UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
CENTRO DE TECNOLOGIA

EPQB - PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS

AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO UTILIZANDO O SIMULADOR *SUPERPRO DESIGNER®.*

ERICA AIROSA FIGUEREDO

Escola de Química/UFRJ

Rio de Janeiro

2017

ERICA AIROSA FIGUEREDO

AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO UTILIZANDO O SIMULADOR *SUPERPRO DESIGNER®.*

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica (*M.Sc*.).

Orientadores:
Profª Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, *D.Sc*
Prof. Elcio Ribeiro Borges, *D.Sc*

Escola de Química/UFRJ
Rio de Janeiro
2017

AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO UTILIZANDO O SIMULADOR *SUPERPRO DESIGNER®.*

ERICA AIROSA FIGUEREDO

Dissertação submetida ao Corpo Docente do Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica.

Aprovada por:

Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, *D.Sc*
(Orientadora - Presidente da Banca)

Elcio Ribeiro Borges, *D.Sc*
(Orientador)

Nei Pereira Junior, *PhD* (EQ/UFRJ)

Luiz André Felizardo Schlitter, *D.Sc* (SENAI)

Ayla Sant Ana da Silva, *D.Sc* (INT)

Escola de Química
Universidade Federal do Rio de Janeiro
2017

FICHA CATALOGRÁFICA

F475a

Figueredo, Erica Airosa
Avaliação da Produção de Ácido Bio-succínico Utilizando o Simulador SuperPro Designer® / Erica Airosa Figueredo. -- Rio de Janeiro, 2017.
210 f.

Orientadora: Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto.
Coorientador: Elcio Ribeiro Borges.
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, 2017.

1. Ácido bio-succínico. 2. Bagaço de cana-de açúcar. 3. Biorrefinaria. 4. SuperPro Designer®. I. Couto, Maria Antonieta Peixoto Gimenes , orient. II. Borges, Elcio Ribeiro , coorient. III. Título.

AGRADECIMENTOS

Agradeço à Deus por me dar força para superar todos os obstáculos na minha vida, sempre dando motivação para nunca desistir dos meus sonhos.

À minha família pela paciência e compreensão, sempre me incentivando a sair da área de conforto e assim dando condições para o meu crescimento pessoal e profissional.

Em especial aos meus orientadores, professora Maria Antonieta e professor Élcio Borges, por me guiar nessa jornada, orientando e aconselhando na melhor maneira de desenvolver a presente dissertação.

Ao meu noivo Saulo José por ser paciente e compreensivo. Adicionalmente, pela sua contribuição na instalação do simulador que permitiu no desenvolvimento do presente trabalho.

Às minhas companheiras de trabalho Lúcia Oliveira e Michelle Santos por me oferecerem a oportunidade de cursar as disciplinas do mestrado sem comprometer minhas atividades no trabalho.

À Escola de Química da UFRJ por abrir as portas da instituição para alunos de todo o país, oferecendo cursos de excelência e profissionais excepcionais.

RESUMO

FIGUEREDO, Erica Airosa. **Avaliação da Produção de Ácido Bio-succínico utilizando o Simulador *SuperPro Designer*®.** Orientadores: Profª. Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, *D.Sc* e Prof. Elcio Ribeiro Borges, *D.Sc*. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ; EPQB, 2017. Dissertação (Mestre em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica)

Atualmente, no Brasil, o bagaço de cana-de-açúcar é utilizado para a cogeração de energia nas usinas de etanol. No entanto, tem em sua composição valiosas fontes de carbono que podem ser empregadas em bioprocessos, contribuindo para a diminuição dos gases do efeito estufa. Na busca por novos materiais de origem renovável, o ácido bio-succínico, apresenta-se de forma competitiva com o ácido obtido por rota química. Com potencial para se tornar um *commodity*, produzido em larga escala, é considerado um dos *building blocks* mais promissores da atualidade. Adicionalmente, é matéria-prima para a fabricação de biopolímeros. Nestes termos, simuladores são ferramentas importantes na previsão de resultados, como estudos de viabilidade econômica e de técnicas de bioprocessos. No presente trabalho, foram concebidas quatro propostas de *layouts* para o dimensionamento de plantas para a obtenção de ácido bio-succínico, empregando o simulador *SuperPro Designer*®, de modo a avaliar a sua produção a partir de dados da literatura. As simulações foram conduzidas em módulo batelada, por meio da fermentação por *Actinobacillus Succinogenes*, utilizando como fonte de carbono glicose proveniente do bagaço de cana-de-açúcar. Os *layouts* foram definidos de acordo com as estratégias de Sacarificação e Fermentação Simultâneas (*SSF*) e Sacarificação e Fermentação Separadas (*SHF*), sem e com fator de economicidade. Para a análise econômica preliminar foram confrontadas análises sem cogeração, cogeração e cogeração de energia admitindo o dióxido de carbono (CO_2) proveniente de uma biorrefinaria integrada à produção de etanol. Considerando os cenários sem cogeração versus cogeração, e cogeração versus cogeração sem o custo de CO_2, o Investimento Total de Capital atingiu redução para o processo um de 3,58% e 1,30%, para o processo dois 2,74% e 0,99%, para o processo três 2,88% e 1,08%, e para o processo quatro 2,96% e 1,01%,

respectivamente. Os perfis das simulações demonstraram que a cogeração de energia impacta diretamente nos custos dos processos, diminuindo consideravelmente os indicadores de economicidade. O processo dois evidenciou os melhores resultados. Contudo, nenhum cenário apresentou viabilidade econômica. Desse modo, o estudo apontado poderá ser útil para o aperfeiçoamento e melhoria de pesquisa e desenvolvimento acerca da obtenção deste importante ácido orgânico via rota biotecnológica.

Palavras chave: ácido bio-succínico; bagaço de cana-de-açúcar; *SuperPro Designer®.*

ABSTRACT

FIGUEREDO, Erica Airosa. **Evaluation of Bio-succinic Acid Production using *SuperPro Designer*® Simulator**. Supervisors: Profª. Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, *D.Sc* and Prof. Elcio Ribeiro Borges, *D.Sc*. Rio de Janeiro: UFRJ / EQ; EPQB, 2017. Dissertation (Master's Degree in Biofuels and Petrochemical Engineering)

Sugarcane bagasse is currently being used in Brazil to produce energy in bio-ethanol plants. However, it has in its composition valuable carbon sources that can be used in bioprocesses, contributing to the reduction in greenhouse gases. In the search for new materials of renewable origin, the bio-succinic acid presents itself in a competitive manner with the acid obtained by chemical route. With the potential to become a commodity, produced on a large scale, it is considered one of the most promising building blocks today. In addition, it is an input for the manufacture of biopolymers. This way, simulators are important tools in predicting results, such as economic feasibility studies and bioprocess techniques. In the present work, layouts proposals for the sizing of plants to obtain bio-succinic acid by using the *SuperPro Designer*® simulator were performed, in order to evaluate from literature data. Simulations were conducted in a batch module through fermentation by *Actinobacillus Succinogenes*, using carbon glucose from the sugar cane bagasse as its source. The *layouts* were defined according to the strategy of *Simultaneous Saccharification and Fermentation* (*SSF*) and *Separate Hydrolysis and Fermentation* (*SHF*), with and without the economic factor. For the preliminary economic study, analyzes were carried out without cogeneration, cogeneration and cogeneration of energy with the carbon dioxide (CO_2) which came from a biorefinery integrated into ethanol production. Considering the scenario without cogeneration versus cogeneration, and cogeneration versus cogeneration without the cost of CO_2, the Total Capital Investment for process one is 3.58% and 1.30%, for process two 2.74% and 0.99 %, for process three 2.88% and 1.08%, and for process four 4.99% and 1.01%, respectively. The simulation profiles show that the energy cogeneration has a direct impact on the costs of the processes, considerably reducing the economic indicators. Process two showed the best results. However, no scenario

presented economic viability. Thus, this study might be useful for research improvement and the development in obtaining this important organic acid via biotechnological route.

Keywords: bio-succinic acid; sugarcane bagasse; *SuperPro Designer®.*

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Estrutura química dos ácidos succínico, fumárico e maleico. 29
Figura 2.2 Substâncias químicas e produtos provenientes do ácido succínico.....30
Figura 2.3 Representação esquemática de produtos Químicos renováveis *drop-in* e não *drop-in.* 33
Figura 2.4 Etapas gerais da cadeia produtiva do ácido succínico associada ao mercado. 34
Figura 2.5 Aplicações do ácido succínico em 2013.....35
Figura 2.6 Mercado de ácido succínico por região geográfica - 2014. 36
Figura 2.7 Projeção global de ácido succínico por aplicações. 37
Figura 2.8 Evolução mundial da produção de ácido succínico.....38
Figura 2.9 Reação de conversão de anidrido maleico em ácido succínico por rota química.....39
Figura 2.10 (a) Estrutura química da amilase e (b) Estrutura química da amilopectina. 43
Figura 2.11 Enzimas envolvidas na hidrólise da celulose. 44
Figura 2.12 Molécula de Hemicelulose. 44
Figura 2.13 Álcoois precursores da lignina 45
Figura 2.14 Metabolismo de *A. succiniciproducens* e *A. succinogenes*. 51
Figura 2.15 Rota bioquímica realizada por *E. coli*, na presença de glicose. 52
Figura 3.1 Diagrama de blocos simplificado dos processos de produção de ácido bio-succínico. (a): representado os processos 1 e 2 (b): representando os processos 3 e 4. 62
Figura 3.2 Processo de separação e purificação por meio de precipitação. 76
Figura 3.3 Processo de separação e purificação de ácido bio-succínico. MF/EBM: Integração entre Microfiltração e Membranas bipolares de eletrodiálise.....80
Figura 4.1 O transporte por caminhão (*Bulk Flow*).....89
Figura 4.2 Transportador de parafuso (*Screw Conveying (Bulk Flow*). 90
Figura 4.3 Misturador (*Gear Pumping*).....91
Figura 4.4 Reator de pré-tratamento ácido. 92
Figura 4.5 Filtro de correia 1. 93
Figura 4.6 Reator de pré-tratamento alcalino.....94

Figura 4.7 Filtro de correia 2. 95
Figura 4.8 Misturador de fluxo 1. 96
Figura 4.9 Divisor de fluxo 1. 96
Figura 4.10 Reator de hidrólise enzimática. 97
Figura 4.11 Válvula de gaveta. 98
Figura 4.12 Filtro de ar. 100
Figura 4.13 Tanque de mistura. 100
Figura 4.14 Divisor de fluxo 2. 101
Figura 4.15 Misturador de fluxo 2. 102
Figura 4.16 Tanque de precipitação da lignina. 103
Figura 4.17 Filtro de correia para separação da lignina. 103
Figura 4.18 Secador de bandeja. 104
Figura 4.19 Bomba de diafragma. 105
Figura 4.20 Tanque de estocagem. 106
Figura 4.21 Centrífuga. 107
Figura 4.22 Coluna de carbono ativado granular. 108
Figura 4.23 Coluna cromatográfica de troca iônica. 109
Figura 4.24 Misturador de fluxo 3. 109
Figura 4.25 Vaporizador. 110
Figura 4.26 Cristalizador. 111
Figura 4.27 Secador de bandeja. 111
Figura 5.1 Log P X Log V. 143
Figura 5.2 Processos 1 e 2 - Custo por item sem e com cogeração de energia($/Batelada). 153
Figura 5.3 Processo 1 e 2 - Custo por seção sem e com cogeração de energia ($/Batelada). 154
Figura 5.4 Processo 1 - Custo por item x seção sem e com cogeração de energia (1000 $/Ano). 155
Figura 5.5 Processo 2 - Custo por item x seção sem e com cogeração de energia (1000 $/Ano). 156
Figura 5.6 Custo das principais matérias-primas com cogeração de energia ($/Ano). 157

Figura 5.7 Processos 1 e 2 - Custo por item cogeração e cogeração/CO_2 custo zero ($/Batelada).....159
Figura 5.8 Processos 1 e 2 - Custo por seção cogeração e cogeração/CO_2 custo zero ($/Batelada).....160
Figura 5.9 Custo da matéria-prima com cogeração e CO_2 custo zero ($/Ano).....161
Figura 5.10 Processos 3 e 4 - Custo por item sem e com cogeração de energia ($/Batelada).....163
Figura 5.11 Processos 3 e 4 - Custo por seção sem e com cogeração de energia ($/Batelada).....164
Figura 5.12 Processo 3 - Custo por item x seção sem e com cogeração de energia (1000 $/Ano).....165
Figura 5.13 Processo 4 - Custo por item x seção sem e com cogeração de energia (1000 $/Ano).....166
Figura 5.14 Custo das principais matérias-primas com cogeração de energia ($/Ano). 167
Figura 5.15 Processos 3 e 4 - Custo por item cogeração e cogeração/CO_2 custo zero ($/Batelada).....169
Figura 5.16 Processos 3 e 4 - Custo por seção cogeração e cogeração/CO_2 custo zero ($/Batelada).....170
Figura 5.17 Custo da matéria-prima com cogeração e CO_2 custo zero ($/Ano).....171
Figura 5.18 Indicadores econômicos sem cogeração, cogeração e cogeração/CO_2 custo zero.....172
Figura 5.19 Produção de ácido bio-succínico (kg/ batelada).....174
Figura 5.20 Taxas de produção de ácido bio-succínico (kg/ano). 175
Figura 5.21 Potencial de produção Mundo versus Brasil (milhões de toneladas/ano).. 178
Figura 5.22 Índices de resíduos para o fluxo de ácido bio-succínico. 180
Figura 5.23 Índices de resíduos para matérias-primas. 181

LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1 Características do ácido succínico. 29

Quadro 2.2 Compilação de dados sobre a produção de ácido bio-succínico.....56

Quadro 3.2 A concentração de ácido bio-succínico, a produtividade e o rendimento obtido por meio de *SHF*, usando *E. coli.* 69

Quadro 3.3 A concentração de ácido bio-succínico, a produtividade e o rendimento obtido por meio de *SHF*, usando *A. succinogenes*.....71

Quadro 3.4 A concentração de ácido bio-succínico, a produtividade e o rendimento obtido por meio de *SSF*, usando *A. succinogenes*.....72

Quadro 3.5 Parâmetros para aplicação de processos de separação.....73

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 Informações de composição das correntes de alimentação. 113

Tabela 4.2 Informações de composição das correntes de alimentação de água. ...114

Tabela 4.3 Informações de massa molar. 115

Tabela 4.4 Parâmetros de hidrólise enzimática dos processos em batelada. 117

Tabela 4.5 Dados físico-químicos e cinéticos das etapas de fermentação. 117

Tabela 4.6 Dados de utilitários. 120

Tabela 4.7 Preços das matérias-primas, produto e subproduto. 138

Tabela 5.1 Custo estimado da bactéria. 141

Tabela 5.2 Preços dos reatores. 142

Tabela 5.3 Comparação entre projetos com e sem fator econômico. 144

Tabela 5.4 Comparação entre projetos com e sem fator econômico, valores Chen, Tao e Zheng (2016). 146

Tabela 5.5 Comparação dos parâmetros de fermentadores. 146

Tabela 5.6 Volumes dos reatores e a concentração de células nos processos estudados. 148

Tabela 5.7 Parâmetros globais dos processos. 149

Tabela 5.8 Principais indicadores econômicos processos 1 e 2. 152

Tabela 5.9 Principais indicadores econômicos processos 1 e 2 com cogeração de energia e sem custo de CO_2. 158

Tabela 5.10 Principais indicadores econômicos processos 3 e 4. 162

Tabela 5.11 Principais indicadores econômicos processos 3 e 4 com cogeração de energia e sem custo de CO_2. 168

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP: Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis;

APAC: Ásia-Pacífico;

AS: Ácido bio-succínico;

ATP: Trifosfato de adenosina;

BDO: 1,4-butanodiol;

BNDES: Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico;

BSA: Albumina de soro;

CSTR: Reator de Processo de Reação;

CAGR: Taxa de Crescimento Anual;

Conab: Companhia Nacional de Abastecimento;

DMSO: Dimetilsulfóxido;

EPA: *United States Environmental Protection Agency*;

EG: Etilenoglicol;

FDCA: Ácido 2,5-dicarboxílico furânico;

FFD: Projeto Fatorial Estatístico Completo;

GAC: Carvão ativado granulado;

GBL: Gamma-butirolactona;

HMF: 5-hidroximetilfurfural;

ITP: Instituto de Pesquisas Tecnológicas;

LDH: Lactato desidrogenase;

MDA: Ministério do Desenvolvimento Agrário;

NPV: Valor Presente Líquido;

OPEP: Organização dos Países Exportadores de Petróleo;

PA 46: Poliamida 4,6;

PA 66: Poliamida 6,6;

PBAT: Poli (butileno-adipato-tereftalato);

PBS: Polibutileno succinato;

PBSA: Polibutileno succinato co-adipato;

P&D: Pesquisa e Desenvolvimento;

PE: Polietileno;

PEPCK: *Fosfopiruvato carboxilase*;

PEP-PTS: Sistema fosfotransferase de açúcar de fosfoenolpiruvato;

PES: Polisuccinato de etileno;

PET: Poli (tereftalato de etileno);

PFL: Piruvato formato liase;

P&I: *Piping and Instrumentation or Process and Instrumentation Diagrams;*

Pronaf: Programa Nacional de Agricultura Familiar;

PYC: *Piruvato carboxylase*;

ROW: *Rest of the world* (Resto do mundo);

SA: *Succinic acid*;

SCS: Selo Combustível Social;

SES: Succinato etileno succinato;

SHF: Sacarificação e Fermentação Separadas;

SSF: Sacarificação e Fermentação Simultânea;

TAG: Traqueamento;

TET: Tereftalato etileno tereftalato;

TES: Tereftalato etileno succinato;

THF: Tetrahidrofurano;

TCA: Ciclo dos ácidos tricarboxílicos;

UNFCCC: *United Nations Framework Convention on Climate Change*;

VOC s: Composto orgânico volátil

NOMENCLATURA MATEMÁTICA

a: Fator de economicidade;

atm: Unidade de pressão atmosfera;

bar: Unidade de pressão bar;

Bv: Volume de leito sedimentado;

cm: Centímetro;

ºC: Grau Celsius;

D: Dorna de fermentação;

De: Número de dornas;

Ef: Eficiência, expressa em porcentagem;

FPU: Atividade enzimática;

g: Gramas;

g/g: Rendimento em grama por grama;

P: Concentração de produto (g/L);

g/L: Grama por litro;

g/Lh: Grama por litro hora;

h: Hora;

K: Parâmetro que depende das condições econômicas locais;

Ktpa – Quilotonelada por ano;

Kg/kg evap.: Quantidade específica de vapor;

Kg/h: Taxa de transferência;

Kg/h/m: Lama específica;

L: Litro;

L/h: Rendimento

L/m-s: Rendimento hidráulico;

M: Concentração molar;

MT: Tonelada métrica;

MPa: Unidade de pressão mega Pascal;

m: Metro;

m^3: Metros cúbicos;

m^3/h: Rendimento operacional;

m^3/hm^2: Taxa de transferência específica;

m^3/h-m: Fluxo de lavagem;

mM: Millimolar;

mg: Miligrama;

mol/L: Mol por litro;

mol/mol: Rendimento em mol por mol;

mmol/L: Milimol por litro;

MPa: Mega Pascoal;

pH: Potencial hidrogeniônico;

%: Percentual;

P: Concentração de produto (g/L);

***p*:** Preço de um biorreator de volume útil 'V';

Q_P: Produtividade volumétrica em ácido bio-succínico (g/L.h);

S_o: Concentração inicial de glicose (g/L);

$: Cifrão;

t_f: Tempo de fermentação (h);

t_s: Tempo de separação (h);

V: Volume;

v/v: Relação volume/volume;

vvm: Vazão de ar por volume de meio por minuto (min^{-1});

u: Unidade de massa atômica;

U$: Dolar;

X_o: Concentração inicial de biomassa (g/L)

$Y_{P/S}$: Fator de rendimento em produto por substrato consumido (g/g)

Letras gregas

α: Parâmetro de formação de ácido bio-succínico associado ao crescimento (g/g);

β: Parâmetro de formação de ácido bio-succínico não associado ao crescimento (g/g);

K_s: Afinidade do micro-organismo ao substrato;

η: Eficiência de hidrólise;

μ_{max}: Taxa específica máxima de crescimento (h-1);

μ: Taxa de crescimento específico (h-1);

SUMÁRIO

1 APRESENTAÇÃO DO TEMA E JUSTIFICATIVAS 21
1.1 INTRODUÇÃO 21
1.2 ORGANIZAÇÃO DO ESTUDO 23
1.3 JUSTIFICATIVA 24
1.4 OBJETIVO GERAL 26
1.4.1 Objetivos específicos 26
2 ESTADO DA ARTE DO ÁCIDO SUCCÍNICO 28
2.1 APLICAÇÕES DO ÁCIDO SUCCÍNICO 29
2.2 O MERCADO DE ÁCIDO SUCCÍNICO 32
2.3 PRODUÇÃO DO ÁCIDO SUCCÍNICO 37
2.3.1 Produção por rota química 38
2.3.2 Produção por rota fermentativa 39
2.4 PRINCIPAIS EMPRESAS PRODUTORAS DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO 52
2.5 ESTUDOS DE INOVAÇÃO TECNOLÓGICA 57
2.6 CONSIDERAÇÕES FINAIS DA REVISÃO 59
3 ESTRATÉGIAS DE PRODUÇÃO DO ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO 61
3.1 ASPECTOS GERAIS DO PROCESSO 61
3.2 TECNOLOGIAS DE PRÉ-TRATAMENTOS 62
3.2.1 Pré-tratamento ácido 63
3.2.2 Pré-tratamento alcalino 64
3.3 HIDRÓLISE ENZIMÁTICA 64
3.4 FERMENTAÇÃO 67
3.4.1 Estratégia Sacarificação e Fermentação Separadas (*SHF*) 67
3.4.2 Estratégia Sacarificação e Fermentação Simultânea (*SSF*) 72
3.5 SEPARAÇÃO E PURIFICAÇÃO 73
3.5.1 Cristalização direta 74
3.5.2 Precipitação 75
3.5.3 Extração 77
3.5.4 Separação por membrana 77

3.5.5 Cromatografia com carvão ativado 78
3.5.6 Trocadores de íons 79
4 METODOLOGIAS: O SIMULADOR, AS VARIÁVEIS OPERACIONAIS E DE PROJETO 81
4.1 O *SUPERPRO DESIGNER®* 81
4.2 CONSIDERAÇÕES ADOTADAS 83
4.3 DESCRIÇÃO DA PLANTA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO 85
4.3.1 Definições do processo 88
4.3.2 Etapas do processo de produção 88
4.3.3 Estrutura do processo e subprocessos 112
4.3.4 Operações realizadas nos equipamentos 121
4.3.5 Planejamento do tempo para os processos em batelada 136
4.4 AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR 136
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES 140
5.1 CÁLCULOS DOS BIORREATORES 141
5.2 ANÁLISE DOS PROCESSOS 148
5.2.1 Lista de equipamentos 150
5.2.2 Balanços de massa e correntes 150
5.3 ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR DOS PROCESSOS 150
5.3.1 Processos 1 e 2 151
5.3.2 Processos 3 e 4 161
5.3.3 Avaliação geral dos processos 171
5.4 ESTIMATIVA DO POTENCIAL DE PRODUÇÃO DO ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO A PARTIR DO BAGAÇO-DE-CANA DE AÇÚCAR 176
5.5 ÍNDICES AMBIENTAIS 178
5.6 CONSIDERAÇÕES FINAIS 181
6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES 184
6.1 CONCLUSÕES 184
6.2 SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS 185
REFERÊNCIAS 187

APÊNDICE A – FLUXOGRAMAS DOS PROCESSOS.....199
APÊNDICE B – *SCHEDULING* DOS PROCESSOS.....204
APÊNDICE C – LISTAS DE EQUIPAMENTOS DOS PROCESSOS.....206
APÊNDICE D – ARQUIVO DIGITAL DOS BALANÇOS DE MASSA E CORRENTES
.....210

1 APRESENTAÇÃO DO TEMA E JUSTIFICATIVAS

1.1 INTRODUÇÃO

A preocupação da sociedade com o aquecimento global e problemas ambientais, de uma forma geral, cresceu nos últimos anos. Atualmente, o petróleo é uma das matérias-primas mais importantes do mundo. Seus derivados fazem parte do cotidiano, gerando um mercado consumidor dependente. Contudo, a sociedade cada vez mais exigente mediante a novos hábitos, pressionam o mercado na mudança de atitudes diante da problemática ambiental (MENEGUELLO, CASTRO, 2007).

O petróleo é a principal fonte energética mundial e países que possuem grandes reservas desse combustível, especificamente integrantes da Organização dos Países Exportadores de Petróleo (OPEP), que atualmente apresentam políticas comuns aos produtores de petróleo, controlam seu volume de produção, e consequentemente, o seu preço. Em tempos de crise as variações do seu custo impactam diretamente o setor. Esses fatores contribuem para investimentos em biocombustíveis e bioprodutos (FIRJAN, 2017).

Devido ao aumento da demanda de produtos e energia no Brasil e no mundo, os produtos oriundos de rotas verdes se apresentam como uma grande alternativa para suprir uma eventual escassez ou, até mesmo, substituir produtos não renováveis, como os provenientes de rotas químicas ou dependentes de matérias-primas fósseis (OLIVEIRA; ANTUNES, JUNIOR, 2013). De acordo com o Ministério de Minas e Energia, a predominância de fontes renováveis na matriz energética brasileira, em 2017, teve a participação de 43,8% do total.

O Brasil possui um forte potencial na geração de energia renovável e produtos por rotas verdes, por ser um grande produtor agrícola. Esse setor é responsável pela formação significativa de biomassa, que não é aproveitada

adequadamente. Para agregar valor a esse material e aproveitá-lo ao máximo existem pesquisas na área de biocombustíveis e bioprodutos, que procuram desenvolver técnicas para a obtenção de químicos verdes (PEREIRA Jr, 2015).

As biomassas residuais possuem uma fonte abundante de carbono renovável e passam a ser matéria-prima para biorrefinarias, e consequentemente, liberando baixa pegada de carbono, em comparação aos combustíveis fósseis. Podem ser procedentes de resíduos agrícolas, agroflorestais e agroindustriais (OGATA, 2013).

As biorrefinarias fornecem acesso às plataformas não-convencionais e suporte para a preparação de novos materiais sustentáveis, utilizando processos de desconstrução da biomassa. Um exemplo de intermediário-base que tem sido bastante reportado na literatura é o ácido butanodióico ($C_4H_6O_4$), conhecido como ácido succínico, espírito do âmbar, ou ainda ácido bio-succínico obtido por rota fermentativa (BORGES, 2011).

O ácido butanodióico é produzido naturalmente ou artificialmente, sendo um produto do metabolismo celular de vários seres vivos. De acordo com o relatório *Global Succinic Acid Market Forecast 2014 -2020*, estima-se que o mercado global de ácido succínico irá atingir $ 1,28 bilhões de dólares no ano de 2020, com 711 quilotoneladas de produção (OBRC ANALYSIS, 2014).

A Europa possui o maior mercado de ácido succínico, com cerca de 36,3% do total. O crescimento da China e a rápida industrialização da região aumentaram a demanda no mercado da Ásia-Pacífico (APAC), onde houve um acréscimo do seu uso na área farmacêutica e de cosméticos, impulsionando o crescimento do seu volume de obtenção e valor (OBRC ANALYSIS, 2014). De acordo com o *Global Succinic Acid Market 2017-2021*, a demanda por ácido succínico continuará a aumentar na APAC até 2021, devido à presença de regulamentos que o favorecem em países como a Índia e a China. Deve-se ressaltar que o crescimento do comércio de bioplásticos tem impulsionado o setor (TECHNAVIO, 2017).

1.2 ORGANIZAÇÃO DO ESTUDO

Para uma melhor sistematização do presente trabalho, o mesmo foi organizado em seis capítulos, com uma seção final intitulada de Apêndices.

Apresentação do tema e justificativas – traz uma breve apresentação sobre o tema da dissertação, bem como a sua organização, as justificativas e os objetivos.

Estado da Arte do Ácido Succínico – apresenta uma visão geral sobre o tema, abordando aspectos econômicos, empresas chaves no processo, o contexto brasileiro, conceitos, composições, rotas de produção, bem como matérias-primas agroindustriais e micro-organismos potenciais na produção deste importante ácido orgânico.

Estratégias de Produção do Ácido Bio-succínico – identifica as etapas necessárias para a obtenção do ácido orgânico a partir de resíduos provenientes da agroindústria, utilizando *Actinobacillus succinogenes*.

Metodologias: O Simulador, as Variáveis Operacionais e de Projeto – apresenta a abordagem geral sobre o simulador utilizado para avaliação dos processos bioquímicos sugeridos nesse trabalho. Além disso, foram descritos os critérios de avaliação e todos os detalhes de projeto das plantas.

Resultados e Discussões – apresenta todos os dados simulados no *SuperPro Designer*® como dados de correntes, principais indicadores financeiros e as análises dos resultados.

Conclusões e Sugestões – indica as finalizações do trabalho e todos os pontos de melhorias para trabalhos futuros.

Em sequência aos capítulos mencionados, são listadas as referências citadas na dissertação.

1.3 JUSTIFICATIVA

Aspectos importantes podem ser sinalizados para a justificativa da condução de estudos voltados para a manufatura de ácido bio-succínico. O modo de vida da sociedade contemporânea está intimamente ligado ao uso do petróleo e de seus derivados. Com a mudança nos valores da sociedade, preocupando-se com o meio ambiente e o futuro das novas gerações, a busca do desenvolvimento sustentável tem estimulado o avanço nas pesquisas de químicos verdes (SOUZA, 2014).

Nos últimos anos o preço do barril de petróleo expressou variações consideráveis, devido ao cenário político e econômico dos seus produtores. No início de 2016 o preço do barril chegou a atingir um valor baixo de U$ 30 e se recuperou ao longo do ano, chegando ao preço médio de U$ 43. No primeiro quadrimestre de 2017, obteve um aumento totalizando o preço de U$ 53 (FIRJAN, 2017).

O anuário Perspectiva de Energia Mundial (2010) e observações descritas pela Agência Internacional de Energia (AIE), indicam que sem a alteração da matriz energética, os combustíveis fósseis responderiam por 90% do aumento projetado na demanda mundial, até 2035. Desse modo, diminuir a dependência dos combustíveis fósseis faz-se necessário.

A utilização de matérias-primas renováveis e de processos sustentáveis são estratégias importantes para mitigar os impactos ambientais. Da mesma forma, o uso de bioprocessos empregando micro-organismos facultativos que usufruem do dióxido de carbono (CO_2), como fonte de carbono, para a fabricação de químicos verdes são de grande relevância.

O Brasil como grande produtor agroindustrial deve explorar mais as potencialidades da cana-de-açúcar. Seus resíduos constituem-se em fontes de carbono de baixo custo, que podem minimizar os custos de fabricação em relação aos seus sucedâneos advindos de petróleo (BORGES, 2011).

Nesse contexto, o emprego de biorrefinarias são alternativas para minimizar os impactos ambientais. Sua estrutura favorece o uso de matérias-primas renováveis, reaproveitando os seus resíduos de modo integrado com outros

processos de manufatura, assim reduzindo a geração de resíduos e emissões de gases poluentes (SOUZA, 2014).

Esse tipo de estrutura promove a integração de processos e de fluxos de materiais, otimização das utilidades industriais e da logística de transporte, alto rendimento de conversão, alta produtividade e ampla escala, com a finalidade de reduzir custos, diversificar e flexibilizar a produção, para responder às demandas de mercado (BORGES, 2011). No país, a obtenção de etanol já é consolidada e abre oportunidades para a integração de plantas e reaproveitamento de insumos, como por exemplo, o bagaço de cana-de-açúcar (OLIVEIRA; ANTUNES; JUNIOR, 2013).

O ácido succínico possui uma ampla aplicação na indústria de transformação (OLIVEIRA; ANTUNES; JUNIOR, 2013). Esse ácido orgânico possui alta reatividade devido à sua quiralidade, pela presença de dois grupamentos carbonila. As formas aniônicas dos ácidos orgânicos permitem a sua ampla aplicação como intermediários-base, originando uma variedade de substâncias químicas para as indústrias de transformação (BORGES, 2011).

Adicionalmente, é um componente essencial na produção de mais de 30 produtos comercialmente importantes na indústria farmacêutica, de cosméticos, alimentos, e principalmente, na formação de 1,4-butanodiol (BDO), uma matéria-prima com demanda mundial crescente empregado na manufatura de biopolímeros (OBRC ANALYSIS, 2014).

De acordo com o relatório *Worldwide Succinic Acid Market by Source (Petroleum and Bio-based) Forecast to 2019*, o 1,4-butanodiol respondeu por cerca de 17% em termos de valor do mercado mundial de ácido succínico em 2013, seguido de plastificantes, resinas, revestimentos, pigmentos, produtos farmacêuticos e tampão fosfato-salino/ solução salina tamponada com fosfato com Tween 20 (PBS/PBST).

Como os ácidos orgânicos podem ser considerados produtos *commodities* de vasta aplicação industrial a partir de rotas fermentativas, o mesmo tem se tornado alvo de grandes empresas. Nesse cenário, a busca de novas rotas vem conduzindo

parcerias e colaborações como principais estratégias de expandir o seu mercado global (OBRC ANALYSIS, 2014).

As principais companhias que atualmente investem na produção de ácido bio-succínico são *BioAmber Inc./Mitsui, Myriant Corporation, Succinity GmbH* uma *joint venture* entre a *BASF e Corb*, e a *Reverdia,* uma *joint venture* entre a *Royal DSM*, uma empresa mundial de Ciências da Vida e Ciências dos Materiais, e *Roquette* uma empresa global de amido e seus derivados (TAN *et al*, 2017).

O que se deseja é agregar valor aos resíduos agroindustriais e transformá-los em matérias-primas para a obtenção de químicos verdes. A evolução nesse âmbito contribui para transformar a dependência mundial de fontes não renováveis.

1.4 OBJETIVO GERAL

Elaborar e avaliar propostas de *layouts* para o dimensionamento de plantas para a produção do ácido bio-succínico, empregando a bactéria *Actinobacillus succinogenes*, em processos fermentativos conduzidos em batelada.

1.4.1 Objetivos específicos

Com o propósito de alcançar o objetivo geral, foram definidos os objetivos específicos a seguir:

- Levantar informações sobre Pesquisa e Desenvolvimento acerca da fabricação do ácido bio-succínico;
- Avaliar o potencial de insumo (s) utilizado (s) e/ou gerado (s) para a produção biotecnológica do ácido bio-succínico;
- Realizar estudos bibliográficos para elucidar as etapas dos processos em andamento, os agentes de fermentação, os equipamentos e as condições operacionais envolvidas e necessárias para subsidiar o processo decisório no projeto e execução de plantas piloto e/ou industrial;
- Estabelecer estratégias de simulação empregando a ferramenta computacional *SuperPro Designer®*.
- Obter indicadores econômicos que auxiliam na tomada de decisão, contribuem para planejamentos estratégicos e melhoria de processos.

- Avaliar preliminarmente os custos dos processos, visando estudos posteriores de viabilidade econômica.
- Oferecer conhecimento científico e tecnológico para a sua obtenção de segunda geração, a partir das simulações propostas para a avaliação da produção do ácido, seguindo a Plataforma Bioquímica da Biorrefinaria.

No contexto dos trabalhos desenvolvidos na Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, o presente estudo procura correlacionar os resultados obtidos em estudos experimentais desenvolvidos na Instituição com as possibilidades de *layouts* de plantas industriais, como forma de contribuir para o avanço dos estudos nessa temática.

2 ESTADO DA ARTE DO ÁCIDO SUCCÍNICO

Neste capítulo é apresentada uma visão geral sobre o tema, abordando aspectos econômicos, empresas chaves no processo, o contexto brasileiro, conceitos, composições e rotas de produção. Algumas características importantes são consideradas como: matérias-primas agroindustriais, micro-organismos potenciais, seus intermediários na produção de bioplásticos, bem como sua atuação como blocos de construção na formação de ácidos orgânicos de grande interesse industrial.

Os ácidos orgânicos possuem um grupo carbonila ligado a um grupo hidroxila (-OH). São compostos muito polares e podem fazer o dobro de ligações de hidrogênio que as moléculas de álcoois. O grupo COOH promove características de ácidos fracos, com ponto de ebulição elevados. São valorosos para a indústria de transformação, principalmente a química, a farmacêutica e de a alimentos. No mercado, são disponibilizados na forma de sais ou ácidos com relativo grau de pureza (PINAZO *et al*., 2015).

Em 1546, Georgius Agricola purificou pela primeira vez o ácido succínico a partir do âmbar, uma resina produzida pelos vegetais. Desde então, o mesmo é produzido a partir da fermentação por micro-organismos, como produto intermediário do ciclo dos ácidos tricarboxílicos (*TCA*), mais conhecido como ciclo de Krebs ou ciclo do ácido cítrico, para sua utilização na área alimentícia e farmacêutica, ou a partir do gás liquefeito de petróleo, por meio de um processo químico (OLIVEIRA; ANTUNES; JUNIOR, 2013).

Sua estrutura é semelhante à do ácido fumárico e ácido maleico, com a diferença do ácido succínico ter uma cadeia carbônica saturada, representada por $C_4H_6O_4$. Por exemplo, os ácidos succínico, fumárico e málico poderiam substituir o anidrido maleico, um *commodity* derivado do petróleo (OLIVEIRA; ANTUNES; JUNIOR, 2013).

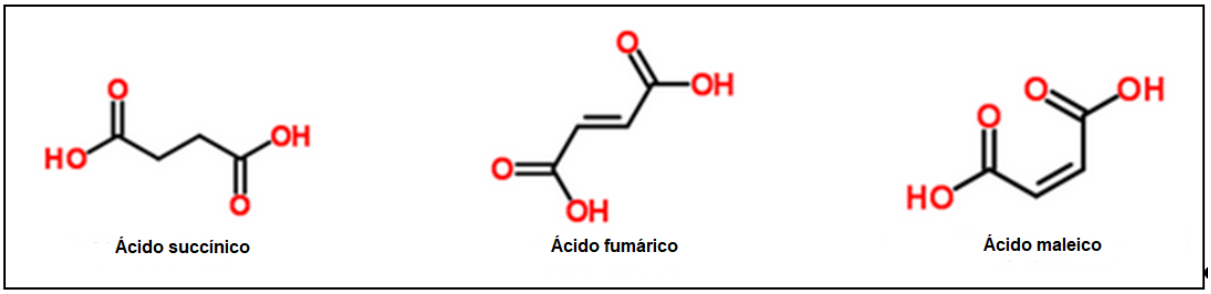


Figura 2.1 Estrutura química dos ácidos succínico, fumárico e maleico.
Fonte: http://webbook.nist.gov/chemistry/

O ácido succínico é um composto sólido, inodoro e incolor, à temperatura ambiente. A sua forma aniônica é o succinato, que é capaz de doar elétrons para a cadeia transportadora de elétrons, sendo um componente do ciclo do *TCA*. Apresenta ponto de ebulição em 235 °C e ponto de fusão na faixa de 184 – 188 °C (BORGES, 2011). No Quadro 2.1 encontram-se suas respectivas características.

Quadro 2.1 Características do ácido succínico.

Nomes comuns	Ácido butanodióico, ácido 1,2-etanodicarboxílico
Massa molar	118,09 u
Aparência	Cristal inodoro/incolor
Gravidade específica	1,572 (20°C/4°C)
Ponto de fusão	184 – 188 °C
Ponto de ebulição	235°C
Volatilidade	0 (21°C)
Outras informações	Combustível e corrosivo

Fonte: BORGES, 2011.

2.1 APLICAÇÕES DO ÁCIDO SUCCÍNICO

Devido às suas características o ácido succínico torna-se um grande precursor de bloco de construção químico. Pode ser utilizado diretamente ou transformado em alguns produtos químicos derivados como ácido hexanodioico, surfactantes, solventes verdes, ingredientes estimulantes para crescimento de plantas, antibióticos e vitaminas (BORGES, 2011). Desse modo, sua aplicação encontra-se em diversas áreas industriais como:

Indústria química: alguns produtos intermediários baseados no ácido succínico são de grande importância como substitutos de materiais mais tóxicos. A substituição de solventes tóxicos como o cloreto de metileno e o dietil-succinato por

n-metilpirrolidona, pode ser uma alternativa para a limpeza de superfícies metálicas e removedores de tintas.(ZEIKUS; JAIN; ELANKOVAN, 1999).

Entre os sais derivados do succinato, obtidos por hidrogenação, tem-se o 1,4 butanodiol (BDO), o tetrahidrofurano (THF), e o gamma-butirolactona (GBL), além de moléculas de pirrolidonas. O GBL pode ser aplicado como removedor de tinta e em produtos têxteis. O ácido hexanodioico é o precursor para a produção de nylon 6,6, enquanto o tetrahidrofurano é usado como solvente para cola e tintas. Já os ésteres alifáticos lineares são empreges na fabricação de resinas, plásticos e outros produtos finais de consumo e industriais (ZEIKUS; JAIN; ELANKOVAN, 1999). Na Figura 2.2 estão resumidas as substâncias que podem ser obtidas a partir do ácido succínico.

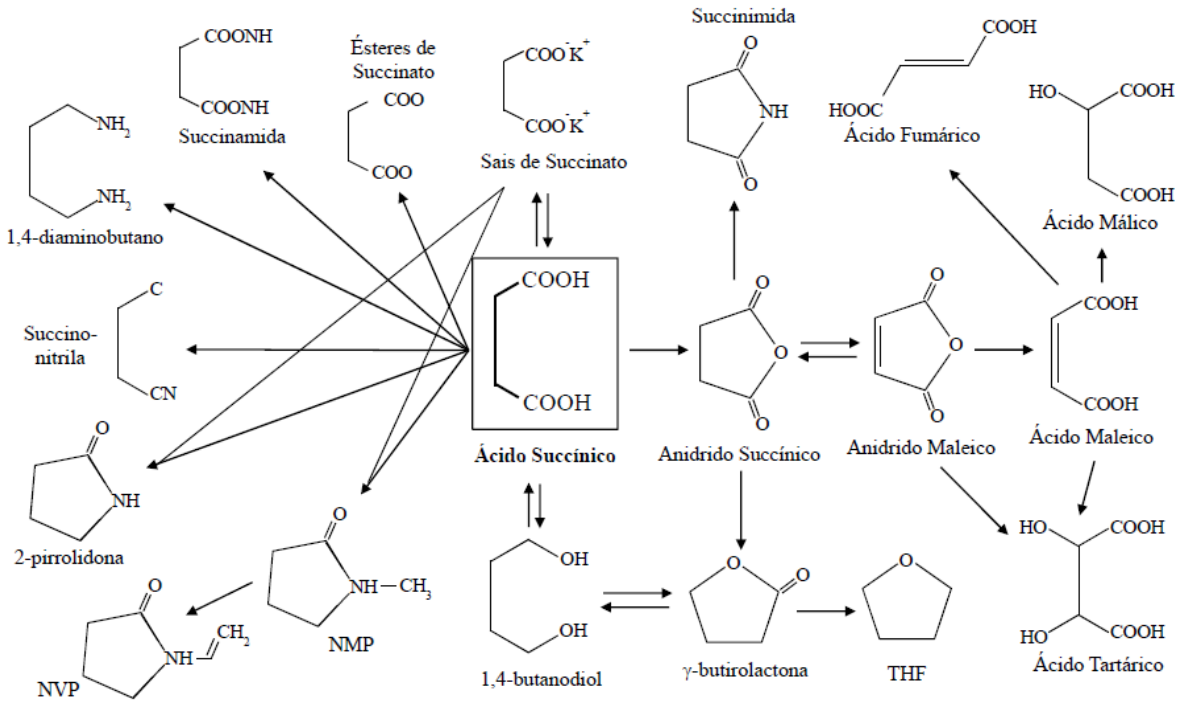


Figura 2.2 Substâncias químicas e produtos provenientes do ácido succínico.
Fonte: OLIVEIRA; ANTUNES; JUNIOR, 2013.

Indústria de alimentos e bebidas: o ácido succínico é usado como regulador de acidez, agente aromatizante e antimicrobiano, em gelatina seca, na conservação de frango, aditivo de ração animal como fonte de energia, além de proprocionar o crescimento de plantas e animais. Já o succinato de sódio, é utilizado como intensificador de sabor e pode substituir o glutamato de sódio (OBRC ANALYSIS,

2014). Pode ser hidrogenado para 1,4-butanodiol, e ainda ser carbonilado em ácido adípico, que convertido aos seus sais, podem ser utilizados como reguladores de acidez, acidificantes, intensificadores de sabor e gelificante auxiliares (CHIMIRRI *et al.*, 2010).

De todos os produtos químicos derivados do ácido succínico, o 1,4-butanodiol e o ácido adípico são considerados muito importantes para a produção de poliésteres biodegradáveis e poliamidas. Plásticos biodegradáveis, tais como poliésteres alifáticos e copoliésteres alifáticos-aromáticos, têm uma ampla aplicação em embalagens de alimentos (NUIJTEN; RISER, 2014).

O polibutileno succinato (PBS) é um poliéster alifático obtido da copolimerização do BDO com o ácido succínico e o polibutileno succinato co-adipato (PBSA), um copolímero produzido por meio da utilização de BDO e uma mistura de ácido succínico e ácido adípico. O PBS e o PBSA apresentam propriedades físicas que são semelhantes aos tradicionais plásticos polietilieno (PE) e politereftalato de etileno (PET) (CHIMIRRI *et al.*, 2010).

Os copoliésteres alifáticos são elaborados por meio da síntese entre o PET com o PBS. O PET pode ser sintetizado com poliésteres alifáticos, formando novos termopláticos com propriedades intermediárias entre os poliésteres alifáticos e aromáticos, de baixo custo e características biodegradáveis. (BORGES, 2011).

O polibutileno adipato-co-tereftalato (PBAT), é um copoliéster sintético biodegradável e por extrusão resulta em filmes com caracterísitcas semelhantes às de polietileno. Esse copoliéster combina as propriedades biodegradáveis de poliéster alifático e as propriedades de desempenho de poliésteres aromáticos. Dois dos três monômeros são constituídos por BDO e ácido adípico. O PBAT pode ser utilizado em bolsas, embalagens descartáveis, bandejas de comida, entre outros (CHIMIRRI *et al.*, 2010).

O polisuccinato de etileno (PES) é sintetizado a partir da policondensação entre o etilenoglicol (EG) e o ácido succínico, formando cadeias longas de polímeros. Na reação entre o PET com PES, forma-se um copoliéster com cadeias

de tereftalato etileno tereftalato (TET), succinato etileno succinato (SES) e tereftalato etileno succinato (TES)

O ácido succínico devido à sua participação nas reações de polimerização direta ou indiretamente, decorrente dos seus derivados, está intimamente ligado a produção dos bioplásticos. Em vista disso, o desenvolvimento de sínteses de baixo custo impulsionará investimentos no setor (BORGES, 2011).

Indústria farmaceutica: o ácido succínico é utilizado em produtos como antibióticos, aminoácidos, vitaminas, sedativos, medicamentos anticoncepcionais, combatendo inflamações, espasmos, artrites e até mesmo o câncer (ZEIKUS; JAIN; ELANKOVAN, 1999). Adicionalmente, participa na preparação da vitamina A e em antídotos para substâncias tóxicas. Também é utilizado nos medicamentos que induzem sonolência, entre outros (OBRC ANALYSIS, 2014).

Considerando os princípios da Química Verde no processo produtivo a fim de gerar produtos químicos ambientalmente corretos, bem como o grande potencial do ácido bio-succínico na produção de bloco de construção químico, é fundamental investir em tecnologias de baixo impacto ambiental. Além disso, verificar sua viabilidade para a produção em grande escala.

2.2 O MERCADO DE ÁCIDO SUCCÍNICO

Os produtos de origem renovável podem ser divididos em classes. A primeira delas são produtos que já são obtidos de matérias-primas renováveis. Um exemplo é a utilização de óleos vegetais para a produção de óleos graxos. O segundo são aqueles que são ou poderão ser produzidos por meio de matérias-primas renováveis, e através de tecnologias emergentes poderão ser competitivos aos produtos tradicionais, isto é, os de origem fóssil (BAIN & COMPANY, 2014).

Os produtos químicos inseridos na segunda divisão podem ser subdivididos em produtos *drop-in* e não *drop-in*. Os produtos *drop-in* são aqueles análogos ao de origem petroquímica. Um exemplo é o butadieno. Nesse caso, toda a infraestrutura, desde equipamentos de transformação até a utilização final do produto, não precisa de adaptações. Já nos não *drop-in* estão inclusos os produtos considerados como

novos *building blocks*, isto é, produtos com grande potencial de se tornarem novas plataformas de produtos químicos (BAIN & COMPANY, 2014).

A Figura 2.3 ilustra uma cadeia simplificada de alguns produtos químicos renováveis *drop-in* e não *drop-in*. Os principais *building blocks* são o ácido levulínico, o ácido bio-succínico e o farneceno.

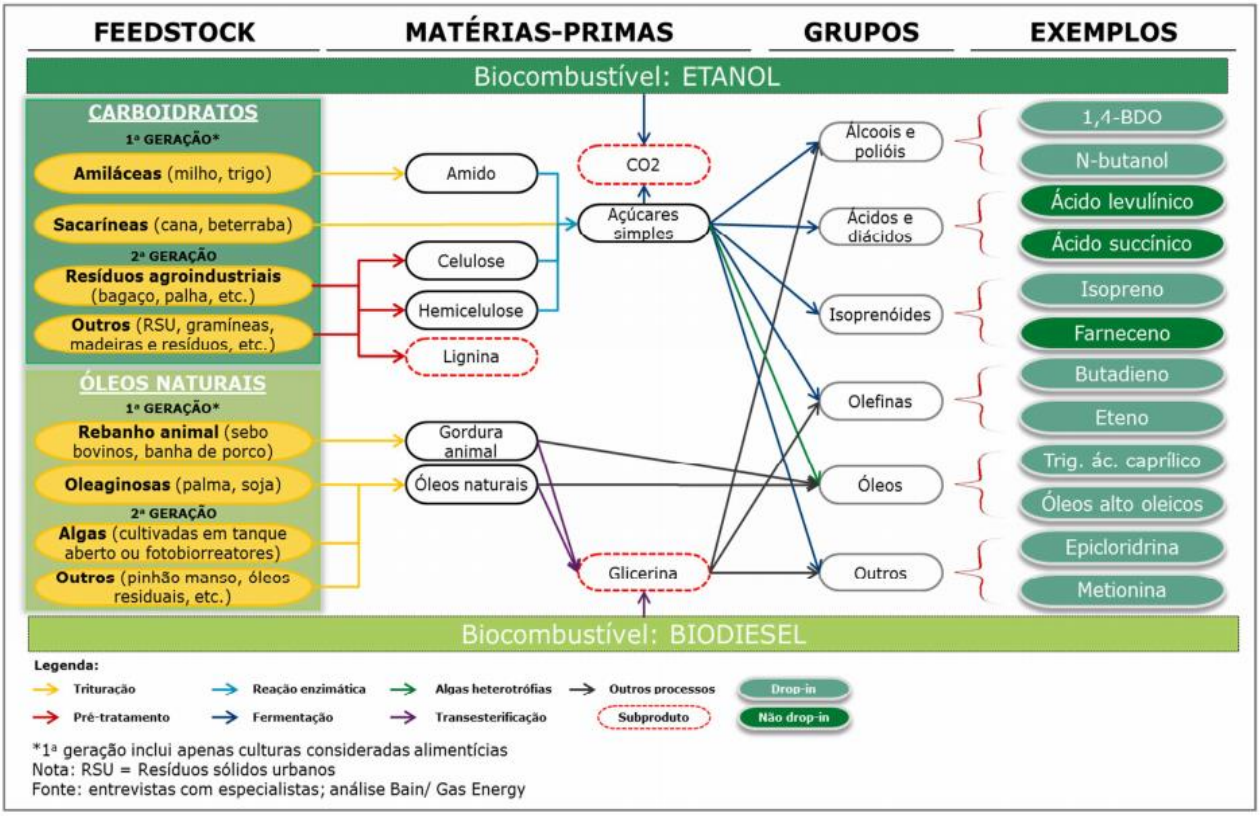


Figura 2.3 Representação esquemática de produtos Químicos renováveis *drop-in* e não *drop-in.*
Fonte: BAIN & COMPANY, 2014.

