACETATO DE AMÔNIO	77,08	0	0	0	0	0	0	0
PIRUVATO DE AMÔNIO	105,09	0	0	0	0	0	0	0
MALATO DE AMÔNIO	168,15	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0
H2SO4	98,08	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (AQ)	132,14	0	0	0	0	0	0	0
SULFATO DE AMÔNIO (S)	132,14	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		6599	6599	22153	22153	3314	18839	72

Processo PEP

Tabela 31 - Balanço de massa - rota PEP

Balanço de Massa		MM														
Componentes	kg/kmol	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	6853	6853	6853	0	0	0	0
H2O	18,02	0	97000	92464	4540	4536	9076	9076	9076	2665	2665	2665	0	0	0	0
CO2	44,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1817
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4	4	0
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	13	13	0
H2	2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2106	0	0	0
CÉLULAS	24,63	112	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO PIRÚVICO	88,06	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SUCCINATO DE AMÔNIO	135,12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACETATO DE AMÔNIO	77,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MALATO DE AMÔNIO	168,15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PIRUVATO DE AMÔNIO	105,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOA		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg)		112	97000	92464	4540	4536	9076	9076	9076	9518	9518	9518	2106	17	17	1817

Fonte: O autor, 2021.

Balanço de Massa		MM															
Componentes	kg/kmol	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
GLICOSE	180,16	0	0	6853	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	18,02	0	0	104205	104616	106721	14	106707	213	106494	106494	0	106494	213	426	106281	106287
CO2	44,01	1817	1817	0	411	411	339	72	0	72	72	1	71	0	0	71	71
O2	32	0	4	0	4	4	4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	28,01	0	13	0	13	13	13	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	2	0	0	0	26	26	26	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	2106	2106	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CÉLULAS	24,63	0	0	0	112	112	0	112	101	11	11	0	11	11	112	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	0	0	5390	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	61
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	0	0	69	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	0	0	1224	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5
ÁCIDO PIRÚVICO	88,06	0	0	0	1139	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2
SUCCINATO DE AMÔNIO	135,12	0	0	0	0	6945	0	6945	14	6931	6931	0	6931	14	28	6917	6917
ACETATO DE AMÔNIO	77,08	0	0	0	0	88	0	88	0	88	88	0	88	0	0	88	88
MALATO DE AMÔNIO	168,15	0	0	0	0	1535	0	1535	3	1532	1532	0	1532	3	6	1529	1529
PIRUVATO DE AMÔNIO	105,09	0	0	0	0	1359	0	1359	3	1356	1356	0	1356	3	5	1354	1354
TOA (1-OCTANOL)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		1817	1834	113163	115110	117215	396	116819	335	116484	116484	1	116483	244	579	116239	116313

[illegible]

H2O	18,02		106958	5348	101610	21116	21116	21116	21116	260	21376	20735
CO2	44,01	0	71	0	71	0	0	0	0	0	0	0
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	5430	24	5406	5405	5405	5405	375	0	375	364
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	5031	0	5031	0
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	68	31	38	14	14	14	14	0	14	13
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	1224	1071	153	153	153	153	153	0	153	148
ÁCIDO PIRÚVICO	88,06	0	1136	318	818	664	664	664	664	0	664	644
SUCCINATO DE AMÔNIO	135,12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACETATO DE AMÔNIO	77,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MALATO DE AMÔNIO	168,15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PIRUVATO DE AMÔNIO	105,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOA (1-OCTANOL)		5800	5800	5800	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		5800	120687	12592	108095	27352	27352	27352	27352	260	27612	21904

[illegible]

N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	11	11	0	11	2	9	2	11	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	5031	5031	4980	50	10	40	10	50	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	11	11	1	10
ÁCIDO MÁLICO	134,09	5	5	0	5	1	4	1	5	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO PIRÚVICO	88,06	20	20	0	20	19	1	0	2	18	18	0	18	79	79	1	78
SUCCINATO DE AMÔNIO	135,12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACETATO DE AMÔNIO	77,08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MALATO DE AMÔNIO	168,15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PIRUVATO DE AMÔNIO	105,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOA		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg)		5708	5708	5005	703	644	59	15	74	629	629	92	536	29694	29694	4445	25248