Como consiste em um setor emergente e em formação, várias pesquisas de rotas tecnológicas relacionadas a produção de materiais renováveis geralmente são desenvolvidas em paralelo com o foco no mesmo produto. Outro fator é o crescimento da Biotecnologia Industrial - *White Biotechnology*, que tem contribuído para a produção de produtos da química verde (BAIN & COMPANY, 2014).

Na Figura 2.4 é apresentado etapas gerais da cadeia produtiva do ácido succínico associada ao mercado de alguns produtos como polímeros, alimentos, produtos farmacêuticos, revestimentos, fibras, solventes, óleos lubrificantes e cosméticos.

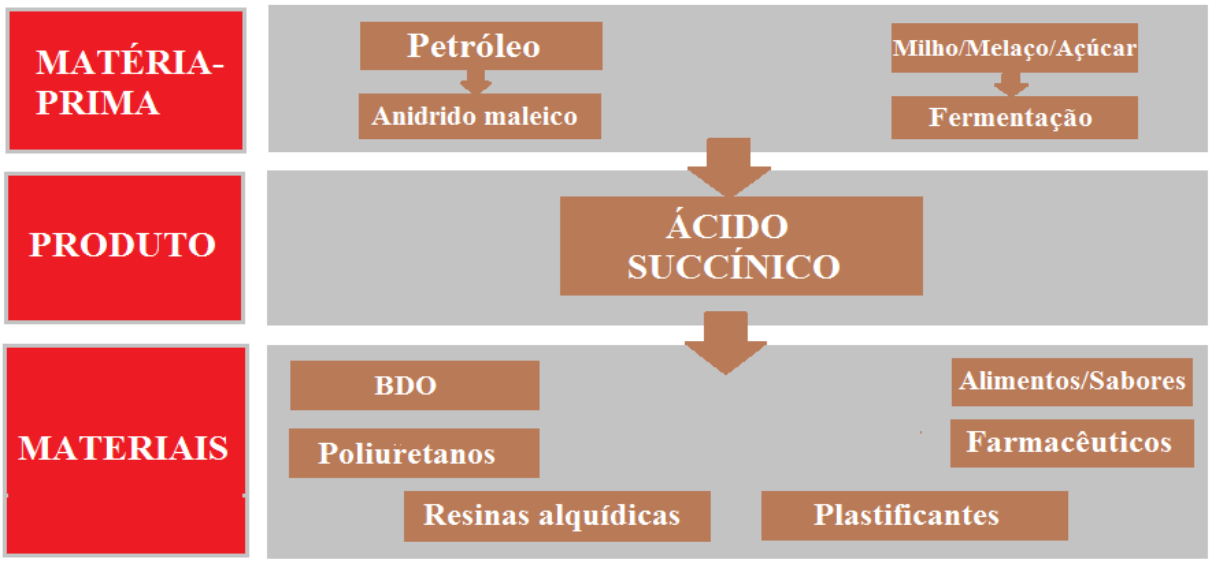


Figura 2.4 Etapas gerais da cadeia produtiva do ácido succínico associada ao mercado.
Fonte: OBRC ANALYSIS, 2014.

O custo de produção calculado do ácido bio-succínico fabricado pelas principais companhias *BioAmber Inc./Mitsui, Myriant Corporation, Succinity GmbH* uma *joint venture* entre *BASF e Corb*, e a *Reverdia* uma *joint venture* entre *Royal DSM* e *Roquette,* é expressivamente menor que o custo para o ácido succínico de origem petroquímica. Mesmo no pior dos casos, o custo de produção do ácido bio-succínico é de aproximadamente 41% do custo de produção do ácido proveniente da rota petroquímica ($1,17/kg vs $2,86/Kg). Esses resultados indicam as vantagens na produção do ácido pela rota fermentativa (NGHIEM; KLEFF; SCHWEGMANN, 2017).

De acordo com a *Weastra* (Consultoria Eslovaca), em um estudo solicitado pela União Europeia, o mercado de ácido succínico projetado para 2020 possui um potencial em torno de 600 mil toneladas anuais, com uma demanda de aproximadamente 540 milhões de dólares (BAIN & COMPANY, 2014). Conforme pode ser observado na Figura 2.5, nota-se que a maior parte do ácido succínico produzido industrialmente é voltada para a obtenção de 1,4-butanodiol, seguido de farmacêuticos, alimentos, outras indústrias, PBS, solventes e lubrificantes, plastificantes e polióis.

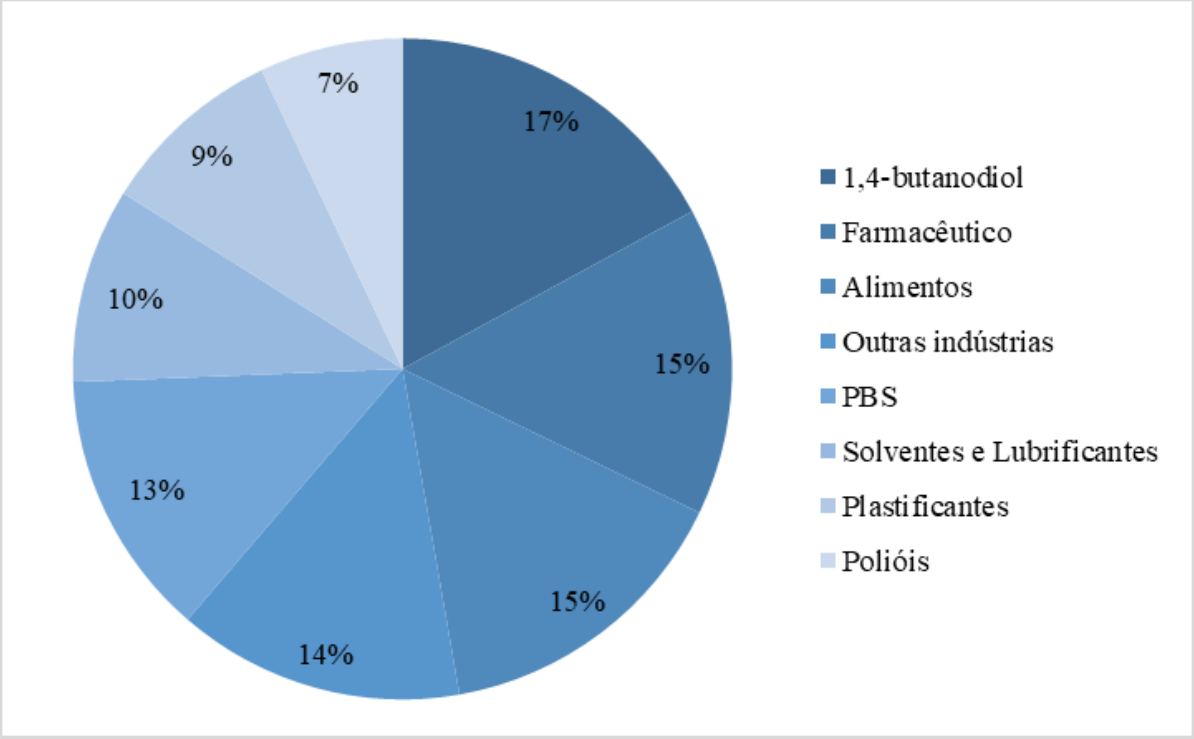


Figura 2.5 Aplicações do ácido succínico em 2013.
Fonte: Adaptado de OBRC ANALYSIS, 2014.

Diante do exposto, os incentivos e regulamentações governamentais são fundamentais para promover políticas de apoio que impulsionem à utilização de ácido bio-succínico na elaboração de produtos químicos verdes, em diferentes ramos industriais. Cabe ressaltar que o preço do petróleo influencia diretamente no mercado de produtos verdes e, consequentemente, no de ácido bio-succínico.

Na Figura 2.6, é indicado o mercado de ácido succínico por região geográfica (regiões Norte Americana, Europa, Ásia-Pacífico e o resto do mundo). A região Norte Americana apresenta-se em segundo lugar com 32% da produção em relação a Europa com 38% da produção.

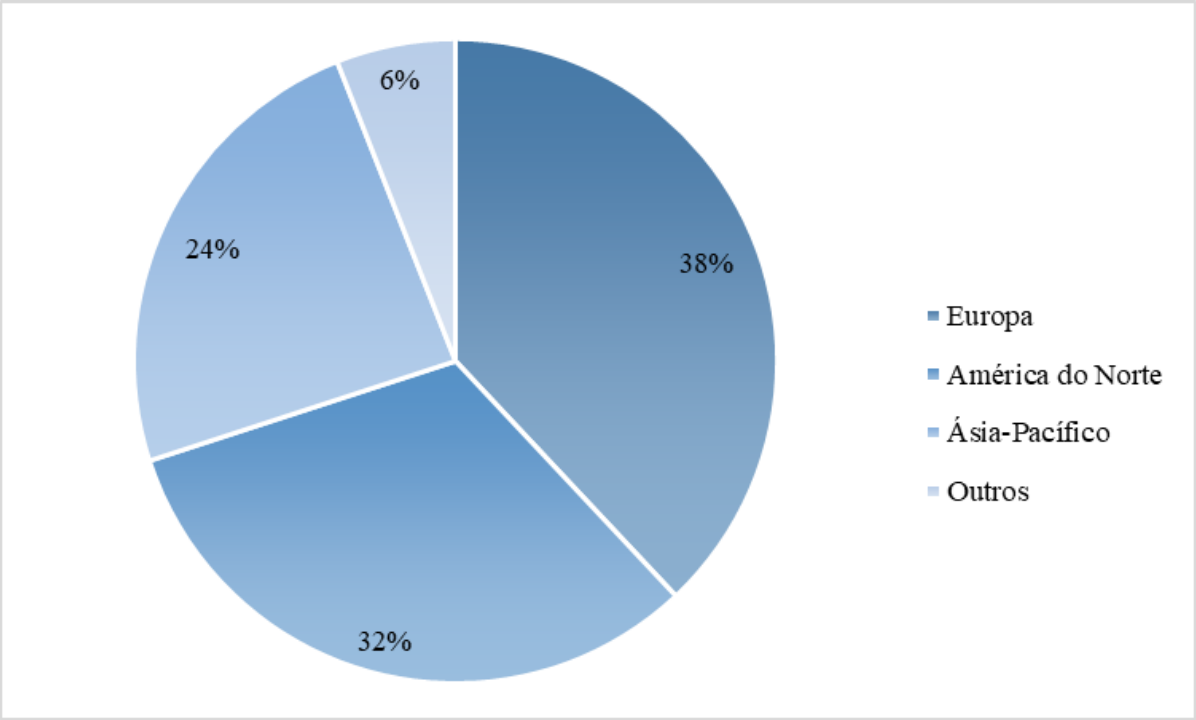


Figura 2.6 Mercado de ácido succínico por região geográfica - 2014.
Fonte: Adaptado de OBRC ANALYSIS, 2014.

A Europa é o maior consumidor de ácido succínico, com um mercado consciente ambientalmente que direciona o comércio da região. Porém, o custo de produção do ácido succínico continua relevante, sendo alto devido ao preço da matéria-prima (OBRC ANALYSIS, 2014).

Segundo o relatório *Global Succinic Acid Market 2017-2021, a* demanda de ácido succínico está aumentando em produtos cosméticos, óleos lubrificantes, solventes, revestimentos, metais, poliuretanos, produtos farmacêuticos e setores de alimentos e bebidas na Coréia do Sul, contribuindo para o crescimento do mercado na APAC (OBRC ANALYSIS, 2014).

Em 2012, o volume de consumo de ácido succínico no Brasil foi desprezível, enquanto a demanda mundial para 2013 foi estimada em 20-30 quilotoneladas por ano, incluindo seus intermediários (BAIN & COMPANY, 2014).

Atualmente, a demanda de 1,4-butanodiol tende a crescer se tornando o maior segmento a partir do ácido succínico. Esse é considerado um produto *drop-in*, onde sua rota verde poderá se tornar competitiva devido ao novo plástico biodegradável o PBS, e ao seu mercado tradicional. Na sua projeção, apresenta

uma Taxa de Crescimento Anual (CAGR), composta por mais de 35% entre o ano de 2014-2020. Na Figura 2.7 é apresentada a projeção global de ácido succínico por aplicações para 2020 (OBRC ANALYSIS, 2014).

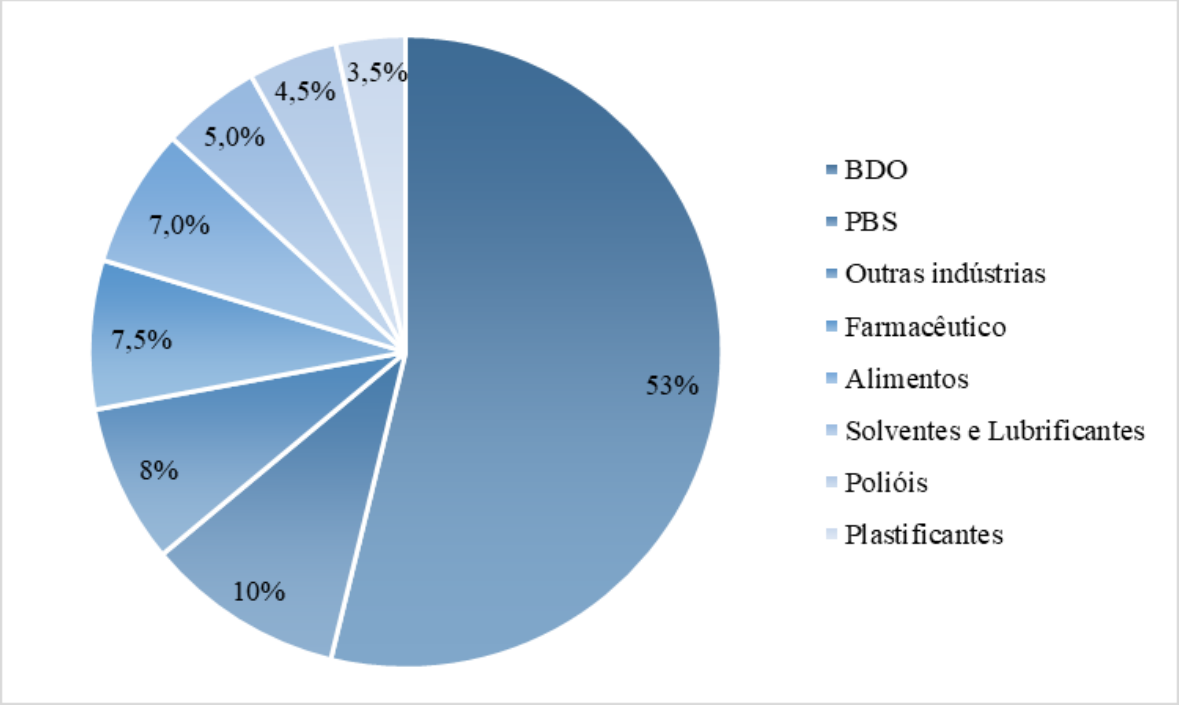


Figura 2.7 Projeção global de ácido succínico por aplicações.
Fonte: Adaptado de OBRC ANALYSIS, 2014.

O ácido succínico é cada vez mais usado em pigmentos e revestimentos. Em 2016, o segmento representou a participação maioritária de mercado. O aumento das regulamentações ambientais e a crescente pressão governamental impulsionarão a demanda de pigmentos e revestimentos, por sua vez, alimentando a demanda de ácido succínico (TECHNAVIO, 2017).

2.3 PRODUÇÃO DO ÁCIDO SUCCÍNICO

A fabricação de produtos químicos verdes tem um grande diferencial na captura de CO_2. De acordo com os produtores do ácido bio-succínico, as emissões são aproximadamente 50% menores quando são utilizados amido de milho no processo fermentativo, enquanto são emitidas sete toneladas de CO_2 equivalente por tonelada de produto pela a rota química. Caso sejam utilizadas outras matérias-primas, como a cana-de-açúcar, as reduções das emissões podem ser de aproximadamente 65% (MORAES, 2015).

Devido à crescente demanda de derivados do ácido succínico e a busca de rotas biológicas, a tendência atual é o investimento na produção via fermentação. Os investimentos pela rota fermentativa vêm superando a rota tradicional. A expectativa é o crescimento na produção total de ácido bio-succínico em 180.000 toneladas no ano de 2015 (PINAZO *et al.*, 2015). A Figura 2.8 apresenta a evolução mundial da produção por rota química e pela rota fermentativa

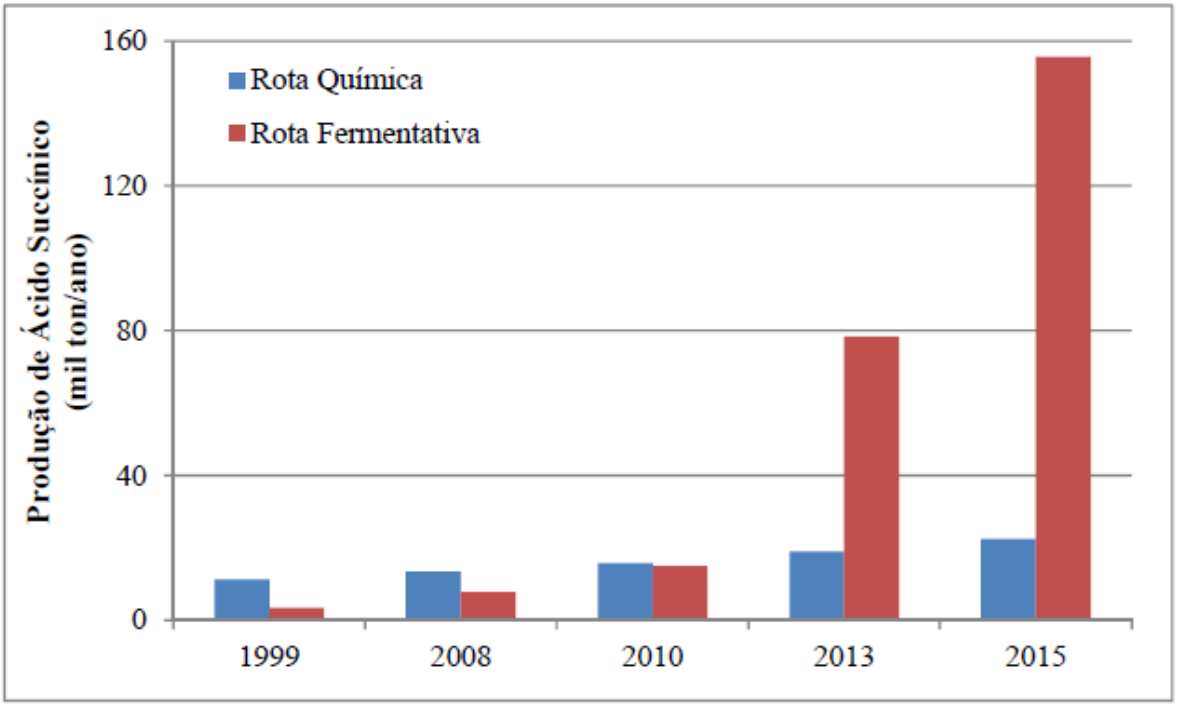


Figura 2.8 Evolução mundial da produção de ácido succínico.
Fonte: MORAES, 2015.

De acordo com a figura 2.8, até o ano de 2010, a principal rota de produção do ácido succínico era pela rota química. Em 2013, foi verificado o crescimento da produção por meio da rota fermentativa. Desde então, a rota alternativa e renovável tende a crescer (MORAES, 2015).

2.3.1 Produção por rota química

A produção de ácido succínico por rota química é constituída principalmente pelo processo de hidrogenação catalítica de ácidos 1,4 dicarboxílico insaturado (C_4) ou anidridos. Pode ser produzido via oxidação de 1,4-butanodiol. Outros processos como de carbonilação de solventes como etileno, etilenoglicol, acetileno, dioxano,

propiolactona ou ácidos carboxílicos insaturados (C_3), também podem ser convertidos em ácido succínico (PINAZO *et al*., 2015).

A hidrogenação do anidrido maleico, seguida da hidratação é a melhor rota petroquímica. O anidrido maleico é liquefeito à temperatura de 120 – 180 ºC, com hidrogênio a 0,5 e 4,0 MPa, utilizando uma catálise redox com paládio (Pd) ou níquel (Ni). A hidratação ocorre na adição do anidrido succínico em água quente, seguido dos processos de separação (cristalização, filtração e secagem) (PINAZO *et al*., 2015). A reação pode ser resumida na Figura 2.9.

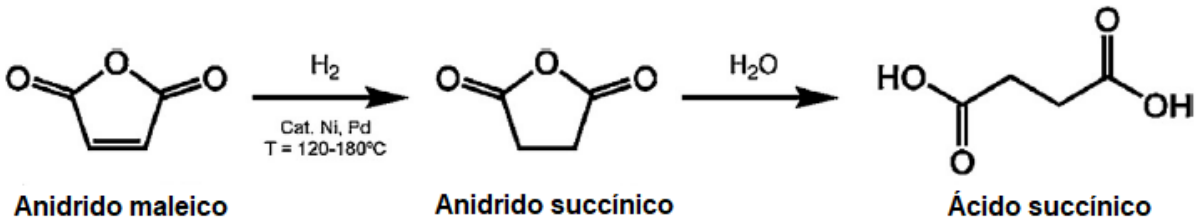


Figura 2.9 Reação de conversão de anidrido maleico em ácido succínico por rota química.
Fonte: Adaptado de Pinazo *et al*. (2015).

Com o aumento dos impactos ambientais, a problemática acerca do uso de matéria-prima não renovável para a produção de ácido succínico tem ganhado a atenção mundial. O alto custo por rota química a partir de anidrido maleico suprime sua aplicação e as vertentes direcionadas ao desenvolvimento sustentável estimulam os investimentos na conversão fermentativa (LIU *et al*., 2008). À vista disso, micro-organismos anaeróbios ou anaeróbios facultativos são peças chaves na produção do ácido orgânico (BORGES, 2011).

2.3.2 Produção por rota fermentativa

A produção do ácido bio-succínico por catálise heterogênea, utilizando o ácido levulínico como matéria-prima renovável não foi de grande interesse industrial. Porém, abriu as portas para a rota fermentativa a partir de matérias-primas renováveis (PINAZO *et al*., 2015).

Existem diversos processos fermentativos que objetivam como produto final o ácido bio-succínico. Essas biotransformações podem ser realizadas por bactérias, fungos e leveduras. Na rota fermentativa o ácido bio-succínico pode ser produzido a

partir da biomassa de composição lignocelulósica, por meio do processo *SHF* ou *SSF* (BORGES, 2011).

Na estratégia *SHF*, a sacarificação e a fermentação ocorrem em unidades separadas. Primeiro é realizada a sacarificação e em outra operação a fermentação. Esse processo é o mais empregado, onde são consumidas fontes de carbono como a biomassa de composição lignocelulósica (espigas, palha de milho, palha de arroz, palha de trigo, bagaço e cachos vazios). A completa hidrólise desses materiais tem sido realizada por várias enzimas em sinergia. A concentração das enzimas, a concentração do substrato, a presença de inibidores, as taxas de adsorção e os surfactantes influenciam diretamente na desconstrução do material de composição lignocelulósica (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

No processo *SSF*, a sacarificação e a fermentação acontecem na mesma unidade, transcorrendo em temperaturas e pH controlados, onde a glicose é produzida e simultaneamente ocorre a sua conversão em ácido bio-succínico por meio de micro-organismos específicos. A estratégia *SSF* possui um grande potencial na substituição do processo *SHF*, pois reduz o gasto de energia durante o pré-tratamento e na conversão do produto desejado. Nesse processo, para que haja maior eficiência é necessário o uso de micro-organismos termotolerantes e que possuam a faixa de atuação da enzima celulase (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

Biomassas de composição lignocelulósicas se constituem em matérias-primas promissoras. Porém, durante seu tratamento/hidrólise são gerados vários inibidores, como furanos, compostos fenólicos e ácidos fracos, que podem ser parcialmente removidos por adsorção em carbono ativado. No processo *SHF* a própria glicose produzida pode competir inibindo a enzima celulase (PINAZO *et al*., 2015).

O pré-tratamento da biomassa de composição lignocelulósica é essencial para disponibilizar os açúcares. Pode ser químico (uso de ácido fraco, de processos organossolv ou de líquidos iônicos) ou físico (explosão com amônia, hidrotermólise ou explosão a vapor), dependendo do tipo de biomassa (BAIN & COMPANY, 2014). Sua principal finalidade é romper a estrutura da lignina, quebrar a estrutura cristalina da celulose, tornando-a facilmente disponível para as enzimas (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

Devido à dificuldade na fermentação da mistura, para a otimização do processo, geralmente é realizada a separação das frações C_5 e C_6. O uso de pentoses separadamente permite a obtenção de produtos com maior valor agregado. Atualmente, o pré-tratamento representa um grande gargalo tecnológico e vários estudos são focados na obtenção de açúcares de segunda geração. Assim, melhorias no processo de pré-tratamento e hidrólise são essenciais para aumentar os rendimentos (BAIN & COMPANY, 2014).

2.3.2.1 Matérias-primas para obtenção de ácido bio-succínico

Algumas matérias-primas são promissoras na produção do ácido bio-succínico. Além da biomassa de composição lignocelulósica, outro material promissor, é a glicerina um subproduto do processo de produção do biodiesel (BAIN & COMPANY, 2014).

De acordo com estudos recentes tem-se aplicado uma gama de matérias-primas como fonte de carbono para os micro-organismos como hidrolisado de fibra de milho, talo de milho, talo de algodão, hidrolisado de bagaço de cana-de-açúcar, palha de milho, melaço de cana, proteínas do soro de leite, hidrolisado de madeira, hidrolisado de plantas, palha de trigo, casca de laranja, colza, fronde do dendê e macroalgas (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014; TAN *et al*., 2017; BAI, B. *et al*., 2015).

O Brasil é responsável por aproximadamente 40% da produção mundial de cana-de-açúcar. Dentre os carboidratos de primeira geração, a cana-de-açúcar corresponde a 42% da cadeia. É uma cultura que reflete em aproximadamente 31% dos resíduos agroindustriais, sendo a palha possuidor de uma alta concentração de celulose que hemicelulose (BAIN & COMPANY, 2014).

A produção mundial de cana-de-açucar, em 2012, estava em torno de 1.842,27 milhões de toneladas ano. No Brasil, a previsão de moagem para a safra 2016/2017, de acordo com a Consultoria Datagro, está em torno de 597,25 milhões de toneladas para a região Centro/ Sul e 53,5 milhões de toneladas para a região Norte/Nordeste. Esse último representa uma alta de 9,2%, sobre as 48,98 milhões de toneladas da safra passada 2015/2016. Com isso, as usinas brasileiras do

Centro-Sul, Norte e Nordeste devem processar na safra 2016/2017 cerca de 650,75 milhões de toneladas.

A biomassa é formada durante o processo de fotossíntese, onde são produzidos carboidratos como glicanas e hemiceluloses, os polissacarídeos de maior importância. Entre as glicanas encontram-se o amido e a celulose que estão entre os mais abundantes. A diferença estrutural encontra-se no tipo de ligação glicosídica que os formam (RAMOS, 2003).

A biomassa amilácea é composta por carboidratos como o amido, que podem ser hidrolisadas em glicose, por pré-tratamento ácido ou hidrólise enzimática em um processo de malteação ou sacarificação. As principais fontes são grãos amiláceos como o milho, o sorgo, a cevada e o trigo, bem como raízes e tubérculos como a batata-doce, a batata e a mandioca (MACHADO; ABREU, 2006).

O amido é um homopolissacarídeo ramificado de unidades D-glicose, constituído por duas porções distintas a amilose e a amilopectina. A amilose é uma cadeia linear, onde as moléculas de glicose encontram-se unidas por ligações do tipo α-1,4 entre as unidades de glicose e que corresponde tipicamente a 15-30% da massa total do amido. Na amilopectina além das ligações do tipo α-1,4, apresenta ligações em do tipo α-1,6 que representa a região ramificada do amido. Na Figura 2.10 está representada a sua estrutura (CORRADINI *et al.*, 2005).

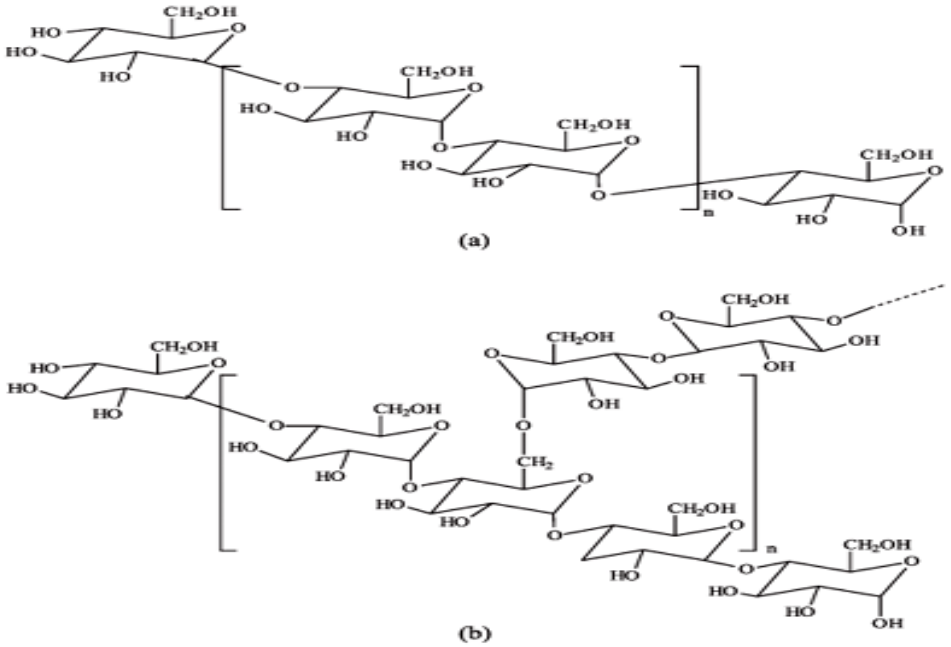


Figura 2.10 (a) Estrutura química da amilase e (b) Estrutura química da amilopectina.
Fonte: CORRADINI *et al*, 2005.

A biomassa de composição celulósica ou lignocelulósica, constituinte de palhas, madeira, resíduos agrícolas e de fábricas de papel, pode ser utilizada para a produção de etanol e outras substâncias. Necessita de processamento complexo, envolvendo processos químicos, físico-químicos e enzimáticos. Esses processos promovem a quebra da celulose em açúcares que podem ser fermentados. Desse modo, o processo ainda possui alguns impasses tecnológicos (BASTOS, 2007).

A biomassa de composição lignocelulósica é composta basicamente de 40-60% de celulose, 20-40% de hemicelulose e de 10-25% de lignina. O complexo lignocelulósico apresenta regiões cristalinas e amorfas. As regiões amorfas são de fácil hidrólise em comparação com as regiões cristalinas (MACHADO; ABREU, 2006).

A celulose é um homopolissacarídeo linear com uma estrutura formada pela união de moléculas de β-D glicose através de ligações β-1,4-glicosídicas. Este polissacarídeo é encontrado nas plantas primitivas e evoluídas. Seu tamanho depende do seu grau de polimerização, sendo a celobiose (*4-O-β-D-glucopiranosil-β-D-glucopiranose*) as unidades repetitivas e a glicose a sua unidade estrutural básica. Devido à presença de hidroxilas essas moléculas realizam várias ligações

intramoleculares, conferindo a planta insolubilidade em água. Já as ligações intermoleculares de Van Der Waals e de hidrogênio, conferem uma estrutura estável e cristalina (RAMOS, 2003).

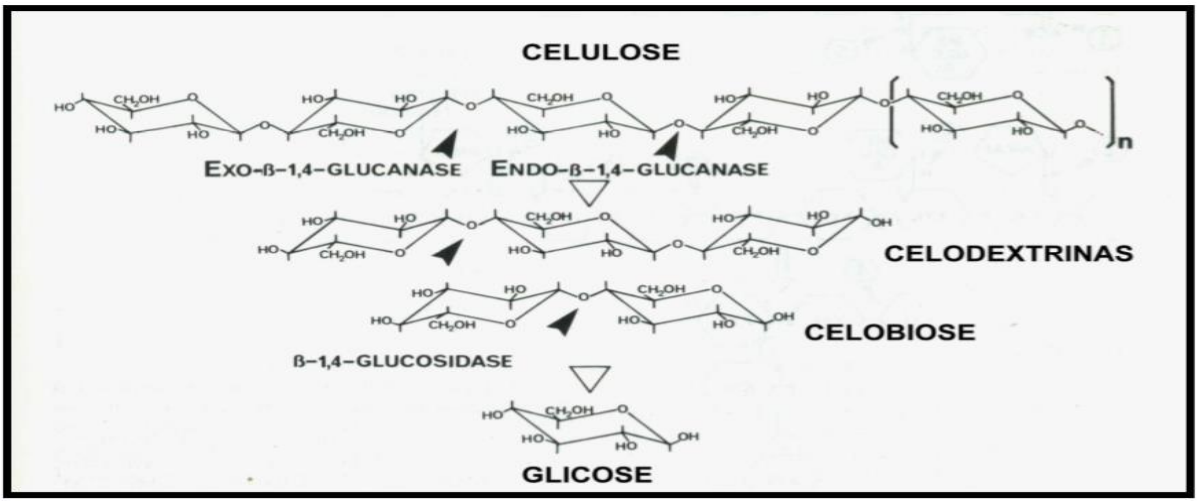


Figura 2.11 Enzimas envolvidas na hidrólise da celulose.
Fonte: MALBURG; LEE; FORSBERG, 1992.

A hemicelulose também é um componente da parede celular, sendo encontrada intercalada nas microfibrilas da celulose e com função de promover elasticidade. Corresponde a fração da biomassa composta por pentoses e hexoses como a xilose, glicose, manose, arabinose e galactose. Outros grupos também podem ser encontrados como o ácido glicurônico e o grupo acetil. Estas macromoléculas são solúveis em água e facilmente solubilizadas em meio alcalino (PEREIRA Jr, 2015).

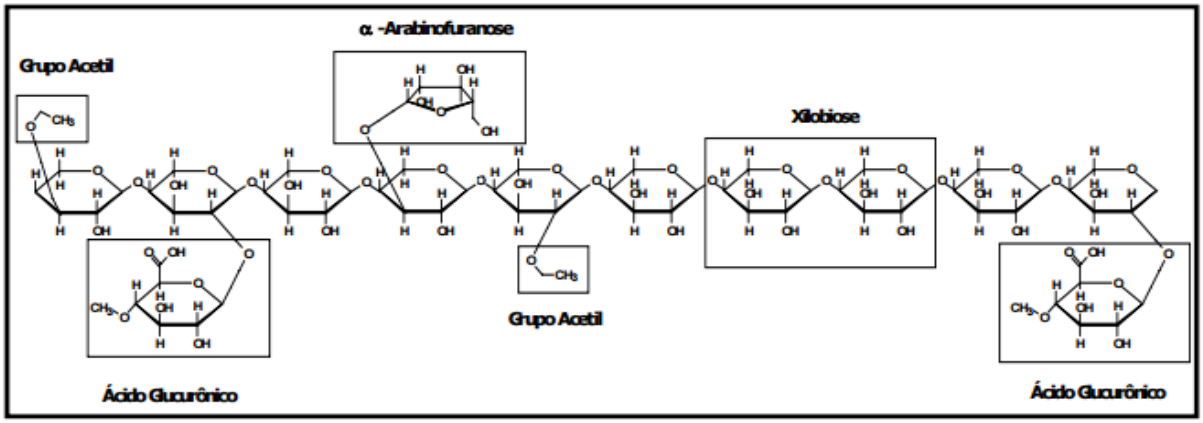


Figura 2.12 Molécula de Hemicelulose.
Fonte: VÁSQUEZ, 2007.

A lignina é uma macromolécula formada por álcoois aromáticos como o cumarílico, coniferílico e o sinapílico. Possui uma longa cadeia que dificulta o acesso nas partes do substrato que são susceptíveis à hidrólise enzimática, principalmente a celulose, para futuramente ser despolimerizada e fermentada (GOLDEMBERG, 2009).

A taxa de hidrólise enzimática dos polissacarídeos, principalmente da celulose, é limitada pela lignina que atua como um “escudo”. Assim, a mesma impede que as partes susceptíveis à hidrólise sejam atingidas (PEREIRA Jr, 2015). Na Figura 2.13 estão representados os álcoois aromáticos precursores da lignina.

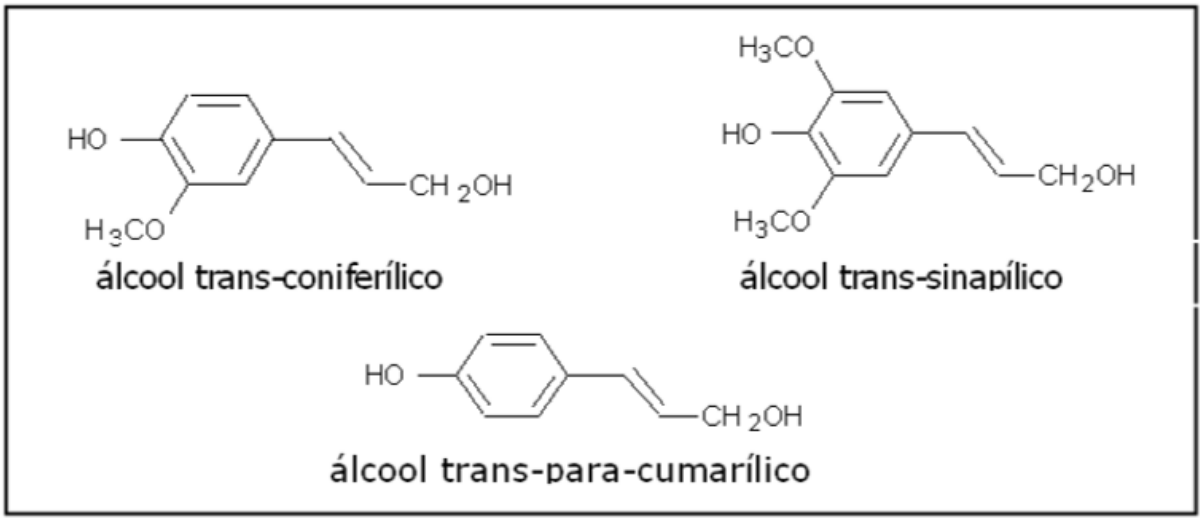


Figura 2.13 Álcoois precursores da lignina
Fonte: D’ALMEIDA, 1988 apud BORGES, 2011.

Uma das etapas do processo da produção de bioprodutos a partir de biomassas de composição lignocelulósicas, entre esses o ácido bio-succínico, é o pré-tratamento. Os pré-tratamentos podem ser ácidos, alcalinos ou enzimáticos. Os pré-tratamentos ácidos e alcalinos, aumentam a eficiência para a etapa da hidrólise enzimática, aumentando o rendimento. Todos esses processos são necessários para desconstrução da biomassa lignocelulósica.

2.3.2.2 Micro-organismos produtores

É importante identificar linhagens de micro-organismos, que por meio do seu metabolismo, produzam metabólitos que possam ser de interesse comercial. Animais ruminantes realizam mutualismo com bactérias que liberam metabólitos

como o succinato, precursor do propionato, que oxidado a outros precursores auxilia na digestão de celulose (SOUZA, 2014).

Bactérias como *Esterechia coli, Pectinatus sp, Bacteroides sp* e as específicas de ruminantes*, Actinobacillus succinogenes, Cytophaga succinicans, Bacteroides amylophilus, Prevotella ruminicola, Ruminococcus flavefaciens, Succinimonas amylolytica, Succinivibrio dextrinisolvens e Wolinella succinogenes,* são próprias de sistemas gastrointestinais e podem liberar como metabólito o ácido bio-succínico. Outras espécies como *Mannheiimia succiniciprocens*, são bactérias láticas de rumem bovino (BORGES, 2011).

Por meio da rota fermentativa o ácido bio-succínico pode ser convertido por micro-organismos como *Mannheimia succiniciproducens*, *Anaerobiospirillum succiniciproducens*, *Actinobacillus succinogenes*, *Basfia succiniciproducens DD1* ou por cepas modificadas de *Escherichia coli*, *Saccharomyces cerevisiae ou Yarrowia lipolytica* (CARVALHO *et al.*, 2014).

A bactéria *Mannheimia succiniciproducens*, expressa características mesofílica, capnofílica, gram negativa, anaeróbica facultativa, com capacidade de metabolizar hidrolisados de glicose e xilose. Estudos usando hidrolisado de madeira como substrato, resultaram em um fator de rendimento e produtividade de ácido succínico igual a 63% e 1,19 g/Lh, respectivamente (KIM *et al*., 2004)

A bactéria *Anaerobiospirillum succiniciproducens* é capaz de metabolizar uma gama de substratos como lactose, glicose, maltose, frutose, sacarose, rafinose, amido e glicerina, para produzir ácido bio-succínico (BRETZ, 2015). Durante a produção do ácido bio-succínico, o micro-organismo tende a alterar a composição do ácido graxo na membrana celular para manter o pH celular, devido ao estresse ácido (HWANG *et al.*, 2015). O que foi observado é que o teor de ácidos graxos insaturados aumenta e o teor de ácidos graxos saturados diminui na membrana do micro-organismo sob o estresse osmótico (BRETZ, 2015).

Em ensaios com glicerol puro foram atingidas concentrações de 4,9 g/L de ácido bio-succínico durante 35 h de fermentação. Já com uma redução do glicerol para 3,6 g/L e uma adição de 4,3 g/L de glicose melhorou substancialmente o

processo, produzindo 8 g/L do bioproduto em 9 h. A adição de uma quantidade definida de glicose aumentou o crescimento e a produtividade do ácido bio-succínico, indicando que o micro-organismo necessita de outra fonte nutricional no processo (BRETZ, 2015).

A bactéria *Actinobacillus succinogenes* pode utilizar com eficiência uma gama de substratos como lactose, xilose, arabinose, celobiose, e outros açúcares reduzidos, para a produção do ácido bio-succínico como o principal produto final (LI *et al.*, 2011).

Como o ácido bio-succínico possui pH baixo, durante a fermentação são utilizados neutralizantes alcalinos para elevar o pH e assim aumentar a eficiência da produção. Para a redução dos custos e substituição de materiais caros como glicose e carbonato de magnésio ($MgCO_3$), foi utilizado hidrolisado lignocelulósico de palha de milho, resíduos de levedura hidrolisados como fonte de nitrogênio, hidróxido de magnésio ($Mg(OH)_2$) e hidróxido de sódio (NaOH) como reguladores de pH. O custo diminuiu em 55,9%, sendo obtido a concentração de 56,4g/L de ácido bio-succínico com rendimento de 0,73 g/g, equivalente ao uso de glicose e $MgCO_3$ (LI *et al.*, 2011).

A fermentação da celobiose pela degradação enzimática via celulase sem β-glicosidase, por *Actinobacillus succinogenes* NJ113, resultou na concentração de 30,3 g/L de ácido bio-succínico, com um rendimento de 67,8% em frascos anaeróbios. Na fermentação descontínua utilizando 18 g/L de celobiose e 17 g/L de outros açúcares a partir de bagaço de cana-de-açúcar, o rendimento de ácido bio-succínico foi de 64,7%, com uma concentração de 20,0 g/L (JIANG *et al.*, 2013).

Alguns estudiosos tentam entender o metabolismo de *Actinobacillus succinogenes*, no uso de glicerol como substrato, para a produção do ácido bio-succínico. Durante o seu crescimento celular ocorre um desequilíbrio redox e o uso de um aceptor de elétrons pode melhorar seu desempenho. O dimetilsulfóxido (DSMO) foi utilizado como o aceptor de elétrons nas concentrações de 1 e 4% (v/v). O seu uso como co-substrato aumentou o consumo do glicerol pelo micro-organismo e, consequentemente, a produção do ácido bio-succínico. De acordo com os autores, a concentração de produto atingiu 49,62 g/L, com rendimento de 0,87g/g

em uma taxa máxima de 2,31 g/Lh, o melhor resultado descrito até o momento (CARVALHO *et al.*, 2014).

A produção por batelada é a mais utilizada atualmente. Contudo, a produção contínua seria a melhor opção para ganhar em tempo de produção. Alguns experimentos utilizando *Actinobacillus succinogenes* e glicose como substrato, apresentaram resultados de produtividade de até 8,8 g/Lh, utilizando um suporte composto por polipropileno (VAN HEERDEN; NICOL, 2013).

A bactéria *E. coli* KMG111, geneticamente modificada, na utilização de $MgCO_3$, o aumento da concentração do íon Mg^{2+} favorece a produção, atingindo uma concentração de 32,41 g/L de ácido bio-succínico com rendimento de 0,81 g/g de glicose. Em um biorreator todo anaeróbio a produtividade e o rendimento foram de 2,15 g/L e 0,86 g/g de açúcar, respectivamente. Tal estirpe foi gerada a partir da superexpressão de MGTA em *E. coli* DC1515 mutante. O $MgCO_3$ adicionado na fermentação, neutraliza a reação e fornece CO_2 para a carboxilação da PEP, que é precursor na produção do ácido bio-succínico (WANG *et al.*, 2014).

A cepa AFP111 metaboliza glicose, mas não xilose em condições aeróbias. Já outra cepa AFP184 pode fermentar açúcares de cinco e seis carbonos, absorvendo xilose por efeitos quimiosmóticos. Cada micro-organismo pode apresentar característica diferentes de acordo com a evolução biotecnológica. Em algumas cepas como *E. coli* K12 e W1485 (parentais de AFP111), uma molécula de xilose requer uma molécula de ATP para o transporte de xilose e fosforilação da xilulose (LIU *et al.*, 2013).

Em estudos com a cepa BA204 o rendimento líquido de ATP aumentou para 0,67 mol/mol quando o ácido bio-succínico era o único produto. Além disso, o rendimento líquido de ATP por glicose aumentou para 2 mol/mol na produção máxima de ácido bio-succínico (LIU *et al.*, 2013).

Para melhorar a capacidade de fermentação da glicose e o consumo concomitante da mistura de açúcares, foi originada uma cepa com os genes pflB, ldhA, ppc, e ptsG suprimidos para melhorar a relação ATP/xilose, durante o processo fermentativo. Essa cepa chamada de BA305, em uma fermentação de 120

h, em batelada alimentada de bagaço de cana-de-açúcar hidrolisado, apresentou rendimento de 39,3 g/L de ácido bio-succínico (LIU *et al.*, 2013).

A partir de açúcares extraídos de farelo de soja (galactose, sacarose, rafinose, estaquiose), as cepas modificadas *E. coli* HL2765 e HL27659k, abrigados em pRU600 e pKK313 plasmídeos, foram estudadas para a produção do ácido bio-succínico. Ambas as cepas apresentaram capacidade para metabolizar simultaneamente vários açúcares e uma osmotolerância a elevados níveis de açúcar. Porém, a cepa HL2765(pKK313) (pRU600) obteve menor concentração de ácido bio-succínico em comparação com a HL27659k(pKK313) (pRU600). A máxima concentração de ácido bio-succínico foi atingida em 312 mM com a produção molar de 0,82 mol/mol de hexose (THAKKER; SAN; BENNETT, 2013).

A levedura *Saccharomyces cerevisiae* é a mais bem caracterizada eucariota, com uma ampla aplicação na plataforma industrial. A mesma participa na produção de bebidas, etanol, alimentos, vacinas e proteínas terapêuticas. É capaz de crescer em diversas fontes de carbono, meios quimicamente definidos, tanto aeróbia como anaerobicamente, e atua em uma ampla faixa de pH (3,0-6,0) (OTERO *et al.*, 2013).

O uso de cepas de *Saccharomyces cerevisiae* geneticamente modificadas tem favorecido o uso de outras vias metabólicas, favorecendo a produção do bioproduto desejado (YAN *et al.*, 2014). Estudos com cepas modificadas pela supressão dos genes SDH1, SDH2, IDH1 e IDP1, podem interromper o ciclo de *TCA* após os intermediários isocitrato e succinato, resultando em 3,62 g/L de ácido bio-succínico (fator de 4,8 em comparação com o tipo selvagem), com um rendimento de 0,11 mol/mol de glicose (RAAB *et al.*, 2010).

A levedura *Yarrowia lipolytica* é capaz de produzir quantidades elevadas de vários ácidos orgânicos tais como o ácido pirúvico, ácido cítrico, isocítrico, ácido alfa-cetoglutárico, e ácido bio-succínico. *Y. lipolytica* VKMY-2412, geneticamente modificada, foi utilizada para a produção do ácido bio-succínico a partir da fermentação de etanol, resultando em 71,7 g/L de ácido bio-succínico a partir do filtrado contendo 88,7 g/L de ácido α-cetoglutárico, com rendimento de 70% do etanol consumido (KAMZOLOVA *et al.*, 2014).

A presença de resíduos de triglicerídeos dificulta a recuperação do bioproduto. A precipitação de triglicerídeos por acetona foi escolhida, seguida da decomposição do H_2O_2, branqueamento, acidificação, evaporação e finalmente a extração do ácido bio-succínico com etanol. Foram obtidos 97,6 – 100% de ácido bio-succínico com variação do rendimento entre 62,6 – 71,6%, dependendo da acidez do sobrenadante (KAMZOLOVA *et al.*, 2014).

Outras cepas de *Y. lipolytica* recombinantes H222-H222-AZ1 e AZ2, podem produzir ácido bio-succínico, metabolizando o glicerol. Utilizando a cepa *Y. lipolytica* H222-AZ1 foram produzidos 2 g/L com fornecimento de oxigênio e 9,2 g/L sob a limitação do mesmo após 165 h. Já a cepa *Y. lipolytica* H222-AZ2 uma produção de 25 g/L com uma produtividade de 0,152 g/Lh (JOST *et al.*, 2015).

As condições fisiológicas e nutricionais são aspectos críticos que afetam tanto o crescimento celular como a produção de ácido bio-succínico. A concentração inicial de substrato, fontes de nitrogênio, tamanho do inóculo, concentração dos íons carbonatos, pH e temperatura do meio de crescimento interferem diretamente (BORGES, 2011). Além disso, a otimização dos processos também se faz necessária com o objetivo de reduzir custos e aumentar os rendimentos. A produção em batelada ou contínua, formas de imobilização, técnicas de separação e purificação, entre outros (LIU *et al.*, 2013).

2.3.2.2 1 Metabolismo na produção de ácido bio-succínico

As espécies apresentam forma variada de fisiologia, porém, algumas compartilham o mesmo processo. As bactérias *A. succinogenes e A. succiniciproducens* utilizam exclusivamente a via PEP carboxiquinase, onde *A. succinogenes* utiliza quatro enzimas-chaves (PEP carboxiquinase, malato desidrogenase, fumarase e fumarato desidrogenase). A via PEP carboxiquinase é regulada pelo nível de CO_2. Nas bactérias que utilizam esta via (*A. succiniciproducens e A. succinogenes*) a PEP carboxiquinase atua catabolicamente para fixar CO_2, juntamente com ADP, e sintetizar oxaloacetato e ATP a partir da PEP (KIM *et al*., 2004; GUETTLER; JAIN; RUMLER, 1996).

A concentração de CO_2 regula os níveis das principais enzimas da via PEP carboxiquinase, atuando como um aceptor de elétrons e alterando o fluxo da PEP, metabolizando piruvato e lactato/etanol, em baixos níveis de CO_2, e produzindo succinato em altos níveis de CO_2. O uso de *E. coli* ocorre através do processo anaeróbico ou de fase dupla, que consiste no crescimento aeróbio seguido por uma fase de produção anaeróbica (BORGES, 2011). Na Figura 2.14 e 2.15 estão representados o ciclo do *TCA* proposto para *A. succiniciproducens/ A. Succinogenes e E. Coli,* respectivamente.

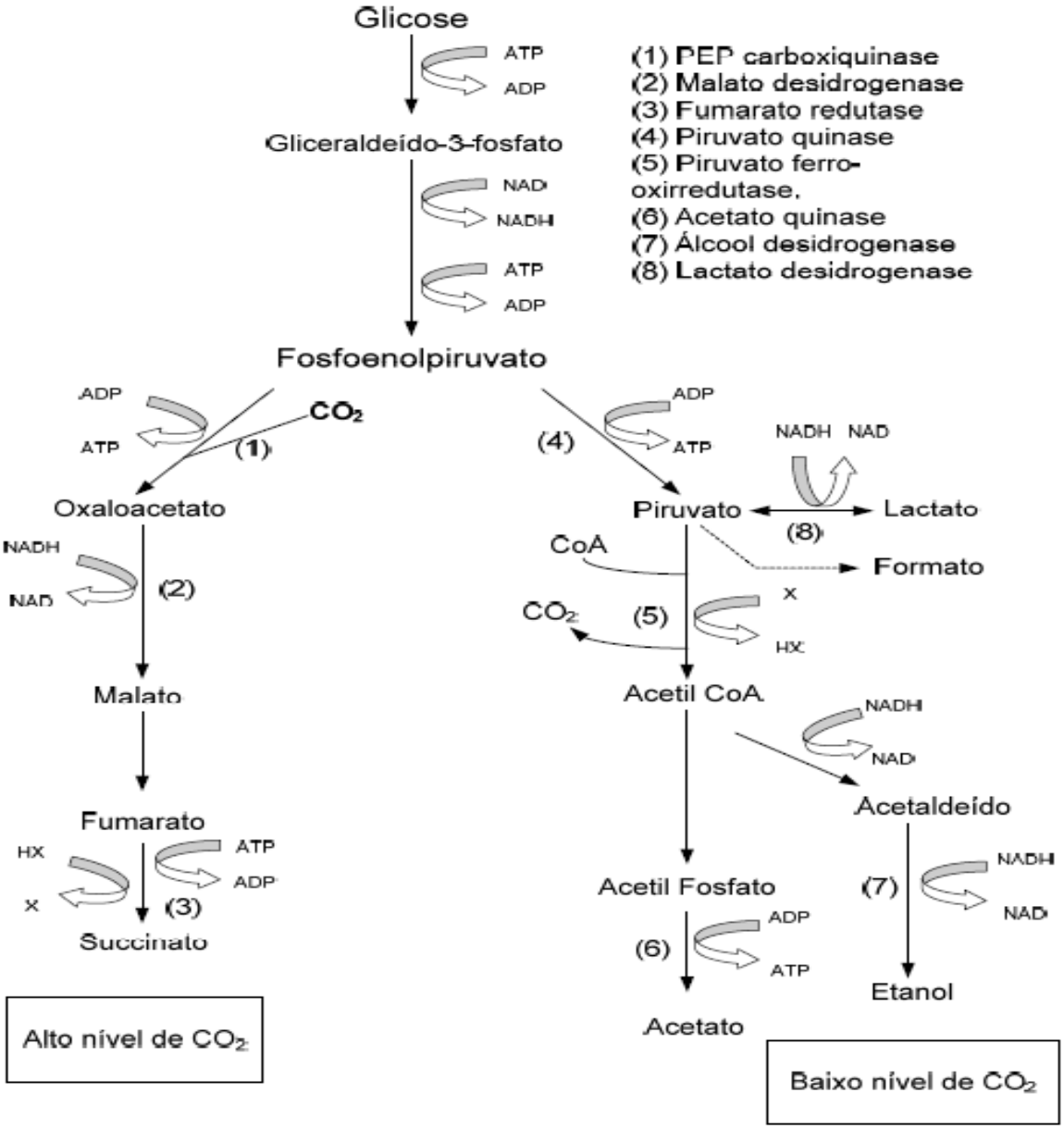


Figura 2.14 Metabolismo de *A. succiniciproducens* e *A. succinogenes*.
Fonte: ZEIKUS; JAIN; ELANKOVAN, 1999.

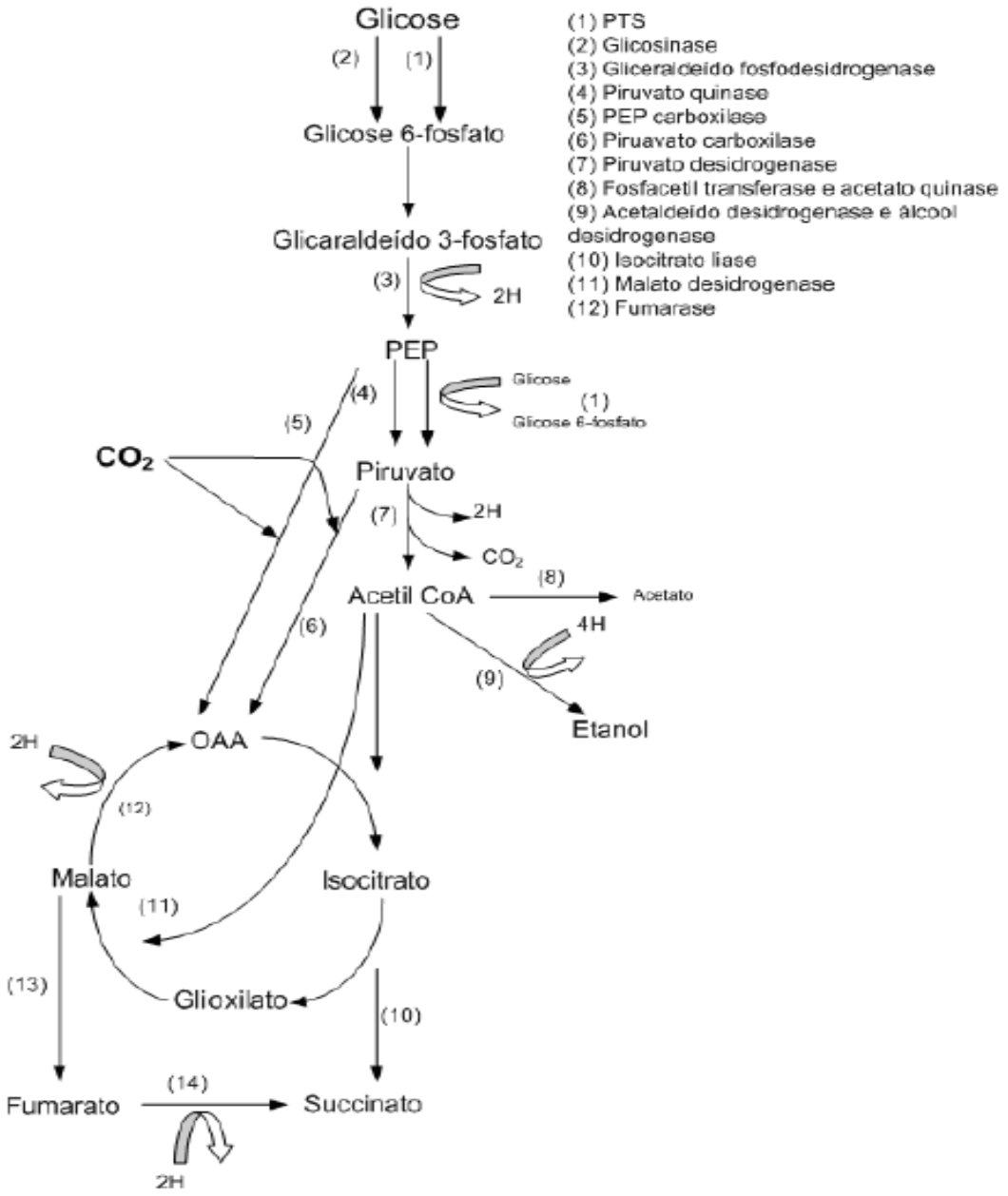


Figura 2.15 Rota bioquímica realizada por *E. coli*, na presença de glicose.
Fonte: VEMURI *et al.*, 2002 apud BORGES, 2011.

2.4 PRINCIPAIS EMPRESAS PRODUTORAS DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO

O ácido bio-succínico, como um produto não *drop-in*, apesar de apresentar incertezas quanto ao desenvolvimento tecnológico, várias empresas têm investido em pesquisas com boas perspectivas ao longo prazo. Entre essas companhias encontram-se a *Agro-Industrie Recherches et Développements*, França (ARD); *Anhui Sanxin Chemical Co., Ltd.*, China; *Anqing Hexing Chemical Co., Ltd.*, China;

BASF SE, Alemanha; *Bio-amber S.A.S.*, França; *DNP Green Technology, Inc.,* EUA; *Kawasaki Kasei Chemicals Ltd.*, Japão; a *MBI International, Myriant Technologies, LLC*, EUA; *Roquette Frères S.A.,* França e a Royal DSM N.V. Contudo, as empresas chaves para o processo de produção do ácido bio-succínico se destacam a *BioAmber Inc./Mitsui, Myriant Corporation, Succinity GmbH* e a *Reverdia* (SOUZA, 2014).

O mercado de ácido bio-succínico caracteriza-se pela presença de empresas de pequena e média escala. Esses fornecedores estão cada vez mais competindo uns contra os outros com base em fatores como inovação, preço, custo operacional e qualidade do produto. Com isso, tais empresas estão concentrando-se amplamente na adoção de estratégias como fusões e aquisições para eliminar a ameaça de rivalidade (TECHNAVIO, 2017).

A *BioAmber* é uma empresa de materiais renováveis, originou-se em 2007 através da parceria entre a *DNP Green Technology* e a *Agro-Industrie Recherches et Développements* (ARD). Sua plataforma de tecnologia inovadora combina biotecnologia e catálise para converter matérias-primas renováveis para blocos de construção, que são usados em uma ampla variedade de produtos de uso diário, incluindo plásticos, tintas, têxteis, aditivos alimentares e produtos de higiene pessoal (BIOAMBER, 2017).

Em 2014, a *BioAmber* foi a líder de mercado e deverá manter-se como líder até o ano de 2020. No mercado atual, mais de 60% da participação da produção é coberta pela *BioAmber* e *Myriant.* O novo produto baseado na rota biológica e de processo de produção eficiente estão conduzindo o mercado (OBRC ANALYSIS, 2014).

Em associação com *Mitsui & Co. Ltd,* a *BioAmber* realiza a sua produção em uma planta de escala comercial em Sarnia, Canadá. A instalação possui uma capacidade nominal de 30.000 toneladas por ano, onde é utilizado *E. coli* geneticamente modificada para a realização do processo fermentativo de dextrose proveniente do milho, na produção de ácido bio-succínico. De acordo com a empresa, o processo apresenta altos rendimentos. A companhia também possui

uma plataforma de transformação catalítica de ácido bio-succínico com capacidade de 23.000 tonelada por ano de 1,4-butanodiol (BIOAMBER, 2017).

A *BioAmber* e a *CJ CheilJedang Corporation*, assinaram uma carta de intenção para formar uma *Joint Venture* na China para produzir 36.000 toneladas de ácido bio-succínico por ano. A intenção é aproveitar as instalações (fermentadores e equipamentos de purificação) existentes da CJCJ JV, utilizando uma levedura de pH baixo. Dessa maneira, a *BioAmber* entrará no mercado Chinês e na Coréia do Sul. A proposta é que a produção comece no segundo trimestre de 2018 (BIOAMBER, 2017).

Desde 2010, na Itália, a empresa *Reverdia* em um empreendimento em conjunto com DSM e *Roquette*, possui uma biorrefinaria com capacidade de 10.000 toneladas por ano, onde são utilizadas leveduras que fermentam açúcares em pH ácido. De acordo com a empresa seu produto possui uma alta pureza, atingindo todos os critérios exigidos (BAIN & COMPANY, 2014).

No Brasil, a DSM tem pesquisado a produção do ácido bio-succínico a partir da cana-de-açúcar, com perspectiva de instalar futuramente uma fábrica de escala comercial (BAIN & COMPANY, 2014). Em 2012, o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico (BNDES), dentro do programa de apoio à projetos de inovações tecnológicas relacionadas ao uso da cana-de-açúcar, aprovou o projeto da multinacional holandesa DSM e do Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT), referente à produção de ácido bio-succínico a partir da cana-de-açúcar (BATISTA, 2012).

Na busca de incentivar a competitividade e os investimentos no setor biotecnológico, o Decreto nº 6.041, de fevereiro de 2007, que institui a Política de Desenvolvimento da Biotecnologia e cria o Comitê Nacional de Biotecnologia, estimula a indústria de bioprocessos para a produção de produtos químicos diversos e de combustíveis renováveis (BRASIL, 2017).

O Brasil como produtor agroindustrial possui um grande potencial de aumentar suas plantas de biorrefinarias para produção de químicos *building blocks*. Por exemplo, a produção de cana-de-açúcar, na safra de 2013/2014, apresentou

seu uso dividido entre etanol/açúcar de 55% e 45%, respectivamente. A cana-de-açúcar é uma cultura de maior disponibilidade, onde os resíduos gerados (bagaço/palha) devem ser totalmente reaproveitados, contribuindo para a diminuição de pegadas de carbono (BAIN & COMPANY, 2014).

A biorrefinaria da *Succinity GmbH*, criada a partir de uma articulação entre a *BASF* e a *Corbion Purac*, está localizada em Montmeló, Espanha, com uma capacidade anual de 10.000 toneladas métricas. O processo da *Succinity* é baseado em matérias-primas renováveis e na fixação de dióxido de carbono. O micro-organismo *Basfia succiniciproducens* permite uma utilização flexível de diferentes matérias-primas. Além disso, o ácido bio-succínico pode ser produzido de forma eficiente, sem grandes fluxos de resíduos graças a um processo de circuito fechado. Esse é um método de processamento que garante a produção do ácido bio-succínico de alta qualidade (NUIJTEN; RISER, 2014).

Outro exemplo de empreendimento para a produção renovável de ácido bio-succínico é a de *Myriant*, localizada em Lake Providence, Louisiana – Estados Unidos. O projeto iniciado em janeiro de 2010 e com início de operação comercial em junho de 2013, possui capacidade nominal de 400.000 L de produção anual, sendo baseada na tecnologia da *Uhde Corporation of America (Basic Eng. and Down Stream Process Technology*). A empresa produz ácido bio-succínico a partir de matérias-primas renováveis, incluindo grãos de sorgo e açúcares lignocelulósicos. Sua tecnologia baseia-se em uma plataforma proprietária que envolve estirpes de *Escherichia coli* para produzir ácido bio-succínico (SHMORHUN, 2015).

De acordo com a *Myriant* o ácido adípico pode ser substituído pelo o ácido bio-succínico na produção de poliamidas 6,6 (PA66), bem como fabricar poliamida 4,6 (PA46) a partir do mesmo (BAIN & COMPANY, 2014). No Quadro 2.2 estão compilados os dados sobre a produção de ácido bio-succínico.

Quadro 2.2 Compilação de dados sobre a produção de ácido bio-succínico.

Empresa	Cepas	Matéria-prima	Capacidade anual (Tonelada)	Localização da planta	Data de início de operação
Succinity (BASF - Purac JV)	*Basfia Succinicproducens*	Fontes renováveis	50.000	NA*	NA*
Succinity (BASF - Purac JV)			25.000	Barcelona, Espanha	2013
Bio-Amber-ARD	*E. coli* geneticamente modificada	Glicose; Sacarose	3.000	Pomacle, França	Segundo trimestre de 2012
Bio-Amber Mitsui JV			65.000	US ou Brasil	NA*
Bio-Amber Mitsui JV			17.000 (inicial); 340.000 (total capacidade)	Sarnia, Ontario, Canadá	2013
Bio-Amber Mitsui JV			65.000	Tailândia	2014
Myriant	*E. coli* , *Bacillus*, *Streptomyces*, *Corynbacterium*, Leveduras modificadas geneticamente	Grãos de sorgo e açúcares lignocelulósicos.	13.600	Lake Providence, Louisiana	Primeiro trimestre de 2013
Myriant-China National BlueStar			110.000	Nanjing, China	NA*
Myriant			77.110	Lake Providence, Louisiana	Primeiro trimestre de 2014
Myriant-Uhde (proprietário e operador)			500	Infraleuna sit, Alemanha	Primeira metade do ano de 2012
Myriant-Uhde (DSM-Rouquette)			10.000	Cassano Spinola, Itália	Segunda metade do ano de 2012

Fonte: Adaptado de Tan *et al* (2017).
*NA Não disponível.

No Quadro 2.2 pode-se observar que a planta de menor capacidade é a da *Myriant-Uhde* com capacidade de 500 toneladas por ano de produção, enquanto a

maior é *da Bio-Amber Mitsui JV* com capacidade total de 340.000 toneladas por ano. Em algumas empresas não foi possível identificar sua data de início de operação, pois são plantas em planejamento. A *Succinity (BASF - Purac JV)* planeja uma planta com capacidade de 50.000 tonelada/ano em Düsseldorf, Alemanha, sem data de início. Além disso, a *Bio-Amber Mitsui JV* possuem a intenção de construir uma planta com capacidade de 65.000 toneladas/ano nos Estados Unidos ou no Brasil, ainda não definido (TAN *et al.*, 2017).

Além das empresas citadas, outros vendedores proeminentes no mercado incluem *Anhui Sunsing Chemicals, Anqing Hexing Chemical, Gadiv Petrochemical Industries, New Japan Chemical, Nippon Shokubai, Shandong Yuhuang Chemical e Thirumalai Chemicals* (TECHNAVIO, 2017).

Uma forma de incentivar o Brasil no investimento em produtos químicos verdes é a formação de *clusters*. Vários empreendimentos realizam parcerias trocando tecnologias, utilizando plantas, entre outros. Quando empreendimentos possuem características semelhantes e pertencem ao mesmo local, a questão logística, os recursos de Pesquisa e Desenvolvimento (P&D) e o conceito de biorrefinarias podem estimular o desenvolvimento da área (BAIN & COMPANY, 2014).

Várias empresas já estão produzindo ácido bio-succínico. Porém, os seus processos ainda estão sendo consolidados para se tornarem cada vez mais competitivos ao produto petroquímico (TECHNAVIO, 2017).

2.5 ESTUDOS DE INOVAÇÃO TECNOLÓGICA

Estudos de inovações tecnológicas são ferramentas que permitem ao mercado avaliar o contexto de determinado produto como melhorias no seu processo, bem como a sua aplicabilidade. As inovações tecnológicas fomentam as transformações dos meios de produção impactando as estruturas organizacionais, os processos, a produtividade e a competitividade.

Uma forma de avaliar o interesse por novas tecnologias é se basear no aumento do número de pesquisas na área de interesse. A partir da origem de

publicações, pode-se corroborar que países como China, Estados Unidos, Holanda e a Índia, estão investindo na produção de artigos científicos para a produção de ácido bio-succínico a partir do bagaço de cana. A China lidera o *ranking* com 43% de artigos publicados, sendo a sua grande maioria proveniente de pesquisadores de universidades (BORSCHIVER; COELHO; COUTO, 2014).

No cenário mundial a maioria dos artigos referentes à produção de ácido bio-succínico a partir do bagaço de cana-de-açúcar apresentam 2 2% relativo aos micro-organismos, seguido por 17% na tecnologia de pré-tratamento. Dentre os micro-organismos que tiveram mais citações encontram-se as bactérias *Actinobacillus succinogenes,* com nove artigos, *E. coli,* com sete artigos, *Corynebacterium glutamicum* e a levedura *Saccharomyces cerevisiae,* aparecem com o mesmo número de citações três artigos (BORSCHIVER; COELHO; COUTO, 2014).

Segundo Antunes, Junior e Oliveira (2013), entre os anos de 1980 e 2010, foram depositadas no Brasil, 22 pedidos de patentes referente ao ácido bio-succínico como produto principal, englobando a área de produção e/ou purificação. Esses depósitos foram provenientes do Japão, Estados Unidos, Austrália, Reino Unido e Coréia do Sul, não havendo até o presente ano nenhum pedido brasileiro.

A partir de 2010, ocorreu um acréscimo no número de patentes e artigos, sinalizando o interesse pelo ácido bio-succínico. A maioria dos estudos tecnológicos são referentes ao pré-tratamento do bagaço e ao micro-organismo. Das patentes solicitadas, 77% foram provenientes de companhias, 14% de inventores e 9% de centros de pesquisas. As principais companhias com solicitações foram a dinamarquesa *Novozymes* com nove patentes, as americanas *BioAmber* com oito patentes e a *Renmatix, Inc.* com sete patentes (BORSCHIVER; COELHO; COUTO, 2014).

Diante desse contexto, existem países investindo intensamente em estudos de inovações do ácido bio-succínico. A China é o país mais atuante nos estudos acadêmicos com fonte de matéria-prima proveniente do bagaço de cana-de-açúcar. Apesar de não ser produtora de cana-de-açúcar, destaca-se como investidora, principalmente em países como o Brasil.

2.6 CONSIDERAÇÕES FINAIS DA REVISÃO

O mundo contemporâneo desenvolveu seu modo de vida direcionado ao uso do petróleo e seus derivados. Associado ao crescimento populacional e a demanda crescente por energia, esses recursos não acompanharão as necessidades do mercado. Com a conscientização da sociedade em cuidar do meio ambiente e preservar recursos para as gerações futuras, tornam-se consumidores exigentes. Esse cenário obriga as companhias melhorarem à sua maneira de atuar, remodelando os seus métodos produtivos, acarretando em uma mudança de atitude diante das questões ambientais.

Seguindo as exigências do mercado empresas têm intensificado seus estudos em agregar valor à resíduos e subprodutos de processos. Além disso, por meio de normas e incentivos ambientais, países tem apoiado o desenvolvimento tecnológico no setor. Nesse âmbito as biorrefinarias correspondem as exigências na produção de biocombustíveis e bioprodutos, principalmente do ácido bio-succínico, uma matéria-prima primordial para a síntese de vários produtos que atualmente são gerados por rota química.

Em agosto de 2004, o Departamento de Energia dos Estados Unidos publicou um relatório intitulado *"Top Value Added Chemicals From Biomass Volume I - Results of Screening for Potential Candidates from Sugars and Synthesis Gas"*, que apresentava os doze produtos químicos promissores provenientes da biomassa. Desde então, o ácido bio-succínico foi identificado como um dos principais blocos de construção derivado da transformação biológica de açúcares ou da conversão química (DOE, 2004).

Os Top 12 da lista incentivaram um crescimento nos estudos referente aos produtos químicos verdes, criando uma dinâmica econômica ao longo dos anos. Em abril de 2015, um artigo publicado pela revista *online BiofulsDigest* com o título "*The DOE's 12 Top Biobased Molecules – what became of them?"*, realiza uma investigação da dinâmica atual dos doze bioprodutos, classificando-os em *Red hot, warm e cold* (LANE, 2015).

A classificação *Red hot* foi atribuída aos produtos químicos 1,4 diácidos (ácidos succínico, fumárico e málico), ácido 2,5-dicarboxílico furânico (FDCA), ácido 3-hidróxi-propiônico e ácido glucárico. A classificação *warm* foi atribuída aos produtos químicos glicerol, ácido aspártico e ácido itacônico, indicando materiais com investimentos menos relevantes. A classificação *cold* para os produtos químicos 3-hidroxibutirolactona, sorbitol, xilitol/arabitol, ácido glutâmico e ácido levulínico, como materiais com investimentos insuficientes ou até inexistentes nos últimos anos (LANE, 2015).

Diante do exposto o ácido bio-succínico continua sendo uma matéria-prima promissora, objeto de vários estudos e depósitos de patentes, sendo sua relevância confirmada pelo autor do artigo Jim Lane:

> *"Succinic is hot, hot, hot. Four companies have been chasing the target – Myriant, BioAmber, BASF-Purac (Succinity), and Reverdia (DSM-Roquette)."* (LANE, 2015).

Com o crescimento das pesquisas e dos investimentos em biopolímeros a demanda de 1,4 – butanodiol tende a crescer, aquecendo o mercado de ácido bio-succínico e mantendo-o como *Red hot* por um longo período. Desse modo, o tema é de extrema relevância, motivando a consumação do presente trabalho.

A corrida por processos tecnicamente viáveis, com concentração final de produto, fator de rendimento e produtividade adequados, são o alvo de empresas do setor. Trabalhos relacionados à projetos de simulação, considerando plantas em escalas industriais, contribuem intensamente para o processo de tomadas de decisão. Com base em indicadores econômicos, pode-se traçar rotas relevantes diante da situação macroeconômica de uma região, estado ou país, apontando tendências e, assim, colaborando nas decisões ou no planejamento de estratégias.

Enfim, as simulações que serão realizadas por este trabalho produzem resultados com base em estudos recentes de produção de ácido bio-succínico, traçando perfis decorrentes dos *layouts* propostos com dados da literatura. Esse estudo contribui para a melhoria de processos e noteia próximos estudos.

3 ESTRATÉGIAS DE PRODUÇÃO DO ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO

A fim de estabelecer e definir claramente todas as rotinas de controle do processo e controle de produção é conveniente dividi-las nas suas funções básicas, visando maior interação entre as áreas envolvidas para um trabalho perfeito. Adicionalmente, é necessário realizar registros e avaliações dos resultados para tomadas de ações como forma de maximizar a produtividade, sem perda da consistência da qualidade dos produtos (ROCHA *et al*., 2012).

Nesse capítulo serão abordadas estratégias de produção do ácido bio-succínico, considerando todas as suas etapas para assessorar na elaboração dos *layouts* das plantas. O mesmo será detalhado no capítulo 4, na qual a metodologia será elucidada através da utilização do simulador de processos *SuperPro Designer*®.

3.1 ASPECTOS GERAIS DO PROCESSO

No presente trabalho são propostos o emprego de processos fermentativos que apresentam estratégias diferentes, utilizando *A. succinogenes* para metabolizar a fonte de carbono proveniente da biomassa de composição lignocelulósica e, assim, produzir ácido bio-succínico. A definição do processo de produção segue na Figura 3.1, no qual os dois fluxogramas estão simplificados.

Nos diagramas de blocos expostos estão representadas as etapas básicas do processo de produção do ácido bio-succínico. Na Figura 3.1 o diagrama de blocos (a) difere (b) na etapa de fermentação. Nos processos 1 e 2 será utilizada a estratégia de processo *SSF* e, nos processos 3 e 4, a estratégia *SHF*.

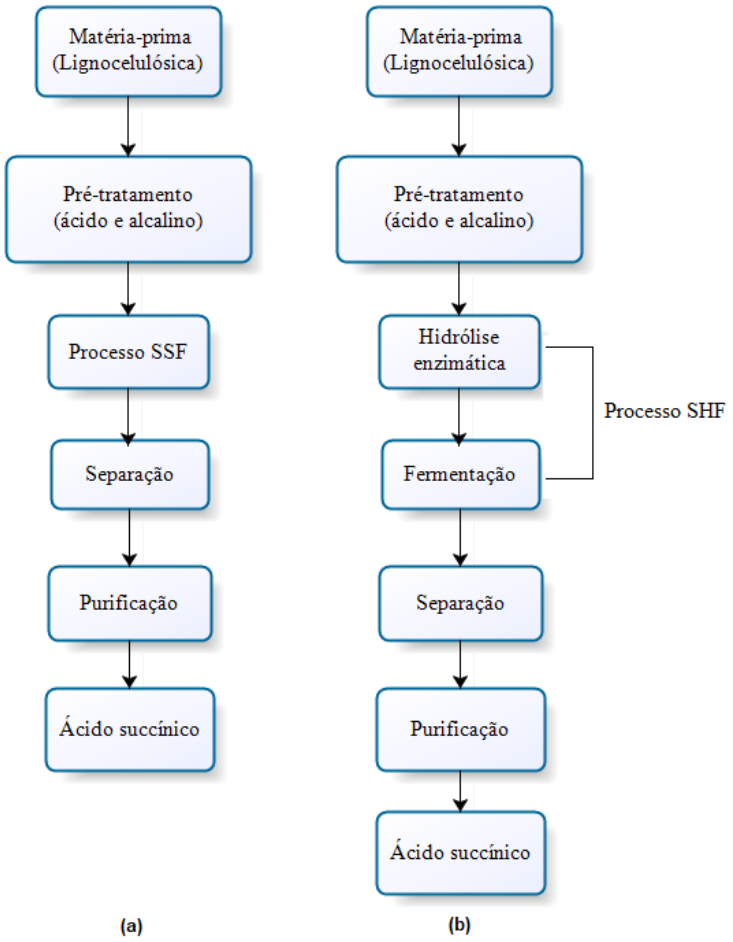


Figura 3.1 Diagrama de blocos simplificado dos processos de produção de ácido bio-succínico. (a): representado os processos 1 e 2 (b): representando os processos 3 e 4.
Fonte: Autoria própria.

3.2 TECNOLOGIAS DE PRÉ-TRATAMENTOS

Para a desconstrução do material de composição lignocelulósica é necessário realizar o pré-tratamento. Existem diferentes tipos de pré-tratamentos como os físicos, os físico-químicos, os químicos e os biológicos (BORGES, 2011).

O pré-tratamento físico-químico pode ser de vários tipos como explosão a vapor ou auto-hidrólise, onde o material é tratado em contato com vapor de água saturado, permitindo a solubilização de alguns monômeros e variados polissacarídeos da fração hemicelulósica, a transformação da lignina e o aumento da susceptibilidade da celulose a posterior hidrólise; a explosão por amônia, o material é impregnado ou embebido em uma solução de amônia durante o processo com o intuito de aumentar a taxa de sacarificação; e a explosão por CO_2, neste caso,

o material é impregnado com CO_2 que se transforma no correspondente ácido e incrementa o processo hidrolítico (BORGES, 2011).

Já o pré-tratamento químico pode ser realizado através do tratamento ácido, onde são utilizados ácidos como catalisadores para que ocorra o rompimento entre as frações e/ou nas próprias frações; da ozonólise que utiliza oxigênio para a retirada da lignina, facilitando a atuação enzimática na biomassa de composição lignocelulósica; do tratamento alcalino que diminui a cristalinidade das fibras do complexo na presença de substâncias alcalinas, promovendo a saponificação das ligações éster que ocorrem entre xilanas, e entre xilana e lignina; da deslignificação oxidativa que aumenta a susceptibilidade das fibras por meio de enzimas peroxidases na presença de peróxido de hidrogênio (H_2O_2); de processo *organosolv* que consiste numa mistura de ácido e solvente orgânico, geralmente etanol, promovendo o rompimento das ligações internas da lignina e da hemicelulose (BORGES, 2011).

Entre os processos apresentados para o pré-tratamento de biomassa de composição lignocelulósica a explosão por vapor (temperatura de 160 – 260 ºC e pressão de 0,69 – 4,83 MPa) e a utilização de ácidos diluídos são os mais comuns (BORGES, 2011).

3.2.1 Pré-tratamento ácido

No pré-tratamento ácido os catalisadores liberam prótons que clivam as ligações heterocíclicas de éter entre os monômeros das cadeias macromoleculares da hemicelulose, sendo liberadas substâncias como xilose, glicose e arabinose. O ácido sulfúrico concentrado aumenta a digestibilidade da celulose na hidrólise enzimática em 90%. Os ácidos mais utilizados no processo de tratamento ácido são ácidos sulfúrico (H_2SO_4), ácido clorídrico (HCl), ácido fluorídrico (HF), ácido etanoico (CH_3COOH) e ácido nítrico (HNO_3). A utilização de ácidos concentrados requer equipamentos adequados e um custo maior para sua recuperação (SANTOS, D, 2012).

No processo de pré-tratamento ácido, os açúcares podem se degradar devido às altas temperaturas, em substâncias que irão atuar como inibidoras nos processos de fermentação, afetando o seu rendimento. Durante o procedimento podem ser gerados diversos inibidores como ácido acético, aldeídos, álcoois aromáticos, compostos fenólicos e furaldeídos. O furfural e o 5- hidroximetilfurfural (HMF), podem originar subprodutos como o ácido fórmico e o ácido levulínico. Após o pré-tratamento ácido é realizado um procedimento para a retirada da lignina. Podem ser realizados um tratamento a vapor, a utilização de solventes ou substâncias alcalinas (SANTOS, D, 2012).

3.2.2 Pré-tratamento alcalino

No pré-tratamento alcalino ocorre o desnovelamento da estrutura do material, consequentemente aumentando a superfície de contato. Com a diminuição do grau de polimerização e da cristalinidade ocorre a separação da lignina e dos carboidratos. Nesse processo, é utilizado hidróxido de sódio ou óxido de cálcio como álcalis, em pressões e temperaturas moderadas. Em comparação com o pré-tratamento ácido é considerado um tratamento mais brando (SANTOS, D, 2012; BORGES, 2011).

3.3 HIDRÓLISE ENZIMÁTICA

Na hidrólise enzimática as enzimas chamadas de celulases são responsáveis por romperem as ligações glicosídeas das microfibrilas da celulose, liberando a celobiose e a glicose. As enzimas celulases são compostas por endoglucanases, exoglucanases e as β-glucosidases. As endoglucanases atacam as regiões de baixa cristalinidade da fibra celulósica. As exoglucanases degradam ainda mais a molécula através da liberação de unidades de celobiose das extremidades livres da cadeia e as β–glucosidases hidrolisam as moléculas de celobiose produzindo glicose (SANTOS, D, 2012).

A produção de celulignina parcialmente delignificada a partir de pré-tratamentos consecutivos ácido e alcalino, tem favorecido o acesso mais eficiente das enzimas celulolíticas. A lignina tem um efeito indesejável promovendo um

bloqueio físico às celulases, com isso reduzindo o rendimento da hidrólise e a sua retirada, mesmo que parcialmente, tem mostrado bons resultados (AL ROCHA *et al.*, 2016).

Em um estudo para verificar a taxa de hidrólise afetada pelo teor de lignina do bagaço de cana-de-açúcar, foi utilizado hidróxido de sódio em várias concentrações entre 0,025 - 1 M (mol/L). Os sólidos restantes foram submetidos a hidrólise enzimática utilizando celulases comerciais. A concentração máxima de glicose obtida foi de 40,4 g/L, correspondendo a eficiência de conversão de celulose de 50% utilizando 1 M de NaOH (BARCELOS *et al.*, 2012).

É observado que em todos os casos onde o bagaço sofreu um pré-tratamento alcalino todos os rendimentos de hidrólise de celulignina pré-tratada foram maiores em comparação as amostras não pré-tratadas, devido à presença de lignina. Dessa forma, sem o pré-tratamento são necessárias altas cargas enzimáticas para se obter o mesmo rendimento (BARCELOS *et al.*, 2012).

Após os pré-tratamentos ácido e alcalino a análise composicional do bagaço da cana-de-açúcar expressou um aumento na proporção de celulose de 35% para 68%, uma redução no teor de hemicelulose de 29% para 13% e de lignina de 19% para 9%. Assim, ocorre um enriquecimento no teor de celulose na mistura, e consequentemente, o aumento da suscetibilidade da celulignina parcialmente deslignificada ao ataque da celulase (AL ROCHA *et al.*, 2016). O processo de deslignificação é extremamente relevante, onde para a melhor liberação de glicose e melhores resultados para a eficiência de hidrólise, foram obtidos realizando pré-tratamentos ácido e alcalino (ARIAS *et al.*, 2016).

O uso de coquetéis enzimáticos tem aumentado a eficiência de produção de glicose. Coquetéis de enzimas de *Trichoderma harzianum* tem demonstrado um grande potencial para a hidrólise, com resultados de concentração de glicose de 49,40 g/L, a partir de incubações contendo 100 g/L de celulignina parcialmente deslignificada, proveniente de pré-tratamentos ácido e alcalino (75 FPU g). Os rendimentos de hidrólise (como glicose) atingidos em 48 h foram de 67% (AL ROCHA *et al.*, 2016).

Em misturas enzimáticas obtidas a partir de extratos concentrados de enzima bruta produzidos por *Penicillium funiculosum* e *Trichoderma harzianum*, apresentaram rendimentos de hidrólise de 97%, onde o extrato de *P. funiculosum* sozinho apresentou cerca de 88,5%. De acordo com o estudo, o aumento da eficiência da hidrólise tem relação a um nível adequado de β-glucosidase e xilanases nas misturas (MAEDA *et al.*, 2011).

Outro estudo utilizando coquetéis enzimáticos produzidos a partir de estirpes nativas de *Trichoderma harzianum* IOC 3844, *Penicillium Funiculosum* ATCC 11797 e *Aspergillus niger* ATCC 1004, resultaram em uma proporção de 15, 50, e 35%, respectivamente. Essa mistura foi capaz de hidrolisar 25 g/L de cana-de-açúcar pré-tratada (tratamentos ácido e alcalino) com 91% de rendimento após 48 h de reação enzimática (ARIAS *et al.*, 2016).

O acúmulo gradativo dos produtos finais da hidrólise enzimática como a celobiose e a glicose, resultam na inibição da atividade das próprias enzimas do complexo celulósico. Uma forma de minimizar o processo inibitório seria o reciclo enzimático, porém a cada reciclo sua eficiência diminui (SANTOS, D, 2012).

Na hidrólise do amido, o mesmo é degrado por enzimas chamadas de amilolíticas, formando oligossacarídeos e glicose. Nesse caso, é necessário mais de um tipo de enzima para a sua degradação. Essas enzimas são da classe hidrolases e podem ser de três tipos. As endoamilases que catalisam a hidrólise de ligações α-1,4 no interior do polímero de forma randômica, gerando oligossacarídeos lineares e ramificados. As exoamilases que atuam nas cadeias de amilose e amilopectina, atuando nas ligações α-1,4 e nas ligações α-1,4 e α-1,6. E as enzimas desramificadoras que catalisam a hidrólise exclusivamente de ligações α-1,6 presentes nos pontos de ramificação da amilopectina (CINELLI, 2012).

A atuação conjunta dessas enzimas diminui a inibição dos produtos das reações, favorecendo a hidrólise do amido e consequentemente o aumento do seu rendimento (ARIAS *et al.*, 2016).

3.4 FERMENTAÇÃO

Após as etapas de pré-tratamento e hidrólise, a próxima etapa é a fermentação. A fermentação é um processo de liberação de energia que ocorre sem a participação do oxigênio (processo anaeróbio)**.** Essa compreende um conjunto de reações enzimaticamente controladas, em que uma molécula orgânica é degradada em compostos mais simples, liberando energia. A glicose é uma das substâncias mais empregadas pelos micro-organismos como ponto de partida na fermentação (BETTELHEIM *et al.,*2012).

Como explicitado, nos capítulos anteriores, o ácido bio-succínico pode ser produzido como produto intermediário do ciclo do *TCA* e, dependendo do micro-organismo e da tecnologia empregada, a rota bioquímica pode ser direcionada para o produto de interesse. No processo fermentativo o ácido bio-succínico pode ser produzido a partir da biomassa de composição lignocelulósica por meio da estratégia de Sacarificação e Fermentação Separadas (*SHF*) ou Sacarificação e Fermentação Simultânea (*SSF).*

3.4.1 Estratégia Sacarificação e Fermentação Separadas (*SHF)*

A estratégia *SHF* tem sido amplamente utilizada na produção do ácido bio-succínico a partir de biomassa de composição lignocelulósica. Nesse processo, a hidrólise enzimática e a fermentação ocorrem em reatores separados.

O açúcar obtido da biomassa de composição composição lignocelulósica empregando o processo de *SHF* tem sido muito estudado. Esses resíduos são mais baratos, porém apresentam inibidores que podem alterar a eficiência e a produtividade do processo. Inibidores como furanos, compostos fenólicos e ácidos fracos, podem ser removidos por meio de carvão ativado. Melhorias no processo de pré-tratamento podem eliminar os inibidores (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

O uso *de Escherichia coli* geneticamente modificada tem apresentado alto rendimento no uso de açúcar. Em um sistema com aeração na etapa fermentativa, apresentou 101 g/L de succinato. Quando é usado dois estágios de batelada e um

lote duplo com a fermentação aerada, apresentaram rendimento e produtividade de 1,2 g/g e 1,31 g/ Lh, respectivamente (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

E. coli utilizando o talo do milho como fonte de carbono, a partir da hidrólise enzimática, apresentou uma concentração de 57,8 g/L de produto, em um processo com fermentador aerado nas primeiras 12 h e seguindo da cultura anaeróbica. Quando foi utilizado um hidrolisado de madeira, a concentração diminuiu para 42,2 g/L. Nesse processo, foram utilizadas duas fases de aeração em um processo de fermentação em batelada. Já utilizando o melaço de cana-de-açúcar, a concentração diminuiu mais ainda para 26 g/L e a produtividade para 0,52 g/Lh (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014). No Quadro 3.1 estão explicitados esses resultados.

Quadro 3.1 A concentração de ácido bio-succínico, a produtividade e o rendimento obtido por meio de *SHF*, usando *E. coli.*

Micro-organismo	Substrato	Método	Ácido bio-succínico			Referências
			P (g/L)	Qp (g/Lh)	$Y_{P/S}$ (g/g)	
E. coli	Glicose	Bat. – anaeróbica	12,8	0,29	0,64	(STOLS; DONNELLY, 1997)
		Bat. – anaeróbica	73,4	0,61	1,06	(JANTAMA *et al.*, 2008)
		Bat. – aeróbica	86,5	0,9	0,93	(JANTAMA *et al.*, 2008)
		Bat. Alim. – aeróbica	58,3 8,3	0,72 0,16	0,62 0,72	(LIN; BENNETT; SAN, 2005)
		Bat. Alim. – anaeróbica	40	0,42	1,06	(SÁNCHEZ; BENNETT; SAN, 2005)
		Bat. Alim. - aeração de dupla fase	77	0,71	0,75	(ANDERSSON *et al*, 2009)
		Bat. aeração de dupla fase	51	0,52	0,54	(GOKARN; EITEMAN; ALTMAN, 1998)
		Bat. aeração de dupla fase	101	1,18	0,78	(HODGE *et al.*, 2009)
		Bat. aeração de dupla fase	99,2	1,31	1,1	(MA *et al.*, 2011)
		Bat. aeração de dupla fase	38	1,27	0,8	(VEMURI; EITEMAN; ALTMAN, 2002)
	Frutose e Xilose	Bat. aeração de dupla fase	30	1,01	0,7	(VEMURI; EITEMAN; ALTMAN, 2002)
	Sacarose	Bat. aeração de dupla fase	24	0,81	1,2	(CHATTERJEE *et al.,* 2001)
	Hidrolisado de plantas (Glicose e xilose)	Bat. aeração de dupla fase	51,0	0,52	0,54	(GOKARN; EITEMAN; ALTMAN, 1998)
	Pré-tratamento ácido de madeira	Bat. aeração de dupla fase	42,2	0,78	0,72	(HODGE *et al.*, 2009)
	Melaço de cana-de-açúcar	Bat. aeração de dupla fase	26	0,87	0,52	(AGARWAL *et al.,*2007)
	Hidrólise enzimática do talo de milho	Bat. aeração de dupla fase	57,8	0,8	0,87	(WANG *et al.,* 2011)

*P (g/L) Concentração de produto; Qp (g/Lh) Produtividade volumétrica em ácido bio-succínico; $Y_{P/S}$ (g/g) Fator de rendimento em produto por substrato consumido; Bat. Alim. Batelada alimentada.

Fonte: Adaptado de Akhtar; Idris; Aziz (2014).

Existem algumas desvantagens no uso de *E. coli* no processo de *SHF*, pois a mesma apresenta baixos rendimentos, alto custo de substratos, bem como o seu manuseio por ser uma bactéria potencialmente patogênica (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

O uso da bactéria *A. succinogenes* geneticamente modificada tem resultado em grandes concentrações de ácido bio-succínico a partir do hidrolisado de biomassa de composição lignocelulósica, e misturas de resíduos de leveduras em meio alcalino, o que tem diminuido o custo da fermentação em 55,9% é a substituição de $MgCO_3$ (mais caro) por alcalis mais baratos como o MgOH ou o NaOH. Além disso, aumentou a concentração para 56,4 g/L, com rendimentos de 0,73 g/g. O uso de melaço como fonte de carbono resultou 0,8 g/g de rendimento após 60 h de fermentação (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014). No Quadro 3.2 estão explicitados esses resultados.

Quadro 3.2 A concentração de ácido bio-succínico, a produtividade e o rendimento obtido por meio de *SHF*, usando *A. succinogenes*.

Micro-organismo	Substrato	Método	Ácido bio-succínico			Referências
			P (g/L)	Qp (g/Lh)	$Y_{P/S}$ (g/g)	
A. succinogenes	Glicose	Batelada - anaeróbica	105,8	1,36	0,83	(GUETTLER; JAIN; RUMLER, 1996)
			60,2	1,3	0,75	(LIU *et al.*, 2008)
	Hidrolisado de talo de milho	Batelada – anaeróbica	70,3	0,63	0,96	(CHEN, K.-Q. *et al.*, 2011)
			70,6	0,7	0,88	(GUETTLER; JAIN; RUMLER, 1996)
			35,4	0,98	0,73	(CHEN *et al.*, 2010)
	Talo do milho e do talo de algodão	Batelada – anaeróbica	15,8	0,6	1,23	(LI *et al.*, 2010)
	Palha de milho	Batelada – anaeróbica	56,4	-	0,73	(LI *et al.*, 2010)
		Batelada – anaeróbica	45,5	0,95	0,81	(BORGES; PEREIRA, 2011)
		Batelada alimentada - anaeróbica	53,2	1,21	0,83	(ZHENG *et al.*, 2009)
	Bagaço de cana-de-açúcar hidrolisado	Batelada – anaeróbica	22,5	1,01	0,43	(BORGES; PEREIRA, 2011)
	Melaço de cana-de-açúcar	Batelada – anaeróbica	46,4	0,97	0,8	(ZHENG *et al.*, 2009)
		Batelada alimenta	55,2	1,15	0,81	(LIU *et al.*, 2008)

*P (g/L) Concentração de produto; Qp (g/Lh) Produtividade volumétrica em ácido bio-succínico; $Y_{P/S}$ (g/g) Fator de rendimento em produto por substrato consumido.

Fonte: Adaptado de Akhtar; Idris; Aziz (2014).

3.4.2 Estratégia Sacarificação e Fermentação Simultânea (*SSF*)

Na estratégia *SSF,* a hidrólise enzimática do substrato ocorre simultaneamente com a fermentação. O uso da fibra de milho pela *A. succinogenes* apresentou-se com maiores concentrações de ácido bio-succínico, utilizando um pré-tratamento alcalino antes da *SSF*. A adição de celulase e celobiose aumentaram a sua concentração. Os resultados obtidos foram de aproximadamente 47,4 g/L, rendimento de 0,72 g/g e produtividade de 0,99 g/L (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

Em um estudo utilizando a farinha de colza apontou 15,5 g/L, 12,4 g/g em um pH de 6,4. Já o uso da fibra de milho nessas mesmas condições apresentaram quantidades inferiores. Uma elevada viscosidade do meio dificulta o aumento da concentração do ácido orgânico. Uma maneira de solucionar tal problema é o uso de batelada alimentada com altas concentrações iniciais de substrato. Em seguida, é realizado o ajuste de pH antes do material ser autoclavado à 121 ºC por 15 min (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014). No Quadro 3.3 são indicados alguns resultados de estudos que aplicaram o processo *SSF* para *A. succinogenes*.

Quadro 3.3 A concentração de ácido bio-succínico, a produtividade e o rendimento obtido por meio de *SSF*, usando *A. succinogenes.*

Micro-organismo	Substrato	Ácido bio-succínico			Referências
		P (g/L)	Qp (g/Lh)	$Y_{P/S}$ (g/g)	
A. succinogenes	Palha de milho	47,4	0,99	0,72	(ZHENG *et al.*, 2010)
	Colza	27,4	0,33	0,12	(CHEN *et al.,* 2011)

*P (g/L) Concentração de produto; Qp (g/Lh) Produtividade volumétrica em ácido bio-succínico; $Y_{P/S}$ (g/g) Fator de rendimento em produto por substrato consumido.

Fonte: Adaptado de Akhtar; Idris; Aziz (2014).

Outros testes foram realizados com hidrolisados de palha de milho em batelada, onde foram obtidos 45,5 g/L e 0,8 g/Lh em 48 h de fermentação. Já na batelada alimentada foram apresentados 53,2 g/L e 1,21 g/Lh em 44 h de fermentação. Em batelada alimentada, os resultados foram melhores, apresentando tempo de fermentação menor (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

A vantagem da estratégia *SSF* em relação ao *SHF* é que esse processo elimina algumas etapas do processo de hidrólise. O uso rápido de glicose e xilose por *A. succinogenes* também diminui a inibição pelo substrato (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

3.5 SEPARAÇÃO E PURIFICAÇÃO

Os processos de separação e purificação apresentam um desafio tecnológico, afetando diretamente no rendimento do produto e, consequentemente, nos custos do processo. Portanto, os mesmos apresentam desvantagens ou limitações que devem receber uma atenção especial durante a elaboração de um projeto de produção do ácido bio-succínico (BORGES, 2011).

Nos processos fermentativos essa etapa ainda continua sendo o gargalo, devido à dificuldade de recuperação do produto. Com isso, a escolha dos processos depende da escalabilidade, robustez, rendimento de separação global, e consequentemente, dos custos envolvidos. Dessa forma, para uma aplicação adequada na indústria segue no Quadro 3.4 os parâmetros para aplicação de processos de separação (BORGES, 2001).