Processo BioAmber

Tabela 32 - Balanço de massa - rota BioAmber

Balanço de Massa		MM																
Componentes	kg/kmol	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	6520	6520	6520	0	0	0	0	0	0	
H2O	18,02	61129	4275	10000	14275	14275	51129	14275	2794	2794	2794	148	0	0	0	0	0	
CO2	44,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6732	6732	
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3901	3901	0	0	
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	14676	14676	0	0	
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	64	0	0	0	0	0	
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	77	0	0	0	0	
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ANIDRIDO SUCCÍNICO	100,07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
GLICEROL	92,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ETANOL	46,07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Vazão Total (kg/h)		61129	4275	10000	14275	14275	51129	14275	9315	9315	9315	212	77	18578	18578	6732	6732	

Fonte: O autor, 2021.

Balanço de Massa	MM															
Componentes	kg/kmol	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
GLICOSE	180,16	6520	0	6520	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	18,02	68199	0	68347	68636	835	67800	136	67665	67665	0	67665	0	136	67665	67665
CO2	44,01	0	6732	0	6186	6172	13	0	13	13	0	13	0	0	13	13
O2	32	0	3901	0	4017	4017	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	28,01	0	14676	0	14676	14676	1	0	1	1	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	64	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CÉLULAS	24,63	0	0	0	77	0	77	69	8	8	0	8	8	77	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	0	0	5495	0	5495	11	5484	5484	0	5484	0	11	5484	5534
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ANIDRIDO SUCCÍNICO	100,07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GLICEROL	92,09	0	0	0	667	0	667	1	665	665	0	665	0	1	665	665
ETANOL	46,07	0	0	0	500	60	440	1	439	439	0	439	0	1	439	439
Vazão Total (kg/h)		74719	25309	74930	100253	25760	74493	218	74275	74275	1	74274	8	225	74266	74317

Balanço de Massa	MM																
Componentes	kg/kmol	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	18,02	67665	16374	51291	51291	16374	51291	18149	33142	33142	18149	33142	20377	12765	12765	12765	11855

CO2	44,01	13	13	0	0	13	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	5534	0	5534	5534	0	5534	0	5534	5534	0	5534	0	5534	5534	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5534	104
ANIDRIDO SUCCÍNICO	100,07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GLICEROL	92,09	665	0	665	665	0	665	0	665	665	0	665	0	665	665	665	618
ETANOL	46,07	439	349	90	90	349	90	78	12	12	78	12	11	1	1	1	1
Vazão Total (kg/h)		74317	16736	57581	57581	16736	57581	18227	39353	39353	18227	39353	20388	18965	18965	18965	12577

[illegible]

ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	5430	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	5430	0	0	0	0	5050	0	5050	5050	5000	51	5	45	5	51
ANIDRIDO SUCCÍNICO	100,07	0	0	4602	322	4280	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GLICEROL	92,09	47	47	47	47	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ETANOL	46,07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		6388	6388	6388	978	5410	13495	8023	5472	5472	5025	448	402	46	5	51

Balanço de Massa	MM										
Componentes	kg/kmol	63	64	65	66	67	68	69	70	71	
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	18,02	397	397	60	337	8085	20377	20377	0	20377	
CO2	44,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
NH3	17,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ÁCIDO ACÉTICO	60,05	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ANIDRIDO SUCCÍNICO	100,07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
GLICEROL	92,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ETANOL	46,07	0	0	0	0	0	11	11	0	11	
Vazão Total (kg/h)		397	397	60	337	8085	20388	20388	0	20388	

Processo Reverdia

Tabela 33 - Balanço de massa - rota Reverdia

Balanço de Massa		MM															
Componentes	kg/kmol	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
H ₂ O	18,02	0	78845	74309	227	4536	4763	4763	4763	3241	3241	3241	0	0	0	0	0
CO ₂	44,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1563	1563	1563
O ₂	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1680	1680	0	0	1680
N ₂	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5533	5533	0	0	5533
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	7563	7563	7563	0	0	0	0	0
CÉLULAS	24,63	85	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ETANOL	46,07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GLICEROL	92,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vazão Total (kg/h)		85	78845	74309	227	4536	4763	4763	4763	10805	10805	10805	7213	7213	1563	1563	8775

Fonte: O autor, 2021.