Quadro 3.4 Parâmetros para aplicação de processos de separação

Métodos	Escalabilidade	Robustez	Rendimento (separação)	Custo
Ultrafiltração	−	+	+	−
Precipitação	+	+	−	−
Eletrodiálise	−	−	+/−	−
Extração líquido-líquido	+	+	+	−

Fonte: BORGES, 2011.

O ácido bio-succínico por apresentar característica de ser um ácido orgânico hidrofílico e com ponto de ebulição elevado, a sua separação a partir de uma mistura de vários componentes é muito complexa. Podem ser encontrados no caldo fermentado água, açúcar residual ou glicerol, bem como subprodutos como etanol, acetato, lactato, formato, malato, piruvato e biomoléculas como proteínas, ácidos nucléicos, polissacarídeos e seus sais (CHENG *et al.*, 2012).

A etapa de separação representa mais de 50% do custo final da produção. Esse processo pode ocorrer por cristalização direta, precipitação, separação por membrana, extração, cromatografia e separação *in situ* (CHENG *et al.*, 2012). Os processos *downstream* geralmente ocorrem em três etapas principais como a remoção de células, a remoção de impurezas e separação primária do ácido bio-succínico e a purificação. Atualmente, os obstáculos na recuperação e purificação do succinato estão sendo estudados usando processos *downstream* como destilação a vácuo, extração reativa única e cristalização, onde a pureza pode chegar a 99,5% (AKHTAR; IDRIS; AZIZ, 2014).

Na primeira etapa, a remoção das células pode ocorrer por meio de filtração por membrana ou centrifugação. Na segunda etapa, pode ser utilizado a evaporação para remoção da água ou ácido acético, precipitação, eletrodiálise, extração por solvente, extração reativa, adsorção utilizando resina de troca iônica, carvão ativado, peneira molecular ou zeólito. Já na última etapa, a purificação, por evaporação a vácuo e cristalização (CHENG *et al.*, 2012).

3.5.1 Cristalização direta

A cristalização direta é um processo realizado após a remoção da biomassa celular e das impurezas por centrifugação, seguida de adsorção de carvão, por exemplo (CHENG *et al.*, 2012).

Após o processo de separação, pode ser realizada a acidificação da solução com ácido clorídrico até pH 4,2, antes da destilação a vácuo. Com isso, alguns ácidos, como acético e fórmico, podem ser removidos durante a destilação à vácuo, em uma temperatura de 60 ºC. Já a cristalização, ocorre em uma temperatura de 4 ºC, podendo chegar em um rendimento e pureza de aproximadamente 75% e 97%, respectivamente (CHENG *et al.*, 2012).

O ácido bio-succínico pode ser cristalizado seletivamente em pH 2,0 em uma temperatura de 4 ºC. Nessas condições, ácidos orgânicos como o lático, o acético e o fórmico ainda se encontram miscíveis na água, assim facilitando o processo de separação. Porém, ainda podem haver impurezas que prejudicam o uso do ácido

bio-succínico como monômero em outros processos. Nesse caso, ainda é necessária uma efetiva purificação do produto (CHENG *et al.,* 2012).

3.5.2 Precipitação

Para a separação de ácidos orgânicos produzidos por fermentação comumente é realizado a sua precipitação com hidróxido de cálcio ($Ca(OH)_2$). No entanto, esse método consome grande quantidade de reagente e, consequentemente, a formação de resíduos sólidos que irão impactar diretamente em 60 a 70% no custo final do produto (BORGES, 2011).

Após a precipitação com $Ca(OH)_2$ ou óxido de cálcio (CaO), o succinato de cálcio é separado por filtração, em seguida reage com ácido sulfúrico concentrado formando o ácido bio-succínico. O mesmo é purificado por adsorção de carbono ou troca iônica, concentrado e cristalizado por evaporação (CHENG *et al.*, 2012). O Processo de separação e purificação por meio de precipitação é representado na Figura 3.2.

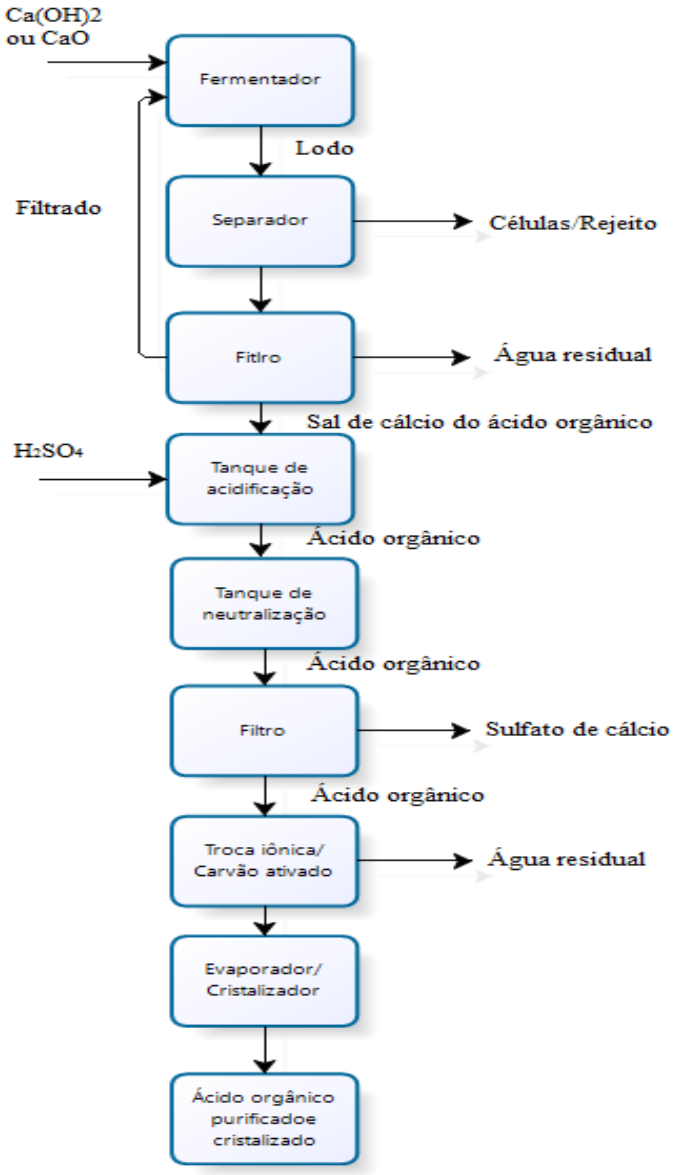


Figura 3.2 Processo de separação e purificação por meio de precipitação.
Fonte: Adaptado de MORAES, 2015.

O ácido bio-succínico também pode ser precipitado utilizando a amônia, onde o succinato de diamônio reage com o ácido sulfúrico ou combinando-o com o bissulfato de amônio em pH 1,5 -1,8, forma ácido bio-succínico e sulfato de amônio com um rendimento de aproximadamente de 93,3%. Nesse caso, o uso de reagentes é menor, porém ocorre uma grande corrosão dos equipamentos e maior consumo de energia (CHENG *et al.*, 2012).

Entre as escolhas mais prováveis para a substituição da precipitação por amônia são processos que empregam temperatura, membranas e/ou extração. Os

mais relatados são os processos de adsorção, destilação direta, troca iônica, extração por solvente e processos com membranas como eletrodiálise, osmose inversa e contactores de membranas (MORAES, 2015).

3.5.3 Extração

A extração por solventes apresenta algumas vantagens em relação às outras metodologias, pois resulta maiores rendimentos e baixo consumo de energia. Nesse processo, geralmente é utilizado uma amina como extrato (BORGES, 2011).

Existem vários extratores de solventes como hidrocarbonetos alifáticos, álcoois alifáticos, cetonas e organofosfatos. Uma extração simples não é satisfatória, pois necessita de grandes quantidades de solvente (BORGES, 2011). Com isso, uma maneira de contornar esse problema é converter o ácido bio-succínico em um composto sem grupos carboxílicos e em seguida recuperá-lo em uma extração líquido-líquido (CHENG *et al.*, 2012). As aminas, principalmente as terciárias são mais eficientes na recuperação de ácidos orgânicos de meios fermentativos (MORAES, 2015).

Em escala industrial, para utilizar um solvente extrator é necessário que a recuperação do ácido para uma nova fase aquosa seja eficiente. A recirculação é essencial para que o processo seja viável. Ao mesmo tempo que o produto de interesse é purificado o extrator é regenerado (MORAES, 2015).

3.5.4 Separação por membrana

As membranas disponibilizam uma vasta maleabilidade, pois possuem uma elevada eficiência na separação, dispensando o uso de etapas adicionais como a purificação do produto (MORAES, 2015).

No processo de separação por membranas, as espécies químicas presentes passam por uma barreira seletiva, que pode separar de maneira parcial ou total, de acordo com o tipo de membrana. Esse processo pode ocorrer por força motriz, que pode ser o gradiente de pressão (microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e

osmose inversa), o gradiente de concentração (pervaporação, permeação de gases e diálise) ou por diferença de potencial elétrico (eletrodiálise) (BORGES, 2011).

Alguns testes considerando a etapa de separação foram realizados utilizando sucessivamente microfiltração, ultrafiltração e adsorção com carvão ativo. O filtrado obtido foi acidificado para pH 2,0 – 3,5, sendo concentrado a vácuo em uma temperatura de 65 ºC para se remover o ácido acético e a água. A cristalização do ácido bio-succínico concentrado apresentou 99,5% de pureza com um rendimento de 75% (CHENG *et al.*, 2012).

Existem processos convencionais que utilizam membranas de maneira acoplada, com o objetivo de manter uma das fases imobilizadas e aumentar a superfície de contato entre as fases fluidas. Geralmente, o mais utilizado é a extração, porém existem outras maneiras como a utilização de contactores de membrana e membranas líquidas dos tipos emulsionada ou suportada (imobilizada) (MORAES, 2015).

A utilização de contactores de membrana possuem a função de imobilizar a interface e promover o aumento da superfície de contato, não atuando como uma barreira seletiva, porém o mesmo deve possuir uma afinidade entre o componente de interesse e a membrana utilizada para que o soluto disperse através da membrana, ocorrendo a extração (MORAES, 2015).

3.5.5 Cromatografia com carvão ativado

Os cromatógrafos de adsorção com carvão ativado são capazes de retirar impurezas como proteínas e outros compostos semelhantes, que contribuem para a cor castanha escura do caldo de fermentação (LAN *et al.*, 2014).

Existem várias qualidades de carvão ativado. Alguns carvões granulados oferecem propriedades de adsorção de alta qualidade e um nível de pureza muito elevado. É usado principalmente para a purificação de ácidos orgânicos, inorgânicos e adoçantes à base de amido, substâncias finas, bem como intermediários farmacêuticos (LAN *et al.*, 2014).

Outras qualidades de carvão ativado granulado oferecem propriedades de adsorção e dureza superiores em uma ampla variedade de aplicações, como descoloração e purificação de produtos farmacêuticos, remoção de impurezas da água de processo industrial, bem como reativação térmica. O tipo de carvão irá depender do grau de pureza exigido e das características do material a ser purificado (LAN *et al.*, 2014).

3.5.6 Trocadores de íons

Equipamentos de troca iônica são utilizados para a retirada de íons em substâncias líquidas. Podem ser constituídos de materiais porosos inertes, naturais ou sintéticos, que são insolúveis em solventes orgânicos ou em água (SILVA *et al.*, 2009).

Seu funcionamento é realizado por meio da troca iônica, onde íons dissolvidos na água entram em contato com determinadas substâncias sólidas, insolúveis na água, pelas quais são adsorvidos e permutados por outros íons. O tratamento que emprega as resinas trocadoras catiônicas e aniônicas é denominado desmineralização (SILVA *et al.*, 2009).

As substituições dos íons catiônicos Ca^{+2}, Mg^{+2}, Na^{+1}, entre outros, por íons hidrogênio e dos íons aniônicos cloretos, sulfatos, carbonatos, sílica, bicarbonatos, gás carbônico e nitratos, por íons hidroxila, podem ser aplicadas para evitar o problema de incrustações, cristalizações e corrosões não desejadas (SILVA *et al.*, 2009).

Esse processo de desmineralização só pode ser realizado em substâncias que se ionizam na água. Os cátions são removidos com resinas catiônicas e os ânions, com resinas aniônicas. A regeneração da resina catiônica é realizada por meio de solução de HCl, que em contato com as mesmas, retira os íons de minerais retidos, deixando íons H^+ em seu lugar, permitindo obter uma água contendo somente os ácidos dos sais dissolvidos (SILVA *et al.*, 2009).

A regeneração da resina aniônica é feita por meio de solução de NaOH, que em passagem retira da água os íons de minerais retidos, deixando íons OH^- em seu lugar, concluindo assim o processo de regeneração. Existem também colunas de resina mista, onde o processo de regeneração da resina é de recirculação, a solução ácida e a alcalina é inserida na coluna, entra em contato com a resina já separada, saindo da coluna e retornando para o tanque de alimentação (SILVA *et al.*, 2009).

Novas tecnologias levam em consideração a participação de uma ou mais técnicas utilizadas simultaneamente com a integração de unidades de microfiltração, eletrodiálise, precipitação, acidificação, destilação, cristalização (BORGES, 2011). Um esquema desse processo está representado na Figura 3.3.

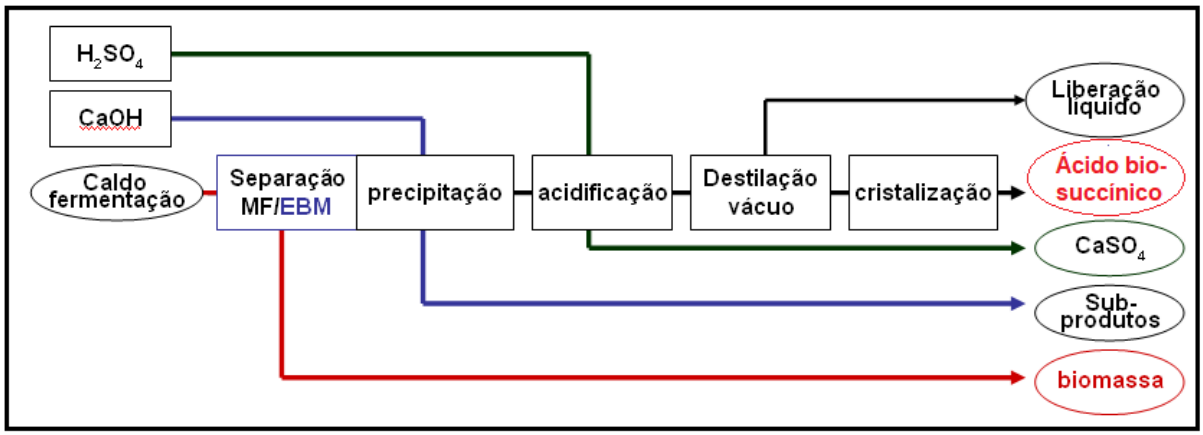


Figura 3.3 Processo de separação e purificação de ácido bio-succínico. MF/EBM: Integração entre Microfiltração e Membranas bipolares de eletrodiálise.
Fonte: BORGES, 2011.

O uso de $Ca(OH)_2$ em processos contribue para o aumento do custo, além de ser desfavorável para o meio ambiente. Durante o processo, o sólido precipitado é neutralizado com H_2SO_4, formando gesso ($CaSO_4$), e aplicadas metodologias de purificação e concentração para os ácidos orgânicos livres (BORGES, 2011).

No capítulo 4, todo o processo de produção do ácido bio-succínico será detalhado, utilizando o simulador de processos *SuperPro Designer®.* Cada etapa dos *layouts* propostos será descrita detalhadamente nas respectivas simulações dos processos.

4 METODOLOGIAS: O SIMULADOR, AS VARIÁVEIS OPERACIONAIS E DE PROJETO

O uso de ferramentas para análise dos processos de produção do ácido bio-succínico são essenciais para uma boa avaliação. As ferramentas possibilitam simular condições específicas dos processos que permitam a obtenção de maiores rendimentos.

Existem ferramentas computacionais específicas para a realização de simulações na área de bioprocessos. O simulador *SuperPro Designer*® é uma delas. Atualmente, é uma ferramenta muito utilizada para processos fermentativos. Desse modo, serão abordadas todas as etapas do processo de produção do ácido bio-succínico, utilizando como simulador o programa *SuperPro Designer*® na versão 9.0 da *Intelligen, Inc*., bem como as metodologias utilizadas no desenvolvimento da pesquisa.

O inventário das informações foi realizado utilizando o Portal de Periódicos da CAPES (site *Science Direct)* e as páginas da internet relacionadas ao assunto. As condições para a realização das operações unitárias sugeridas foram analisadas no simulador, sendo as condições ajustadas a fim de obter o maior rendimento possível do produto. Buscou-se o maior número de informações possíveis na literatura até o momento.

4.1 O *SUPERPRO DESIGNER*®

O *SuperPro Designer*® é uma ferramenta valiosa para engenheiros e cientistas, no desenvolvimento de processos, engenharia de processos e fabricação. É também uma ferramenta valiosa para profissionais que lidam com questões ambientais, por exemplo, tratamento de águas residuais, controle de poluição do ar, minimização de resíduos e prevenção da poluição. Além disso, fornece a

modelagem de processos, avaliação econômica do projeto e avaliação de impacto ambiental (INTELLIGEN INC., 2016).

O *SuperPro Designer*® facilita a modelagem, a avaliação e a otimização de processos integrados em uma ampla gama de indústrias como farmacêuticas, de biotecnologia, produtos químicos especiais, alimentos, bens de consumo, processamento de minérios, microeletrônica, purificação de água, tratamento de águas residuais, poluição do ar, entre outros (INTELLIGEN INC, 2016).

A combinação de modelos de fabricação e operação do ambiente no mesmo pacote, permite que o usuário projete e avalie simultaneamente processos, minimizando resíduos por meio da prevenção e assim controlando a poluição. O simulador *SuperPro Designer*® engloba o *BatchPro Designer*®, o *BioPro Designer*®, o *EnviroPro Designer*® e o *ChemPro Designer*®, que são simuladores que compartilham as mesmas características de simulação e que usam as mesmas interfaces, porém eles se diferem na lista de unidades a modelar. O *SuperPro Designer*® apresenta as seguintes facilidades:

- ✓ Interativo e apresenta interface gráfica;
- ✓ Recursos completos de simulação incluindo balanços de massa e energia, assim como dimensionamento de equipamentos;
- ✓ Modelo para mais de 80 operações unitárias, utilizadas em indústrias de processos;
- ✓ Engenharia econômica;
- ✓ Planejamento de processos em operações de batelada;
- ✓ Assessoramento em impacto ambiental;
- ✓ Rigoroso controle de emissões de compostos orgânicos voláteis (VOCs).
- ✓ Previsão de desgaste de equipamentos;
- ✓ Extenso banco de dados de equipamentos de processo, componentes químicos e materiais estruturais;
- ✓ Compatível com uma variedade de gráficos, planilhas e processadores de texto;
- ✓ Facilidade de utilização por hipertextos (*links*).

A instrumentação, ou seja, os transmissores e controladores do processo, no *SuperPro Designer*®, pode ser representada por um equipamento genérico no qual pode ser manipulado somente os fluxos mássicos. O simulador não disponibiliza diagramas de controle *Piping and Instrumentation or Process and Instrumentation Diagrams (P&I)* detalhado, entretanto, inclui em seu custo de capital fixo o item de instrumentação dos equipamentos (FORTUNATO, 2012).

Apesar do pouquíssimo recurso de controle de processo, o simulador considera o controle intrinsecamente em cada equipamento, de forma que o custo da instrumentação é calculado multiplicando o custo total do equipamento por um fator adotado pelo próprio simulador (FORTUNATO, 2012).

4.2 CONSIDERAÇÕES ADOTADAS

O presente trabalho sugere quatro *layouts* de plantas de produção do ácido bio-succínico, considerando sua escala industrial. Cada projeto possuiu sua especificidade, considerando a disponibilidade de modelos cinéticos e balanços de massa, cada qual com sua dificuldade nas especificações do projeto.

Cada etapa do processo possui a sua particularidade como etapas de pré-tratamento, fermentação, separação e purificação. O desenvolvimento de pré-tratamentos de materiais de composição lignocelulósica que aumentem a eficiência de liberação da glicose tem sido objeto de estudo de vários pesquisadores, bem como o desenvolvimento de enzimas que atuem sinergicamente na degradação da celulose.

Os pré-tratamentos ácido e alcalino são importantes para um bom rendimento da glicose durante a hidrólise enzimática. O presente estudo irá utilizar como dados para a simulação dos processos em batelada, a realização do processo fermentativo empregando a estratégia *SSF* e *SHF*, ambos com os pré-tratamentos ácido e alcalino.

O pré-tratamento ácido de bagaço de cana-de-açúcar com ácido sulfúrico 1,09% (v/v) foi conduzido à 121ºC com uma razão sólido-líquido de 1: 2,8 (p/v) durante 27 min. Em seguida, foi realizado o pré-tratamento alcalino utilizando

hidróxido de sódio 4% (p/v) a uma temperatura de 121ºC, com uma relação sólido-líquido de 1:20 durante 30 min. A celulignina parcialmente deslignificada, gerada após o processo, será utilizada na hidrólise enzimática (BORGES, 2011).

Os processos 1 e 2 serão realizados utilizando a estratégia *SSF*, sendo conduzidos com os dados obtidos por Borges (2011). Já os processos 3 e 4 serão elaborados de acordo com a estratégia *SHF*, sendo conduzidos com os dados obtidos por Arias *et al*. (2016), para os pré-tratamentos ácido e alcalino, e para a hidrólise enzimática. No entanto, para os *inputs* da fermentação, os dados de Chen; Tao e Zheng (2016). Para o desenvolvimento do projeto foram realizadas as seguintes considerações:

- Uma entrada de 1000 toneladas de bagaço de cana-de-açúcar por ciclo de processo;
- Ano de análise da maioria dos dados econômicos foi utilizado do próprio simulador com ano base de 2016.
- A bactéria utilizada para a simulação da fermentação foi *Actinobacillus succinogenes*;
- Preço da enzima celulase U$ 0,37/L. Valor hipotético baseado no custo de produção otimizado de enzimas para a produção de etanol celulósico (BATISTA, 2013);
- Preço da bactéria relacionada à 10% do custo operacional;
- Preço do bagaço U$ 25,95/T (MF RURAL, 2017);
- A massa molar não nula e hipotética para as biomassas microbianas;
- A estequiometria das reações bioquímicas foi considerada no simulador de forma que a biomassa microbiana apareça somente no lado de geração dos produtos da reação;
- Todo tagueamento adotado, ou seja, o TAG dos equipamentos é conforme o disponível pelo simulador;
- Não foi considerado qualquer diagrama ou malha de controle, já que o simulador não disponibiliza. Entretanto, o controle de variáveis importantes, como pressão, temperatura, concentração e fluxo foi possível quando as condições operacionais desejadas eram estipuladas para cada equipamento.

Todavia, buscou-se utilizar uma representação mínima de controle de fluxo com a presença de válvulas de bloqueio.

Encontra-se disponível no simulador uma lista de parâmetros adicionais: tempo de construção de 30 meses; 4 meses de partida da fábrica; tempo de vida de projeto de 15 anos; taxa de inflação de 4% ao ano; cálculo do *Net Present Value* - Valor Presente Líquido (NPV) a 7%; taxa de juros do empréstimo de 12% ao ano e tempo de depreciação de 10 anos, que serão consideradas nos cálculos de custos do projeto (FORTUNATO, 2012).

Deve-se salientar que os dados utilizados para o cálculo preliminar dos custos dos processos foram obtidos do simulador. Esses valores poderão variar de acordo com a conjuntura econômica do momento, como por exemplo, os valores da taxa do Sistema Especial de Liquidação e de Custódia (Selic), que serve como base para o cálculo das taxas de juros cobradas pelos bancos no Brasil.

4.3 DESCRIÇÃO DA PLANTA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO

Para a construção do fluxograma da produção do ácido bio-succínico, foram realizadas várias pesquisas sobre o tema, com o objetivo de promover um embasamento teórico ao processo proposto. Com isso, foi definido a utilização do micro-organismo *Actinobacillus succinogenes*, bem como o bagaço de cana-de-açúcar, uma matéria-prima proveniente de processos agroindustriais.

Em toda elaboração de construção de um processo industrial é necessário seguir metodologias fundamentais para o seu bom andamento, tais como, definir o regime de condução do processo, identificar as entradas e saídas do processo, apontar as estruturas de reciclo do processo, determinar a estrutura geral do sistema de separação e purificação, assinalar no projeto a rede de trocadores de calor, entre outros (FORTUNATO, 2012).

No caso de processos bioquímicos, a etapa de fermentação é de suma importância e a preparação do inóculo com o micro-organismo fermentador se torna extremamente necessária (BORGES, 2011). No presente trabalho, a produção da

biomassa microbiana está separada em um tanque de mistura, considerando o micro-organismo já adaptado sem a fase *lag* ou de adaptação, isto é, com cinética e metabolismo mais elevado.

A entrada de micro-organismo é composta por 100% de células, nesse caso não foi considerado um reciclo de células. Apesar de reconhecer a importância da presença de nutrientes para o crescimento celular, para fins de simplificação da simulação, em nenhum dos processos de produção tais componentes foram considerados. Assim, foi admitido que as bactérias estão preparadas para o processo fermentativo.

Nos processos em batelada, o cronograma de programação do processo é chamado de *Scheduling*. Esse tipo de processo depende de um preciso escalonamento de horários, ao contrário de um processo em contínuo, onde todas as correntes estão prontamente disponíveis. O agendamento de cada operação é de vital importância para que um equipamento esteja disponível quando outro demandar seu conteúdo.

O *SuperPro Designer*® fornece vários meios para especificar as horas de início e as durações das operações. Possui vários gráficos para visualizar o cronograma resultante para um único lote ou vários lotes em uma única campanha de produto. O *SuperPro Designer*® não resolverá automaticamente quaisquer conflitos de programação agindo e modificando o cronograma proposto, nem realizará nenhuma proposta de um cronograma completo e realizável que otimizará o objetivo de um usuário e, ao mesmo tempo, evitará restrições de recursos.

Em vez disso, o *SuperPro Designer*® detectará quaisquer conflitos de programação (violações de compartilhamento de equipamentos ou violações de consumo de recursos) e apresentará vários gráficos que dependem da programação proposta, o que ajudará o usuário a visualizar a parte problemática da programação e a solucione. Desse modo, uma das estratégias de simulação foi realizar o escalonamento de horários e de entrada de recursos de forma modular, isto é, por seções, evitando os conflitos.

Os fluxogramas dos processos se subdividem em cinco diferentes seções, sendo delimitadas pelo tipo de atividade principal da operação. As seções são subdivididas em:

- Seção de pré-tratamento ácido, tendo o objetivo de promover a separação da hemicelulose da celulignina;
- Seção de pré-tratamento alcalino, com a finalidade de realizar a deslignificação da celulignina e assim facilitar o acesso das enzimas celulolíticas;
- Seção de hidrólise enzimática, representada apenas nos processos 3 e 4;
- Seção de fermentação, com o propósito de realizar a hidrólise enzimática e a fermentação em um mesmo tanque de reação para os processos *SSF* (processos 1 e 2) e somente a fermentação para os processos *SHF* (processos 3 e 4);
- Seção de precipitação da lignina, com o objetivo de realizar a separação da lignina para o reaproveitamento;
- Seção de tratamento final, com o intuito de realizar a separação, purificação e cristalização do ácido bio-succínico produzido.

Outra estratégia de simulação foi realizar, para todos os processos apresentados, o cálculo do número de fermentadores, com o objetivo de inserir nos *layouts* a quantidade necessária para o processamento dos conteúdos adicionados. Os cálculos do número de fermentadores foram realizados conforme a expressão:

$$D = (2 + \frac{tf}{ts})$$

Eguação (4.1)

Onde D é o número de dornas, t_f o tempo de fermentação e t_s o tempo de transferência (descarga).

Nos processos 2 e 4, foi considerado o fator econômico. À vista disso, foram realizadas pesquisas de preços dos fermentadores com o objetivo de mitigar os custos dos processos. Devido à ausência de *feedback* dos fornecedores e da inconsistência dos valores encontrados nos portais de comerciantes, foi utilizado o

simulador *Matches*® para a obtenção dos preços. O simulador elaborado pela empresa *Matches Engineering Company*® é utilizado para fornecer um suporte de decisão de qualidade para o desenvolvimento de novos produtos, novas tecnologias de processo ou melhorias em produtos químicos, energia, manufatura e metalurgia.

Para as simulações dos dados dos preços extraídos do simulador *Matches*®, foram considerados as características dos fermentadores de serem encamisados, agitados, fabricados em inox e com pressão interna de 25 psi. A partir desses dados, foram calculados os novos números de fermentadores, os volumes e o novo tempo de transferência.

4.3.1 Definições do processo

Para a realização da simulação, foram sugeridos quatro processos de produção de ácido bio-succínico a partir do bagaço de cana-de-açúcar, todos em modo batelada. Dois processos foram conduzidos empregando a estratégia *SSF* e outros dois processos empregando a estratégia *SHF*.

Em todos os processos, há existência de um reciclo de vapor entre os equipamentos de vaporização e cristalização. Para facilitar a identificação dos processos, de acordo com o modo de condução de cada um deles, foram denominados da seguinte forma:

- PROCESSO 1 – Estratégia *SSF* sem fator econômico;
- PROCESSO 2 – Estratégia *SSF* com fator econômico;
- PROCESSO 3 – Estratégia *SHF* sem fator econômico;
- PROCESSO 4 – Estratégia *SHF* com fator econômico;

4.3.2 Etapas do processo de produção

As etapas do processo descrevem cada equipamento de acordo com a sua seção. Cada equipamento possui a sua particularidade de modo que o seu funcionamento seja identificado. Em cada unidade de processo o *SuperPro Designer*® o assume como uma peça real, que hospeda um procedimento determinado e com alguns recursos específicos.

Em uma simulação com o processo conduzido em batelada, muitas vezes os recursos dos equipamentos são limitados e geralmente compartilhados por mais de uma unidade de procedimento em uma única batelada. Por outro lado, os processos contínuos normalmente utilizam recursos de equipamentos em um modo para cada etapa do processo. São listados cada equipamento utilizado nas propostas dos processos.

4.3.2.1 Seção de Pré-tratamento ácido

A seção de pré-tratamento ácido é compreendida pelo caminhão (P-1) que representa a entrada de bagaço, o transporte de parafuso (P-2) responsável pelo transporte da biomassa lignocelulósica, a bomba de engrenagem (P-3), o tanque de tratamento ácido (P-4) e o filtro de correia (P-5).

4.3.2.1.1 Transporte da biomassa lignocelulósica (Transport by truck)

O procedimento P-1 representa o transporte do bagaço de cana-de-açúcar para planta. O *input* de entrada foi de 1000 T ou 1.000.000 kg de bagaço por transporte. O seu custo foi definido como zero, pois foi assumido que a planta faz parte de uma biorrefinaria, onde a matéria-prima é disponibilizada como resíduo de um processo anterior. O transporte é representado de acordo com a Figura 4.1.

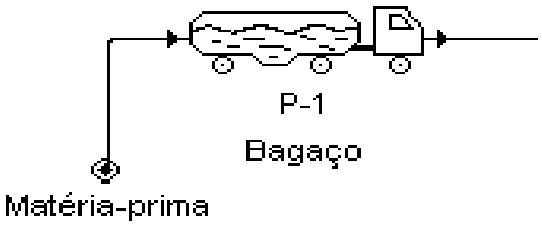


Figura 4.1 O transporte por caminhão (*Bulk Flow*).
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.1.2 Transportador de parafuso (Screw conveyor)

A operação P-2 é a unidade que simula o transporte de granéis sólidos, utilizando um transportador de parafuso. O modo de estrutura, a área da tubulação e, consequentemente, o diâmetro do tubo é calculado dividindo o rendimento

operacional (m^3/h) pela taxa de transferência específica (m^3/ h-m^2). Se o diâmetro do tubo calculado excede o máximo, o programa assume várias unidades idênticas, operando em paralelo, com uma área total de seção transversal igual ao calculado.

No Modo de Avaliação *Rating Mode*, o usuário especifica o número de unidades e seu diâmetro da tubulação, assim o programa calcula a taxa de transferência específica. O usuário sempre especifica o comprimento do tubo e o programa calcula o rendimento operacional. A densidade a granel do material transportado é usado para converter a taxa de transferência de massa em taxa de transferência volumétrica.

No presente trabalho, foi considerado para o cálculo de tamanho de todos os equipamentos a opção do simulador *Design Mode*, onde o mesmo calcula as dimensões do equipamento. O tamanho do diâmetro da tubulação foi de 50 cm, o comprimento de 15 m, com oito ciclos por batelada. É indicado na Figura 4.2 o transportador de parafuso.

Figura 4.2 Transportador de parafuso (*Screw Conveying (Bulk Flow).*
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.1.3 Bomba de engrenagem (Gear Pump)

A bomba de engrenagem P-3 é utilizada para aumentar a pressão da corrente de entrada, para que o material possa entrar no reator de pré-tratamento ácido. Na simulação o equipamento trabalha no modo *Design Mode,* com potência de 300 kW*.* O equipamento pode ser verificado na Figura 4.3.

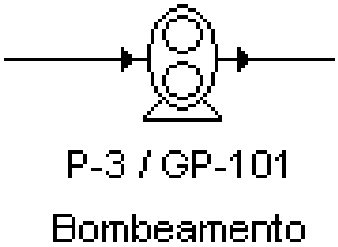


Figura 4.3 Misturador (*Gear Pumping*).
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.1.4 Reator de pré-tratamento ácido (Stirred reactor)

O objetivo dessa etapa do processo é a separação da fração hemicelulósica, quando realizada por ácidos diluídos, permitindo o aumento da susceptilidade da celulose ao processo de hidrólise, sem afetar substancialmente a sua estrutura base. Essa característica do processo permite a obtenção de hidrolisados com alto conteúdo de xilose em relação a outros glicídios.

O equipamento para a realização do pré-tratamento ácido é um Reator de Processo de Reação Contínua Estequiométrico com Agitação (CSTR), que pode ser utilizado em processos contínuo, semi-contínuo e em batelada. O mesmo está representado pelo procedimento P-4. Essa operação pode lidar com qualquer número de transformações materiais sequenciais (reações), que ocorrem continuamente em um tanque agitado e para os quais expressões cinéticas são desconhecidas ou pouco importantes. Esse procedimento é utilizado para representar uma sequência de reações contínuas que têm lugar em um reator agitado CSTR e que estão descritos por estequiometria.

Na simulação, o equipamento trabalha no modo *Design Mode*, com o volume máximo de 350 m³, volume máximo de trabalho de 90%, relação altura e diâmetro de dois e com 12 ciclos por batelada. Durante o processo de reação serão consideradas as condições utilizadas por Borges (2011) e Arias *et al.* (2016). As condições de operação em ambos os artigos é de temperatura de reação de 121ºC e o tempo de reação de 27 min, sendo o material submetido ao H_2SO_4, 1,09% (v/v) e relação sólido-líquido 1:2,8 (g/ml). O equipamento está representado na Figura 4.4.

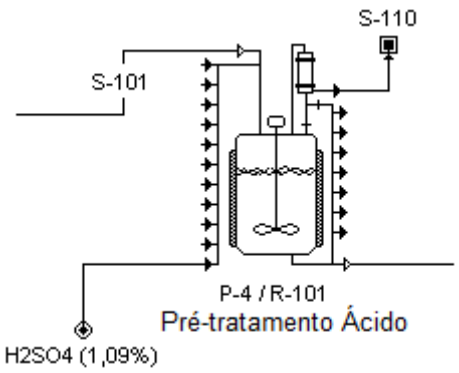


Figura 4.4 Reator de pré-tratamento ácido.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.1.5 Filtração (Belt Filter)

A filtração é realizada por um filtro de correia. Essa unidade simula a desidratação de lamas em um filtro prensa. Os balanços materiais baseiam-se no percentual de remoção dos componentes em partículas e o teor de sólidos do material.

Filtros prensas são dispositivos de alimentação contínua de desidratação de lamas, que envolvem a aplicação de condicionamento químico, a drenagem por gravidade, e a pressão aplicada mecanicamente para desidratar lamas. Na maioria dos tipos de filtro prensa, a lama é primeiro introduzida em uma seção de drenagem por gravidade, onde é submetida para engrossar.

A maior parte da água livre é removida da lama por ação da gravidade. Após a drenagem por gravidade, a pressão é aplicada em uma seção de baixa pressão, onde a lama é espremida entre as correias de pano poroso. Em algumas unidades, a seção de baixa pressão é seguida por uma seção de alta pressão, onde a lama é submetida à forças de corte como as correias passam através de uma série de rolos.

A pressão de aperto em combinação com as forças de cisalhamento induz a libertação de quantidades adicionais de água a partir da lama. O bolo de lama desidratado é removido das cintas de lâminas raspadoras. Um típico filtro de prensa consiste de um sistema de bombas de lamas de alimentação, equipamentos de polímero de alimentação, um tanque de lamas-condicionado (floculador), um filtro

prensa, um transportador de bolo de lama, e sistemas de apoio (bombas de lamas de alimentação, bombas de água de lavagem, e ar comprimido).

Filtros prensa de correia estão disponíveis em tamanhos de 0,5 - 3,5 m de largura da correia. O rendimento hidráulico com base na largura da correia varia 1,6-6,3 L/m-s. Com isso, é comum se basear na largura da correia para expressar as taxas de carregamento e os tamanhos dos filtros. Na simulação foi considerado o modo *Design Mode*, onde o máximo da largura do cinto é de 3,5 m e com 19 ciclos por batelada. Na Figura 4.5 se encontra o esquema do equipamento.

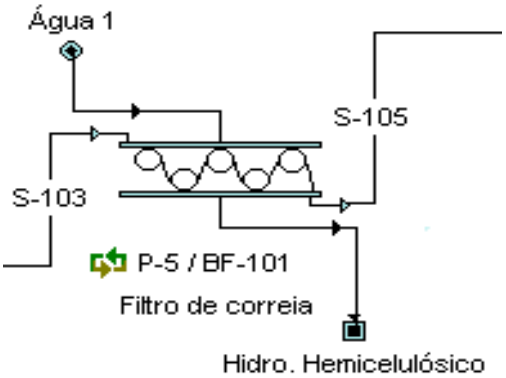


Figura 4.5 Filtro de correia 1.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

No processo proposto, o filtro de correia está reprensentado por P-5. Nessa unidade o mesmo separa a celulignina do hidrolisado hemicelulósico. Os sólidos são encaminhados para a seção de pré-tratamento alcalino e o hidrolizado hemicelulósico classificado como desperdício orgânico.

4.3.2.2 Seção de Pré-tratamento alcalino

A seção de pré-tratamento alcalino é compreendida pelo reator de tratamento alcalino (P-6), o filtro de correia (P-7), o misturador (P-8) e o distribuidor de fluxo (P-9).

4.3.2.2.1 Reator de pré-tratamento alcalino (Stirred reactor)

A finalidade dessa etapa do processo é a deslignificação parcial da celulignina por meio do pré-tratamento alcalino. A celulignina resultante da metodologia para obtenção de hemicelulose na seção de pré-tratamento ácido, é submetida à

deslignificação mediante pré-tratamento alcalino, com 4% de NaOH e uma relação sólido-líquido 1:20, seguido de tratamento térmico à 121ºC, durante 30 minutos.

O equipamento para a realização do pré-tratamento alcalino é um reator CSTR, que pode ser utilizado em processos contínuo, semi-contínuo e em batelada. O equipamento trabalha no modo *Design Mode*, com o volume máximo de 350 m³, volume máximo de trabalho de 90%, relação altura e diâmetro de dois e oito ciclos por batelada. Em seguida, o material originado é transferido para a sepação no filtro de correia. O reator de pré-tratamento alcalino é esquematizado na Figura 4.6.

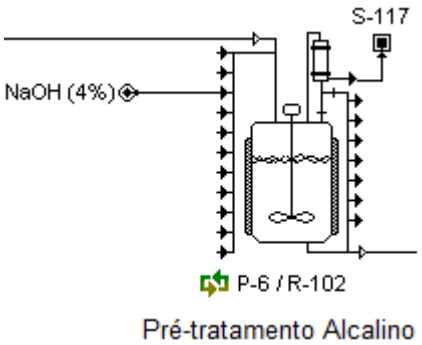


Figura 4.6 Reator de pré-tratamento alcalino.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.2.2 Filtração (Belt Filter)

O equipamento representado por P-7 é responsável por separar o conteúdo proveniente do pré-tratamento alcalino. Nesse caso, a celulignina parcialmente delignificada é separada do licor negro que é composto por lignina e outros sólidos provenientes do processo.

Os açúcares fermentáveis produzidos, bem como outros sólidos dissolvidos são transferidos para um misturador e em seguida distribuída para a seção de fermentação. Já o licor negro é encaminhado para a seção de recuperação da lignina.

Os filtros prensa de correia estão disponíveis em tamanhos de 0,5 - 3,5 m de largura da correia e o rendimento hidráulico com base na largura da correia varia 1,6 - 6,3 L/m-s. Na simulação, foi considerado o modo *Design Mode*, onde o máximo da

largura do cinto é de 3,5 m. O equipamento funciona sete ciclos por batelada. O filtro de correia está representado na Figura 4.7.

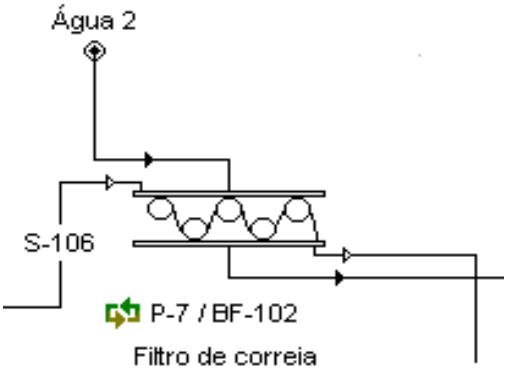


Figura 4.7 Filtro de correia 2.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.2.3 Misturador de fluxos 1 (Stream Mixing - Bulk Flow)

O misturador representado por P-8 é uma unidade de mistura de dois ou mais (até nove) fluxos de massa e cria um fluxo de saída. O rendimento operacional é calculado com base no fluxo de saída. Esse equipamento está presente apenas nos processos 1 e 2.

Muitas vezes, durante o *design* de um novo processo, é necessário que ambas correntes sejam diluídas ou concentradas, misturando-as e formando um novo fluxo. Como normalmente um *designer* terá um objetivo em mente para a mistura, a vazão da mistura de entrada tem de ser determinada durante a simulação. Esse modelo permitirá os usuários de expressar restrições de *design* de processo diretamente. Deve-se levar em consideração que a composição do fluxo ajustável deve ser definido pelo usuário antes do início da simulação.

Nesse equipamento há um fluxo de entrada de enzima, um de água e o outro proveniente do filtro prensa com o conteúdo de celulignina parcialmente deslignificada. Todos são misturados e direcionados para o distribuidor de fluxo e em seguida para a seção de fermentação. Os cálculos do equipamento segue a opção do simulador *Design Mode*, com uma taxa de transferência de 720.000 kg/h. O equipamento está representado na Figura 4.8.

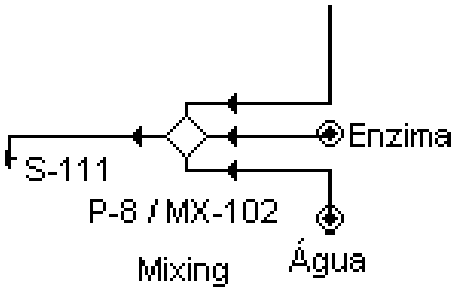


Figura 4.8 Misturador de fluxo 1.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.2.4 Divisor de fluxo 1 (Flow Splitting - Bulk Flow)

Essa operação divide o caudal de um fluxo em massa em dois ou mais fluxos com base nas frações divididas definidas pelo utilizador. Está representado por P-9 e o seu tamanho ajustado para o modo *Design Mode*. Esse equipamento se encontra em todos os processos.

Nesse caso, se a vazão operacional exceder a taxa máxima de transferência de 720.000 kg/h, o programa assumirá múltiplas unidades idênticas, operando em paralelo com um débito operacional menor que o máximo. As correntes de distribuição do equipamento são direcionadas para as válvulas de gaveta na seção de fermentação. Na Figura 4.9 encontra-se o desenho do equipamento.

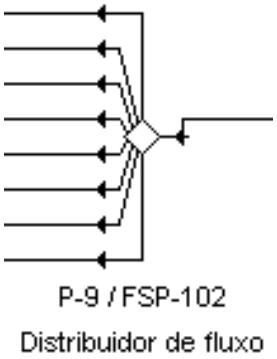


Figura 4.9 Divisor de fluxo 1.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.3 Seção de Hidrólise Enzimática

A seção de hidrólise enzimática está presente nos processos 3 e 4, onde o processo é realizado por meio da estratégia *SHF*. É composta por um tanque de hidrólise enzimática (P-8) e um distribuidor de fluxo (P-9).

4.3.2.3.1 Reator de hidrólise enzimática (Stirred reactor)

A finalidade dessa etapa do processo é a hidrólise enzimatica da celulignina parcialmente deslignificada por meio do tratamento com enzimas celulolíticas. Nessa etapa do processo, é utilizado um coquetel enzimático de acordo com Arias *et al*. (2016), onde seus testes apresentaram uma eficiência de hidrólise de 91,20%. De acordo com o artigo foi utilizado 10 mg/g de celulase (*T. harzianum* 15%, *P. funiculosum* 50% e *A. niger* 35%). Porém, para fins de simulação tal coquetel é representado genericamente apenas por enzima, sendo o conteúdo adicionado diretamente ao tanque, não existindo módulo específico para seu condicionamento.

As condições de operação foram 50 ºC de temperatura e 48h de hidrólise, realizadas em um reator CSTR. O equipamento trabalha no modo *Design Mode*, com o volume máximo de 350 m³, volume máximo de trabalho de 90%, relação altura e diâmetro de dois e um ciclo por batelada. Em seguida, o material originado é transferido para o distribuidor de fluxo (P-9), prosseguindo para os fermentadores. Na Figura 4.10 segue a representação do equipamento.

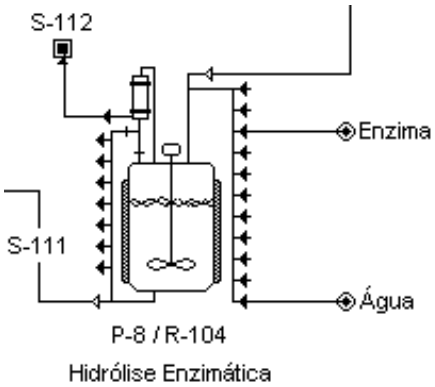


Figura 4.10 Reator de hidrólise enzimática.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.4 Seção de Fermentação

Essa seção é formada pelas válvulas de gaveta (P-10 a P-17 no processo 1; P-10 a P-13 no processo 2; P-10 a P-16 no processo 3; P-10 a P-13 no processo 4), reatores de fermentação cinéticas (P-18 a P-25 no processo 1; P-14 a P-17 no processo 2; P-17 a P-23 no processo 3; P-14 a P-17 no processo 4), filtros de ar (P-26 a P-33 no processo 1; P-18 a P-21 no processo 2; P-25 a P-31 no processo 3; P-18 a P-21 no processo 4), tanque de mistura (P- 34 no processo 1; P-22 no processo 2; P-32 no processo 3, P-22 no processo 4), divisor de fluxo 2 (P-35 no processo 1; P-23 no processo 2; P-33 no processo 3, P-23 no processo 4) e misturador de fluxo 2 (P-36 no processo 1; P-24 no processo 2; P-24 no processo 3, P-24 no processo 4).

4.3.2.4.1 Válvula de gaveta (Gate Valve - Liquids)

Essa operação modela a queda de pressão de líquidos que fluem através de uma válvula de gaveta. Representadas por P-10 a P-17 no processo 1, P-10 a P-13 no processo 2, P-10 a P-16 no processo 3 e P-10 a P-13 no processo 4, os equipamentos recebem os fluxos provenientes do divisor de fluxo 1, moderando os fluxos para os fermentadores. No presente trabalho as válvulas de gavetas foram ajustadas para a opção *Design Mode*, considerando o seu diâmetro máximo de 20 cm. Na Figura 4.11 está indicado a representação do dispositivo.

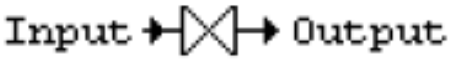


Figura 4.11 Válvula de gaveta.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.4.2 Reatores de Fermentação (Kinetic Reaction)

A maioria das operações dos reatores estão disponíveis como parte de uma reação, fermentação, ou procedimento de lotes genéricos. Os fermentadores são formados por um subtipo de recipiente revestido e agitado CSTR ou reator genérico. Outros equipamentos são usados no contexto dos processos em lotes adicionais,

tais como a preparação de inoculo e filtração. Uma operação típica nessa lista realiza uma ou mais das seguintes tarefas:

- Carrega no material um ou mais fluxos ligados como entradas para o procedimento;
- Combina qualquer material de entrada com o material que se presume ser no recipiente no início da operação;
- Aplica-se alguma transformação do conteúdo de material com base no tipo de operação e / ou as especificações do usuário que ditam as condições em que a transformação irá ocorrer;
- Remove material sobre qualquer uma das correntes de saída do procedimento;
- Determina o estado (quantidade, temperatura, pressão) dos conteúdos de equipamentos no final da operação.

O processo de fermentação ocorre em reatores cinéticos, onde levam em consideração a cinética do micro-organismo. Para o dimensionamento dos fermentadores foram realizados cálculos de dornas com e sem o fator de economicidade.

Nos processos 1 e 2, a fermentação foi realizada conforme a estratégia *SSF*, com os dados extraídos de Borges (2011). Já nos processos 3 e 4, a fermentação foi realizada conforme a estratégia *SHF*, considerando os dados de fermentação de Chen, Tao e Zheng (2016).

4.3.2.4.3 Filtros de ar (Air Filter)

O filtro de ar é usado para representar um recurso de equipamento que possui a filtração como objetivo principal. O mesmo é utilizado para remover a poeira e os contaminantes de um fluxo gasoso e prevenir a liberação de patógenos para o ambiente.

Na simulação cada fermentador está acoplado a um filtro. Esses estão representados por P-26 a P-33 no processo 1, P-18 a P-21 no processo 2, P-25 a P-31 no processo 3, P-18 a P-21 no processo 4, utilizando a opção *Design Mode* do

simulador, um ciclo por batelada e com uma taxa máxima de rendimento de 14.399.999,99 L/h. Esse equipamento é esquematizado na Figura 4.12.

Figura 4.12 Filtro de ar.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.4.4 Tanque de mistura (Blending Tank)

O tanque de mistura é utilizado para representar um recurso de equipamento, e assim hospedar um procedimento de recipiente simulando o armazenamento de material. É um recipiente vertical com um agitador. O procedimento pode ser executado em modo batelada ou contínuo.

Está representado por P-34 no processo 1, P-22 no processo 2, P-32 no processo 3 e P-22 no processo 4. O seu tamanho é ajustado de acordo com a opção *Design Mode* do simulador, volume nominal de 80 m³, volume máximo de trabalho de 90% e relação altura/diâmetro três. Nesse equipamento é realizado a mistura do micro-organismo, sendo o mesmo considerado já adaptado para realizar o processo fermentativo, e seu conteúdo encaminhado para o distribuidor de fluxo, e posteriormente, para os fermentadores. Na Figura 4.13 está representado o esquema do equipamento.

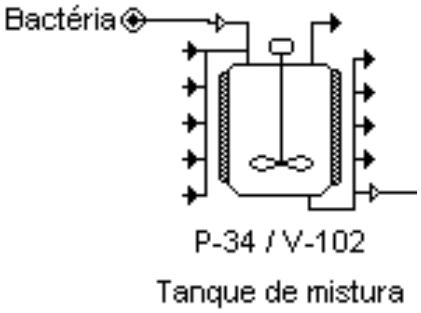


Figura 4.13 Tanque de mistura.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.4.5 Divisor de fluxo 2 (Flow Splitting - Bulk Flow)

O divisor de fluxo 2, representado por P-35 no processo 1, P-23 no processo 2, P-33 no processo 3, P-23 no processo 4, está acoplado ao tanque de mistura. Esse possui a função de distribuir o conteúdo presente no tanque de mistura, isto é, o micro-organismo responsável pela fermentação.

Essa operação divide o caudal de um fluxo em massa em dois ou mais fluxos com base nas frações divididas definidas pelo utilizador. O seu tamanho está ajustado para o modo *Design Mode* e com uma taxa de transferência máxima de 720.000 kg/h. O equipamento está esquematizado na Figura 4.14.

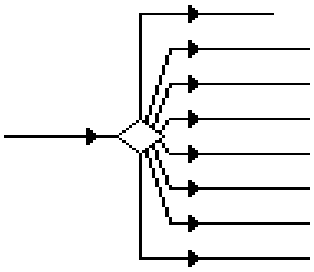


Figura 4.14 Divisor de fluxo 2.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.4.6 Misturador de fluxo 2 (Stream Mixing - Bulk Flow)

O misturador é uma unidade de mistura de dois ou mais (até nove) fluxos de massa e cria um fluxo de saída. Seu rendimento operacional é calculado com base no fluxo de saída.

Nessa seção o misturador de fluxo 2 está demonstrado como P-36 no processo 1, P-24 no processo 2, P-24 no processo 3 e P-24 no processo 4. Os cálculos do número de equipamentos foram ajustados na opção *Design Mode*, com taxa máxima de transferência de 720.000 kg/h. Esse misturador possui a função de receber todos os fluxos de saída dos fermentadores, transferindo-os para uma bomba de diafragma e em seguida para um tanque de estocagem. Seu esquema pode ser visualizado na Figura 4.15.

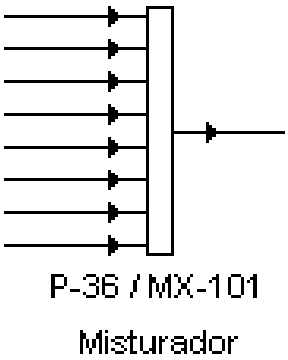


Figura 4.15 Misturador de fluxo 2.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.5 Seção de Precipitação da Lignina

Essa seção é encarregada de realizar a precipitação, a filtração e a secagem da lignina, para que seja recuperada e disponibilizada comercialmente. A lignina é um coproduto valioso que pode ser empregada em vários processos como o curtimento de couro, corantes e outros segmentos industriais.

Os equipamentos que compõem essa seção são o reator de precipitação (P-46 no processo 1; P-34 no processo 2; P-43 no processo 3 e P-34 no processo 4), o filtro de correia (P-47 no processo 1; P-35 no processo 2; P-44 no processo 3 e P-35 no processo 4) e o secador de bandeja (P-48 no processo 1; P-36 no processo 2; P-45 no processo 3 e P-36 no processo 4).

4.3.2.5.1 Reator de precipitação da lignina

A precipitação da lignina é realizada pela adição de ácido sulfúrico à 98%, em uma temperatura de 25ºC, por 1h de acordo com Rocha *et al.* (2012). Durante a reação a lignina líquida presente no licor negro é precipitada por um reator CSTR.

Esse equipamento está representado como P-46 no processo 1, P-34 no processo 2, P-43 no processo 3 e P-34 no processo 4. O equipamento trabalha no modo *Design Mode*, com o volume máximo de 350 m³, volume máximo de trabalho de 90%, 10 ciclos por batelada e relação altura/ diâmetro de dois. Em seguida, o material originado é transferido para a sepação no filtro de correia. O reator está demonstrado na Figura 4.16.

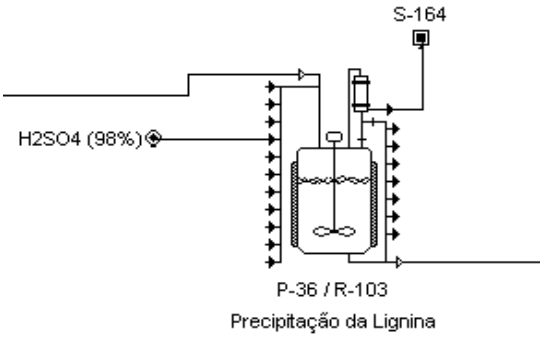


Figura 4.16 Tanque de precipitação da lignina.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.5.2 Filtração (Belt Filter)

Esse equipamento representado por P-47 no processo 1, P-35 no processo 2, P-44 no processo 3 e P-35 no processo 4. É responsável por separar o conteúdo proveniente do reator de precipitação da lignina. Nesse caso, a lignina é separada do licor negro e enviada para a secagem.

O filtro de correia é utilizado para separar o conteúdo em suspensão. Os filtros prensa de correia estão disponíveis em tamanhos de 0,5 - 3,5 m de largura da correia e o rendimento hidráulico com base na largura da correia varia 1,6 - 6,3 L/m-s. Na simulação foi considerado o modo *Design Mode*, onde o máximo da largura do cinto é de 3,5 m e oito ciclos por batelada. Na Figura 4.17 o equipamento é esquematizado.

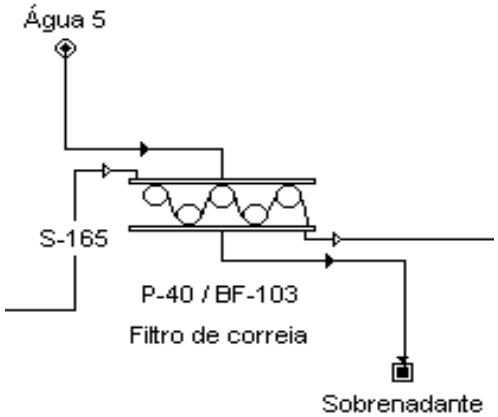


Figura 4.17 Filtro de correia para separação da lignina.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.5.3 Secagem da lignina (Tray Dryer)

O secador de bandeja P-48 no processo 1, P-36 no processo 2, P-45 no processo 3 e P-36 no processo 4, é empregado para representar um recurso de equipamento usado para secagem. O secador contém bandejas inseridas e é injetado com ar por vácuo ou atmosfericamente, para secar o material proveniente do processo de precipitação da lignina, e assim obter lignina em pó como coproduto.

O procedimento só pode ser executado em modo batelada/ semi-contínuo. No simulador o mesmo foi ajustado para o modo *Design Mode*, com área máxima da bandeja de 80 m² e sete ciclos por batelada. Na Figura 4.18 é indicado o esquema do equipamento.

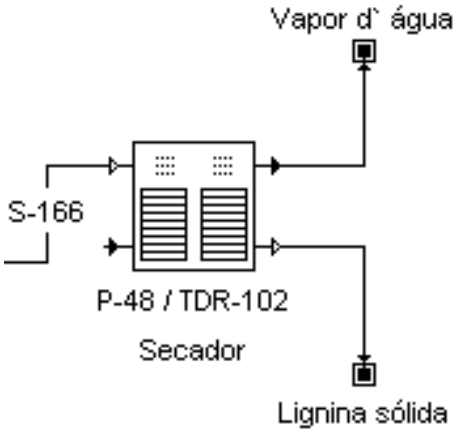


Figura 4.18 Secador de bandeja.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6 Seção de Tratamento Final

A seção de tratamento final é responsável pela separação e purificação do ácido bio-succínico. Essa está constituída por uma bomba de diafragma (P-37 no processo 1; P-25 no processo 2; P-34 no processo 3 e P-25 no processo 4), um tanque de estocagem (P-38 no processo 1; P-26 no processo 2; P-35 no processo 3 e P-26 no processo 4), uma centrífuga (P- 39 no processo 1; P-27 no processo 2; P-36 no processo 3 e P-27 no processo 4), uma coluna de carbono ativado granular (P-40 no processo 1; P-28 no processo 2; P-37 no processo 3 e P-28 no processo 4), uma coluna de cromatografia de troca iônica (P-41 no processo 1; P-29 no processo 2; P-38 no processo 3 e P-29 no processo 4), um misturador (P-42 no

processo 1; P-30 no processo 2; P-39 no processo 3 e P-30 no processo 4), um vaporizador (P-43 no processo 1; P-31 no processo 2; P-40 no processo 3 e P-31 no processo 4), um cristalizador (P-44 no processo 1; P-32 no processo 2; P-41 no processo 3 e P-32 no processo 4) e um secador de bandeja (P-45 no processo 1; P-33 no processo 2; P-42 no processo 3 e P-33 no processo 4).

4.3.2.6.1 Bomba de diafragma (Diaphragm Pump)

Uma bomba de diafragma é usada para representar um recurso de equipamento com um objetivo principal de transportar fluidos por bombeamento causado pelo movimento do diafragma. O procedimento pode ser executado em modo batelada ou contínuo.

Nessa seção a bomba de diafragma P-37 no processo 1, P-25 no processo 2, P-34 no processo 3 e P-25 no processo 4, bombeia o fluxo de saída do misturador de fluxo 2 para o tanque de estocagem. Na simulação está ajustada para a opção *Design Mode,* com potência máxima de 300 kW. Na Figura 4.19 está representado o equipamento.

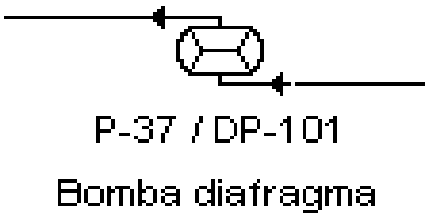


Figura 4.19 Bomba de diafragma.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6.2 Tanque de estocagem (Flat Bottom Tank)

Essa unidade simula o armazenamento por lotes em um tanque de fundo plano. Uma série de outras operações podem ser tratadas como parte desse procedimento. É empregado para simular o armazenamento de material, podendo ser executado em modo batelada ou contínuo.

Nessa etapa do processo, o fermentado é armazenado para passar pelo processo de separação e purificação. Seu modo de operação foi ajustado para *Design Mode*, com volume nominal de 350 m³, relação altura/diâmetro dois, dois ciclos por batelada e o volume máximo de uso de 90%. É representado por P-38 no processo1, P-26 no processo 2, P-35 no processo 3 e P-26 no processo 4, podendo ser verificado na Figura 4.20.

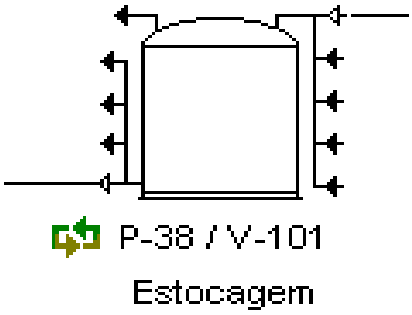


Figura 4.20 Tanque de estocagem.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6.3 Centrífuga (Centritech Centrifuge)

A centrifugação é uma operação de separação comum na indústria ambiental, química, bioquímica, alimentos, entre outros. Em bioprocessos, a centrifugação (principalmente de discos empilhados) é utilizada para a recuperação e concentração de biomassa (da colheita das células), a remoção de partículas de detritos de células, após ruptura das células, recuperação de corpos de inclusão, e na separação de sólidos em suspensão, em geral a partir de uma solução líquida.

A centrífuga *Centritech* P- 39 no processo 1, P-27 no processo 2, P-36 no processo 3 e P-27 no processo 4, é usada para representar um recurso de equipamento em um procedimento de centrifugação. Essa centrífuga é especificamente utilizada para lidar com células frágeis. O procedimento pode ser executado em modo batelada ou contínuo.

Esse procedimento separa os micro-organismos do fermentado que é enviado para o processo de purificação. O equipamento funciona no modo *Design Mode*,

dois ciclos por batelada e com taxa máxima de transferência de 85.000 L/h. A centrífuga está representada na Figura 4.21.

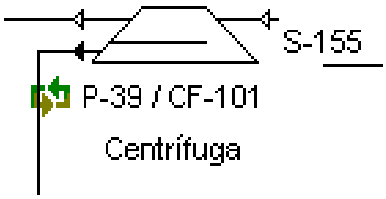


Figura 4.21 Centrífuga.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6.4 Coluna de carbono ativado granular (GAC - Granular Activated Carbon Column)

Uma coluna de carbono ativado granular é empregada para representar um recurso de equipamento de adsorção de *GAC* (para correntes de líquido), com o objetivo principal de remover compostos orgânicos hidrofóbicos de uma corrente de água. A adsorção de uma substância envolve a sua acumulação na interface entre duas fases, tal como um líquido e um sólido. A molécula que se acumula, ou adsorve, na interface é chamado um adsorvato, e o sólido sobre o qual ocorre a adsorção é o adsorvente.

Nessa seção o equipamento representado por P-40 no processo 1, P-28 no processo 2, P-37 no processo 3 e P-28 no processo 4, tem a função de retirar as impurezas de proteínas e compostos de cor semelhante, que contribuem para o escurecimento do caldo de fermentação por adsorção, utilizando carvão ativado granulado. O mesmo foi ajustado para *Design Mode*, com o diâmetro máximo do leito de 3 m, com o fator de *overdesign* 1, altura da cama até a coluna 0,5 e relação altura / diâmetro do leito de 0,66 e sete ciclos por batelada. O *GAC* está ilustrado na Figura 4.22.

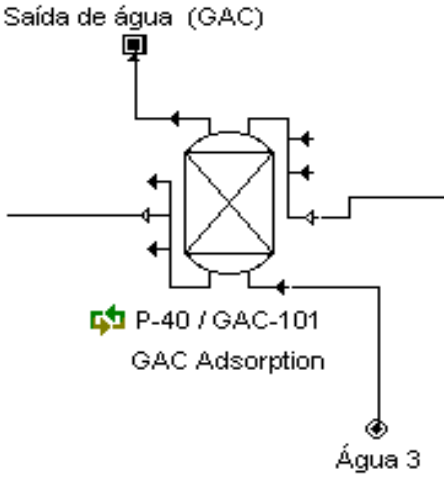


Figura 4.22 Coluna de carbono ativado granular.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6.5 Coluna cromatográfica de troca iônica (INX - Íon Exchange Chromatography Column)

Uma coluna cromatográfica de troca iônica é utilizada para representar um recurso de equipamento com o objetivo principal de remover espécies iônicas de correntes de água (desmineralização). Os ácidos orgânicos produzidos como um produto residual a partir do micro-organismo foram removidos seletivamente por meio do processo de troca iônica.

Nessa seção de purificação, a coluna cromatográfica de troca iônica P-41 no processo 1, P-29 no processo 2, P-38 no processo 3 e P-29 no processo 4, trabalha no modo de *Design Mode*, com o diâmetro máximo do leito de 3 m, com o fator de *overdesign* 1, altura da cama até a coluna 0,5 e relação altura / diâmetro do leito de 0,66 e cinco ciclos por batelada. Na Figura 4.23 está representado o equipamento.

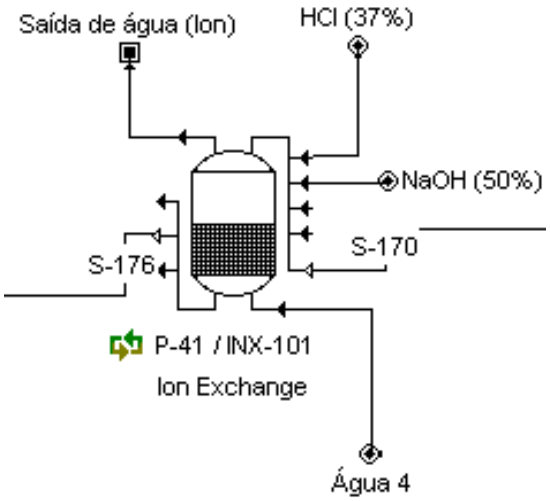


Figura 4.23 Coluna cromatográfica de troca iônica.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6.6 Misturador de fluxo 3 (Stream Mixing - Bulk Flow)

Nessa seção, o misturador de fluxo 3, representado por P-42 no processo 1, P-30 no processo 2, P-39 no processo 3 e P-30 no processo 4, recebe dois fluxos procedentes da coluna cromatográfica de troca iônica e da solução resíduo do reciclo proveniente do cristalizador. Os cálculos do número de equipamentos foram ajustados na opção *Design Mode*, com taxa máxima de transferência de 720.000 kg/h e seis ciclos por batelada. Seu esquema pode ser visualizado na Figura 4.24.

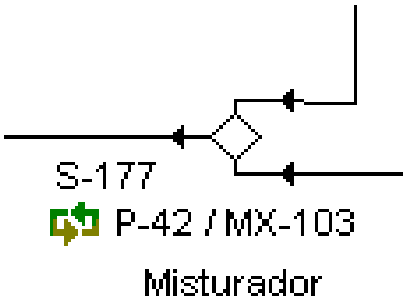


Figura 4.24 Misturador de fluxo 3.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6.7 Vaporizador (Flash Drum)

O vaporizador é uma unidade de destilação usada para representar um recurso de equipamento com o objetivo principal de realizar a separação de

componentes voláteis. O procedimento pode ser executado em modo batelada ou contínuo, dependendo do modo de operação da planta.

Após o processo de adsorção, parte da água no caldo limpo foi separada pelo vaporizador simbolizado por P-43 no processo 1, P-31 no processo 2, P-40 no processo 3 e P-31 no processo 4, operado à 105 ºC e 1,2 atm. O mesmo foi ajustado para a opção *Design Mode*, com o volume nominal de 100 m³, sete ciclos por batelada, relação altura/diâmetro quatro e volume máximo de trabalho de 90%. Esse equipamento está representado na Figura 4.25.

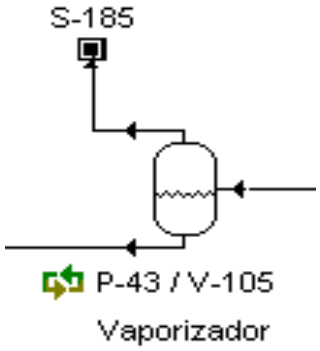


Figura 4.25 Vaporizador.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6.8 Cristalizador (Crystallizer)

O cristalizador P-44 no processo 1; P-32 no processo 2; P-41 no processo 3 e P-32 no processo 4, é usado para representar um recurso de equipamento normalmente utilizado com o objetivo principal de converter um ou mais dos componentes de alimentação na sua forma cristalizada sob fluxo contínuo. O procedimento pode ser executado em um modo contínuo ou semi-contínuo.

Após o arrefecimento da corrente de líquido do produto bruto à 4ºC, o ácido bio-succínico foi cristalizado de modo a formar os cristais AS. A solução residual foi reciclada e alimentada para o tambor de queima (vaporizador). Nessa seção o cristalizador foi ajustado para a opção *Design Mode*, com o volume nominal de 100 m³, sete ciclos por batelada, relação altura/diâmetro de 2,5 e volume máximo de trabalho de 90%. Esse equipamento está representado na Figura 4.26.

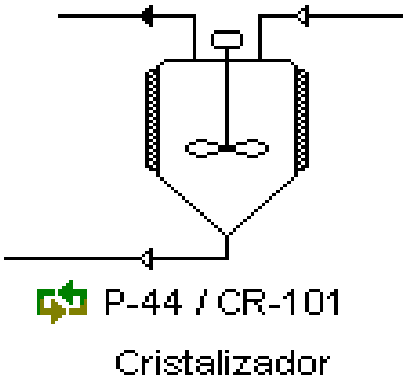


Figura 4.26 Cristalizador.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.2.6.9 Secador de bandeja (Tray Dryer)ç

O secador de bandeja P-45 no processo 1, P-33 no processo 2, P-42 no processo 3 e P-33 no processo 4, é empregado para representar um recurso de equipamento de secagem. O secador contém bandejas inseridas e é injetado com ar por vácuo ou atmosfericamente, para secar o material proveniente do processo de cristalização nas bandejas. Dessa maneira, obter cristais anidros de ácido bio-succínico como produto final.

O procedimento só pode ser executado em modo batelada/ semi-contínuo. No simulador foi ajustado para o modo *Design Mode*, sete ciclos por batelada e com área máxima da bandeja de 80 m². Na Figura 4.27 encontra-se o esquema do equipamento.

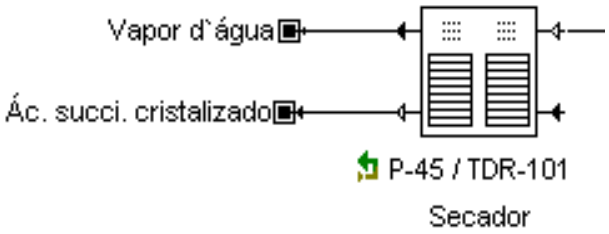


Figura 4.27 Secador de bandeja.
Fonte: *SuperPro Designer®*.

4.3.3 Estrutura do processo e subprocessos

Após a descrição de cada equipamento nos subprocessos, foi definido um fluxograma geral do processo. Os fluxogramas completos encontram-se no Apêndice A do presente trabalho.

4.3.3.1 Inserção de dados nas correntes de alimentação

Para a utilização do simulador *SuperPro Designer®,* primeiramente, deve ser definido as condições do processo, isto é, se o processo é em batelada ou em contínuo. Em seguida, para a construção dos fluxogramas do processo, é necessário a inserção de dados dos compostos e misturas, na opção *Tasks* (*Pure components ou Stock misture*) do simulador.

Alguns compostos e misturas fazem parte do banco de dados do programa, como por exemplo, a glicose, a água, o ácido bio-succínico, o dióxido de carbono, o micro-organismo, o ácido sulfúrico, entre outros. Porém, caso seja necessário, deve-se criar novos compostos inserindo suas características físico-químicas, como por exemplo, a celulose, a hemicelulose, a xilose, a lignina, bagaço, entre outros.

Compostos como nitrogênio, oxigênio e água pertencentes a composição do ar, são obrigatórios na simulação, aparecendo automaticamente na lista de compostos. Na Tabela 4.1 encontra-se a composição das correntes de alimentação.

Tabela 4.1 Informações de composição das correntes de alimentação.

Componente	Bagaço	Bactéria	H_2SO_4 (1,09%)	H_2SO_4 (98%)	NaOH (4%)	Enzima	CO_2	HCl (8%)
Composição na alimentação	35% celulose 30% hemicelulose 20% lignina 10% outros sólidos 5% cinzas	100%	1,09% H_2SO_4, 98,91% H_2O	98% H_2SO_4, 2% H_2O	4,0% NaOH, 96,0% H_2O	100%	100%	8,0% HCl, 92,0% H_2O
Quantidade utilizada	1000 t	5,00 t (proc. 1,2 e 3) 5,1 t (proc. 4)	2800000,07 L/Batelada	5038,00 L/Batelada	6650000,00 L/Batelada no reator de pré-tratamento alcalino e relativo 5 BV/h (trocador iônico)	3500,00 L/Batelada	Relativo 0,05 vvm	Relativo 5 BV/h (trocador iônico)
Referências	BORGES, 2011	*SuperPro Designer®*	BORGES, 2011	ROCHA *et al.*, 2012	BORGES, 2011	BORGES, 2011	*SuperPro Designer®*	*SuperPro Designer®*

Fonte: Autoria própria.

Nas correntes de alimentação dos filtros de correia 1, 2 e 3, os fermentadores, a coluna de carbono ativado e o cromatógrafo de troca iônica necessitam de uma demanda de água. A opção *Auto-Adjust* no programa realiza o cálculo da quantidade do material utilizado, de acordo com a demanda do equipamento. Na Tabela 4.2 encontram-se os valores das correntes de alimentação referente à água.

Tabela 4.2 Informações de composição das correntes de alimentação de água.

Componente	Água 1	Água 2	Água 3	Água 4	Água 5	Água 6
Composição na alimentação	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Quantidade utilizada	*Auto-Adjust*	*Auto-Adjust*	*Set vol. Flow*	*Auto-Adjust*	*Auto-Adjust*	*Auto-Adjust*
Fluxo de água	10 m³/h-m	10 m³/h-m	350.000 L/Batelada	*Relativo 3,00 BV/h*	*Relativo 5,00 BV/h*	10 m³/h-m

Fonte: Elaborado a partir de dados do simulador *SuperPro Designer®.*

4.3.3.2 Inserção de dados físico-químicos e cinéticos

Nos processos biotecnológicos, uma das etapas imprescindíveis é a inserção das informações físico-químicas e cinéticas. Para a inserção dos dados da massa molar foram consideradas a fórmula elementar da celulose $(C_6H_{10}O_5)_n$, para a hemicelulose o valor de xilana ou arabinana, e para celulignina o somatório da celulose e lignina.

Para a massa da lignina foi utilizada a fórmula elementar e determinação da lignina Bjorkman a partir da madeira de Aberto Norueguês, onde sugerem como sua fórmula elementar no C_9, fenilpropano, $(C_9H_{7,92}\ O_{2,40}(OCH_3)_{0,92})$. Esses dados foram utilizados devido às variações moleculares das substâncias mencionadas, de acordo com o material utilizado.

Na Tabela 4.3 são apresentados os valores das massas molares considerados em cada um dos processos.

Tabela 4.3 Informações de massa molar.

MM dos componentes (g/mol)	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4	ΔH^0 f (25ºC) (J.mol-1)
Glicose ($C_6H_{12}O_6$)	180,15	180,15	180,15	180,15	-1.273.300,0
Celulose $(C_6H_{10}O_5)_n$	162,00	162,00	162,00	162,00	-1.273.300,0
Hemicelulose $(C_5H_8O_4)_n$	132,00	132,00	132,00	132,00	-1.273.300,0
Lignina $(C_9H_{7,92}O_{2,40}(OCH_3)_{0,92})$	182,80	182,80	182,80	182,80	-2226100,0
Outros sólidos	180,15	180,15	180,15	180,15	-1.273.300,0
Cinzas	200,00	200,00	200,00	200,00	0
Bactéria	0,58	0,58	0,58	0,58	0
CO_2	44,00	44,00	44,00	44,00	- 393.510,0
Enzima	18,01	18,01	18,01	18,01	-285.830,0
Celulignina	344,80	344,80	344,80	344,80	-2.226.100,0
Água	18,01	18,01	18,01	18,01	-285.830,00
NaOH	39,99	39,99	39,99	39,99	-425.930,00
H_2SO_4	98,07	98,07	98,07	98,07	-813.989,00
HCl	36,46	36,46	36,46	36,46	-92.310,00
Ácido bio-succínico	118,08	118,08	118,08	118,08	-940.400,00

Fonte: Elaborado a partir de dados do simulador *SuperPro Designer®.*

Para a hidrólise enzimática nos processos *SHF* não foi possível utilizar um biorreator que considera a cinética da enzima. Um dos motivos foi em virtude da indisponibilidade de dados cinéticos exigidos pelo simulador, com a utilização da enzima na referente matéria-prima, e considerando que a mesma é composta por um coquetel (*β-glucosidases, endoglucanases e celobiohidrolases*).

Apesar da sua relevância, a cinética da enzima foi desprezada, sendo utilizada a opção de reação estequiométrica oferecida pelo simulador. O rendimento da hidrólise (η) foi calculado de acordo com a seguinte equação:

$$\eta = \left(\frac{C\ glicose}{C\ celulignina\ x\ teor\ de\ celulose\ na\ celulignina\ x\ fator\ de\ correção}\right) x\ 100$$ Equação (4.2)

Na Tabela 4.4 estão disponibilizados os parâmetros da hidrólise enzimática, bem como os valores de rendimentos dos processos 1, 2, 3 e 4 da presente pesquisa. O fator 1,11 é um fator de correção que explica a adição de moléculas de água aos resíduos de anidroglucose em celulose.

Nos processos 1 e 2 os experimentos foram desenvolvidos utilizando uma atividade enzimática de 25 FPU/g, obtendo um rendimento da hidrólise de 35,77%. Já nos processos 3 e 4 os experimentos foram desenvolvidos a partir de um coquetel de *T. harzianum* 15%; *P. funiculosum* 50% e *A. niger* 35%, sendo capazes de hidrolisar o bagaço de cana-de-açúcar pré-tratado, com um rendimento da hidrólise de 91% para um carregamento de 25 g/L.

Na etapa de fermentação é necessário a inclusão dos parâmetros cinéticos do micro-organismo, de acordo com o substrato. No presente trabalho o substrato utilizado pelo micro-organismo é a glicose proveniente do processo de hidrólise enzimática, sendo o hidrolisado de hemicelulose separado durante o processo de pré-tratamento ácido. Na Tabela 4.4 estão disponibilizados os parâmetros cinéticos da *A. succinogenes.*

Tabela 4.4 Parâmetros de hidrólise enzimática dos processos em batelada.

Parâmetros	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4
Tipo de processo	*SSF*	*SSF*	*SHF*	*SHF*
Celulignina (g/L)	300 (*)	300 (*)	25	25
Glicose (g/L)	81,00	81,00	17,21	17,21
Teor de celulose na celulignina (g/g)	0,68[2]	0,68[2]	0,68[2]	0,68[2]
Fator de correção	1,11[2]	1,11[2]	1,11[2]	1,11[2]
η(%)	35,77	35,77	91,20	91,20
T (°C)	50	50	50	50
t (h)	10	10	48	48
Enzima	1 mL / 100g de celulose (celulase)	1 mL / 100g de celulose (celulase)	10 mg/g de celulose (*T. harzianum* 15%, *P. funiculosum* 50% e *A. niger* 35%)	10 mg/g de celulose (*T. harzianum* 15%, *P. funiculosum* 50% e *A. niger* 35%)
Referências	[1]BORGES, 2011	[1]BORGES, 2011	[2]ARIAS *et al.*, 2016	[2]ARIAS *et al.*, 2016

(*) Valores estimados de acordo com as referências.

Tabela 4.5 Dados físico-químicos e cinéticos das etapas de fermentação.

Composição	*A. succinogenes*
pH	7,0
T (ºC)	37
ks (mg. L^{-1})	996
$\mu_{máx}$ (h^{-1})	0,883
ki (g/L)	78,4
α (g/g)	1,436
β (h^{-1})	0,315
Ordem da reação	Primeira
Modelo cinético	Monod

Fonte: Elaborado a partir de dados de Borges (2011).

Nos fermentadores, os dados cinéticos do micro-organismo devem ser preenchidos de acordo com a Figura 4.28, onde *ks* é a afinidade do micro-organismo ao substrato, $\mu_{máx}$ a constante de crescimento microbiano, *α* o parâmetro de formação do ácido bio-succínico associado ao crescimento e *β* o parâmetro de formação não associado ao crescimento. Nessa mesma janela de simulação foi

necessário inserir a bactéria como biomassa, 100% de células, a ordem da reação, o critério inicial e final de fermentação.

Para que a simulação fosse realizada, o critério inicial para a fermentação foi estabelecido como o início da concentração da bactéria de 3 g/L, e o critério final como a concentração de glicose 0,001 g/L.

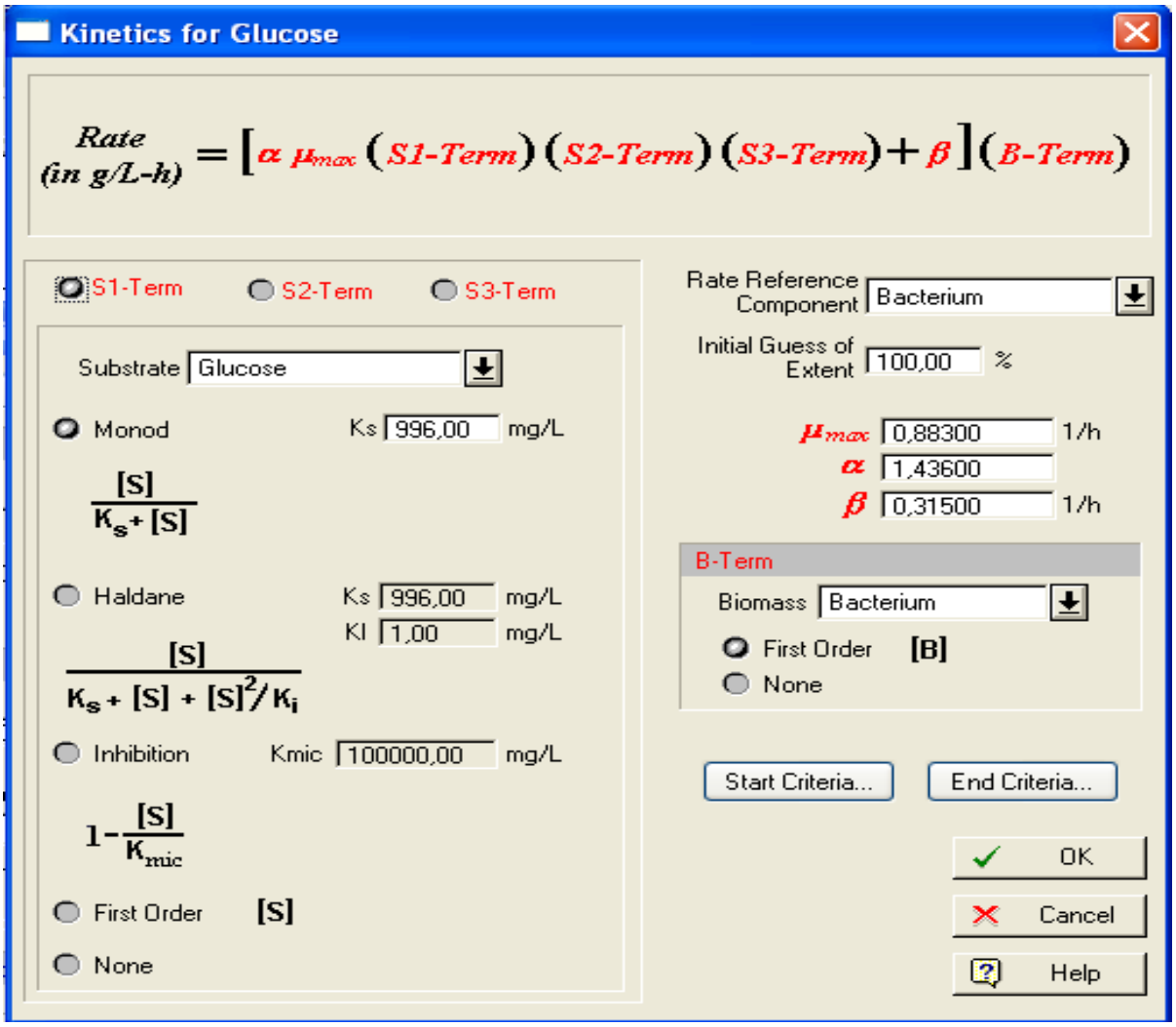


Figura 4.28 Tela da simulação da cinética de fermentação.
Fonte: Simulador *SuperPro Designer®.*

4.3.3.3 Inserção de informações sobre utilidades

O simulador disponibiliza várias utilidades padrão que podem ser utilizadas na construção do fluxograma do processo. A inserção dessas informações é necessária para o controle de temperatura e energia nas diversas etapas.

São disponibilizadas as seguintes opções como aquecimento (água quente, vapor e vapor de alta performance, resfriamento (água gelada, água de resfriamento, fréon, glicol, entre outros) e energia (energia e alta voltagem). Cada utilidade possui as seguintes características, listadas na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 Dados de utilitários.

	Aquecimento			Resfriamento				Energia	
Dados	**Água quente (*Hot Water*)**	**Vapor (*Steam*)**	**Vapor alta performance (*Steam High P*)**	**Água gelada (*Cooling water*)**	**Água de resfriamento (*Chilled water*)**	**Freon**	**Glicol**	**Energia (*Std Power*)**	**Energia (*High Voltage*)**
T (ºC) de entrada	40	152	242	25	5	-4	-10	-	-
T (ºC) de saída	30	152	242	30	10	-3	0	-	-
Custo	0,05 ($MT)	12,00 ($MT)	20,00 ($MT)	0,05 ($MT)	0,40 ($MT)	0,15 ($MT)	0,35 ($MT)	0,10 $(kW-h)	20,60 $(kW-h)

Fonte: Elaborado a partir de dados do Simulador *SuperPro Designer®.*

4.3.4 Operações realizadas nos equipamentos

No processo em batelada, em cada equipamento são necessários os *setups* de operações, isto é, as operações unitárias que são o menor “grão” de ação que o simulador pode realizar. Cada uma dessas ações pode ser tão simples, como uma operação de agitação de um tanque, ou mais complexa, como a reação cinética em um lote.

Normalmente, uma simulação de processo em batelada é construída encadeando operações unitárias em *clusters,* chamados procedimentos unitários. Cada um desses procedimentos de unidade é hospedado por um recurso de equipamento designado que corresponde ao tipo de procedimento da unidade. Por exemplo, *Agitation, Heat, CIP, Hold, Centrifugation,* entre outros, são exemplos de operações que podem ser utilizadas em um ou mais equipamentos.

Já para simular um processo contínuo, tipicamente, cada procedimento de unidade tem apenas uma operação contida que executa o tempo todo. No processo em contínuo não é necessário adicionar operações para cada equipamento.

A seguir, serão descritas todas as operações atribuídas aos processos abordados nessa pesquisa. Toda a programação de horários (*Scheduling)* das bateladas, e também os custos de todos os equipamentos são detalhadamente mostrados no Apêndice B. Além disso, foi considerado para todos os equipamentos um tempo de resposta imediato, ou seja, um *turnaround time* de 0 h e um tempo de *setup time* também de 0 h, em nenhum momento a operação é interrompida.

As principais operações utilizadas para o *setup* nos equipamentos, principalmente nos processos em batelada são:

- *CIP (In-Place-Cleaning)* - O objetivo principal deste modelo é calcular a quantidade de material utilizado para a limpeza de uma peça de equipamento. Para representar uma operação *CIP* industrial típica, pode ser usado várias etapas, por exemplo, lavagem com água de processo, lavagem com solução ácida, enxágue com solução cáustica e lavagem com água purificada. Pode

ser especificado também os diferentes parâmetros para cada etapa de limpeza.

- *HEAT* **-** Esta operação é usada para aquecer o conteúdo de um recipiente, utilizando um agente de aquecimento ou eletricidade.
- *HOLD* - Esta operação pode ser usada para representar amostras para análises, paradas e outras operações que simplesmente exigem algum tempo. Não tem impacto no conteúdo do equipamento.
- *COOL* - Esta operação é utilizada para simular um processo de resfriamento que ocorre em um recipiente. Várias opções de resfriamento estão disponíveis neste modelo, onde o tempo de resfriamento pode ser ajustado ou calculado.
- *AGITATION* - O principal objetivo desta operação é considerar o tempo e a potência necessários para misturar o conteúdo de um recipiente, utilizando um agitador incorporado.
- *Operações de transferência* - O objetivo comum de todos os tipos de operação neste grupo é transportar material para dentro ou para fora do equipamento. Existem vários tipos de operações disponíveis, mas as operações de transferência utilizadas nessa simulação são: *TRANSFER-IN* (transferir para dentro), *TRANSFER-OUT* (transferir para fora) e *CHARGE* (entrada de material direto no recipiente).
- *Operações de reação* - A finalidade comum de todos os tipos de operação neste grupo é realizar reações de transformação de material no conteúdo do equipamento. Essas incluem reações químicas e de fermentação em batelada, e reações químicas de fermentação e ambientais contínuas. As principais empregadas na presente simulação foram *Stoichiometric Reaction (REACT),* usada nas transformações de material que ocorrem em um tanque agitado operando em modo batelada ou contínua, para as quais as expressões cinéticas são desconhecidas ou sem importância, e *Kinetic Fermentation (FERMENT), que* considera a cinética do micro-organismo com qualquer número de reações de biotransformação e suporta uma grande variedade cinética de fermentação.

- *Operações de transporte* – Esse grupo de operações são utilizadas para o transporte de líquidos ou sólidos durante o processo. Os mais utilizados na presente simulação foram *TRANSPORT (Transport by truck),* onde é utilizado um caminhão de transporte, *CONVEY (Secrew conveying)* esta unidade de operação simula o transporte de sólidos a granel usando um transportador de correia), *PUMP (Diaphragm Pumping)* para o transporte de líquidos na bomba de diafragma e *PUMP (Gear Pumping) para* transporte de líquidos em geral.
- *FILTER (Belt filtration)* - Usado nas prensas de filtragem de correias. São dispositivos de desaguamento contínuo de lodo que envolvem a aplicação de condicionamento químico, drenagem por gravidade e pressão aplicada mecanicamente para desaguar.
- *FILTER (Air filtration)* - Este é um modelo de operação muito simples que pode ser usado para representar a filtração de fluxos gasosos. Em bioprocessos os filtros de ar são usados em correntes de entrada de ar, nos fermentadores para remover poeira e evitar a contaminação. São empregados também, em correntes de gases de escape para evitar a liberação de micro-organismos recombinantes e patogênicos no ambiente.
- *MIX* - Essa unidade de operação mistura dois ou mais (até 9) fluxos em massa e cria um fluxo de saída. O caudal operacional do passo é calculado com base no fluxo de saída. Os mais utilizados na simulação foram *MIX (3-Stream Mixing)* três fluxos de entrada e *MIX (2-Stream Mixing)* dois fluxos de entrada.
- *SPLIT (Way Flow Splitting*) - Essa operação divide o fluxo em dois ou mais fluxos, com base em frações definidas pelo usuário.
- *PRESS- DROP (Pressure Drop)* - Esta operação modela a queda de pressão de líquidos que fluem através de uma válvula de gaveta.
- *STORE* – Esta operação é usada para simular armazenamento de material em uma unidade de armazenamento.
- *CENTRIFUGE (Centritech centrifugation)* – Essa operação é utilizada para simular a separação das células entre o micro-organismo e o fermentado.
- *WASH (GA Column Washing)* - Essa operação é empregada para simular a adsorção de uma substância envolvendo a sua acumulação na interface entre duas fases, tais como um líquido e um sólido.

- *LOAD (GA Column Loading)* – O principal objetivo desta operação é estimar o tempo de carregamento de uma coluna, se não especificada pelo usuário, e estimar o número e o tamanho das colunas necessárias, quando o equipamento está no *Design Mode*.
- *WASH (INX Column Washing)* – Nessa operação, é possível especificar qualquer uma das seguintes combinações: tempo de lavagem e fluxo, tempo e volume, ou volume e fluxo. Além disso, existe uma flexibilidade considerável na especificação do caudal e do volume. Note-se que estas quantidades correspondem à solução que é consumida em uma única coluna por ciclo.
- *LOAD (INX Column Loading)* - O principal objetivo dessa operação é estimar o tempo de carregamento de uma coluna, caso não seja especificada pelo usuário, e estimar o número e o tamanho das colunas necessárias, quando o equipamento está no *Design Mode*. A mesma operação lida com o carregamento das colunas de troca catiônica, troca aniônica e de leito misto.
- *REGENERATE (INX Column Regeneration)* – O principal objetivo desta operação é estimar o tempo e o volume da solução necessária para lavar (ou regenerar) uma coluna.
- *FLASH* – Esta operação é utilizada para simular um processo de vaporização ou de destilação de estágio único.
- *CRYSTALLIZE (Crystallization)* – Esse modelo de operação unitária simula a cristalização sob fluxo contínuo. A cristalização pode ocorrer por adição de um solvente, por evaporação, ou por um simples arrefecimento da solução.
- *DRY (Tray drying)* - A secagem da bandeja é usada para a secagem de sólidos e pastas. É aplicado frequentemente na secagem de produtos valiosos, tais como corantes e produtos farmacêuticos. Os secadores de bandeja consistem de uma câmara retangular de chapa metálica que suportam *racks*. Cada prateleira carrega um número de bandejas rasas que são carregadas com o material a ser secado. Ar quente ou gás inerte é circulado entre as bandejas, podendo ser operados sob vácuo, muitas vezes com aquecimento indireto.

4.3.4.1 Seção de pré-tratamento ácido

As operações envolvidas em toda a seção de pré-tratamento ácido estão relacionadas às operações de transporte de bagaço até a biorrefinaria, para o tanque de pré-tratamento ácido e filtração. As operações realizadas nessa seção são:

- O transporte para a biorrefinaria

Como já mencionado, foi considerado para o transporte de bagaço a quantidade de 1.000 toneladas, com o custo do bagaço de U$ 25,95 dólares por tonelada. O custo do transporte foi zero, isto é, considerando que a biorrefinaria está associada a um processo de produção de cana-de-açúcar.

- O transporte do bagaço até o tanque de pré-tratamento ácido

O transporte do bagaço até o tanque de pré-tratamento ácido foi realizado por um transporte de parafuso e uma bomba GP. A operação do transporte de parafuso *CONVEY 1*, no transporte de parafuso, funciona em uma taxa de transferência de 200.000,00 L/m²-h, densidade aparente do material de 800 g/L e rotação de 50 min^{-1}. Esse equipamento opera num único ciclo por batelada, a mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,1 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 4 horas de operação.

Já a operação *PUMP 1* da bomba GP funciona com uma pressão de 9 bar, com uma eficiência no consumo de energia de 70% e com o tempo total de operação de 4 horas. Esse equipamento opera em um único ciclo por batelada, a mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,05 homem*hora/hora.

- Pré-tratamento ácido

No tanque de pré-tratamento ácido são realizadas várias operações. A operação *TRANSFER-IN* transfere o fluxo proveniente da bomba GP para dentro do tanque, em um tempo de funcionamento de 0,75h e com a mão-de-obra de dois homens*hora/hora. A operação *CHARGE* transfere 2.800.000,078 L/Batelada de

H_2SO_4 à 1,09%, por 0,5 h com uma mão-de-obra de dois homens*hora/hora. A operação *AGITATE* realiza a mistura dos componentes por 0,5 h, com potência específica de 0,1 kWm³ e uma mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora. A operação *REACT* realiza a formação da celulignina e do hidrolisado hemicelulósico, a uma temperatura de 121ºC, por 0,45 h e uma mão-de-obra de um homem*hora/hora. A operação *COOL* realiza o resfriamento do material para 100ºC, em um tempo de funcionamento de 0,75 h, com a mão-de-obra de um homem*hora/hora e a operação *TRANSFER-OUT* transfere 100% do material para o filtro de correia 1, por 1 h e com mão-de-obra de dois homens*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Filtro de correia 1

A operação no filtro de correia é o *FILTER (Belt filtration)*, onde a celulignina é removida e transferida para o tanque de pré-tratamento alcalino, enquanto o hidrolisado hemicelulósico é separado. O mesmo funciona com 40% de sólidos no bolo, 3.000 (kg/h) /m de lama específica (sólido seco), um fluxo de lavagem de 10 m³/h-m, em um tempo de operação de 1,75 h e mão-de-obra de um homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

4.3.4.2 Seção de pré-tratamento alcalino

As operações unitárias envolvidas em toda a seção de pré-tratamento alcalino estão relacionadas às operações de pré-tratamento alcalino, filtração, mistura de hidrolisado/enzima (processos 1 e 2) e distribuição de fluxo para o tanque de hidrólise enzimática (processos 3 e 4). As operações realizadas nessa seção são:

- Pré-tratamento alcalino

No tanque de pré-tratamento alcalino são realizadas várias operações. A operação *TRANSFER-IN* transfere o fluxo proveniente do filtro de correia 1 para dentro do tanque, em um tempo de funcionamento de 1,75 h e com a mão-de-obra de dois homens*hora/hora. A operação *CHARGE* transfere 6.650.000,00 L/Batelada de NAOH à 4%, por 0,5 h com uma mão-de-obra de dois homens*hora/hora. A operação *AGITATE* realiza a mistura dos componentes por 0,25 h, com potência específica de 0,1 kWm³ e uma mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora. A operação

REACT realiza a formação da celulignina parcialmente deslignificada e licor negro a uma temperatura de 121ºC, por 0,5 h e uma mão-de-obra de um homem*hora/hora. A operação *COOL* realiza o resfriamento do material para 50 ºC, em um tempo de funcionamento de 1 h, com a mão-de-obra de um homem*hora/hora e a operação *TRANSFER-OUT* transfere 100% do material para o filtro de correia 2, por 1,5 h e com mão-de-obra de dois homens*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Filtro de correia 2

A operação no filtro de correia é o *FILTER (Belt filtration)*, onde a celulignina parcialmente deslignificada é removida e transferida para o tanque de fermentação nos processos 1 e 2 ou para o tanque de hidrólise enzimática nos processos 3 e 4, enquanto a lignina é separada. O mesmo funciona com 40% de sólidos no bolo, 3.000 (kg/h) /m de lama específica (sólido seco), um fluxo de lavagem de 10 m^3/h-m, em um tempo de operação de 2,5 h e mão-de-obra de 1 homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Misturador de fluxo (processos 1 e 2)

Nos processos 1 e 2 a operação no misturador de fluxo é o *MIX (2-Stream Mixing)*, onde trabalha com o tempo de funcionamento de 2,5 h e mão-de-obra de zero homem*hora/hora. Nesse caso, o fluxo 1 recebe a celulignina parcialmente deslignificada do filtro de correia 2, o fluxo 2 é realizado pela entrada de 3.500,00 L/Batelada de enzima e o fluxo 3 pela a entrada de 350.000 L/Batelada de água. Esse equipamento não se encontra nos processos 3 e 4, sendo substituído por um tanque de hidrólise enzimática.