Balanço de Massa		MM												
Componentes	kg/kmol	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	
H2O	18,02	82314	82831	284	82547	8255	74293	74293	0	74292	0	74292	74301	
CO2	44,01	0	834	828	6	1	6	6	0	6	0	6	6	
O2	32	0	1667	1666	1	0	0	0	0	0	0	0	0	
N2	28,01	0	5533	5532	1	0	1	1	0	1	0	1	1	
GLICOSE	180,16	7563	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CÉLULAS	24,63	0	85	0	85	77	9	9	0	9	9	0	0	
ETANOL	46,07	0	580	21	559	56	503	503	0	503	0	503	503	
GLICEROL	92,09	0	155	0	155	15	139	139	0	139	0	139	140	
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	169	0	169	17	152	152	0	152	0	152	153	
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	0	6884	0	6884	688	6196	6196	0	6196	0	6196	6220	
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	50	
Vazão Total (kg/h)		89877	98738	8331	90407	9109	81298	81298	1	81297	9	81289	81374	

Balanço de Massa		MM																
Componentes	kg/kmol	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	
H2O	18,02	74301	74301	74301	17734	56567	56567	17734	56567	19514	37053	37053	19514	37053	21912	15141	15141	
CO2	44,01	6	6	6	6	0	0	6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
N2	28,01	1	1	1	1	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ETANOL	46,07	503	503	503	398	105	105	398	105	90	15	15	90	15	14	1	1	
GLICEROL	92,09	140	140	140	0	140	140	0	140	0	140	140	0	140	0	140	140	
ÁCIDO MÁLICO	134,09	153	153	153	0	153	153	0	153	0	153	153	0	153	0	153	153	
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	6220	6220	6220	0	6220	6220	0	6220	0	6220	6220	0	6220	0	6220	6220	
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	50	50	50	0	50	50	0	50	0	50	50	0	50	0	50	50	
Vazão Total (kg/h)		81374	81374	81374	18139	63235	63235	18139	63235	19605	43630	43630	19605	43630	21925	21705	21705	

Balanço de Massa		MM															
Componentes	kg/kmol	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	
H2O	18,02	15141	13627	1514	8000	9514	9514	9514	9514	9514	9514	9038	476	476	25	451	
CO2	44,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
ETANOL	46,07	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
GLICEROL	92,09	140	126	14	0	14	14	14	14	14	14	13	1	1	0	1	
ÁCIDO MÁLICO	134,09	153	137	15	0	15	15	15	15	15	15	15	1	1	0	1	
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	803	722	80	0	5548	5548	5548	5548	5548	498	474	25	25	0	25	
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	5467	0	5467	0	0	0	0	0	0	5049	0	5049	5049	4999	50	
Vazão Total (kg/h)		21705	14613	7091	8000	15091	15091	15091	15091	15091	15091	9540	5551	5551	5024	528	

Balanço de Massa		MM													
Componentes	kg/kmol	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	
H2O	18,02	442	9	0	9	442	442	66	375	21912	21912	4379	17532	8255	
CO2	44,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	
O2	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
N2	28,01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
GLICOSE	180,16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CÉLULAS	24,63	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	85	
ETANOL	46,07	0	0	0	0	0	0	0	0	14	14	10	3	56	
GLICEROL	92,09	0	1	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	15	
ÁCIDO MÁLICO	134,09	0	1	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	17	
ÁCIDO SUCCÍNICO (AQ)	118,09	3	22	2	25	0	0	0	0	0	0	0	0	688	
ÁCIDO SUCCÍNICO (S)	118,09	5	45	5	50	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Vazão Total (kg/h)		450	78	8	85	442	442	66	376	21925	21925	4390	17536	9117	

APÊNDICE E – Lista de equipamentos

Nesse apêndice se encontra disposta a lista dos principais equipamentos que compõem o ISBL das quatro rotas tecnológicas abordadas nesse trabalho.