- Distribuidor de fluxo

O distribuidor de fluxo recebe o material proveniente do misturador de fluxo. Sua operação é o *SPLIT (Way Flow Splitting)*, onde trabalha por 2,5 h distribuindo os fluxos de maneira igual para as válvulas de gaveta, com mão-de-obra de zero homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

4.3.4.3 Seção de Hidrólise enzimática

As operações envolvidas em toda a seção de hidrólise enzimática estão relacionadas às operações de hidrólise enzimática e distribuição de fluxo para os tanques de fermentação. Essas operações ocorrem apenas nos processos 3 e 4, onde a estratégia de fermentação é a *SHF*. As operações realizadas nessa seção são:

- Tanque de hidrólise enzimática

No tanque de hidrólise enzimática são realizadas várias operações. A operação *TRANSFER-IN* transfere o fluxo proveniente do filtro de correia 2 para dentro do tranque, em um tempo de funcionamento de 2,5 h e com a mão-de-obra de dois homens*hora/hora. A operação *Enzima-CHARGE* transfere 3.500 L/Batelada de enzima, por 0,25 h com uma mão-de-obra de dois homens*hora/hora. A operação *Água-CHARGE* transfere 350.000 L/Batelada de água, por 0,25 h com uma mão-de-obra de dois homens*hora/hora. A operação *AGITATE* realiza a mistura dos componentes por 48 h, com potência específica de 0,1 kWm³ e uma mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora. A operação *REACT* realiza a formação da glicose a partir da celulignina parcialmente deslignificada, a uma temperatura de 50 ºC, por 48 h, em uma eficiência de hidrólise de 91,2% e uma mão-de-obra de um homem*hora/hora. Já a operação *TRANSFER-OUT* transfere 100% do material para o distribuidor de fluxo por um tempo de 3 h e com mão-de-obra de dois homens*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Distribuidor de fluxo

O distribuidor de fluxo recebe o material proveniente do tanque de hidrólise enzimática. Sua operação é o *SPLIT*, onde trabalha por 2,5 h distribuindo os fluxos de maneira igual para as válvulas de gaveta, com mão-de-obra de zero homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

4.3.4.4 Seção de Fermentação

As operações envolvidas em toda a seção de fermentação estão relacionadas às operações de fermentação, a filtração de ar, a entrada de micro-organismo e a mistura dos fluxos provenientes dos tanques de fermentação. As operações realizadas nessa seção são:

- Transferência das cargas líquidas do distribuidor de fluxo para os fermentadores

Essa operação é realizada pelo *PRESS- DROP (Pressure Drop)*, localizado nas válvulas de gaveta. Os equipamentos funcionam por 4,75 h nos processos 1 e 3, 15,56 h no processo 2 e 11,58 h no processo 4. Em uma pressão de 0,001 bar e mão-de-obra de 0,05 homem*hora/hora estipulada pelo simulador. Tais válvulas funcionam de forma que cada corrente, contendo o substrato, sejam diretamente transferidas para os fermentadores. A transferência ocorre de forma que um fermentador receba a carga com uma defasagem de tempo de descarga em relação ao fermentador anterior.

- Fermentadores

Nos fermentadores são realizadas várias operações. A operação *CIP* com duração de 0,5 h, taxa de fluxo por superfície interna do recipiente de 100 L/m²-min e mão-de-obra de um homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

A operação *TRANSFER-IN* que transfere para dentro do tanque o substrato proveniente das válvulas de gaveta, em um tempo de duração de 4,75 h no processo 1 e 3, 15,56 h no processo 2 e 11,58 h no processo 4. Mão-de-obra de dois homens*hora/hora estipulada pelo simulador.

A primeira operação de esterilização *HEAT* com duração de 0,25 h, agente de aquecimento à vapor, eficiência de 90%, temperatura final de 120 ºC e mão-de-obra de um homem*hora/hora estipulada pelo simulador. A segunda operação de esterilização é a simples manutenção *HOLD,* com duração de 0,25 h e um homem*hora/hora estipulada pelo simulador. A terceira operação de esterilização

COOL, com duração de 0,25 h, eficiência de 90%, agente de resfriamento à água gelada, temperatura final de 50 ºC e mão-de-obra de um homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

A operação *AGITATE* que realiza a mistura dos componentes por 38 h nos processos 1 e 2, e por 29 h nos processos 3 e 4. Com potência específica de 0,1 kWm³ e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora.

A operação *REACT* responsável pela hidrólise enzimática e, consequentemente, sua transformação em glicose, em um tempo de 10 h, controle de temperatura adiabático, eficiência enzimática de 35,77% e mão-de-obra de um homem*hora/hora. Essa operação ocorre apenas nos processos 1 e 2. Nos processos 3 e 4, ocorre separadamente no tanque de hidrólise enzimática, descrito na seção de hidrólise enzimática.

A operação *TRANSFER-IN (bacterium)* é a responsável pela entrada de micro-organismo nos fermentadores, por um tempo de 28 h nos processos 1 e 2, e 29 h nos processos 3 e 4, com mão-de-obra de dois homens*hora/hora.

A operação *FERMENT (Kinetic Fermentation)* com tempo de fermentação de 28 h nos processos 1 e 2, e 29 h nos processos 3 e 4. A temperatura de fermentação de 37 ºC nos processos 1 e 2, e 38 ºC nos processos 3 e 4, suprimento de 0,05 vvm de CO_2 e mão-de-obra de um homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

Os parâmetros cinéticos de reação estão relacionados à bactéria *A. succinogenes*, que metaboliza glicose e xilose. Porém, no presente estudo só foi considerado a glicose como substrato. A concentração inicial de glicose S_0= 81,00 g/L para o processo 1 e 2, S_0= 17,21 g/L no processo 3 e 4. Além disso, o modelo cinético de Monod foi adotado, onde os valores cinéticos podem ser visualizados na Tabela 4.5 de dados físico-químicos e cinéticos das etapas de fermentação. A estequiometria de reação seguiu a seguinte equação:

$$C_6H_{12}O_6 + 0{,}86\ CO_2 \longrightarrow 1{,}71\ C_4H_6O_4 + 0{,}86\ H_2O + \text{Bactéria}$$

Como sinalizado anteriormente, para que a simulação fosse realizada, o critério inicial foi estabelecido como o início da concentração da bactéria de 3 g/L e o critério final como a concentração de glicose 0,001 g/L. A massa molar da bactéria foi calculada por diferença.

Enfim, a operação *TRANSFER-OUT* responsável pela transferência de 100% do conteúdo dos fermentadores para o misturador, a fim de se obter uma única corrente de saída para a seção de tratamento final, por um tempo de transferência de 6 h nos processos 1 e 2, 16,81 h no processo 2 e 12,83 h no processo 4. A mão-de-obra utilizada de dois homens*hora/hora estipulada pelo simulador.

A programação dessa operação ocorre de forma que a descarga da corrente de saída de um fermentador esteja defasada no tempo em relação à descarga do fermentador anterior. As diferenças nas quantidades de fermentadores nos processos atingem diretamente os tempos de enchimento e de transferência.

- Transferência do fermentado para o misturador

A operação no misturador *MIX,* opera em um tempo de 6 h para os processos 1 e 3, 16,81 h para o processo 2 e 12,83 h para o processo 4. A mão-de-obra utilizada é de zero homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Filtração de ar dos fermentadores

A filtração de ar dos fermentadores é realizada pela operação *FILTER (Air filtration)* nos filtros de ar, por um tempo de duração de 28 h para os processos 1 e 2, e tempo de duração de 29 h para os processos 3 e 4. Todos os tempos são equivalentes ao tempo de fermentação e mão-de-obra de 0,01 homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Preparo do micro-organismo para fermentação

Nesse equipamento é realizada a mistura do micro-organismo, sendo o mesmo considerado já adaptado para realizar o processo fermentativo, e seu conteúdo encaminhado para o distribuidor de fluxo e, consequentemente, para os fermentadores. O tanque de mistura possui três operações *CHARGE-1, AGITATE-1*

e TRANSFER-OUT-1. A operação *CHARGE-1* é responsável pela entrada de bactéria no tanque de mistura, onde é utilizado uma quantidade de 5,00 toneladas de bactéria para os processos 1, 2, 3 e 5,10 toneladas para o processo 4. O tempo de funcionamento de 1 h e mão-de-obra de dois homens*hora/hora. Na operação *AGITATE-1* ocorre a agitação do conteúdo por 1 h, com potência específica de 0,1 kWm³ e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora. Na operação *TRANSFER-OUT-1* ocorre a transferência de 100% do conteúdo para o distribuidor de fluxo, por 1 h e mão-de-obra de dois homens*hora/hora.

No distribuidor de fluxo a operação *SPLIT*, trabalha por 1 h distribuindo os fluxos de maneira igual para os fermentadores, com mão-de-obra de zero homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

4.3.4.5 Seção de Precipitação da Lignina

As operações unitárias envolvidas em toda a seção de precipitação da lignina estão relacionadas às operações de precipitação, filtragem e secagem da lignina. As operações realizadas nessa seção são:

- Precipitação da lignina

Após a etapa de filtração da celulignina parcialmente deslignificada na seção de pré-tratamento alcalino, o sobrenadante é direcionado para o tanque de precipitação da lignina. No tanque de precipitação são realizadas as seguintes operações: *TRANSFER-IN-1, CHARGE-1, AGITATE-1, REACT-1 e TRANSFER-OUT-1*.

Na operação *TRANSFER-IN*-1 o conteúdo proveniente do filtro de correia 2 é transferido para dentro do tanque por 1,75 h, com mão-de-obra de dois homens*hora/hora. Na operação *CHARGE-1* a quantidade de 5.038,0023 L/Batelada de H_2SO_4 (98%) é transferido para o tanque por 1 h, com mão-de-obra de dois homens*hora/hora. A quantidade de ácido sulfúrico foi calculada de acordo com Rocha *et al.* (2012), onde em seu artigo são utilizados 1,5 L de ácido sulfúrico 98% para 1,194 kg de lignina contida no licor negro. Essa quantidade de lignina equivale à 48,3% de lignina precipitada contida no bagaço.

Na operação *AGITATE-1* ocorre a agitação do conteúdo por 1 h, com potência específica de 0,1 kWm³ e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora. Na operação *REACT-1* ocorre a precipitação da lignina em uma temperatura de 25 ºC, tempo de 1 h e mão-de-obra de um homem*hora/hora. Na operação *TRANSFER – OUT-1* ocorre a transferência de 100% do conteúdo para o filtro de correia 3, por 1,75 h e mão-de-obra de dois homens*hora/hora.

- Filtro de correia 3

A operação no filtro de correia é o *FILTER (Belt filtration)*, onde a lignina precipitada é removida e transferida para a secagem, enquanto o sobrenadante é separado. O mesmo funciona com 40% de sólidos no bolo, 3.000 (kg/h) /m de lama específica (sólido seco), um fluxo de lavagem de 10 m³/h-m, em um tempo de operação de 1,75 h e mão-de-obra de um homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Secagem da lignina

A secagem da lignina foi realizada em um secador de bandeja que possui a operação *DRY,* o equipamento trabalha por 6 h, com profundidade de produto molhado 20 mm, máxima profundidade de produto molhado de 35 mm, temperatura final do sólido de 70 ºC, agente de secagem à vapor com quantidade específica de 2,00 Kg/Kg evap. e mão-de-obra de 0,5 homem*hora/hora.

4.3.4.6 Seção de Tratamento final

As operações unitárias envolvidas em toda a seção de tratamento final estão relacionadas às operações de estocagem, separação da bactéria do fermentado, purificação, cristalização e secagem do ácido bio-succínico. As operações realizadas nessa seção são:

- Estocagem do fermentado

Nessa etapa do processo de tratamento o fluxo de saída do misturador é transportado por uma bomba de diafragma, utilizando a operação *PUMP (Diaphragm*

Pumping), que trabalha por 6 h, em uma pressão de 1 bar, 70% de eficiência e mão-de-obra de 0,05 homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

No tanque de estocagem a operação *STORE–1* trabalha por um tempo de 6 h, no modo de temperatura adiabático e mão-de-obra de um homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Separação do micro-organismo do fermentado

A operação *CENTRIFUGE* é realizada pela centrífuga, onde ocorre a separação de 100% da bactéria do fermentado, a mesma trabalha por 6 h, no modo de centrifugação *pump*, com fator de concentração (alimentação/concentrado) de 20,00 e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora estipulada pelo simulador.

- Purificação do fermentado

A purificação do fermentado é realizada por uma coluna de carbono ativado granular GAC–101 e uma coluna cromatográfica de troca iônica INX–101. Na coluna GAC-101 são realizadas 2 operações *LOAD (GA Column Loading) e WASH (GA Column Washing).*

A operação *LOAD (GA Column Loading)* trabalha de acordo com o cálculo de capacidade de ligação (*binding capacity*), onde o componente de massa adsorvida por adsorvente é de 500 mg/g. O tempo de contato da cama vazia é de 10 min e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora.

A operação *WASH (GA Column Washing)* é responsável pela retirada de compostos orgânicos indesejáveis, funciona com o quociente de vazão de 3,00 Bv/h (*Volumes de leito – sedimentado),* volume relativo de 1 Bv, tempo de lavagem com água calculado pelo simulador e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora.

Já na coluna cromatográfica de troca iônica INX-101 são realizadas 4 operações *LOAD (INX Column Loading), WASH (INX Column Washing), REGENERATE (INX Column Regeneration) 1 e 2*.

A operação *LOAD (INX Column Loading)* trabalha de acordo com o cálculo baseado na capacidade de ligação da resina (*Resin Binding Capacity*), isto é, a capacidade de ligação de acordo com a resina *ion mass* de 0,10 kg/L, tempo de contato da cama vazia de 3 min e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora. A operação *WASH (INX Column Washing)* trabalha com água em um coeficiente de vazão de 5,00 Bv/h, tempo de lavagem de 0,25 h e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora.

A operação *REGENERATE-1 (INX Column Regeneration)* trabalha com HCl (8%), em um coeficiente de vazão de 5,00 Bv/h, tempo de lavagem de 0,75 h e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora. Já a operação *REGENERATE-2 (INX Column Regeneration)* trabalha com NaOH (4%), em um coeficiente de vazão de 5,00 Bv/h, tempo de lavagem de 0,75 h e mão-de-obra de 0,1 homem*hora/hora.

Os dados de entradas e operacionais do respectivo equipamento foram adaptadas de Wensel, Yu e Chen (2011) e das respectivas Fichas Técnicas das resinas DOWEX MWA-1 (resina aniônica) e AMBERLITE™ IR120 Na (resina catiônica).

- Cristalização do ácido bio-succínico

Após as etapas de separação e purificação, o ácido bio-succínico sofre um leve aquecimento para diminuir a quantidade de água por um evaporador. Esse possui a operação *FLASH-1*, onde funciona por 6 h, com eficiência no tempo de aquecimento de 90%, percentual de evaporação de 70%, temperatura de operação de 105 ºC, pressão de 1,2 atm e mão-de-obra de 0,5 homem*hora/hora.

O cristalizador possui a operação *CRYSTALLIZE,* com *setup* de energia específica de 0,1 kW/m³, tempo de residência de 1 h, aquecimento de 100 ºC, calor de evaporação de 539,489 kcal/kg (referência da água), agente de aquecimento vapor, produção de cristalização de 99,9%, pressão de 1 atm, temperatura de cristalização de 4 ºC e agente de cristalização utilizando o glicol. A mão-de-obra utilizada de um homem*hora/hora.

Nessa etapa, a solução de resíduo foi reciclada e alimentada ao vaporizador, enquanto que os cristais de AS húmidos foram finalmente secos por um secador de bandeja (TDR-101), para obter cristais de AS anidros como o produto final. Uma vez que as condições de operação dos equipamentos foram suaves, o calor de integração não foi considerado para simplificar esse estudo.

- Secagem do ácido bio-succínico

A secagem do AS foi realizada em um secador de bandeja (TDR-101) que possui a operação *DRY,* o equipamento trabalha por 6 h, com profundidade de produto molhado 20 mm, máxima profundidade de produto molhado de 35 mm, temperatura final do sólido de 70 ºC, agente de secagem à vapor com quantidade específica de 2,00 Kg/Kg evap. e mão-de-obra de 0,5 homem*hora/hora.

4.3.5 Planejamento do tempo para os processos em batelada

O agendamento de tempos (*Scheduling*) dos processos 1, 2, 3 e 4 são apresentados no Apêndice B.

4.4 AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR

A análise econômica deve estar sempre alinhada com a viabilidade técnica de um processo industrial. Cabe salientar que na presente pesquisa foi realizada uma análise econômica preliminar de custo do processo. A avaliação econômica cria um critério para decidir entre estratégias alternativas, procurando identificar formas para aplicar recursos de forma eficiente. Antes que haja o investimento para se iniciar a construção e operação de uma fábrica, é importante apurar o capital necessário para o investimento das instalações, o designado de capital para o investimento fixo e o capital necessário para o funcionamento da planta, denominado de capital de giro ou de trabalho (FORTUNATO, 2012).

Para que possa ser realizada uma análise econômica deve ser considerada algumas variáveis do processo, bem como alguns itens fixos. Como variáveis do processo, pode-se citar a mão-de-obra, a matéria-prima e as utilidades. Já como itens fixos do processo, a depreciação e a manutenção de equipamentos.

O capital de investimento fixo corresponde às despesas iniciais com todos os bens necessários para que a empresa funcione, como por exemplo, máquinas e equipamentos. Por outro lado, o capital de giro significa capital de trabalho, isto é, o capital necessário para financiar e dar continuidade as operações da empresa como salários, pagamento de impostos, recursos para vendas a prazo, recursos para manter estoques, pagamento de fornecedores e demais custos e despesas operacionais (TAN *et al.*, 2017).

Existem vários indicadores que podem auxiliar na avaliação econômica de um processo. Um deles é a margem bruta que mede a rentabilidade do negócio, ou seja, qual a porcentagem de lucro que o empreendedor ganha com cada venda. A mesma deve apontar um valor positivo para que o projeto tenha a chance de agregar valor ao empreendedor. Na margem bruta já estão descontados os impostos referentes ao lucro e somada a depreciação do capital (INTELLIGEN INC., 2016).

Outro indicador é o Valor Presente Líquido (NPV), que é composto pelo somatório dos valores presentes dos fluxos estimados de uma aplicação, calculados a partir de uma taxa dada e de seu período de duração. Se o mesmo for um valor positivo indica que o investimento agrega valor a um investidor e se for um valor negativo indica que o investimento faz o investidor perder o valor investido no projeto (INTELLIGEN INC., 2016).

O tempo de retorno mostra a duração necessária para que o investidor recupere o que investiu. O mesmo não leva em consideração a inflação e a desvalorização da moeda ao longo do tempo. Já o retorno do investimento, ou seja, o lucro líquido é definido como o lucro bruto e o valor da depreciação menos o custo do produto e dos impostos, dividido pelo investimento total da planta. Na Tabela 4.7 são indicados os preços das matérias-primas, produto e subproduto.

Tabela 4.7 Preços das matérias-primas, produto e subproduto.

	Bagaço de cana-de-açúcar	**Enzima**	**NaOH (99%)**	**H_2SO_4 (98%)**	**HCl (8%)**	**CO_2**	**Lignina**	**Ácido Bio-succínico**
Preço em € (EUR) Taxa de câmbio (1EUR= 3,40 BRL) (1 USD = 0,92 EUR)	€ 23,87/ton	€ 0,34/L	€ 0,37/kg	€ 0,23/kg	€ 1,05/kg	€ 1,97/kg	€ 0,36/kg	€ 2,3/kg
Preço em US$ (USD) Taxa de câmbio (1USD= 3,27BRL)	US$ 25,95/ton	US$ 0,37/L	US$ 0,4/kg	US$ 0,25/kg	US$ 1,15/kg	US$ 2,14/kg	US$ 0,39/kg	US$ 2,5/kg
Preço em R$ (BRL)	R$ 85,00/ton	R$ 1,20/L	R$ 1,31/kg	R$ 0,82/kg	R$ 3,76/kg	R$ 7,0/kg	R$ 1,27/kg	R$ 8,17/kg
Densidade	-	-	-	1840 g/L at 25 °C (lit.)	1180 g/L at 25 °C (lit.)	-	-	1560 g/L at 25 °C (lit.)
Dados alimentados no simulador	US$ 25,95/ton	US$ 0,37/L	NaOH 4% - US$ 0,016/kg *	H_2SO_4 1,09% - US$ 0,0027/kg* H_2SO_4 98% - US$ 0,25/kg	US$ 1,15/kg	US$ 2,14/kg	US$ 0,39/kg	US$ 2,5/kg
Referência/ Fornecedor	MF RURAL	BATISTA, 2013.	Alibaba.com	Alibaba.com	Alibaba.com	White Martins Praxair, Inc	Alibaba.com	TAN *et al*, 2017.
OBS	(*) Cálculo do simulador baseado nos preços dos ingredientes.							

Fonte: Autoria própria.

No capítulo 5 serão analisados os resultados obtidos mediante a aplicação da metodologia descrita. Uma análise preliminar do custo dos processos será possível através dos relatórios gerados pelo simulador.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

O presente capítulo apresenta todos os dados simulados no *SuperPro Designer*® como dados de correntes, principais indicadores financeiros e as análises dos resultados. De acordo com os processos sugeridos, as simulações foram realizadas em modo batelada. Desse modo, em todos os equipamentos foram necessários os *inputs* das operações que descrevem cada ação realizada pelo equipamento.

Nas propostas das plantas indicadas, foram consideradas a viabilidade técnica dos processos. Até o momento, não foram encontradas na literatura plantas de processos de produção do ácido bio-succínico, em operação, utilizando como fonte de carbono glicose proveniente de material de composição lignocelulósica de cana-de-açúcar. Com isso, os processos foram desenvolvidos por meio dos conjuntos de artigos abordados durante o desenvolvimento do trabalho.

Para a realização da fermentação foi necessário colocar a bactéria como sendo um dos produtos da estequiometria de reação, caso contrário a reação não se realizava. Assim, levando em consideração a estequiometria da reação a massa molar da bactéria foi calculada por diferença, correspondendo uma massa não nula com o valor de 0,58 g/mol. Além disso, a quantidade de bactérias para que houvesse o processo fermentativo também afetou o prosseguimento da simulação. Desse modo, o *input* de bactérias para que ocorresse a fermentação foi de aproximadamente cinco toneladas para todos os processos.

Outro desafio durante a elaboração das plantas, foi estimar os preços das bactérias. Não foi possível adicionar um módulo de crescimento microbiano, pois o mesmo não estava correspondendo à demanda de bactéria necessária para a simulação da fermentação. Dessa forma, para facilitar a simulação foi utilizado um tanque de mistura considerando o micro-organismo já adaptado para o processo

fermentativo e o seu preço sendo correspondendo à 10% do custo operacional de cada planta.

Na Tabela 5.1 estão indicados os valores do custo operacional, considerando o preço da bactéria zero dólares e o seu valor estimado utilizado nas simulações.

Tabela 5.1 Custo estimado da bactéria.

	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4
Custo operacional U$/ano	252.105.000	187.357.000	248.439.000	240.960.000
Produção anual de bactéria kg/ano	680.389	485.344	639.565	647.730
10% do custo operacional U$/ ano	25.210.500	18.735.700	24.843.900	24.096.000
Custo estimado da bactéria por U$/kg	37,05	38,60	38,84	37,20

Fonte: Autoria própria.

Não foram encontrados na literatura dados suficientes exigidos pelo simulador para que fosse considerada a cinética enzimática nos processos de hidrólise *SSF* e *SHF*, referente ao material de composição lignocelulósica estudado. Desse modo, a massa molar da enzima foi considerada igual da água de 18 g/mol e sua reação estequiométrica.

No presente trabalho, buscou-se avaliar como seriam os resultados fermentativos realizados em biorreatores de bancada em escala de produção e no último momento uma análise econômica preliminar, a fim de verificar se os processos sugeridos são viáveis economicamente ou não. Apesar de ter sido realizada a comparação entre plantas com e sem fator de economicidade para os fermentadores, não se buscou como prioridade a avaliação econômica, sendo apresentada como uma complementação da simulação.

5.1 CÁLCULOS DOS BIORREATORES

Para os cálculos dos números de fermentadores referente aos processos sem o fator de economicidade, nos processos 1 e 3, foi utilizada a expressão:

$$D = 2 + (\frac{tf}{ts}),$$ (Equação 5.1)

Onde, D é o número de dornas, t_f o tempo de fermentação e t_s o tempo de transferência.

Com isso, considerando os dados de Borges (2011), para o processo 1, sem considerar o fator de economicidade, o tempo de fermentação de 38 h (tempo de hidrólise enzimática 10 h + tempo de fermentação 28 h) e tempo de transferência de 6 h, o número de fermentadores foi calculado conforme indicado na equação a seguir:

$$D = 2 + \left(\frac{tf}{ts}\right) = 2 + \left(\frac{38}{6}\right) = \mathbf{8\ dornas}$$ (Equação 5.2)

Onde, t_f = 38 h

t_s = 6 h

Considerando um headspace de 30% e oito fermentadores, o volume nominal dos fermentadores é de 200 m³ cada. Porém, em um projeto o custo é um fator extremamente importante para a tomada de decisão.

Tabela 5.2 Preços dos reatores.

Volume dos reatores (m³)	Preço (US $)
15	187.900,00
25	245.100,00
50	353.900,00
100	511.000,00
150	633.500,00
200	737.900,00
300	914.700,00
400	1.065.400,00
500	1.199.200,00

Fonte: http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html

Para os cálculos considerando o fator de economicidade, referente ao processo 2 e 4, é necessário realizar um gráfico log de P versus log de V:

$$\log de\ P\ (preço) x \log de\ V\ (volume)$$ (Equação 5.3)

Na Figura 5.1 está representado o gráfico correspondente ao fator de economicidade.

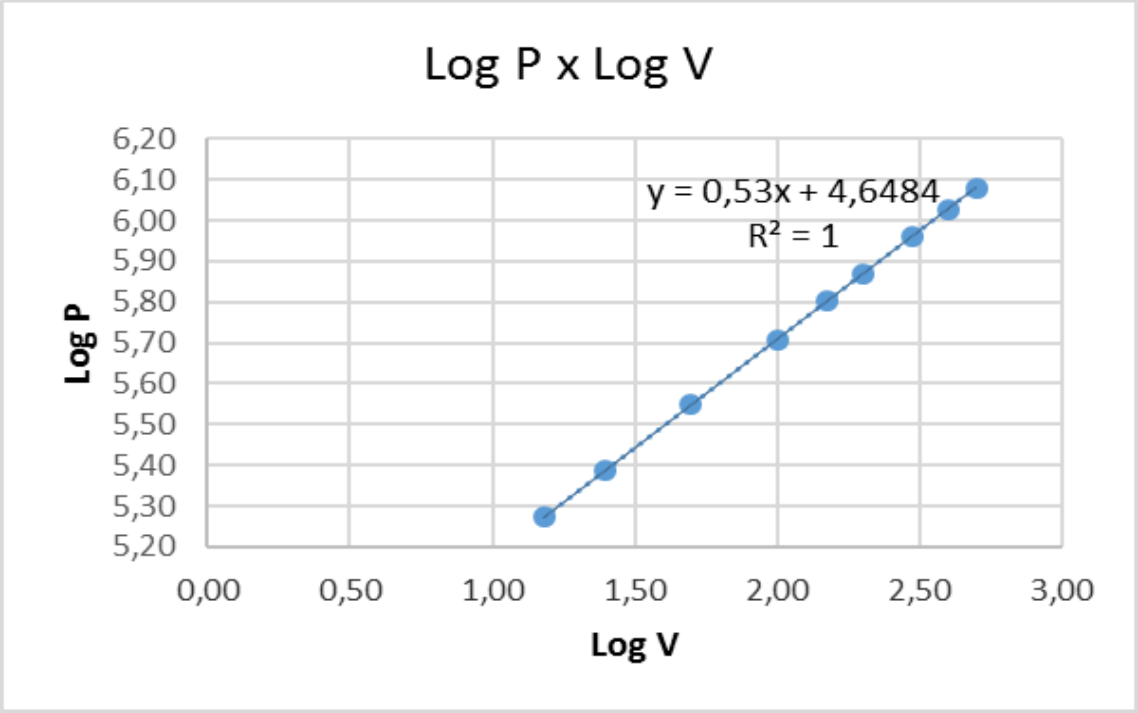


Figura 5.1 Log P X Log V.
Fonte: Autoria própria.

De acordo com a Figura 5.1 segue a equação do gráfico Log P x Log V:

$$y = 0{,}53x + 4{,}6484$$ (Equação 5.4)

Onde, a = 0,53

log k= 4,6484

Cálculo do número de fermentadores, para o processo 2, considerando o fator de economicidade, onde De é o número de dornas, conforme indicado na equação a seguir:

$$De = \frac{2}{(1-a)} = \frac{2}{(1-0{,}53)} = \mathbf{4\ dornas}$$ (Equação 5.5)

Onde, a = 0,53

O cálculo do novo tempo de transferência, conforme indicado na equação a seguir:

$$De = 2 + \left(\frac{tf}{ts}\right)$$

$$4{,}26 = 2 + \frac{38}{ts} \qquad \text{(Equação 5.6)}$$

$$ts = \mathbf{16{,}81\ h}$$

Onde, De = 4,26

t_f = 38 h

Na Tabela 5.3 é constatado uma economia de U$ 1.665.340,93, com a otimização das dimensões e volumes dos fermentadores.

Tabela 5.3 Comparação entre projetos com e sem fator econômico.

Parâmetros	Valores sem economia	Valores com economia
Fermentadores	8	4
Volume com *headspace*30%	200,00	391,67
Preço (P=D*k*Vª)	6.148.435,93	4.483.095,00

Fonte: Autoria própria

Para o dimensionamento dos fermentadores *SHF* dos processos 3 e 4, bem como o seu modo de trabalho, foi considerado os estudos realizado por Chen, Tao e Zheng (2016).

Para o cálulo do número de fermentadores do processo 3, sem o fator de economicidade, foi considerando o tempo de fermentação de 29 h e tempo de transferência de 6 h, conforme indicado na equação a seguir:

$$D = 2 + \left(\frac{tf}{ts}\right) = 2 + \left(\frac{29}{6}\right) = 7\ \boldsymbol{dornas} \qquad \text{(Equação 5.7)}$$

Onde, t_f = 29 h

t_s = 6 h

Considerando um *headspace* de 30% e sete fermentadores, o volume nominal dos fermentadores é de 243,90 m³ cada. Porém, em um projeto o custo é um fator extremamente importante para a tomada de decisão. Para os cálculos do processo 4, considerando o fator de economicidade, foram utilizados os mesmos valores obtidos pelo gráfico $\log de\ P\ (preço) x \log de\ V\ (volume)$, calculados para o processo 1 e 2. Assim, os cálculos podem ser realizados de acordo com a equação da reta:

$$y = 0{,}53x + 4{,}6484, \qquad \text{(Equação 5.8)}$$

Onde a= 0,53

log k= 4,6484

Cálculo do número de fermentadores, para o processo 4, considerando o fator de economicidade, onde De é o número de dornas, conforme indicado na equação a seguir:

$$De = \frac{2}{(1-a)} = \frac{2}{(1-0{,}53)} = \mathbf{4\ dornas} \qquad \text{(Equação 5.9)}$$

Onde, a = 0,53

O cálculo do novo tempo de transferência, para o processo 4, é calculado conforme indicado na equação a seguir:

$$De = 2 + \left(\frac{tf}{ts}\right)$$

$$4{,}26 = 2 + \frac{29}{ts} \qquad \text{(Equação 5.10)}$$

$$ts = \mathbf{12{,}83\ h}$$

Onde, De = 4,26

t_f = 29 h

Na Tabela 5.4 pode ser constatado uma economia de U$ 1.115.034,72, com a otimização das dimensões e volumes dos fermentadores.

Tabela 5.4 Comparação entre projetos com e sem fator econômico, valores Chen, Tao e Zheng (2016).

Parâmetros	Valores sem economia	Valores com economia
Fermentadores	7	4
Volume com *headspace*30%	243,90	391,67
Preço (P=D*k*V^a)	5.598.129,72	4.483.095,00

Fonte: Autoria própria.

Na Tabela 5.5 são indicados o tempo de fermentação (t_f), o tempo de transferência (t_s), o número de fermentadores, a vazão dos reatores e o volume dos reatores, considerando o *headspace* de 30%, sem o fator econômico e com o fator econômico para todos os processos estudados.

Tabela 5.5 Comparação dos parâmetros de fermentadores.

Parâmetros	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4
Projeto	Sem fator econômico	Com fator econômico	Sem fator econômico	Com fator econômico
Tipo de processo	*SSF*	*SSF*	*SHF*	*SHF*
t_f (h)	38	38	29	29
t_s (h)	6,00	16,81	6,00	12,83
Número de fermentadores	8	4	7	4
Vazão (m^3/h)	23,33	16,31	28,46	21,37
Volume do reator considerando 30% de *headspace* (m^3)	200,00	391,67	243,90	391,67
Preço do fermentador U$ (simulador *Matches*)	737.900,00	1.054.100,00	819.900,00	1.054.100,00
Referências	Borges (2011)	Borges (2011)	Chen, Tao e Zheng (2016).	Chen, Tao e Zheng (2016).

Fonte: Autoria própria.

De acordo com o vídeo Institucional apresentado pela empresa *BioAmber Inc.*, esta opera a maior fábrica de ácido bio-succínico do mundo em Sarnia, no Canadá. A sua planta trabalha com fermentadores de 350 m^3 de volume nominal. Isso indica que os volumes dos fermentadores dos processos propostos são consideravelmente viáveis (BIOAMBER, 2017).

Desse modo, nas simulações realizadas na seção de fermentação, foram utilizados a quantidade de oito fermentadores no processo 1 com volume nominal de 200,00 m³, quatro fermentadores no processo 2 com volume nominal de 391,67 m³, sete fermentadores no processo 3 com volume nominal de 243,90 m³, quatro fermentadores no processo 4 com volume nominal de 391,67 m³. Todos os fermentadores foram conduzidos na opção *Design Mode* do simulador, uma relação altura/diâmetro de dois, um ciclo por batelada, considerando a cinética de crescimento do micro-organismo e as estratégias *SSF para os processos 1 e 2, e SHF* para os processos 3 e 4.

De acordo com os cálculos realizados entre os quatro processos, teoricamente pode ser concluído que os projetos que utilizam os fatores de economicidade são mais vantajosos. O processo 2 indica ser o mais apropriado, pois apresentou uma economia maior que o processo 4.

Toda nomenclatura relacionada à codificação dos equipamentos e correntes dos processos podem ser visualizadas nos fluxogramas dos processos no Apêndice A. Na Tabela 5.6 estão organizados os volumes dos reatores e a concentração de células nos processos estudados.

Tabela 5.6 Volumes dos reatores e a concentração de células nos processos estudados.

	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4
Pré-tratamento ácido				
Volume máx. do reator (m³)	350,00	350,00	350,00	350,00
Volume de trabalho (m³)	333,82	333,82	333,82	333,82
Percentual permissível do reator (%)	90	90	90	90
Pré-tratamento alcalino				
Volume máx. do reator (m³)	350,00	350,00	350,00	350,00
Volume de trabalho (m³)	263,84	263,84	263,84	263,84
Percentual permissível do reator (%)	90	90	90	90
Hidrólise enzimática				
Volume máx. do reator (m³)	Não se aplica	Não se aplica	350,00	350,00
Volume de trabalho (m³)			286,04	286,04
Percentual permissível do reator (%)			90	90
Fermentação				
Volume máx. do reator (m³)	200,00	391,67	243,90	391,67
Volume de trabalho (m³)	137,99	275,99	157,85	275,99
Percentual permissível do reator (%)	70	70	70	70
Células no fermentador (g/L)	5,93	5,93	6,00	6,12
Precipitação da Lignina				
Volume máx. do reator (m³)	350,00	350,00	350,00	350,00
Volume de trabalho (m³)	288,07	288,07	288,07	288,07
Percentual permissível do reator (%)	90	90	90	90

Fonte: Autoria própria.

5.2 ANÁLISE DOS PROCESSOS

Todos os processos foram conduzidos em modo batelada, com entrada de 1.000 toneladas de bagaço seco para o processamento por ciclo de processo, utilizando a cinética referente ao micro-organismo *A. succinogenes*.

Os processos se diferenciam basicamente na seção de hidrólise enzimática e de fermentação. Os processos 1 e 2 são conduzidos na estratégia *SSF*, possuindo as seções 1 (Pré-tratamento ácido), 2 (Pré-tratamento alcalino), 3 (Processo *SSF*), 4 (Precipitação da lignina) e 5 (Tratamento final). Já os processos 3 e 4 são conduzidos na estratégia *SHF*, apresentando as seções 1 (Pré-tratamento ácido), 2

(Pré-tratamento alcalino), 3 (Hidrólise Enzimática), 4 (Fermentação), 5 (Precipitação da lignina) e 6 (Tratamento final).

Cada processo apresentou um número de bateladas por ano. Cabe salientar que o mesmo é influenciado pelo planejamento dos horários e pelo tamanho das plantas. De acordo com os resultados o processo 1 apresentou 150 bateladas/ano, sendo o maior número de bateladas entre os 4 processos e com produção de 2.045.921,34 kg/ano de ácido bio-succínico. O processo 2 obteve 107 bateladas/ano, sendo o menor número entre os 4 processos e com produção de 1.459.423,89 kg/ano de produto principal. Outro fator que influencia diretamente é o tempo de enchimento e o tempo de transferência dos reatores.

Os processos 3 e 4 apesar de apresentarem quantidades de reatores diferentes devido ao fator de economicidade, apresentaram números de bateladas próximos 141 e 140 bateladas/ano, respectivamente. O processo 3 conseguiu produzir 4.905.316,83 kg/ano, enquanto o processo 4 produziu 4.873.271,98 kg/ano de ácido bio-succínico. Lembrando que a eficiência de hidrólise nos processos 3 e 4 é maior que nos processos 1 e 2.

Pode ser concluído que a contribuição para o aumento na produção do ácido bio-succínico está diretamente ligado ao número de bateladas e a eficiência no processo de hidrólise enzimática, pois a cinética do micro-organismo foi idêntica para todos os processos. Na Tabela 5.7 pode-se verificar os parâmetros globais dos processos.

Tabela 5.7 Parâmetros globais dos processos.

	Processo 1	**Processo 2**	**Processo 3**	**Processo 4**
Tempo de operação (h/ano)	7901,20	7904,16	7877,20	7909,26
Tempo do lote da receita (h)	451,20	312,44	317,20	311,52
Tempo do ciclo da receita (h)	50,00	71,62	54,00	54,66
Número de bateladas por ano	150,00	107,00	141,00	140,00
Produção de ácido bio-succínico (kg/ano)	2045921,34	1459423,89	4905316,83	4873271,98

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

5.2.1 Lista de equipamentos

As listas dos equipamentos são apresentadas no Apêndice C. Pode ser observado as quantidades dos equipamentos, a sua capacidade real e o seu custo, referente aos quatro processos estudados.

5.2.2 Balanços de massa e correntes

Todas as correntes de entradas e saídas dos processos são apresentadas no Apêndice D. As correntes são provenientes das simulações, onde também são demonstrados todos os dados referente ao volume, a temperatura e a pressão nas linhas de produção. Os dados das correntes das simulações foram utilizados para discutir os resultados.

5.3 ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR DOS PROCESSOS

As análises econômicas preliminares dos processos foram realizadas com base nas informações geradas pelo simulador. Todos os valores dos preços dos fermentadores estão de acordo com os dados gerados pelo *Simulador Matches®*, referente ao ano base de 2014. O mesmo foi utilizado nos cálculos de economicidade dos reatores.

Todos os outros preços dos equipamentos foram calculados pelo simulador *SuperPro Designer®*, empregando valores monetários referente ao ano de 2016. Não foi possível calcular o preço de alguns equipamentos, o que se deve à falta de valores de fluxo de caixa que possibilitem o seu cálculo. Os custos dos materiais foram coletados por meio de páginas eletrônicas de venda na internet, já apresentados anteriormente.

No Investimento Total de Capital estão incluídos o capital fixo direto e o indireto. O capital direto está relacionado ao custo dos equipamentos, instalação, tubulação, edifícios, instalações elétricas, entre outros. O capital fixo indireto está relacionado ao custo com construção, engenharia, contingente, entre outros (INTELLIGEN INC., 2016).

No custo operacional está incluído o valor das matérias-primas, da mão-de-obra, das utilidades, dos laboratórios, entre outros. Para a realização dos cálculos, no presente trabalho, a receita deve ser proveniente principalmente da venda do ácido bio-succínico, onde o custo anual de operação é convertido no custo unitário de produção (INTELLIGEN INC., 2016).

Em todo processo produtivo, é interessante para o gestor agregar valor aos resíduos, gerando receita para as empresas. No caso dos resíduos produzidos a partir do setor sucroalcooleiro, o bagaço de cana-de-açúcar possui várias aplicações, uma delas é a sua queima para a geração de energia elétrica ou térmica (BASTOS, 2007).

De acordo com o cenário brasileiro as usinas de etanol produzem a sua própria energia. Com isso, na análise econômica preliminar foram realizadas comparações entre os cenários sem e com a cogeração de energia. No cenário com cogeração de energia foi assumido o custo do bagaço zero, admitindo que a planta o recebe de um processo anterior. Posteriormente, houve a necessidade de realizar um terceiro cenário considerando a cogeração de energia e o custo do gás carbônico igual a zero, admitindo uma planta integrada com um processo de produção de etanol de primeira geração.

Não foi considerado o custo referente ao uso da água. Esse é um recurso que apesar de ser substancial nos processos de produção, o preço da outorga da água varia muito decorrente da região de instalação, finalidade do uso, sua destinação final, quantidade a ser utilizada, entre outros.

5.3.1 Processos 1 e 2

Todas as etapas dos processos 1 e 2 são idênticas, com exceção do número de fermentadores sem e com fator econômico, respectivamente. O preço do bagaço de U$ 25,95/tonelada foi considerado nas simulações sem cogeração de energia. O custo do transporte não foi considerado por se tratar de um conceito de biorrefinaria. Contudo, cabe salientar que o bagaço pode ser conduzido por meio de esteiras transportadoras de sólidos, gerando um custo adicional. Na Tabela 5.8 estão organizados os principais indicadores econômicos.

Tabela 5.8 Principais indicadores econômicos processos 1 e 2.

Projeto da Planta	Sem cogeração		Com cogeração	
	Processo 1	**Processo 2**	**Processo 1**	**Processo 2**
Investimento Total de Capital (U$)	292.191.000	272.589.000	281.715.000	265.119.000
Custo operacional (U$/ano)	277.313.000	206.091.000	162.347.000	124.082.000
Custo de produção unitário (U$/ Kg ácido bio-succínico)	135,54	141,21	79,35	85,02
Taxa de produção ácido bio-succínico (Kg/ano)	2.045.921	1.459.424	2.045.921	1.459.424
Receita total (U$/ano)	13.457.000	9.599.000	13.457.000	9.599.000
Margem bruta (%)	-1.960,73	-2.046,93	-1.106,41	-1.192,61
Retorno do Investimento (%)	-81,89	-63,51	-44,13	-34,37
Tempo de Retorno (anos)	N/A*	N/A*	N/A*	N/A*
NPV - Valor Presente Líquido (a 7%)	-1.977.101.000	-1.485.377.000	-1.157.704.000	-900.878.000

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*
*N/A significa não disponível.

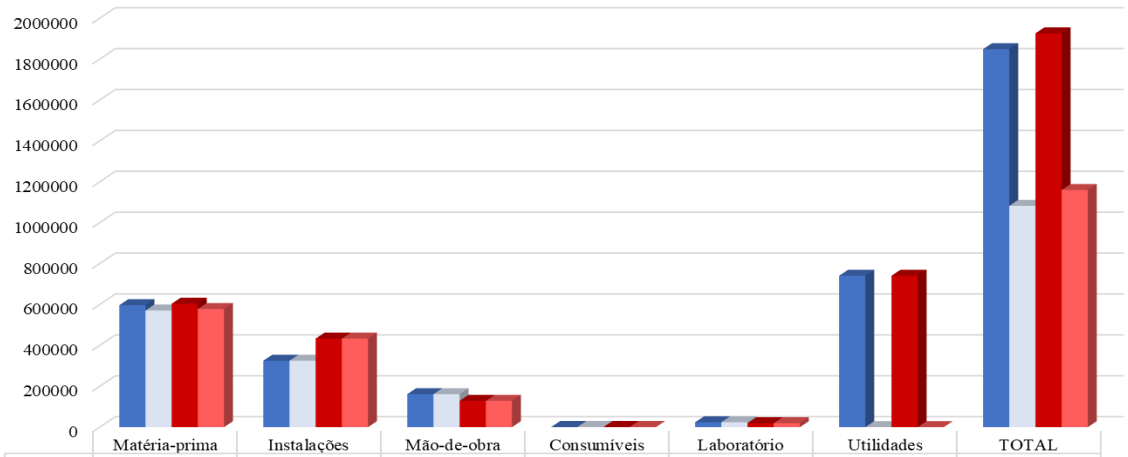
De acordo com os resultados referente às simulações sem a cogeração de energia, no Investimento Total de Capital pode ser observado que o custo do processo 1 foi de 6,71% à mais que o processo 2. Apesar do custo operacional do processo 1 ser maior que o do processo 2, o mesmo apresentou custo de produção unitário de 135,54 U$/ kg de ácido bio-succínico menor que 141,21 U$/ kg no processo 2. Esse custo de produção se deve ao fato do processo 1 produzir 28,66% à mais de produto que o processo 2.

Considerando a cogeração de energia o Investimento Total de Capital do processo 1 foi de 5,89% à mais que o processo 2. O processo 1 apresentou o custo de produção unitário de 79,35 U$/ kg, enquanto o processo 2 obteve o valor de 85,02 U$/ kg. Com a cogeração o custo de produção unitário do processo 1 diminuiu cerca de 41,46%, enquanto no processo 2 em aproximadamente 39,79%, validando a importância da cogeração no processo produtivo.

As simulações com cogeração de energia apresentaram os melhores indicadores. Apesar desses resultados, os valores de margem bruta, do retorno do investimento e do Valor Presente Líquido, não foram atrativos e não apresentam

rentabilidade ao investidor, consequentemente impedindo a viabilidade econômica dos projetos. O tempo de retorno dos investimentos não foi possível de ser calculado pelo simulador.

Na Figura 5.2, estão representados os custos por item sem e com cogeração de energia dos processos 1 e 2.



	Matéria-prima	Instalações	Mão-de-obra	Consumíveis	Laboratório	Utilidades	TOTAL
P - 1	596725	325055	161428	839	24214	740493	1848755
P - 1/Co	570775	325055	161428	839	24214	0	1082312
P - 2	603756	433084	128627	839	19294	740488	1926087
P - 2 /Co	577806	433084	128627	839	19294	0	1159649

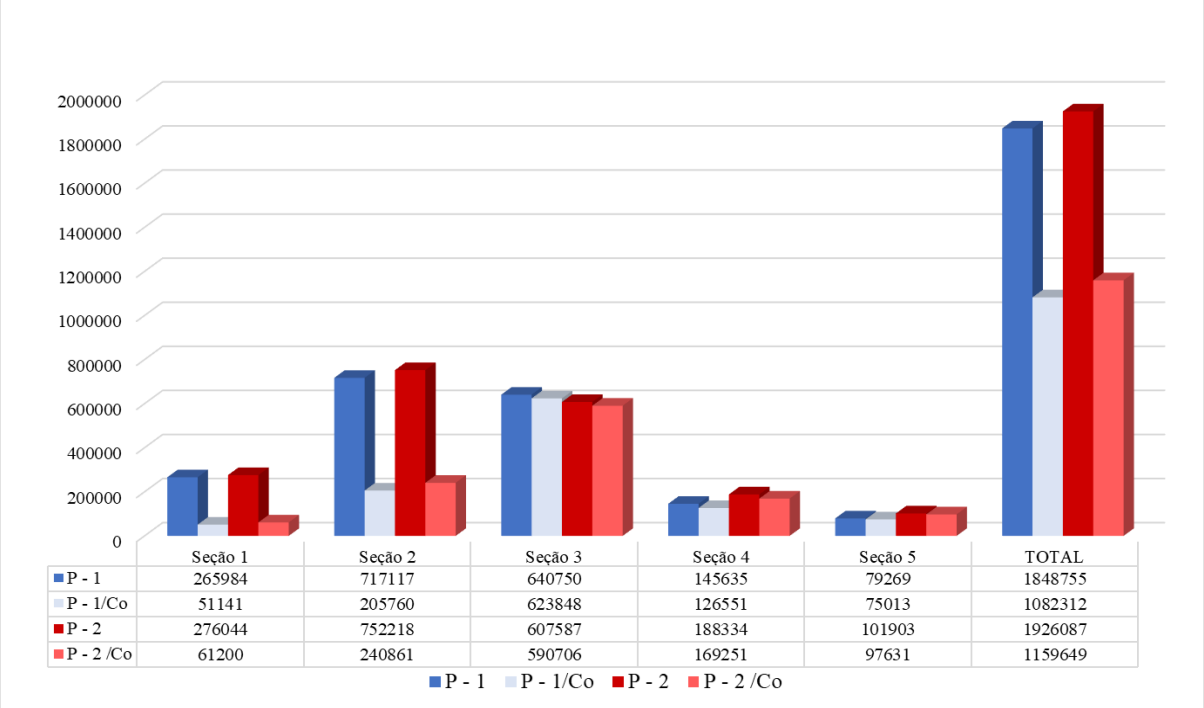
Figura 5.2 Processos 1 e 2 - Custo por item sem e com cogeração de energia($/Batelada). *P-1processo 1, P-1/Co processo 1 com cogeração, P-2 processo 2 e P-2/Co processo 2 com cogeração.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

Na Figura 5.2 pode-se verificar que, comparando os custos por item sem cogeração de energia, independente do processo, o custo das utilidades se configura com o maior valor entre todos os itens. Posterior a matéria-prima, seguem as instalações e a mão-de-obra. Outra observação destacada é o ligeiro aumento do custo das instalações por batelada no processo 2 (433.084 $/Batelada) em relação ao processo 1 (325.055 $/Batelada).

O interessante é que o custo das instalações no processo 2 aumentou, em vez de diminuir, o mesmo está baseado numa estimativa com base nas taxas de uso / disponibilidade de equipamentos. Isso deve-se ao fato do processo 2 ter um tempo de ciclo de receita (tempo de ocupação do fermentador) de 71,62 h, bem maior que o processo 1 com 54 h, processo 3 com 54 h e processo 4 com 54,66 h. Como

resultado das simulações considerando a cogeração, pode-se concluir que a produção de energia pela própria biorrefinaria tem um impacto crucial para a análise econômica do investimento.

No cenário com cogeração de energia de todas as atividades estudadas, a matéria-prima apresentou o maior custo independente do processo. Essa atividade corresponde ao custo total dos insumos necessários para a produção do ácido bio-succínico. Na Figura 5.3 estão representados os custos por seção sem e com cogeração.



	Seção 1	Seção 2	Seção 3	Seção 4	Seção 5	TOTAL
P - 1	265984	717117	640750	145635	79269	1848755
P - 1/Co	51141	205760	623848	126551	75013	1082312
P - 2	276044	752218	607587	188334	101903	1926087
P - 2 /Co	61200	240861	590706	169251	97631	1159649

Figura 5.3 Processo 1 e 2 - Custo por seção sem e com cogeração de energia ($/Batelada). *P-1 processo 1, P-1/Co processo 1 com cogeração, P-2 processo 2 e P-2/Co processo 2 com cogeração. **Fonte:** Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Comparando o custo nas seções, independente da simulação sem ou com cogeração, o processo 2 apresentou maior custo em relação ao processo 1, com exceção na seção 3 de fermentação. Isso indica que o fator de economia influenciou diretamente no custo da seção. Por meio do gráfico dos custos por item versus seção, sem e com cogeração de energia, pode-se identificar o item que apresenta o maior custo em cada seção, conforme indicado na Figura 5.4 para o processo 1.