Processo Myriant

Tabela 34 - Lista de equipamentos - Myriant

TAG	EQUIPAMENTO	QUANT.	DIMENSÕES	MATERIAL	
TROCADORES DE CALOR					
E-101	Esterilizador de nutrientes	1	38,72 m²	Casco	SS304
			11,96 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-102	Esterilizador de nutrientes	1	118,6 m²	Casco	SS304
			11,77 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-103	Esterilizador de glicose	1	35,31 m²	Casco	SS304
			8,69 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-104	Esterilizador de glicose	1	75,93 m²	Casco	SS304
			8,40 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-105	Aquecedor	1	17,13 m²	Casco	SS304
			7,64 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-201	Resfriador	1	52,52 m²	Casco	SS304
			4,96 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-202	Aquecedor	1	6,43 m²	Casco	SS304

			3,27 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-203	Aquecedor	1	17,32 m²	Casco	SS304
			7,54 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204.E-201	Evaporador	1	234,35 m²	Casco	SS304
			54,47 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204.E-202	Evaporador	1	382,76 m²	Casco	SS304
			37,18 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204.E-203	Evaporador	1	162,88 m²	Casco	SS304
			40,77 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204	Condensador	1	283,56 m²	Casco	SS304
			41,32 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-205	Condensador	1	75,55 m²	Casco	SS304
			14,11 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-206	Condensador	1	9,23 m²	Casco	SS304
			1,4 MMBtu/h	Tubo	SS304
COLUNAS					
C-201 A,B	Coluna de carvão ativado	2	1,71 m Diâm. 3,41 m Comp.	Casco	SS304
COMPRESSORES					
K-101	Compressor de Ar	1	9,52 kW		CS
K-102	Compressor de CO2	1	841,02 kW		CS
K-201	Bomba de Vácuo	3	723 kW		CS
K-202	Bomba de Vácuo	1	463 kW		CS
DORNAS					
R-101 A,B	Pré - Fermentadores	2	7,2 m³	Casco	SS304
R-102 A,B	Fermentadores de Crescimento	2	72,2 m³	Casco	SS304
R- 103 A-F	Fermentadores de Produção	6	721,88 m³	Casco	SS304
EQUIPAMENTOS ESPECIAIS					
S-101 A,B	Microfiltração	2	65,11 m³/h		CS
S-102 A,B	Ultrafiltração	2	67,07 m³/h		CS
S-201	Coluna de troca catiônica	1	2,15 m diâm. 4,30 m Comp.	Casco	SS304
S-202 A,B	Nanofiltração	2	87,13 m³/h		CS

S-203	Filtro Rotatório à vácuo	1	25,88 m ²	CS
S-204	Secador	1	9,29 m ²	CS
S-205	Ciclone	1	9306,81 m ³ /h	CS
S-206 A,B	Osmose Reversa - Filtro	2	74,65 m ³ /h	CS
S-207	Centrífuga Decantadora	1	28,87 m ³ /h	CS
S-208	Secador	1	9,29 m ²	CS
S-209 A,B	Filtro de ar	2	21,40 m ²	CS
VASOS				
V-101 A,B	Vaso de mistura de nutrientes	2	60 m ³	Casco SS304
V-102 A,B	Vaso Pulmão	2	253 m ³	Casco SS304
V-103	Vaso Flash	1	14,3 m ³	Casco SS304
V-201	Vaso de alimentação - Coluna de troca iônica	1	30 m ³	Casco SS304
V-202	Cristalizador	1	4,9 ton./h	CS
V-203	Cristalizador por evaporação	1	180,92 m ²	CS
V-204	Vaso Separador	1	1,92 m ³	Casco SS304
V-205	Vaso separador	1	3,40 m ³	Casco SS304

Fonte: O autor, 2021.

Processo Reverdia

Tabela 35 - Lista de equipamentos - Reverdia

TAG	EQUIPAMENTO	QUANT.	DIMENSÕES	MATERIAL	
Trocadores de calor					
E-101	Esterilizador de glicose	1	36,25 m²	Casco	SS304
			9,16 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-102	Esterilizador de glicose	1	106,23 m²	Casco	SS304
			9,00 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-103	Esterilizador de nutrientes	1	37,27 m2	Casco	SS304

			11,82 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-104	Esterilizador de nutrientes	1	154,21 m ²	Casco	SS304
			11,73 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-105	Aquecedor	1	19,37 m ²	Casco	SS304
			9,33 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-201.E-201	Evaporador	1	231,77 m ²	Casco	SS304
			70,82 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-201.E-202	Evaporador	1	470,4 m ²	Casco	SS304
			37,26 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-201.E-203	Evaporador	1	348,14 m ²	Casco	SS304
			40,86 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204	Condensador	1	3,95 m ²	Casco	SS304
			38,94 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-205	Resfriador	1	29,81 m ²	Casco	SS304
			4,48 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-206	Resfriador	1	17,34 m ²	Casco	SS304
			2,47 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-207	Resfriador	1	3,95 m ²	Casco	SS304
			0,83 MMBtu/h	Tubo	SS304
Colunas					
C-201 A,B	Coluna de resina de troca catiônica	2	3,14 m Diâm.	Casco	SS304
			6,27 m Comp.		
C-202 A,B	Coluna de carvão ativado	2	2,44 m Diâm.	Casco	SS304
			4,89 m Comp.		
C-203 A,B	Coluna de resina de troca catiônica	2	1,67 m Diâm.	Casco	SS304
			3,34 m Comp.		
C-204 A,B	Coluna de resina de troca aniônica	2	2,02 m Diâm.	Casco	SS304
			4,05 m Comp.		
Compressores					
K-101	Compressor - Ar	1	302,44 kW		CS
K-102	Compressor - CO2	1	44,14 kW		CS
K-201	Bomba de vácuo	2	705,50 kW		CS
Dornas					
R-101 A,B	Pré - fermentadores	2	7,51 m ³	Casco	SS304

R-102 A,B	Fermentadores de Crescimento	2	75,1 m ³	Casco	SS304
R- 103 A-F	Fermentadores de Produção	6	750,8 m ³	Casco	SS304
Equipamentos Especiais					
S-101 A,B	Centrifugador decantador	2	90,69 m ³ /h		CS
S-102 A,B	Ultrafiltração	2	83,74 m ³ /h		CS
S-201	Centrifugador decantador	1	16,06 m ³ /h		CS
S-202	Filtro Rotatório à vácuo	1	26,63 m ³ /h		CS
S-203 A,B	Secador	1	9,29 m ²		CS
S-204 A,B	Ciclone	1	702,16 m ³ /h		CS
S-205 A,B	Filtro de ar	2	822,1 m ³ /h		CS
Vasos					
V-101 A,B	Vaso de mistura de nutrientes	2	60,1 m ³	Casco	SS304
V-102 A,B	Vaso Pulmão	2	305 m ³	Casco	SS304
V-103	Vaso Flash	1	18,01 m ³	Casco	SS304
V-201	Cristalizador	1	5,5 ton./h		CS
V-202 A,B	Vaso de dissolução	2	3,13 m ³	Casco	SS304
V-203	Cristalizador	1	5,05 ton./h	Casco	SS304
V-204	Vaso decantador	1	3,22 m ³	Casco	SS304
V-205	Vaso separador	1	3,00 m ³	Casco	SS304

Fonte: O autor, 2021.

Processo BioAmber

Tabela 36 - Lista de equipamentos - BioAmber

TAG	EQUIPAMENTO	QUANT.	DIMENSÕES	MATERIAL	
Trocadores de calor					
E-101	Esterlizador de nutrientes	1	116,03 m²	Casco	SS304
			35,83 MMBtu/h	Tubo	SS304