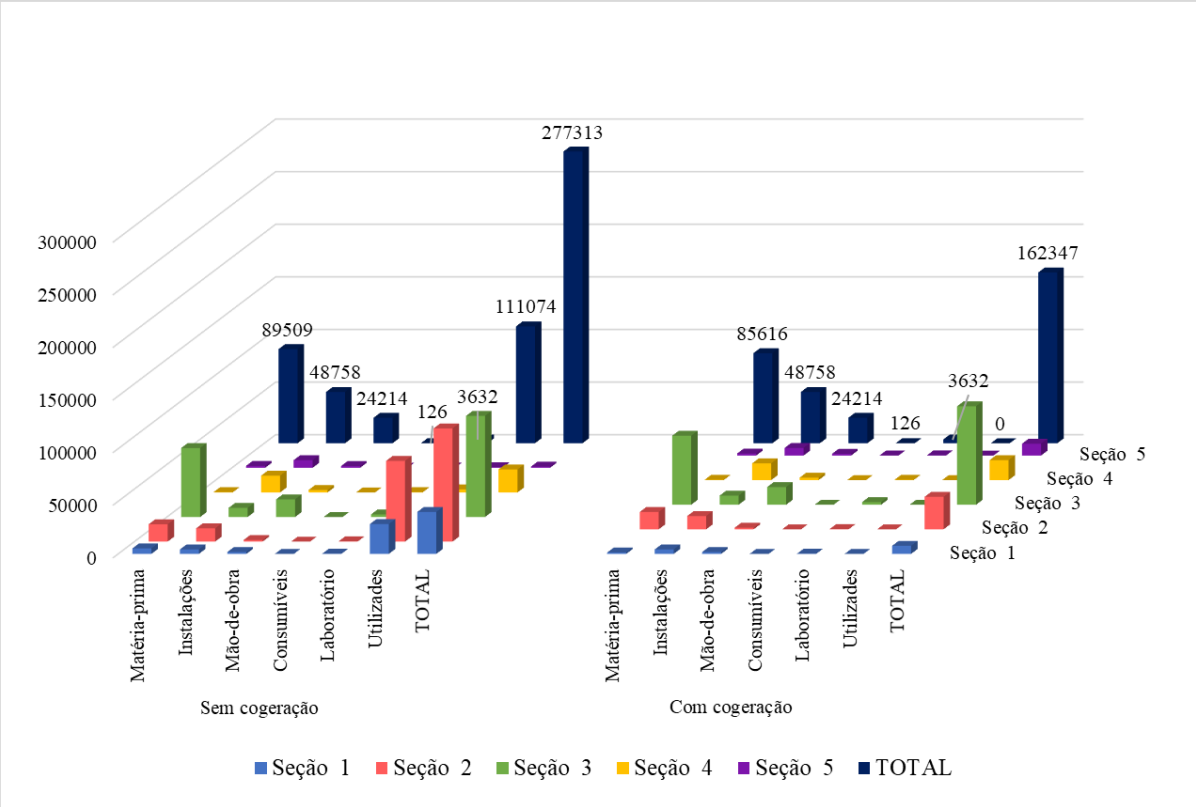


Figura 5.4 Processo 1 - Custo por item x seção sem e com cogeração de energia (1000 $/Ano).
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

A cogeração de energia impactou positivamente nos custos das utilidades (energia elétrica, térmica, refrigeração, entre outros), reduzindo o seu valor. No processo 1 destaca-se o aumento do custo da matéria-prima na seção 3, seguido do custo das instalações na seção 4 e da mão-de-obra na seção 3. Na Figura 5.5 está representado os custos por item versus seção sem e com cogeração, referente ao processo 2.

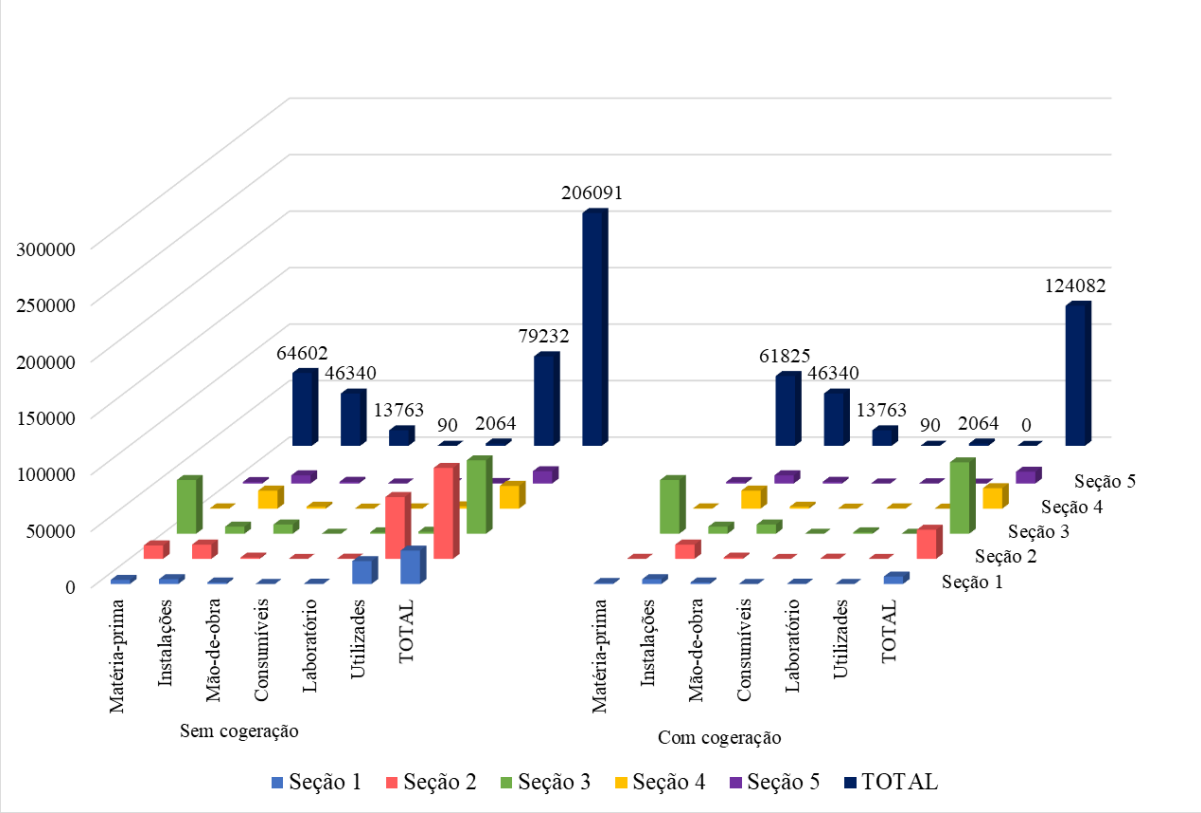


Figura 5.5 Processo 2 - Custo por item x seção sem e com cogeração de energia (1000 $/Ano).
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Os resultados se repetem para o processo 2. A cogeração de energia impactou positivamente nos custos das utilidades, reduzindo o seu valor. No processo 2, destaca-se o aumento do custo da matéria-prima na seção 3, seguido do custo das instalações na seção 4 e da mão-de-obra na seção 3.

A matéria-prima apresentou o primeiro maior custo entre os itens, independente dos processos 1 ou 2. Para o cálculo do custo das instalações o simulador considera taxa de uso / disponibilidade do equipamento. As instalações apresentaram o segundo maior custo entre todos os itens, sendo esse maior custo na seção 4 (precipitação da lignina).

Na Figura 5.6 estão representadas as principais matérias-primas que contribuíram para o acréscimo do custo, referente à matéria-prima.

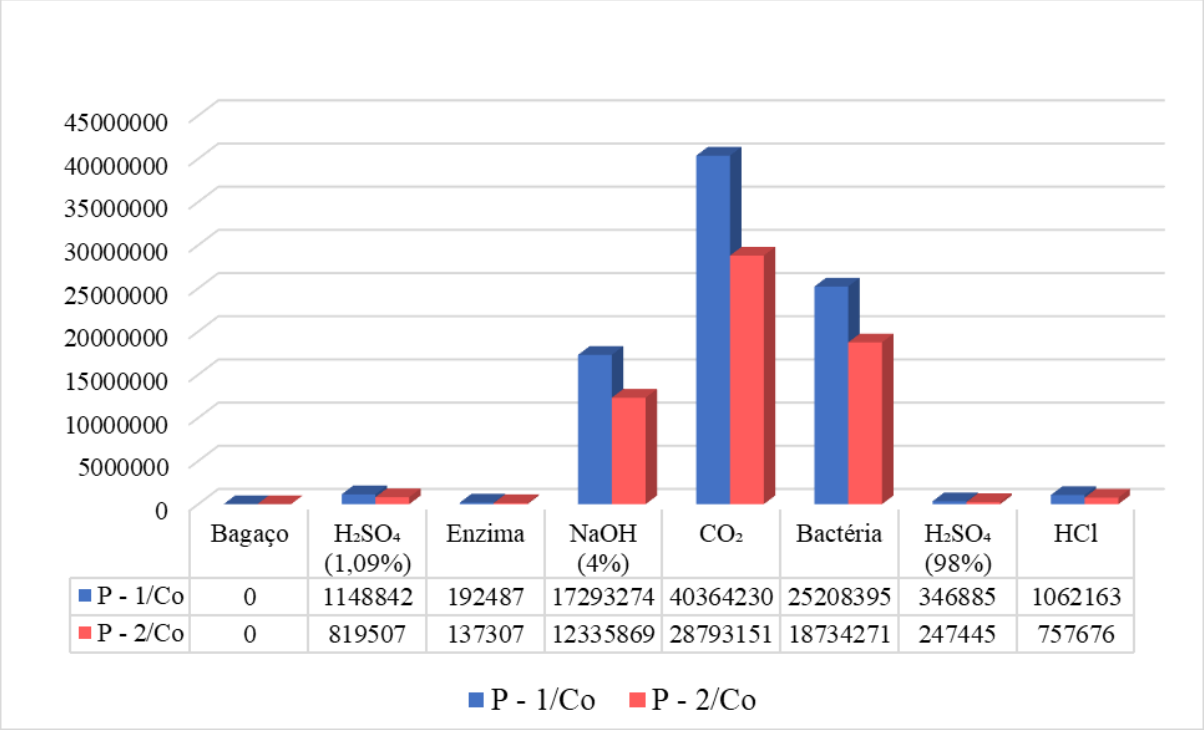


Figura 5.6 Custo das principais matérias-primas com cogeração de energia ($/Ano). *P- 1/Co processo 1 com cogeração e P- 2/Co processo 2 com cogeração.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Na Figura 5.6 o gás carbônico contribuiu consideravelmente para o aumento do custo, principalmente na seção 3 dos processos, seguido do custo da bactéria. O NaOH (4%) com o terceiro custo entre as matérias-primas, é utilizado nas seções 2 de pré-tratamento alcalino e na seção 5 como regenerador aniônico da coluna cromatográfica de troca iônica.

Com isso, após toda a análise econômica preliminar apresentada, pode-se concluir que o custo principal dos processos é a matéria-prima, especificamente o CO_2 e a bactéria, utilizados na seção de fermentação estratégia *SSF*, configurando-se um dos gargalos do processo.

Diante desse contexto, considerando que os *layouts* propostos estão integrados a uma planta de etanol, o CO_2 apresentará um custo baixo devido ao seu reaproveitamento. Desse modo, um novo cenário é sugerido considerando a cogeração de energia e o custo do gás carbônico zero, com o objetivo de verificar os impactos do seu preço nos custos dos processos, tendo em vista que, se for considerada uma biorrefinaria integrada à produção de etanol, a planta dispõe do CO_2, oriundo da sua produção. Na Tabela 5.9 pode-se verificar os principais

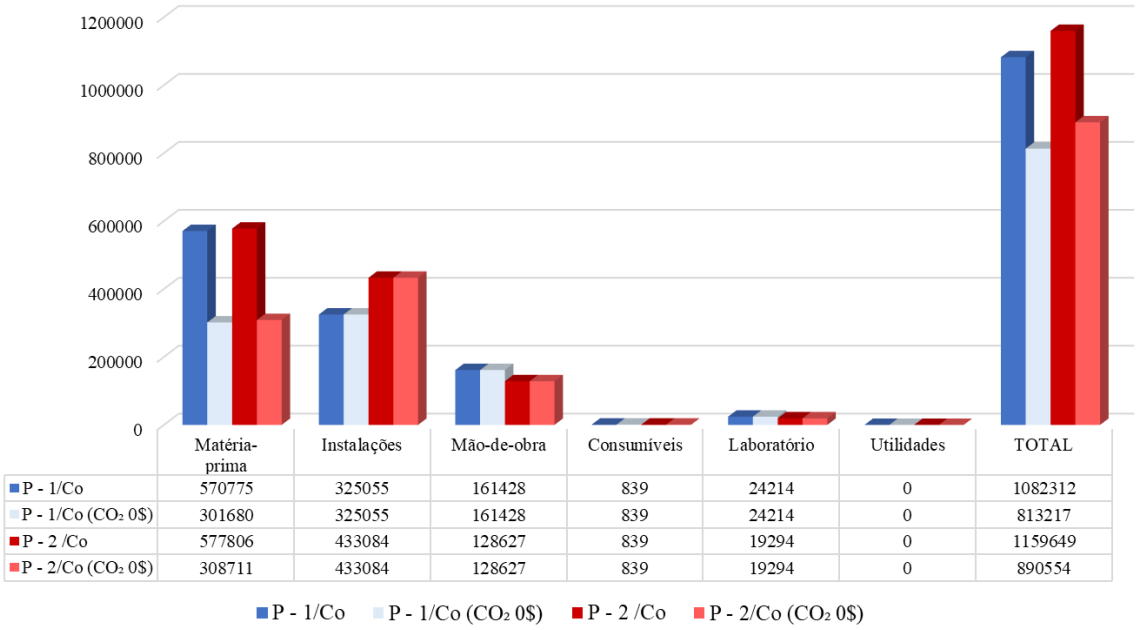
indicadores econômicos das simulações com cogeração versus cogeração/ CO_2 custo zero, nos processos 1 e 2.

Tabela 5.9 Principais indicadores econômicos processos 1 e 2 com cogeração de energia e sem custo de CO_2.

Projeto da Planta	Cogeração		Cogeração (CO_2 0$)	
	Processo 1	**Processo 2**	**Processo 1**	**Processo 2**
Investimento Total de Capital (U$)	281.715.000	265.119.000	278.037.000	262.496.000
Custo operacional (U$/ano)	162.347.000	124.082.000	121.983.000	95.289.000
Custo de produção unitário (U$/ Kg ácido bio-succínico)	79,35	85,02	59,62	65,29
Taxa de produção ácido bio-succínico (Kg/ano)	2.045.921	1.459.424	2.045.921	1.459.424
Receita total (U$/ano)	13.457.000	9.599.000	13.457.000	9.599.000
Margem bruta (%)	-1.106,41	-1.192,61	-806,46	-892,66
Retorno do Investimento (%)	-44,13	-34,37	-30,19	-23,74
Tempo de Retorno (anos)	N/A*	N/A*	N/A*	N/A*
NPV - Valor Presente Líquido (a 7%)	-1.157.704.000	-900.878.000	-870.017.000	-695.662.000

Fonte: Elaborado apartir de dados do *SuperPro Designer®.*
*N/A significa não disponível.

De acordo com a Tabela 5.9, no processo 1 com cogeração de energia e considerando o preço zero para o CO_2, o Investimento Total de Capital e o custo de produção unitário apresentaram uma queda de cerca de 1,30% e 24,86%, respectivamente. No processo 2 os mesmos indicadores diminuíram aproximadamente 0,99% e 23,21%, respectivamente. Esses resultados indicam que adotando no processo o reaproveitamento de CO_2 de uma planta integrada de etanol, os custos reduzem expressivamente, principalmente o custo operacional. Na Figura 5.7 está representado a comparação do custo por item.



	Matéria-prima	Instalações	Mão-de-obra	Consumíveis	Laboratório	Utilidades	TOTAL
P - 1/Co	570775	325055	161428	839	24214	0	1082312
P - 1/Co (CO_2 0$)	301680	325055	161428	839	24214	0	813217
P - 2 /Co	577806	433084	128627	839	19294	0	1159649
P - 2/Co (CO_2 0$)	308711	433084	128627	839	19294	0	890554

Figura 5.7 Processos 1 e 2 - Custo por item cogeração e cogeração/CO_2 custo zero ($/Batelada). *P-1/Co processo 1 com cogeração e P- 2/Co processo 2 com cogeração**.**
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

Os resultados apresentados na Figura 5.7 mostram que, retirando o preço do CO_2, o custo da matéria-prima diminui consideravelmente, sendo da ordem de 47,14%, no processo 1, e 46,57%, no processo 2. Os outros itens mantiveram os resultados independente do cenário e processo. Na Figura 5.8 está representado a comparação do custo por seção.

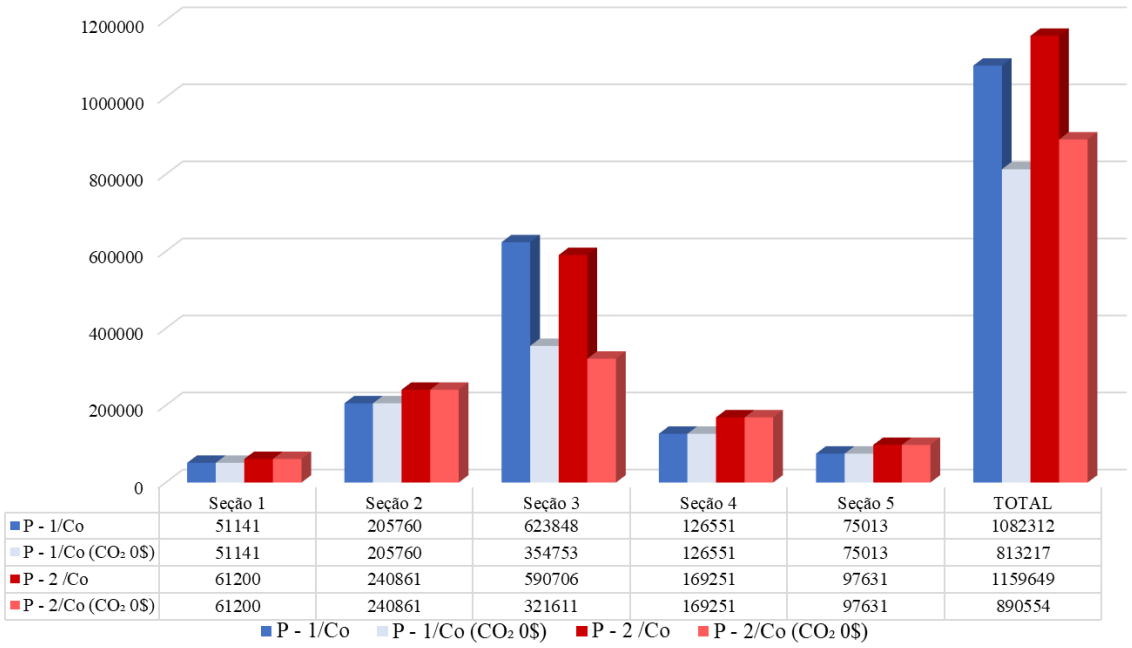
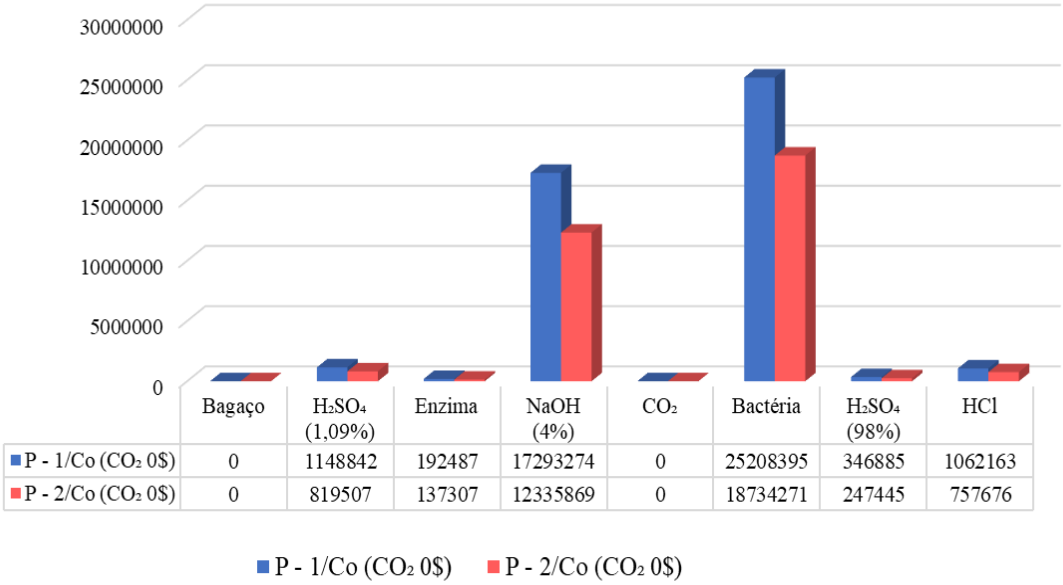


Figura 5.8 Processos 1 e 2 - Custo por seção cogeração e cogeração/CO_2 custo zero ($/Batelada).
*P- 1/Co processo 1 com cogeração e P- 2/Co processo 2 com cogeração.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Os resultados da Figura 5.8 indicam que o custo na seção 3 continuou sendo maior entre todas as seções, porém apresentou uma queda de 43,13% no processo 1 e de 45,55% no processo 2. Uma diminuição do custo considerável. O preço do CO_2 afeta diretamente o custo na seção 3, não influenciando no custo dos outros setores. Na Figura 5.9 está representado o custo da matéria-prima considerando o preço zero para o CO_2.



	Bagaço	H_2SO_4 (1,09%)	Enzima	NaOH (4%)	CO_2	Bactéria	H_2SO_4 (98%)	HCl
P - 1/Co (CO_2 0$)	0	1148842	192487	17293274	0	25208395	346885	1062163
P - 2/Co (CO_2 0$)	0	819507	137307	12335869	0	18734271	247445	757676

Figura 5.9 Custo da matéria-prima com cogeração e CO_2 custo zero ($/Ano). *P- 1/Co processo 1 com cogeração e P- 2/Co processo 2 com cogeração.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

De acordo com a Figura 5.9, com o *setup* do preço zero para o CO_2 nas simulações, independente do processo, a bactéria passou a ser o maior custo, seguido do NaOH (4%) e do H_2SO_4 (1,09%). Deve-se salientar que com a diminuição do custo global da matéria-prima o item instalações passou a apresentar o maior custo, seguido da matéria-prima e da mão-de-obra. Pode-se enfatizar que o custo da mão-de-obra, isto é, com pessoal administrativo e técnico também pode ser diminuído, pois a planta já possuiria uma estrutura técnico-administrativa, considerando se tratar de uma modificação de planta industrial de etanol.

5.3.2 Processos 3 e 4

Os processos 3 e 4 contém todas as etapas com as mesmas características, com exceção da seção de fermentação, onde o número de fermentadores correspondem sem e com fator de economicidade, respectivamente. Os principais indicadores econômicos podem ser verificados na Tabela 5.10, no qual foi realizado as simulações sem e com cogeração de energia.

Tabela 5.10 Principais indicadores econômicos processos 3 e 4.

Projeto da Planta	Sem cogeração		Com cogeração	
	Processo 3	**Processo 4**	**Processo 3**	**Processo 4**
Investimento Total de Capital (U$)	342.900.000	330.213.000	333.024.000	320.447.000
Custo operacional (U$/ano)	273.280.000	265.055.000	165.226.000	157.772.000
Custo de produção unitário (U$/ Kg ácido bio-succínico)	55,71	54,39	33,68	32,37
Taxa de produção ácido bio-succínico (Kg/ano)	4.905.317	4.873.272	4.905.317	4.873.272
Receita total (U$/ano)	20.105.000	19.969.000	20.105.000	19.969.000
Margem bruta (%)	-1.259,26	-1.227,31	-721,81	-690,07
Retorno do Investimento (%)	-65,30	-65,69	-34,79	-34,21
Tempo de Retorno (anos)	N/A*	N/A*	N/A*	N/A*
NPV - Valor Presente Líquido (a 7%)	-1.913.902.000	-1.850.124.000	-1.143.756.000	-1.085.492.000

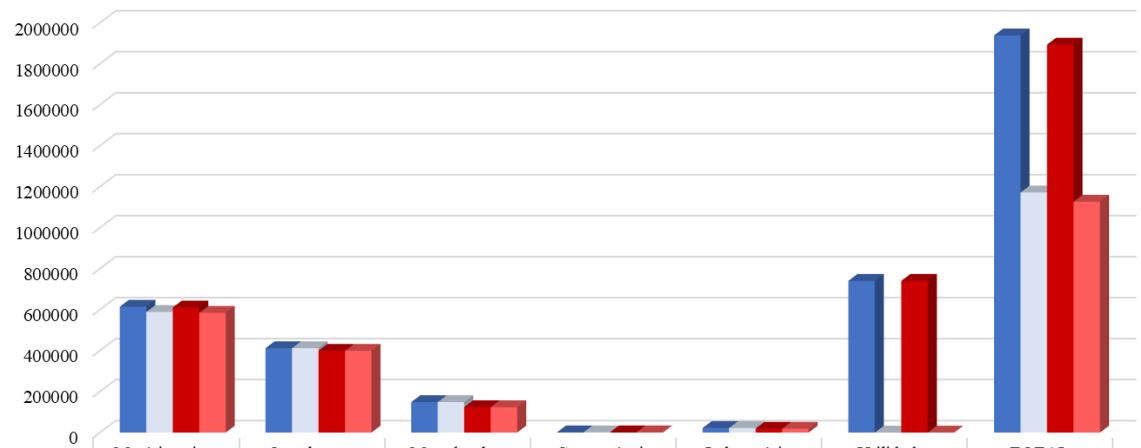
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*
*N/A significa não disponível.

Conforme exposto na Tabela 5.10, o valor do Investimento Total de Capital no processo 3, sem cogeração de energia, é 3,69% maior que no processo 4. Contudo, o custo de produção unitário do processo 3 é de 55,71 U$/ kg de ácido bio-succínico, ligeiramente acima do processo 4 com 54,39 U$/kg de produto.

O custo do Investimento Total de Capital considerando a cogeração de energia no processo 3 obteve custo maior que o processo 4 em 3,77%. Já o custo de produção unitário 33,68 U$/ kg no processo 3 e 32,37 U$/ kg no processo 4. A cogeração de energia impactou consideravelmente nos custos dos processos. No processo 3 e 4 o custo de produção unitário diminuiu cerca de 39,54% e 40,48%, respectivamente. Cabe salientar que os resultados dos principais indicadores econômicos dos processos 3 e 4 revelaram uma pequena diferença.

O simulador não apresentou o cálculo do tempo de retorno dos investimentos. Comparando os valores da receita total o processo 3 produziu 0,68% à mais que o processo 4. De acordo com os resultados a diferença entre os valores dos projetos é irrelevante.

Os indicadores econômicos como o Valor Presente Líquido, margem bruta e o retorno do investimento não foram positivos, e com isso, os processos não apresentam rentabilidade ao investidor para que sejam realizados. Com base nos resultados e com o objetivo de verificar a contribuição dos custos dos itens, na Figura 5.10 está representado a comparação entre os processos sem e com cogeração de energia.



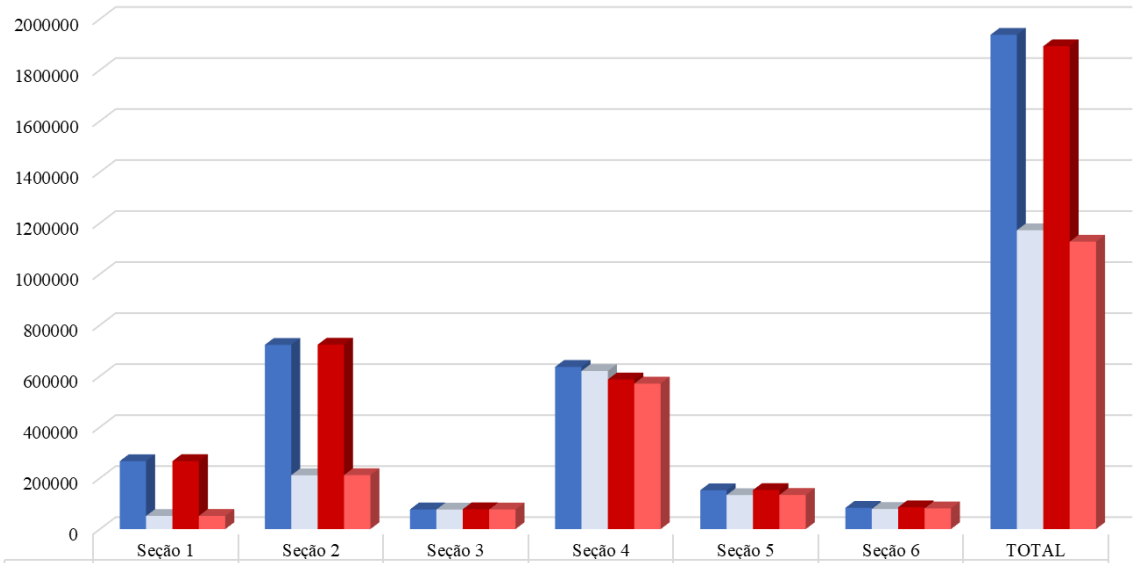
	Matéria-prima	Instalações	Mão-de-obra	Consumíveis	Laboratório	Utilidades	TOTAL
P - 3	614350	411782	148516	838	22277	740391	1938155
P - 3/ Co	588400	411782	148516	838	22277	0	1171813
P - 4	610301	399200	123961	838	18594	740358	1893252
P - 4/ Co	584351	399200	123961	838	18594	0	1126944

Figura 5.10 Processos 3 e 4 - Custo por item sem e com cogeração de energia ($/Batelada). *P-3 processo 3, P-3/Co processo 3 com cogeração, P-4 processo 4 e P-4/Co processo 4 com cogeração. **Fonte:** Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

No custo dos processos por item sem cogeração de energia, as utilidades revelaram maior valor. Comparando os custos sem e com cogeração de energia, o segundo apresentou um impacto considerável, contribuindo para a diminuição dos custos de Investimento Total de Capital e dos custos operacionais. Na Figura 5.10 a matéria-prima se apresenta com o maior custo, seguida das instalações e da mão-de-obra.

Comparando o processo 3 e 4 todos os itens obtiveram uma pequena queda no seu custo no processo 4. Os resultados entre os dois processos foram próximos. Outra observação relacionada às Figuras é a queda mais substancial no custo do

processo 4, referente à mão-de-obra e ao laboratório. Esse fenômeno pode ser explicado pela diminuição dos equipamentos na seção de fermentação que contribuíram para o ocorrido. Na Figura 5.11 está representado os custos de acordo com as seções dos processos.



	Seção 1	Seção 2	Seção 3	Seção 4	Seção 5	Seção 6	TOTAL
P - 3	266503	722489	77282	636089	152417	83375	1938155
P - 3/ Co	51659	211131	76596	620033	133333	79061	1171813
P - 4	266717	723128	77758	586669	153224	85755	1893252
P - 4/ Co	51873	211771	77073	570656	134141	81431	1126944

Figura 5.11 Processos 3 e 4 - Custo por seção sem e com cogeração de energia ($/Batelada). *P-3 processo 3, P-3/Co processo 3 com cogeração, P-4 processo 4 e P-4/Co processo 4 com cogeração. **Fonte:** Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

De acordo com os resultados, independente do processo e da cogeração de energia, os custos nas seções 1, 2, 3, 5 e 6 foram um pouco maiores no processo 4 que no processo 3. Porém, curiosamente na seção 4 de fermentação o seu custo foi menor. Esse resultado é referente à consideração do fator de economicidade no processo. Com a cogeração de energia o custo da seção 2 reduziu expressivamente, provavelmente devido à redução do custo das utilidades.

Na Figura 5.12 que relaciona custo por item versus seção sem e com cogeração de energia, para o processo 3, as atividades que contribuíram para o aumento do custo das seções são utilidades, matéria-prima e instalações. Nas seções 1 e 2 as utilidades, nas seções 3, 5 e 6 as instalações e na seção 4 a matéria-prima.

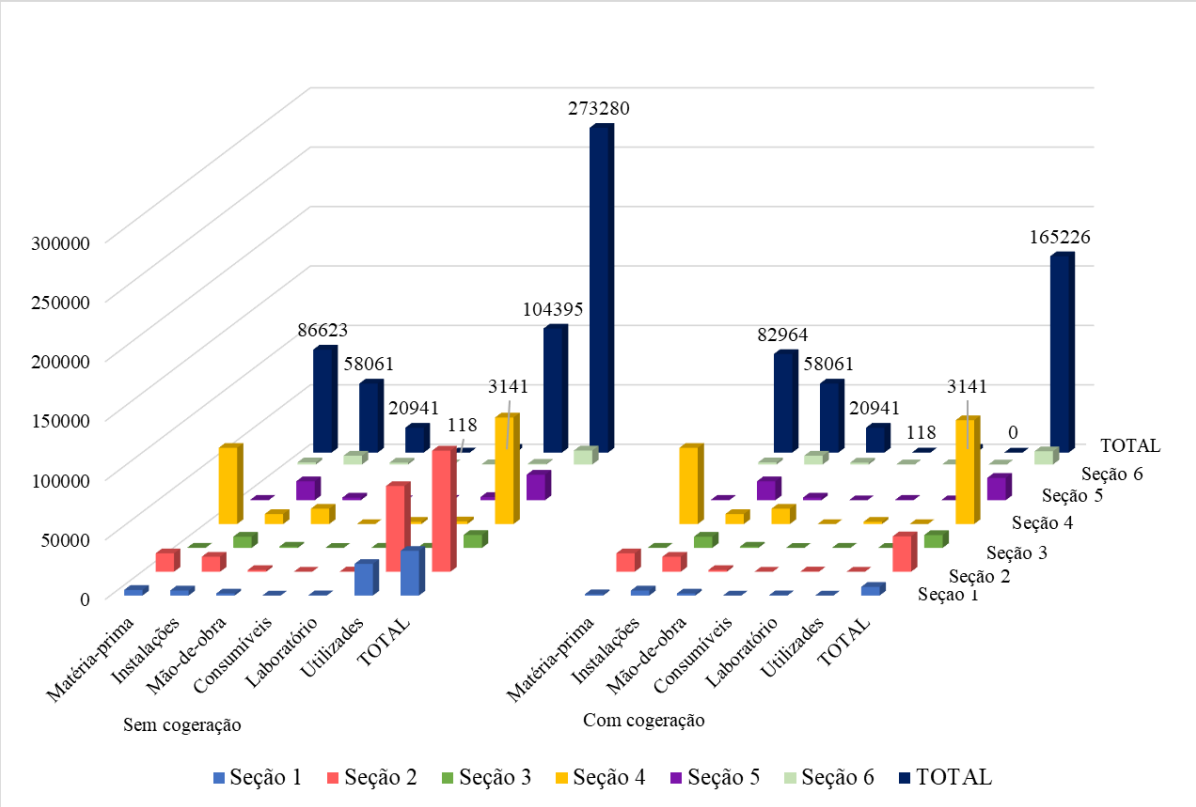


Figura 5.12 Processo 3 - Custo por item x seção sem e com cogeração de energia (1000 $/Ano).
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

A cogeração de energia impactou positivamente nos custos dos utilitários, reduzindo o seu valor. No processo 3 destaca-se o aumento do custo da matéria-prima na seção 4, seguido do custo das instalações na seção 5 e da mão-de-obra na seção 4. Comparando os outros itens sem e com cogeração de energia, esses revelaram os mesmos resultados, com exceção da matéria-prima que apresentou um pequeno aumento.

Na Figura 5.13 está representado os custos por item versus seção sem e com cogeração, referente ao processo 4.

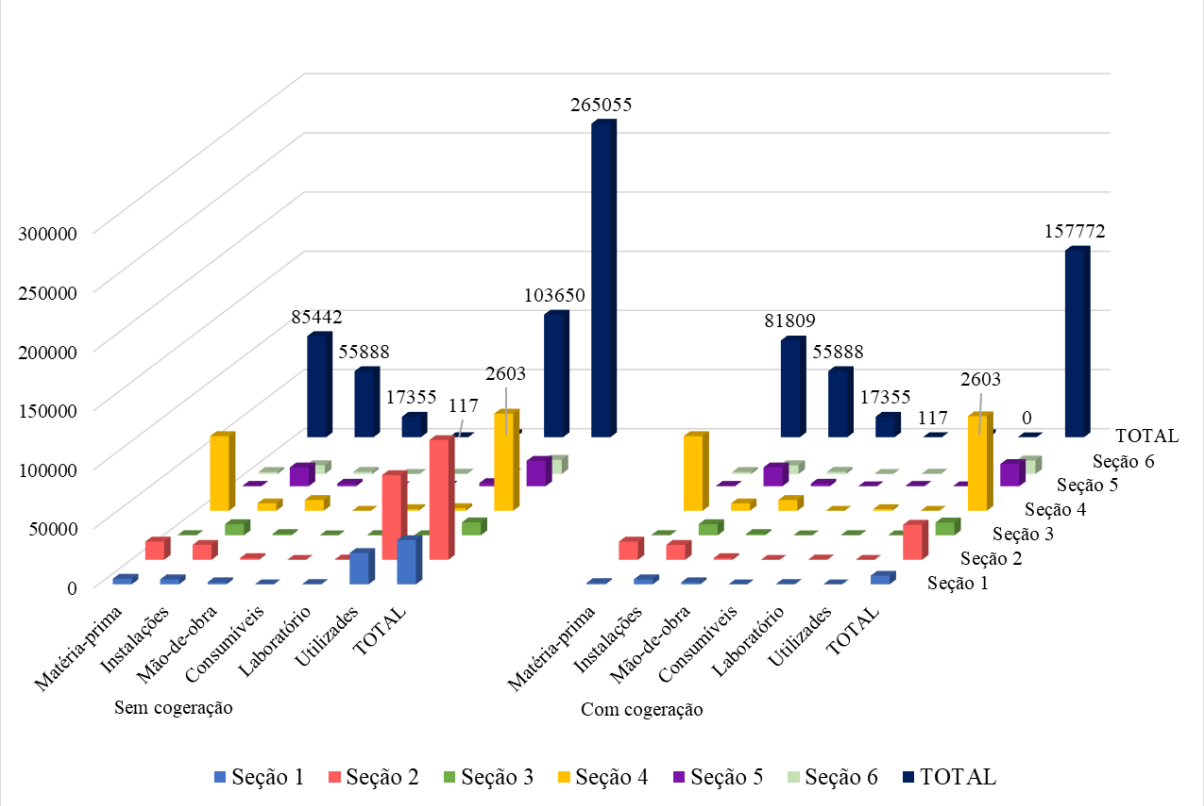


Figura 5.13 Processo 4 - Custo por item x seção sem e com cogeração de energia (1000 $/Ano).
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

De acordo com os resultados das simulações sem e com cogeração de energia, a cogeração de energia influenciou consideravelmente na diminuição dos custos. Com a cogeração de energia o custo mais relevante foi o da matéria-prima na seção 4, seguido do custo das instalações na seção 5 e da mão-de-obra na seção 4. A seção 4 de fermentação se configura como o gargalo da produção, pois revelou custo maior em dois itens, matéria-prima e mão-de-obra.

Conforme exposto a matéria-prima apresentou o maior custo entre os itens, independente dos processos e considerando a cogeração de energia. Com isso, foi necessário verificar a dimensão dessa contribuição. Na Figura 5.14 estão representados os principais componentes que contribuíram para o acréscimo do custo da matéria-prima.

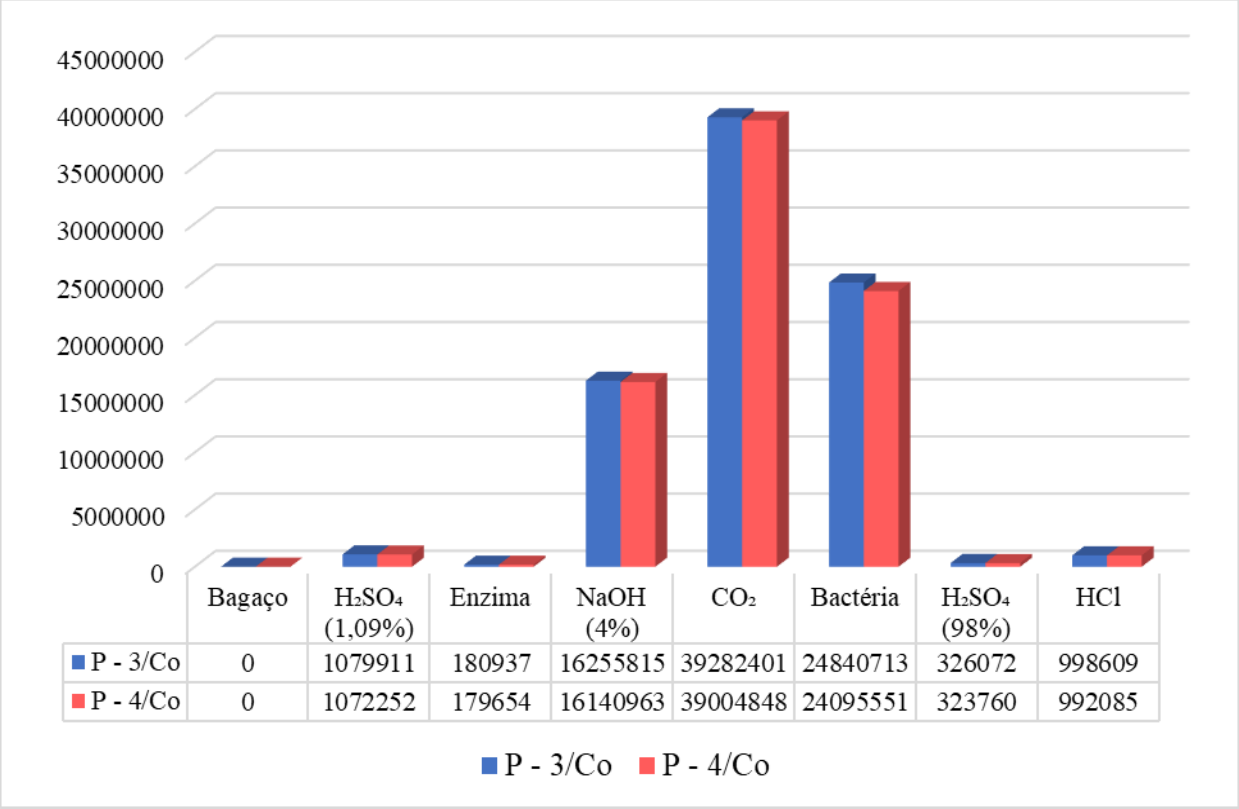


Figura 5.14 Custo das principais matérias-primas com cogeração de energia ($/Ano). *P- 3/Co processo 3 com cogeração e P- 4/Co processo 4 com cogeração.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

Entre todas as matérias-primas apresentadas o CO_2, a bactéria e o NaOH (4%), apresentam respectivamente os maiores valores. Com isso, pode-se concluir que o CO_2 e a bactéria são as matérias-primas que promovem o aumento do custo na seção de fermentação dos processos 3 e 4. Cabe salientar que houve um *gap* muito pequeno entre os custos dos processos 3 e 4.

Como demonstrado para os processos anteriores, pode-se considerar o preço zero para o CO_2, admitindo que os *layouts* estão integrados à uma plana de etanol, assim reaproveitando o CO_2 liberado durante o processo. Na Tabela 5.11 encontram-se os resultados dos indicadores após as simulações.

Tabela 5.11 Principais indicadores econômicos processos 3 e 4 com cogeração de energia e sem custo de CO_2.

Projeto da Planta	Cogeração		Cogeração (CO_2 0$)	
	Processo 3	**Processo 4**	**Processo 3**	**Processo 4**
Investimento Total de Capital (U$)	333.024.000	320.447.000	329.433.000	316.896.000
Custo operacional (U$/ano)	165.226.000	157.772.000	125.943.000	118.767.000
Custo de produção unitário (U$/ Kg ácido bio-succínico)	33,68	32,37	25,67	24,37
Taxa de produção ácido bio-succínico (Kg/ano)	4.905.317	4.873.272	4.905.317	4.873.272
Receita total (U$/ano)	20.105.000	19.969.000	20.105.000	19.969.000
Margem bruta (%)	-721,81	-690,07	-526,43	-494,75
Retorno do Investimento (%)	-34,79	-34,21	-23,24	-22,29
Tempo de Retorno (anos)	N/A	N/A	N/A	N/A
NPV - Valor Presente Líquido (a 7%)	-1.143.756.000	-1.085.492.000	-863.774.000	-807.496.000

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*
*N/A significa não disponível.

De acordo com a Tabela 5.11 no processo 3 com cogeração de energia e considerando o preço zero para o CO_2, o Investimento Total de Capital e o custo de produção unitário apresentaram uma queda de cerca de 1,08% e 23,78%, respectivamente. No processo 4 os mesmos indicadores diminuíram aproximadamente 1,11% e 24,71%, respectivamente. Na Figura 5.15 está representado a comparação do custo por item.

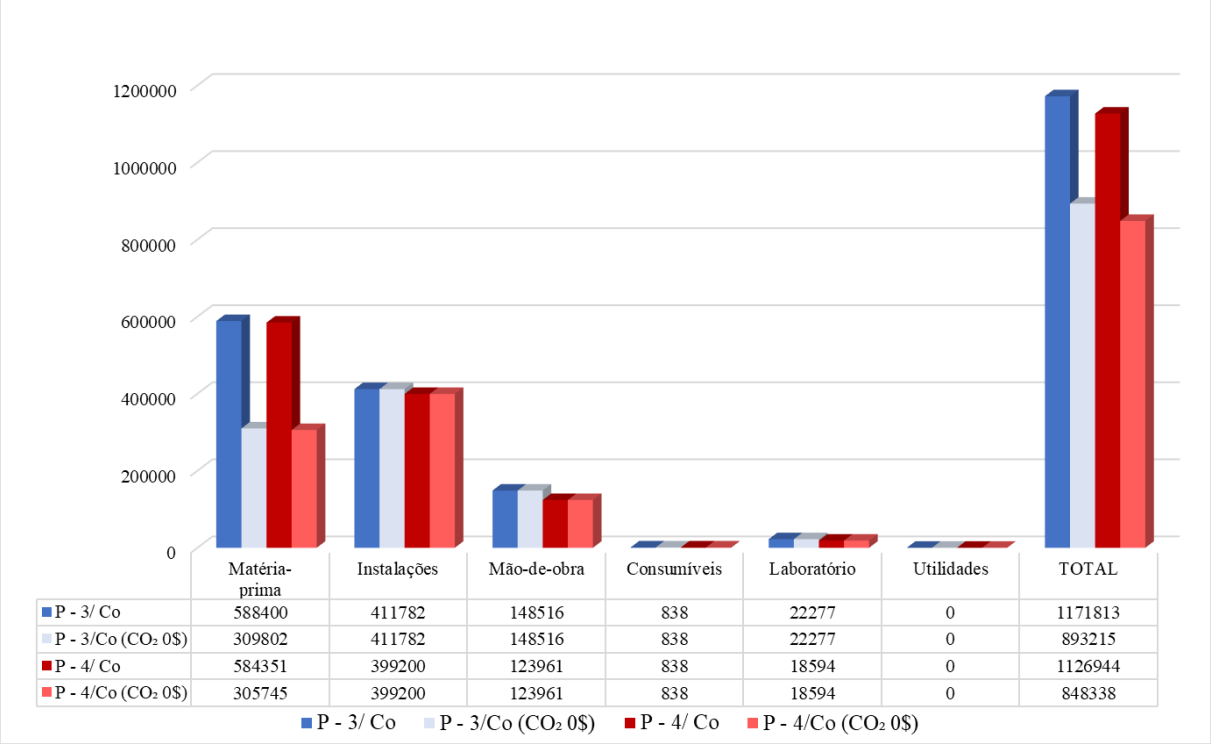
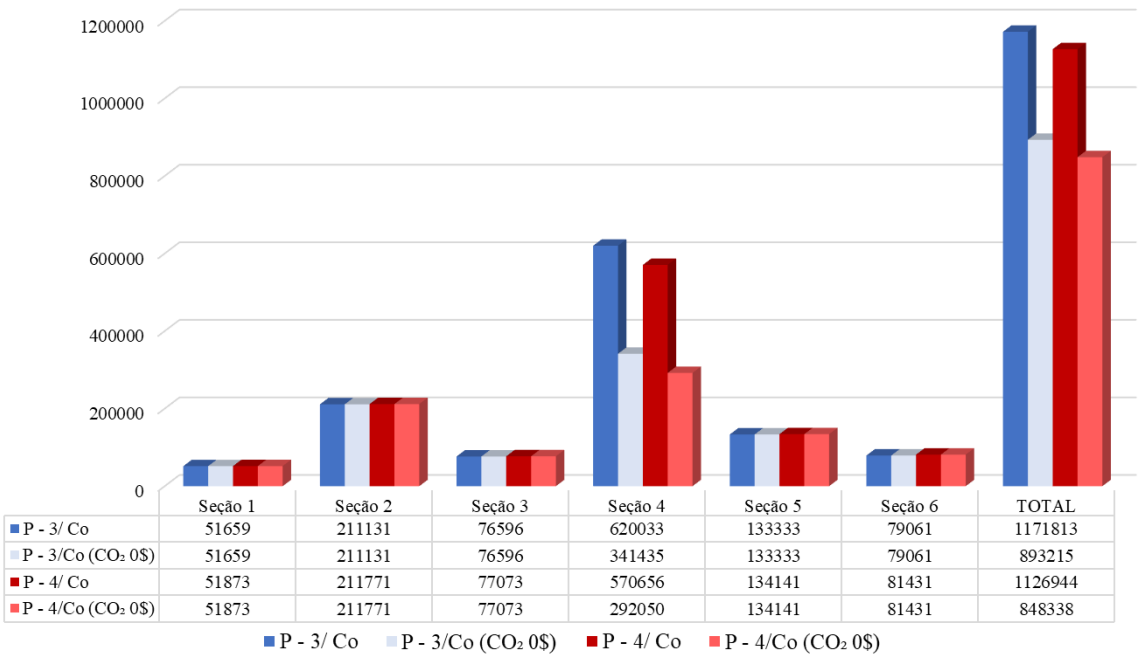


Figura 5.15 Processos 3 e 4 - Custo por item cogeração e cogeração/CO_2 custo zero ($/Batelada).
*P- 3/Co processo 3 com cogeração e P- 4/Co processo 4 com cogeração.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Os resultados apresentados na Figura 5.15 mostram, que retirando o preço do CO_2, o custo da matéria-prima diminui consideravelmente em 47,35% no processo 3 e 47,67% no processo 4. Os itens instalações, mão-de-obra, consumíveis, laboratório e utilidades mantiveram os resultados. Na Figura 5.16 está representado a comparação do custo por seção.