<i>E-102</i>	Esterilizador de nutrientes	1	448,01 m ² 35,27 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-103</i>	Esterilizador de glicose	1	33,81 m ² 8,31 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-104</i>	Esterilizador de glicose	1	91,67 m ² 8,04 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-105</i>	Aquecedor	1	8,95 m ² 4,4 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-204.E-201</i>	Evaporador	1	192,27 m ² 54,83 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-204.E-202</i>	Evaporador	1	951,72 m ² 34,73 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-204.E-203</i>	Evaporador	1	153,59 m ² 38 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-204</i>	Condensador	1	300 m ² 48,4 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-205</i>	Resfriador	1	36,38 m ² 4,65 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-206</i>	Evaporador	1	6 m ² 6,20 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>E-207</i>	Resfriador	1	8,22 m ² 0,81 MMBtu/h	Casco Tubo	SS304 SS304
<i>Compressores</i>					
<i>K-101</i>	Compressor de Ar	1	294,85 kW		CS
<i>K-102</i>	Compressor de CO ₂	1	26,46 kW		CS
<i>K-201</i>	Bomba de Vácuo	3	727,06 kW		CS
<i>Dornas</i>					
<i>R-101 A,B</i>	Pré - Fermentadores	2	9,23 m ³	Casco	SS304
<i>R-102 A,B</i>	Fermentadores de Crescimento	2	92,3 m ³	Casco	SS304
<i>R- 103 A-F</i>	Fermentadores de Produção	6	923 m ³	Casco	SS304
<i>Equipamentos Especiais</i>					
<i>S-101 A,B</i>	Decantador	2	74,65 m ³ /h		CS
<i>S-102 A,B</i>	Ultrafiltração	2	76,89 m ³ /h		CS
<i>S-201 A,B</i>	Centrifugador decantador	1	16,61 m ³ /h		CS

S-202 A,B	Filtro Rotatório à vácuo	1	27,08 m ²		CS
S-203	Secador	1	9,29 m ²		CS
S-204	Ciclone	1	59528,52 m ³ /h		CS
S-205 A,B	Filtro de ar	2	37851,12 m ³ /h		CS
Vasos					
V-101 A,B	Vaso de mistura de nutrientes	2	53,8 m ³	Casco	SS304
V-102 A,B	Vaso Pulmão	2	209,8 m ³	Casco	SS304
V-103	Vaso Flash	1	14,30 m ³	Casco	SS304
V-201	Vaso de decantador	1	3,4 m ³	Casco	SS304
V-202	Cristalizador	1	5,53 ton./h	Casco	SS304
V-203 A,B	Vaso dissolução	2	1,05 m ³	Casco	SS304
V-204	Vaso Receptor	1	5,34 m ³	Casco	SS304
V-205	Vaso separador de fases	1	3,0 m ³	Casco	SS304

Fonte: O autor, 2021.

Processo PEP

Tabela 37 - Lista de equipamentos - PEP

TAG	EQUIPAMENTO	QUANT.	DIMENSÕES	MATERIAL	
Trocadores de calor					
E-101	Esterilizador de nutrientes	1	70,13 m²	Casco	SS304
			22,7 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-102	Esterilizador de nutrientes	1	293,85 m²	Casco	SS304
			22,34 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-103	Esterilizador de glicose	1	30,11 m²	Casco	SS304
			7,77 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-104	Esterilizador de glicose	1	88,35 m²	Casco	SS304
			7,49 MMBtu/h	Tubo	SS304

E-105	Aquecedor	1	11,68 m ²	Casco	SS304
			5,71 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204.E-201	Evaporador	1	315,85 m ²	Casco	SS304
			98,45 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204.E-202	Evaporador	1	575,61 m ²	Casco	SS304
			50,09 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204.E-203	Evaporador	1	215,63 m ²	Casco	SS304
			54,90 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-204	Condensador	1	212,09 m ²	Casco	SS304
			59,18 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-205	Resfriador	1	56,02 m ²	Casco	SS304
			7,02 MMBtu/h	Tubo	SS304
E-206	Condensador	1	6,04 m ²	Casco	SS304
			1,13 MMBtu/h	Tubo	SS304
Compressores					
K-101	Compressor - Ar	1	3,2 kW		CS
K-102	Compressor - CO2	1	223,71 kW		CS
K-201	Bomba de vácuo	3	762,17 kW		CS
Dornas e Reatores					
R-101 A,C	Pré - fermentadores	3	7,18 m ³	Casco	SS304
R-102 A,C	Fermentadores de Crescimento	3	71,8 m ³	Casco	SS304
R- 103 A,H	Fermentadores de Produção	8	718,52 m ³	Casco	SS304
R-201 A,B	Reator - Extração Reativa	2	772,8 m ³	Casco	SS304
Equipamentos Especiais					
S-101 A,B	Microfiltração	2	115,27 m ³ /h		CS
S-102 A,B	Ultrafiltração	2	116,56 m ³ /h		CS
S-201	Vaso Separador - Extração	1	772,8 m ³		CS
S-202	Filtro Rotatório à vácuo	1	26,44 m ²		CS
S-203	Secador	1	9,29 m ²		CS
S-204 A,B	Ciclone	2	1080 m ³ /h		CS
S-205 A,B	Filtro de ar	2	6,83 m ³ /h		CS
Vasos					
V-101 A,B	Vaso de mistura de nutrientes	2	34,2 m ³	Casco	SS304
V-102 A,B	Vaso Pulmão	2	369,8 m ³	Casco	SS304

V-103	Vaso Flash	1	22,9 m ³	Casco	SS304
V-201A,B	Vaso de Acúmulo	2	227,3 m ³	Casco	SS304
V-202	Cristalizador	2	5,03 ton./h		CS
V-203 A,B	Vaso de lavagem	2	31,56 m ³	Casco	SS304
V-204	Vaso separador	1	3,00 m ³	Casco	SS304
V-205	Vaso Separador	1	3,75 m ³	Casco	SS304

Fonte: O autor, 2021.

APÊNDICE F – Coeficientes técnicos

Processo Myriant

Tabela 38 - Coeficientes técnicos - Rota Myriant

Componente	Coeficientes técnicos	Unidade
Glicose	1,37	ton./ton.AS
Nutrientes	0,05	ton./ton.AS
Células	0,01	ton./ton.AS
Hidróxido de Amônio	0,44	ton./ton.AS
Ácido Sulfúrico	1,25	ton./ton.AS
Sulfato de Amônio	0,76	ton./ton.AS
Elettricidade	791,15	kWh/ton.AS
Água de resfriamento	341,46	ton./ton.AS
Vapor de média pressão	9,70	ton./ton.AS
Água Desmineralizada	0,63	ton./ton.AS
Água de processo	10,45	ton./ton.AS

Fonte: O autor, 2021.

Processo BioAmber

Tabela 39 - Coeficientes técnicos - Rota BioAmber

Componente	Coeficientes técnicos	Unidade
Glicose	1,30	ton./ton.AS
Nutrientes	0,05	ton./ton.AS
Células	0,02	ton./ton.AS
Hidróxido de Amônio	0,01	ton./ton.AS
Eletricidade	738,85	kWh/ton.AS
Água de resfriamento	485,52	ton./ton.AS
Fluido refrigerante	5,95	ton./ton.AS
Vapor de média pressão	10,72	ton./ton.AS
Água Desmineralizada	1,62	ton./ton.AS
Água de Processo	12,23	ton./ton.AS

Fonte: O autor, 2021.

Processo Reverdia

Tabela 40 - Coeficientes técnicos - Rota Reverdia

Componente	Coeficientes técnicos	Unidade
Glicose	1,51	ton./ton.AS
Nutrientes	0,05	ton./ton.AS
Células	0,02	ton./ton.AS
Hidróxido de Amônio	0,01	ton./ton.AS
Eletricidade	667,84	kWh/ton.AS
Água de resfriamento	305,92	ton./ton.AS
Vapor de média pressão	10,49	ton./ton.AS
Água Desmineralizada	1,60	ton./ton.AS
Água de Processo	15,77	ton./ton.AS

Fonte: O autor, 2021.

Processo PEP

Tabela 41 - Coeficientes técnicos - Rota PEP

Componente	Coeficientes técnicos	Unidade
Glicose	1,37	ton./ton.AS
Nutrientes	0,05	ton./ton.AS
Células	0,02	ton./ton.AS
Hidróxido de Amônio	0,42	ton./ton.AS
Tri-n-octilamina	0,04	ton./ton.AS
HCl	0,25	ton./ton.AS
1-octanol	1,12	ton./ton.AS
Eletricidade	711,41	kWh/ton.AS
Água de resfriamento	450,07	ton./ton.AS
Fluido refrigerante	8,99	ton./ton.AS
Vapor de média pressão	13,96	ton./ton.AS
Água Desmineralizada	0,05	ton./ton.AS
Água de Processo	19,40	ton./ton.AS

Fonte: O autor, 2021.