	Seção 1	Seção 2	Seção 3	Seção 4	Seção 5	Seção 6	TOTAL
P - 3/ Co	51659	211131	76596	620033	133333	79061	1171813
P - 3/Co (CO_2 0$)	51659	211131	76596	341435	133333	79061	893215
P - 4/ Co	51873	211771	77073	570656	134141	81431	1126944
P - 4/Co (CO_2 0$)	51873	211771	77073	292050	134141	81431	848338

Figura 5.16 Processos 3 e 4 - Custo por seção cogeração e cogeração/CO_2 custo zero ($/Batelada).
*P- 3/Co processo 3 com cogeração e P- 4/Co processo 4 com cogeração.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Os resultados da Figura 5.16 indicam que o custo na seção 4 continuou sendo maior entre todas as seções, porém apresentou uma queda de 44,93% no processo 3 e de 48,82% no processo 4. Uma diminuição do custo considerável. O preço do CO_2 afeta diretamente o custo na seção 4, indicando que o seu reaproveitamento de uma planta integrada de etanol contribui para a melhoria do processo. Adicionalmente, o seu preço não influencia no custo dos outros setores. Na Figura 5.17 está representado o custo da matéria-prima considerando o preço zero para o CO_2.

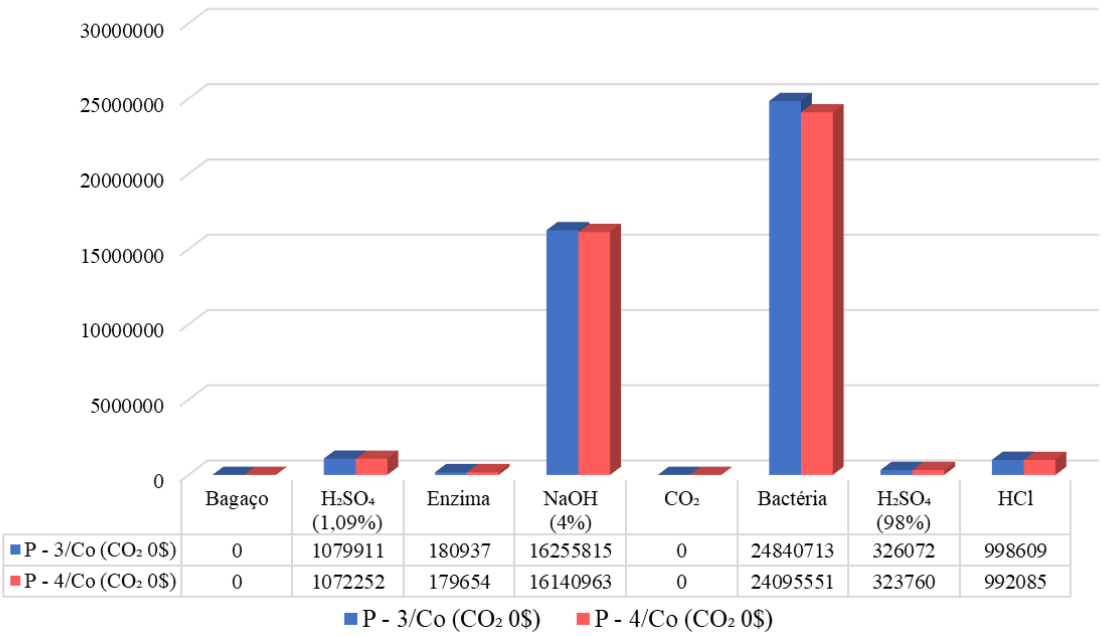


Figura 5.17 Custo da matéria-prima com cogeração e CO_2 custo zero ($/Ano). *P- 3/Co processo 3 com cogeração e P- 4/Co processo 4 com cogeração.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

De acordo com a Figura 5.17, com o *setup* do preço zero para o CO_2 nas simulações, independente do processo, a bactéria passou a ser o maior custo, seguido do NaOH (4%) e do H_2SO_4 (1,09%). Deve-se salientar que com a diminuição do custo global da matéria-prima o item instalações passou a apresentar o maior custo, seguido da matéria-prima e da mão-de-obra. O custo da mão-de-obra pode ser minimizado, considerando que os *layouts* são integrados com uma planta de etanol e assim compartilhando colaboradores.

5.3.3 Avaliação geral dos processos

Os processos sugeridos possuem estratégias diferentes de fermentação. Contudo, buscou-se realizar uma confrontação dos resultados econômicos, apesar de não serem economicamente viáveis. Na Figura 5.18 encontram-se os indicadores econômicos de cada processo sem cogeração, cogeração e cogeração com custo do CO_2 igual a zero.

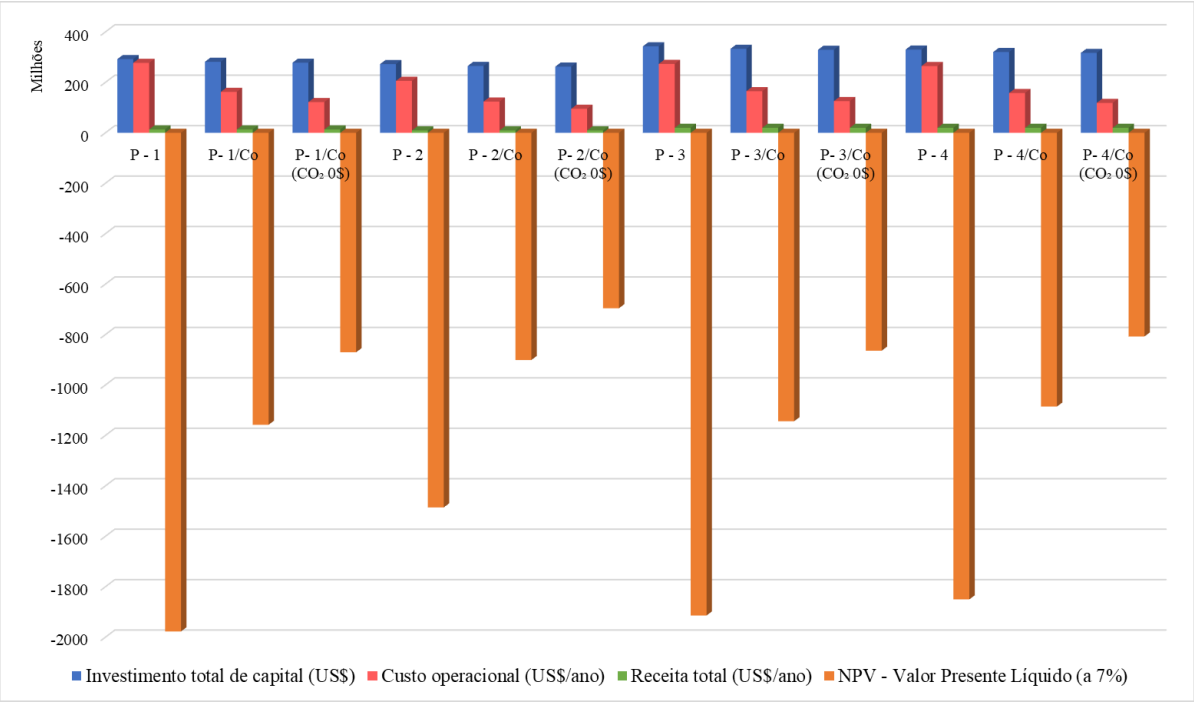


Figura 5.18 Indicadores econômicos sem cogeração, cogeração e cogeração/CO_2 custo zero.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

O Investimento Total de Capital no cenário sem cogeração de energia, em ordem crescente, apresentou valores U$ 272.589.000 no processo 2, U$ 292.191.000 no processo 1, U$ 330.213.000 no processo 4 e U$ 342.900.000 no processo 3. Os processos 2 e 4 apresentaram menor custo em relação ao 1 e 3, certamente pela consideração do fator econômico para a projeção dos custos dos fermentadores.

O custo operacional alcançou, em ordem crescente, os valores de U$ 206.091.000 no processo 2, U$ 265.055.000 no processo 4, U$ 273.280.000 no processo 3 e U$ 277.313.000 no processo 1. Os processos 2 e 4 evidenciaram custos menores provavelmente pela diminuição de equipamentos e consequentemente mão-de-obra, laboratório em relação aos processos 1 e 3.

Todos os resultados do Valor Presente Líquido foram negativos. Em ordem decrescente processo 2 com -1.485.377.000%, o processo 4 com -1.850.124.000%, o processo 3 com -1.913.902.000% e o processo 1 com -1.977.101.000%. Entre todos as plantas o processo 2 se apresentou mais favorável.

O Investimento Total de Capital no cenário com cogeração de energia, em ordem crescente, apresentou valores U$ 265.119.000 no processo 2, U$ 281.715.000 no processo 1, U$ 320.447.000 no processo 4 e U$ 333.024.000 no processo 3. Os processos 2 e 4 apresentaram menor custo em relação ao 1 e 3, certamente pela consideração do fator de economicidade para a projeção dos custos dos fermentadores.

O custo operacional alcançou, em ordem crescente, os valores de U$ 124.082.000 no processo 2, U$ 157.772.000 no processo 4, U$ 162.347.000 no processo 1 e U$ 165.226.000 no processo 3. Os processos 2 e 4 evidenciaram custos menores provavelmente pela diminuição de equipamentos e consequentemente mão-de-obra, laboratório em relação aos processos 1 e 3.

Todos os resultados do Valor Presente Líquido foram negativos. Em ordem decrescente o processo 2 com -900.878.000%, o processo 4 com -1.085.492.000%, o processo 3 com -1.143.756.000% e o processo 1 com -1.157.704.000%. Entre todos os processos o processo 2 se apresentou mais favorável.

O Investimento Total de Capital no cenário com cogeração de energia e considerando o preço zero para o CO_2, em ordem crescente, apresentou valores U$ 262.496.000 no processo 2, U$ 278.037.000 no processo 1, U$ 316.896.000 no processo 4 e U$ 329.433.000 no processo 3. Os processos 2 e 4 apresentaram menor custo em relação ao 1 e 3, certamente pela consideração do fator econômico para a projeção dos custos dos fermentadores.

O custo operacional alcançou, em ordem crescente, os valores de U$ 95.289.000 no processo 2, U$ 118.767.000 no processo 4, U$ 121.983.000 no processo 1 e U$ 125.943.000 no processo 3. Os processos 2 e 4 evidenciaram custos menores provavelmente pela diminuição de equipamentos e consequentemente mão-de-obra, laboratório em relação aos processos 1 e 3.

Todos os resultados do Valor Presente Líquido foram negativos. Em ordem decrescente o processo 2 com -695.662.000%, o processo 4 com -807.496.000%, o processo 3 com -863.774.000% e o processo 1 com -870.017.000%. Entre todos os

cenários apresentados o processo 2 obteve resultados economicamente mais favoráveis que os outros processos.

Considerando o número de bateladas por ano, na Figura 5.19 estão relacionados os valores de produção de ácido bio-succínico em cada processo. O processo 1, 2, 3 e 4 produziram 13.639, 13.639, 34.789, 34.809 kg/ batelada, respectivamente. Processos com estratégias de fermentação iguais produziram valores próximos de produto.

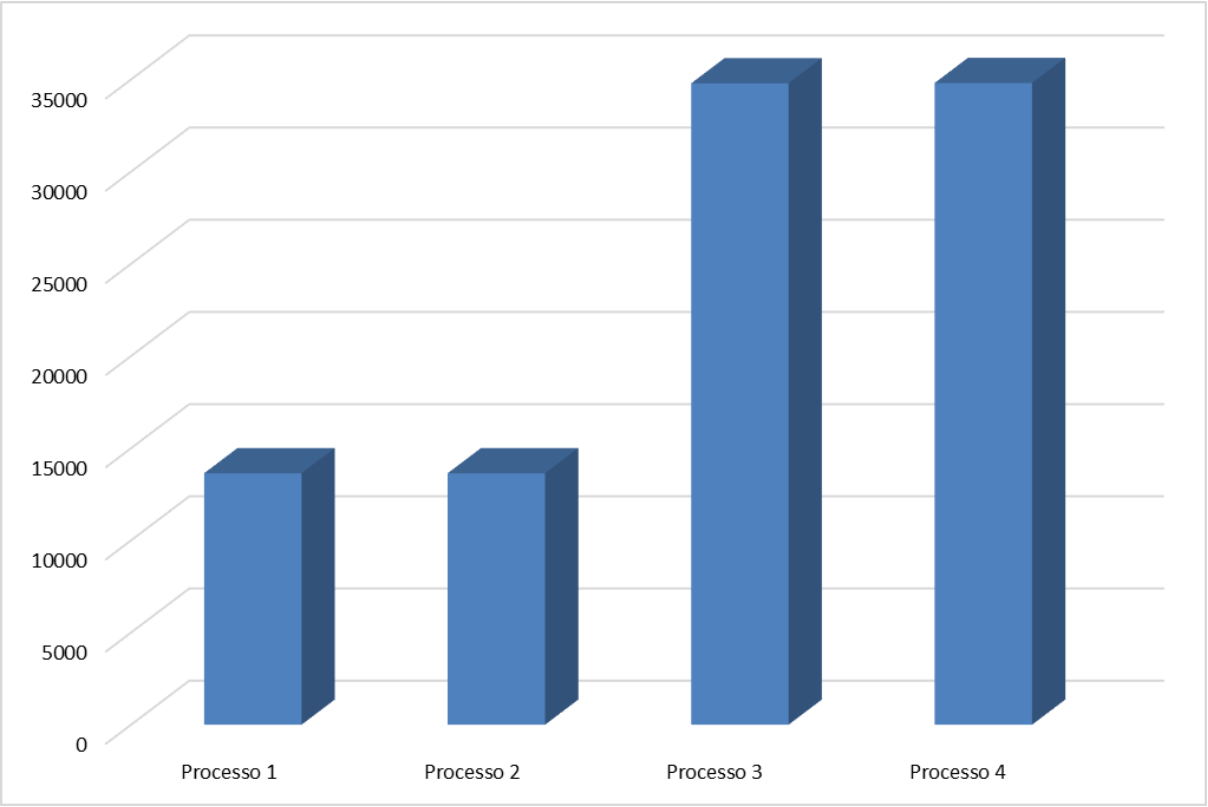


Figura 5.19 Produção de ácido bio-succínico (kg/ batelada).
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Na Figura 5.20 encontram-se as taxas de produção do ácido bio-sucínico anuais nos processos. Em ordem decrescente de quantidade o processo 3, 4, 1 e 2, produziram 4.905.317, 4.873.272, 2.045.921 e 1.459.424 kg/ano, respectivamente.

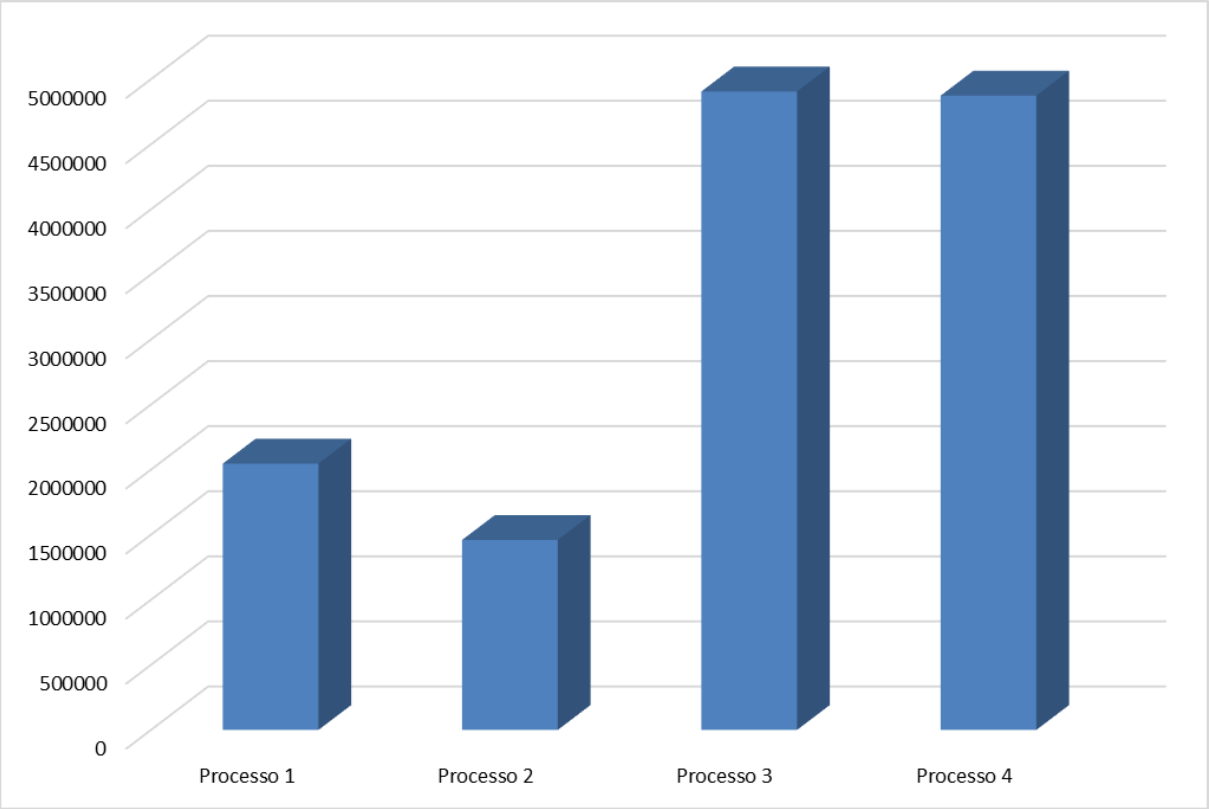


Figura 5.20 Taxas de produção de ácido bio-succínico (kg/ano).
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

Após toda a confrontação dos resultados pode-se concluir que estratégias de produção de fermentação iguais produziram quantidades próximas de produto. A estratégia *SHF* produziu mais ácido bio-succínico que a estratégia *SSF*, provavelmente pela diferença na eficiência de hidrólise enzimática.

No processo 2, apesar de produzir quantidades de produto próximas do processo 1, sua produtividade anual é muito inferior, devido ao tempo total de funcionamento dos fermentadores, que influencia diretamente no número de bateladas anuais. Apesar de apresentar menor produtividade de ácido bio-succínico o Custo de Investimento Total Capital, o custo operacional e o NPV foram mais favoráveis em comparação com os outros processos.

Comparando os resultados de produção com as capacidades de produção apresentadas no capítulo 2, no Quadro 2.2 de capacidade de produção de ácido bio-succínico, os processos se equivalem a planta da *Bio-Amber-ARD*, situada em Pomacle, França, com capacidade de 3.000 t/ano, com data de início de operação em 2012. Em relação às outras empresas estão muito aquém de suas capacidades.

Cabe salientar que a *Bio-Amber Mitsui JV* tem uma projeção de planta com capacidade de 65.000 T/ano nos Estados Unidos ou no Brasil, sem previsão de data.

Com isso, a tomada de decisões relacionadas ao desenvolvimento ou não de um empreendimento devem levar em consideração os interesses da corporação e se vale à pena ou não o risco. O presente trabalho utilizou valores de bancadas que podem ser aprimorados com o aumento da eficiência nas hidrolises, condições dos processos fermentativos e a utilização de micro-organismos geneticamente modificados. Todas as etapas dos processos de produção apresentados podem ser revistas e melhoradas com a evolução da tecnologia e, de investimentos em pesquisas no setor.

5.4 ESTIMATIVA DO POTENCIAL DE PRODUÇÃO DO ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO A PARTIR DO BAGAÇO-DE-CANA DE AÇÚCAR

De acordo com o capítulo 2 a produção de cana-de-açúcar dos principais produtores em 2012, estava em torno de 1.842,27 milhões de toneladas por ano. Segundo os relatórios da Companhia Nacional de Abastecimento (Conab), o Brasil produziu cerca de 650,75 milhões de toneladas de cana-de-açúcar na safra 2016/2017.

A partir desses dados, pode-se estimar o potencial de produção do ácido bio-succínico a partir do bagaço de cana-de-açúcar, considerando que toda cana produzida fosse utilizada para tal fim. A produção de bagaço depende diretamente da safra e da época de colheita da cana-de-açúcar. De acordo com Ogata (2013), uma tonelada de cana-de-açúcar gera 280 kg de bagaço de cana-de-açúcar, assim correspondendo à 28%. Tendo como referência os dados de Borges (2011), a produção de ácido bio-succínico é de 4,48% do bagaço. Esse dado foi utilizado para a produção teórica de ácido bio-succínico.

Para a produção simulada a produção de ácido em relação ao bagaço é de 1,36% nos processos 1 e 2 e de 3,48% nos processos 3 e 4. Bases de cálculo para valores expressos em toneladas:

(1) Produção de bagaço:

Mundo = Produção mundial de cana-de-açúcar x 28%.
Brasil = Produção brasileira de cana-de-açúcar x 28%.

(2) Produção de ácido bio-succínico teórico:

Mundo = Produção mundial de bagaço x 4,48%.
Brasil = Produção brasileira de bagaço x 4,48%.

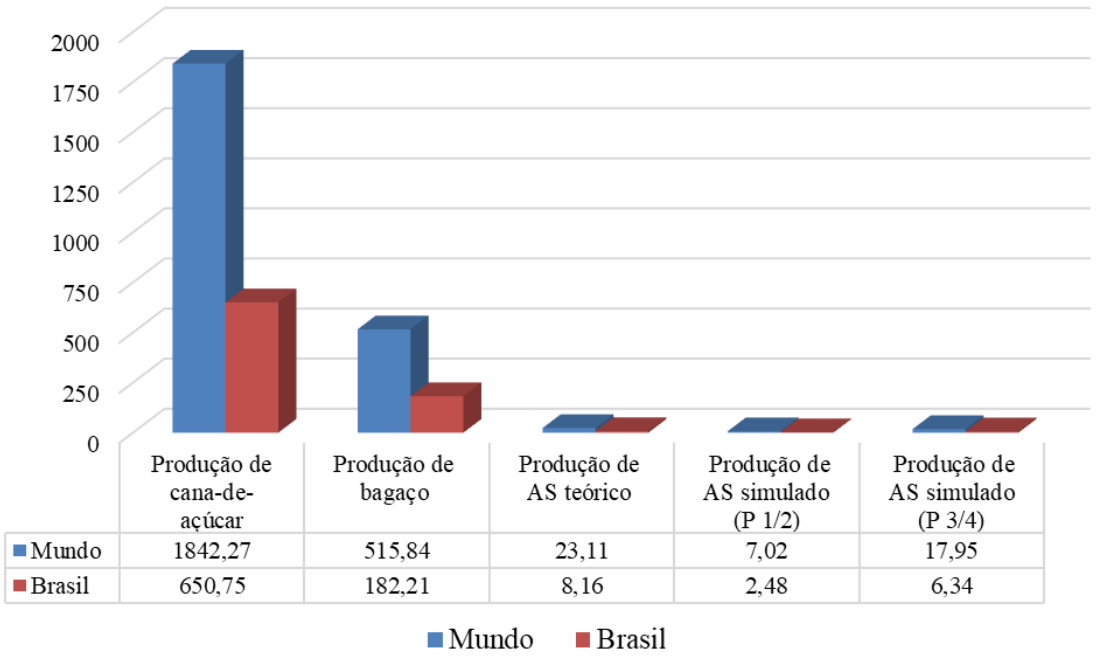
(3) Produção de ácido bio-succínico simulado processo 1 e 2:

Mundo = Produção mundial de bagaço x 1,36%.
Brasil = Produção brasileira de bagaço x 1,36%.

(4) Produção de ácido bio-succínico simulado processo 2 e 3:

Mundo = Produção mundial de bagaço x 3,48%.
Brasil = Produção brasileira de bagaço x 3,48%.

Na Figura 5.21 é indicado a comparação entre a produção de ácido bio-succínico no mundo, Brasil, teórica e simulada.



	Produção de cana-de-açúcar	Produção de bagaço	Produção de AS teórico	Produção de AS simulado (P 1/2)	Produção de AS simulado (P 3/4)
Mundo	1842,27	515,84	23,11	7,02	17,95
Brasil	650,75	182,21	8,16	2,48	6,34

Figura 5.21 Potencial de produção Mundo versus Brasil (milhões de toneladas/ano). * AS ácido bio-succínico; P 1/ 2 processos 1 e 2; P 3/ 4 processos 3 e 4.
Fonte: Elaborado a partir de dados de FAO (2012); Conab (2016/2017); Borges (2011) e *SuperPro Designer®*.

De acordo com a Figura 5.21 a produção de AS do Brasil é de 35,32% da produção mundial, independente do teórico ou simulado para os processos 1, 2, 3 e 4. Já a produção de AS simulado os valores gerados pelos processos 3 e 4 estão mais próximos da produção de AS teórico, indicando que esses *layouts*, caso seja considerado a produção do ácido, seriam os mais adequados. No entanto, deve-se evidenciar que de acordo com a análise econômica preliminar o processo 2 se destacou. Diante de toda análise apresentada, cabe aos interessados pelo empreendimento a tomada de decisões de acordo com os interesses da empresa. Nesse caso, requer estudos mais completos de viabilidade econômica.

5.5 ÍNDICES AMBIENTAIS

O *SuperPro Designer®* por meio dos seus relatórios apresenta informações que descrevem os efeitos dos fluxos de saída do processo no ambiente. Além disso, contém uma contabilidade detalhada de todos os produtos químicos que são

regulados pela *United States Environmental ProtectionAgency* (*EPA)* ou marcados como perigosos pelo usuário.

Os índices de poluíção estão classificados em relação ao produto e a matéria-prima. O primeiro índice apresentado aplica-se à processos que tenham um fluxo de receita principal (por exemplo, instalações de fabricação com um fluxo de produto principal). Relata a proporção da quantidade total de resíduos (sólidos, aquosos, orgânicos e emissões) produzidos por kg de fluxo de receita principal processado. Os próximos cinco índices aplicam-se às fábricas de transformação que empregam matérias-primas. Relata a proporção de resíduos totais, resíduos sólidos, resíduos aquosos, resíduos orgânicos e emissões produzidas por kg de matéria-prima utilizada (INTELLIGEN INC., 2016).

Para a simulação as correntes de saídas foram classificadas de acordo com suas características. A saída do hidrolisado hemicelulósico no filtro prensa (seção de pré-tratamento ácido), da bactéria na centrífuga (seção de tratamento final) e do sobrenadante no filtro prensa (seção de precipitação da lignina), foram classificados como desperdício orgânico; as saídas de vapor d´água e dos filtros dos fermentadores como emissão e as saídas de água como desperdício de água. Já o ácido bio-succínico cristalizado e a lignina como produtos, sendo o ácido bio-succínico o produto principal e base de todos os cálculos.

Na Figura 5.22 pode-se verificar os índices de resíduos para o fluxo de ácido bio-succínico.

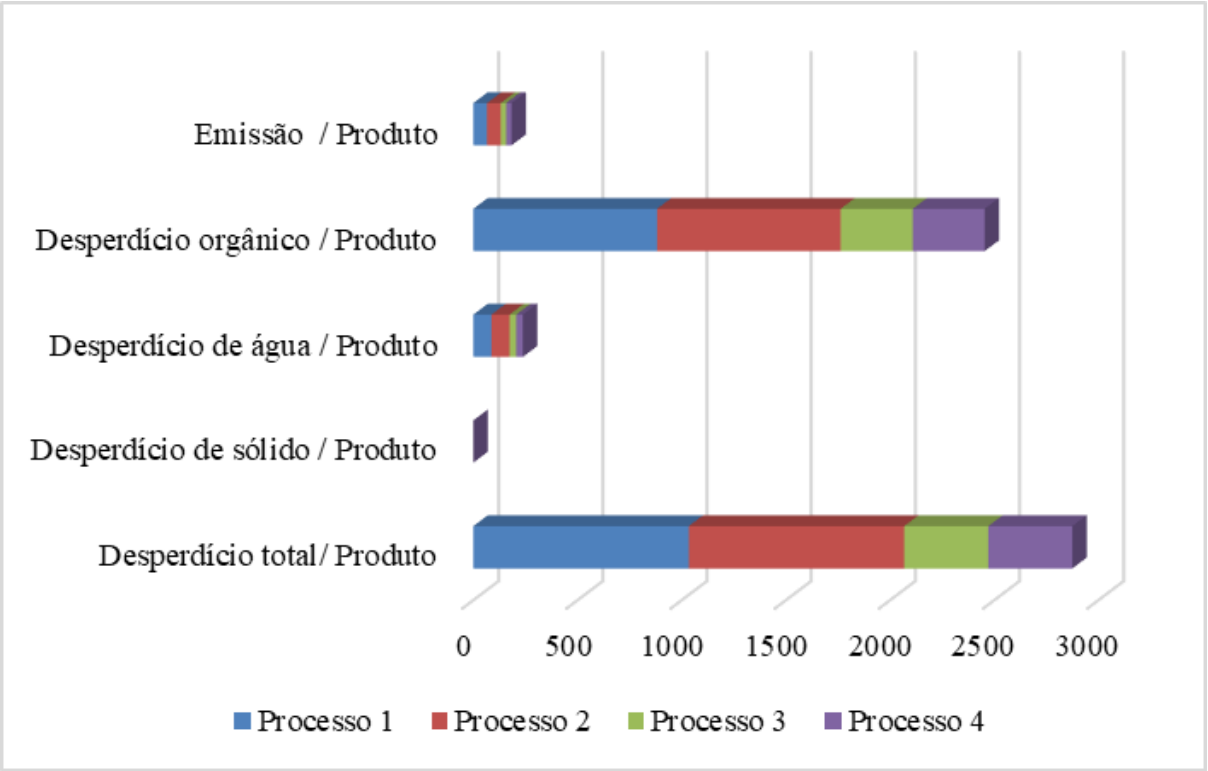


Figura 5.22 Índices de resíduos para o fluxo de ácido bio-succínico.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

Na Figura 5.22 os processos 1 e 2 apresentaram maiores índices de desperdícios que os processos 3 e 4. Os processos geraram mais desperdícios orgânicos/ produto em relação ao desperdício de água e as emissões. Isso se deve à não utilização da fração hemicelulósica durante o estudo, contribuindo para o aumento do índice. Na Figura 5.23 são indicados os índices de resíduos em relação as matérias-primas.

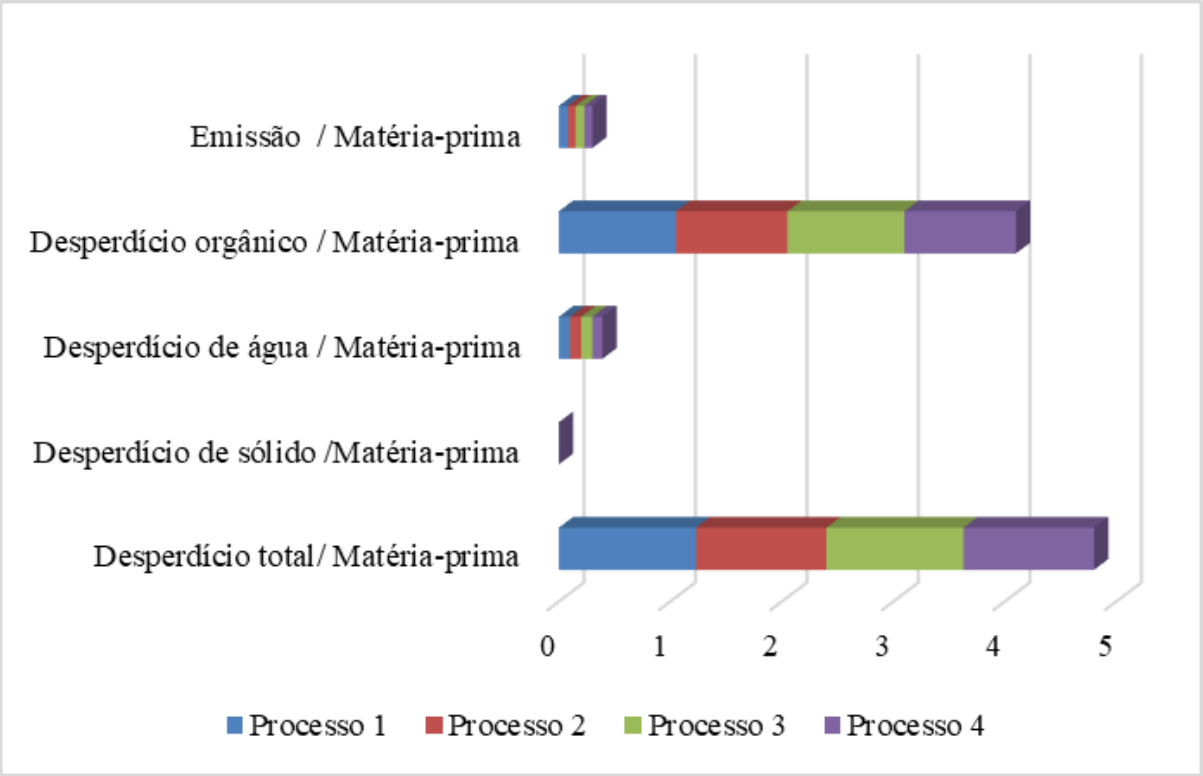


Figura 5.23 Índices de resíduos para matérias-primas.
Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Em relação à matéria-prima os índices de resíduos foram mais expressivos no desperdício orgânico, no desperdício de água e nas emissões, respectivamente. Os mesmos não apresentaram diferenças consideráveis entre os *layouts*, pois de acordo com os balanços de massa os processos 1, 2, 3 e 4 demandam a mesma quantidade de matéria-prima, porém com resultados de biotransformação diferentes.

5.6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

A demanda contínua de produtos químicos verdes devido à conscientização sobre os cuidados com o meio ambiente e a mudança de valores da sociedade, tem incentivado empresas a investirem cada vez mais na produção de materiais importantes.

Na busca de produtos químicos competitivos de origem renovável, o ácido bio-succínico, como *building block*, é uma matéria-prima promissora, com grande potencial de se tornar uma plataforma de produtos químicos. Apesar de ser um produto não *drop-in*, isto é, com a necessidade de adaptações e de novas tecnologias para sua viabilidade, empresas como *BioAmber, Myriant, Reverdia e*

Succinit, e os seus respectivos J*oint Ventures*, já o produzem em grande escala, via processo fermentativo.

O Brasil está entre os maiores produtores de cana-de-açúcar do mundo, podendo aumentar o leque de utilização dos resíduos provenientes do setor, como o bagaço de cana-de-açúcar, atribuíndo uma finalidade mais nobre e mais limpa. Desse modo, é importante a realização de pesquisas para o desenvolvimento de biorrefinarias com a integração de processos do setor sucroalcooleiro, a fim de reaproveitar resíduos e subprodutos do processo de produção de etanol.

No caso do ácido bio-succínico, a utilização do bagaço de cana-de-açúcar, no contexto de biorrefinarias, é possível tecnicamente desde que sua viabilidade econômica esteja alinhada ao processo de produção. Hoje, já existem empresas que o utilizam para a produção de etanol celulósico, demonstrando que é possível o seu reaproveitamento. Além disso, a geração de energia por meio da cogeração, é um aspecto relevante, tornando a biorrefinaria autossuficiente, diminuindo a emissão de gases do efeito estufa e, assim, reduzindo as pegadas de carbono.

Também deve-se ressaltar, a existência de impasses tecnológicos nas etapas de pré-tratamento, de fermentação e de *downstream* em escalas industriais, enfatizando a importância do desenvolvimento de novas tecnologias capazes de promover todas as estapas do processo de forma eficiente. Foi verificado, por meio dos resultados, que a eficiência da hidrólise enzimática foi um fator importante para o aumento da disponibilidade de substrato para o micro-organismo e, consequentemente, no aumento da produção do produto desejado. Contudo, os altos níveis de produção não são suficientes para a viabilidade de uma planta e, sim, toda a sua composição, desde equipamentos até a mão de obra.

A concepção de micro-organimos geneticamente modificados como *A. succinogenes*, capacitados para realizar a biotransformação devida das frações celulósica e hemicelulósica, em ácido bio-succínico, também deve ser objeto de estudo, bem como micro-organismos tolerantes aos inibidores e com elevada resiliência, quando utilizados em processos *SSF* ou *SHF*. No presente trabalho, devido à dificuldade de se encontrar os preços do micro-organismo e da enzima, foi

necessário realizar uma estimativa dos seus custos, impedindo uma análise econômica mais detalhada dos processos.

Os aspectos abordados sinalizam que, na tentativa de aumentar a produção e diminuir os custos, ainda existem vários desafios a serem rompidos, referentes às estratégias *SSF* e *SHF,* principalmente, na diminuição dos problemas de inibição pelo substrato e pelo produto. Além disso, estudos detalhados de viabilidade econômica do uso de resíduos agroindustriais e agrícolas, com vistas à produção de ácido bio-succínico, verificando, entre outras, as questões de integração de processos e logística, devem ser intensificados.

Finalmente, o presente trabalho não se aprofundou em possíveis resultados apresentados com a utilização das rotas retratadas. O *SuperPro Designer*® é um instrumento poderoso no estudo de processos fermentativos. Contudo, a carência de simuladores nacionais, com parâmetros que apontam a realidade do país faz a diferença. Adicionalmente, para se obter resultados compatíveis com a realidade, o mais apropriado seria a utilização de dados obtidos por meio de estudos em escala piloto, onde as condições ambientais e os sistemas de controle são mais difíceis de serem administrados. Tal análise, pode ser utilizada para trabalhos futuros, abordando outros pontos de vista ou outras metodologias.

6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1 CONCLUSÕES

Com o propósito de aperfeiçoar a produção de ácido bio-succínico para que a rota fermentativa seja implementada em escala industrial, perante todas as pesquisas realizadas, os critérios de simulação e os resultados obtidos, assim como toda a análise apresentada, pode-se concluir que:

- ✓ A utilização do *SuperPro Designer*® para a construção dos *layouts* das plantas e para as simulações dos processos fermentativos, permitiu visualizar no contexto industrial a performance dos processos e, com isso, auxiliar nas tomadas de decisão.
- ✓ A partir de 1.000 toneladas de bagaço de cana-de-açúcar, nos processos 1, 2, 3 e 4, nas condições avaliadas, podem levar à produção de 2.046, 1.459, 4.905 e 4.873 toneladas de ácido bio-succínico por ano, respectivamente. Isso demonstra que a diferença de estratégia de fermentação e a eficiência da hidrólise enzimática influenciaram notadamente no balanço de material.
- ✓ A diferença entre os processos, referente ao fator econômico utilizado na quantidade dos fermentadores, impactaram no custo operacional, sobretudo nos processos 2 e 4 que nos processos 1 e 3, visto que o custo operacional dos processos 1, 2, 3 e 4, sem cogeração de energia, foram de U$ 277.313.000, U$ 206.091.000, U$ 273.280.000 e U$ 265.055.000, respectivamente.
- ✓ Considerando a cogeração de energia, os processos 1, 2, 3 e 4, apresentaram custo operacional de U$ 162.347.000, U$ 124.082.000, U$ 165.226.000, U$ 157.772.000, respectivamente.
- ✓ As concepções com cogeração e custo zero para o CO_2 para os processos 1, 2, 3 e 4, o custo operacional foi de U$ 121.983.000, U$ 95.289.000, U$ 125.943.000 e U$ 118.767.000, respectivamente.

- ✓ De acordo com as análises econômicas preliminares, nos três cenários, o processo 2 é o mais viável entre os quatro processos.
- ✓ No Brasil, a cogeração de energia no setor sucroalcooleiro é uma realidade e seu cenário perante as simulações impactou diretamente nos custos dos processos.
- ✓ Apesar de nenhum dos processos apresentarem viabilidade econômica, foi possível observar as diferenças entre os processos e as oportunidades de melhoria, de modo a torna-los economicamente atraentes.
- ✓ A quantidade de equipamentos influencia diretamente no custo dos projetos, principalmente no custo operacional. Apesar dos preços dos equipamentos e da mão-de-obra não apresentarem a realidade do Brasil, o simulador revelou-se uma ferramenta útil.
- ✓ A otimização do processo de fabricação de celulases capazes de realizar com alta eficiência a etapa de hidrólise enzimática do material proveniente do pré-tratamento ácido e alcalino, bem como, reduzir o seu custo, investindo em engenharia de enzimas, pode ser um fator que contribua para a economicidade do processo.

6.2 SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS

Considerando as observações durante o trabalho, pode-se sugerir estudos de simulações envolvendo:

- ✓ O aproveitamento do hidrolisado hemicelulósico (fração C_5) deve ser incluído em novos estudos. Sua contribuição no processo, além de diminuir o fluxo de saída, aumenta a capacidade de produção do ácido bio-succínico.
- ✓ O reaproveitamento da água por meio de um processo de tratamento, assim minimizando o impacto ambiental gerado pelo seu desperdício.
- ✓ O direcionamento da biomassa microbiana como aditivo de ração animal.
- ✓ Uso de *softwares*, para a concepção de uma biorrefinaria para a produção de ácido bio-succínico, com integração de processos de primeira e segunda geração.
- ✓ Incluir no início do processo uma etapa de separação de sólidos e lavagem do bagaço de cana-de-açúcar.

- ✓ Substituir o equipamento de transporte de parafuso por esteiras, bem como incluir equipamentos auxiliares para o transporte de sólidos, como por exemplo, equipamento de transporte pneumático.
- ✓ Verificar a viabilidade do uso de centrífuga no lugar do filtro de correia para a separação do material.
- ✓ Elaborar um sistema de recuperação de hidróxido de sódio.
- ✓ Melhorar o processo de recuperação da lignina, agregando maior valor ao subproduto.
- ✓ Empregar um reciclo de células sem comprometer a fermentação.
- ✓ A utilização de dados obtidos por meio de estudos em ***escala piloto.***
- ✓ A realização da análise econômica detalhada da produção do ácido bio-succínico a partir de processos tecnicamente viáveis.

REFERÊNCIAS

AGARWAL, L. *et al*. Statistical optimization for succinic acid production from *E. coli* in a cost-effective medium. **Applied biochemistry and biotechnology,** v. 142, n. 2, p. 158-167, 2007. ISSN 0273-2289.

AKHTAR, J.; IDRIS, A.; AZIZ, R. A. Recent advances in production of succinic acid from lignocellulosic biomass. **Applied microbiology and biotechnology,** v. 98, n. 3, p. 987-1000, 2014. ISSN 0175-7598.

AL ROCHA, V. *et al*. Characterization of the cellulolytic secretome of *Trichoderma harzianum* during growth on sugarcane bagasse and analysis of the activity boosting effects of swollenin. **Biotechnology progress,** v. 32, n. 2, p. 327-336, 2016. ISSN 1520-6033.

ANDERSSON, C. *et al*. Inhibition of succinic acid production in metabolically engineered *Escherichia coli* by neutralizing agent, organic acids, and osmolarity. **Biotechnology progress,** v. 25, n. 1, p. 116-123, 2009. ISSN 1520-6033.

ARIAS, J. *et al*. Design of an enzyme cocktail consisting of different fungal platforms for efficient hydrolysis of sugarcane bagasse: Optimization and synergism studies. **Biotechnology progress,** v. 32, n. 5, p. 1222-1229, 2016. ISSN 1520-6033.

ARIAS, J. M. *et al*. Addition of Surfactants and Non-Hydrolytic Proteins and Their Influence on Enzymatic Hydrolysis of Pretreated Sugarcane Bagasse. **Applied biochemistry and biotechnology,** v. 181, n. 2, p. 593-603, 2017. ISSN 0273-2289.

BAI, B. *et al*. Efficient production of succinic acid from macroalgae hydrolysate by metabolically engineered *Escherichia coli*. **Bioresource technology,** v. 185, p. 56-61, 2015. ISSN 0960-8524.

BAIN & COMPANY. *Potencial de diversificação da indústria química brasileira. Relatório 4 – Químicos com base em fontes renováveis*. Rio de Janeiro, nov. 2014. Disponível em: <http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes_pt/Galerias/Arquivos/produtos/download/aep_fep/chamada_publica_FEPprospec0311_Quimicos_Relat4_Quimicos_de_renovaveis.pdf>. Acesso em: 29 dez. 2015.

BALANÇO 2015 & PERSPECTIVAS 2016. Cana-de-açúcar. Disponível em: < http://www.canaldoprodutor.com.br>. Acesso em: 10 mar. 2016.

BARCELOS, C. A. *et al.* The essentialness of delignification on enzymatic hydrolysis of sugar cane bagasse cellulignin for second generation ethanol production. **Waste and Biomass Valorization,** v. 4, n. 2, p. 341-346, 2013. ISSN 1877-2641.

BASTOS, V. D. Etanol, alcoolquímica e biorrefinarias. **BNDES Setorial, Rio de Janeiro**, n. 25, p. 5-38, 2007.

BATISTA, Fabiana. BNDES aprova projeto de inovação em cana-de-açúcar da holandesa DSM. Valor Econômico, 18 Set. 2012. Disponível em: <http://www.valor.com.br/empresas/2834750/bndes-aprova-projeto-de-inovacao-em-cana-de-acucar-da-holandesa-dsm>. Acesso em: 15 mai. 2017.

BATISTA, Fabiana. Novozymes erguerá fábrica de enzimas para etanol celulósico. Valor Econômico, 22 Out 2013. Disponível em: <https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/novozymes-erguera-fabrica-enzimas-etanol-celulosico-221013/>. Acesso em: 15 mai. 2017.

BETTELHEIM, *et al.* Introdução à bioquímica. São Paulo (SP): Cengage Learning, 2012.

BIOAMBER. Techmology: Innovation that drives the emergence of greener chemistry. Disponível em: <https://www.bio-amber.com/>. Acesso em: 14 jun. 2017.

BioAmber Corporate Vídeo. BioAmber Inc. Disponível em: < https://www.youtube.com/watch?v=NgQQHPmir_g&t=96s>. Acesso em: 22 mar. 2017.

BORGES, E. **Desenvolvimento de um Processo Biotecnológico para Produção de Ácido Succínico por *Actinobacillus succinogenes*. 2011. 204 p**. Tese (Doutorado em Ciências)–Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, EQ, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro

BORGES, E. R.; PEREIRA, N. Succinic acid production from sugarcane bagasse hemicellulose hydrolysate by *Actinobacillus succinogenes*. **Journal of industrial microbiology & biotechnology,** v. 38, n. 8, p. 1001-1011, 2011. ISSN 1367-5435.

BORSCHIVER, S.; COUTO, M.; COELHO, K. Mapeamento Estratégico e Tecnológico : produção de ácido succínico a partir do bagaço de cana. **Blucher Chemical Engineering Proceedings,** v. 1, n. 2, p. 9409-9416, 2015. ISSN 2359-1757.

BRASIL, 2007. Decreto nº 6.041, de fevereiro de 2007. *Institui a Política de Desenvolvimento da Biotecnologia, cria o Comitê Nacional de Biotecnologia e dá outras providências*. Disponível em: <http://www.planalto.gov.br>. Acesso em: 05 mar. 2016.

BRASIL, 2014. LEI Nº 13.033 de 24/9/2014 (DOU de 25/9/2014). Disponível em: <http://www.anp.gov.br/>. Acesso em: 13 mar. 2016.

BRASIL, 2015a. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). Boletim Mensal do Biodiesel, mar. 2015. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/?pg=74914&m=&t1=&t2=&t3=&t4=&ar=&ps=&1428240720732>. Acesso em: 05 mar. 2016.

BRASIL, 2015b. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). Boletim Mensal do Monitoramento da Qualidade dos combustíveis Líquidos Automotivos, mar. 2015. Disponível em: <**Erro! A referência de hiperlink não é válida.**. Acesso em: 19 mar. 2016.

BRETZ, K. Succinic Acid Production in Fed-Batch Fermentation of *Anaerobiospirillum succiniciproducens* Using Glycerol as Carbon Source. **Chemical Engineering & Technology,** v. 38, n. 9, p. 1659-1664, 2015. ISSN 1521-4125.

CARVALHO, M. *et al.* (2014a). Succinic acid production from glycerol by *Actinobacillus succinogenes* using dimethylsulfoxide as electron acceptor. **New biotechnology,** v. 31, n. 1, p. 133-139, 2014. ISSN 1871-6784.

CARVALHO, M. L. A. D *et al.* (2014b). Optimisation of cellulase production by *Penicillium funiculosum* in a stirred tank bioreactor using multivariate response surface analysis. **Enzyme research,** v. 2014, 2014. ISSN 2090-0406.

CASAROTTO, N. F. Elaboração de projetos empresariais: análise estratégica, estudo de viabilidade e plano de negócio. 2. ed. São Paulo: Atlas, 2016.

CHATTERJEE, R. *et al*. Mutation of the ptsG gene results in increased production of succinate in fermentation of glucose by *Escherichia coli*. **Applied and Environmental Microbiology,** v. 67, n. 1, p. 148-154, 2001. ISSN 0099-2240.

CHEN, H. *et al*. Macroalgae for biofuels production: progress and perspectives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews,** v. 47, p. 427-437, 2015. ISSN 1364-0321.

CHEN, K.-Q. *et al*. Succinic acid production by *Actinobacillus succinogenes* using hydrolysates of spent yeast cells and corn fiber. **Bioresource technology,** v. 102, n. 2, p. 1704-1708, 2011. ISSN 0960-8524.

CHEN, K. *et al*. Succinic acid production from acid hydrolysate of corn fiber by *Actinobacillus succinogenes.* **Applied biochemistry and biotechnology,** v. 160, n. 2, p. 477-485, 2010. ISSN 0273-2289.

CHEN, K. *et al*. Simultaneous saccharification and fermentation of acid-pretreated rapeseed meal for succinic acid production using *Actinobacillus succinogenes*. **Enzyme and microbial technology,** v. 48, n. 4, p. 339-344, 2011. ISSN 0141-0229.

CHEN, P.; TAO, S.; ZHENG, P. Efficient and repeated production of succinic acid by turning sugarcane bagasse into sugar and support. **Bioresource technology,** v. 211, p. 406-413, 2016. ISSN 0960-8524.

CHENG, K.-K. *et al*. Downstream processing of biotechnological produced succinic acid. **Applied microbiology and biotechnology,** v. 95, n. 4, p. 841-850, 2012. ISSN 0175-7598.

CHIMIRRI, F. *et al*. Succinic acid and its derivatives: fermentative production using sustainable industrial agro-food by-products and it applications in the food industry. **Italian Journal of Food Science,** v. 22, n. 2, 2010. ISSN 1120-1770.

CINELLI, A. Produção de etanol a partir da fermentação simultânea à hidrólise do amido granular de resíduo agroindustrial. **Bernardo Alves Cinelli.–Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE**, 2012.

CORRADINI, E. *et al*. Estudo comparativo de amidos termoplásticos derivados do milho com diferentes teores de amilose. **Polímeros: Ciência e tecnologia,** v. 15, n. 4, p. 268-273, 2005.

CORTEZ, L.; MAGALHÃES, P.; HAPPI, J. Principais subprodutos da agroindústria canavieira e sua valorização. **Revista brasileira de energia,** v. 2, n. 2, p. 111, 1992.

DOE, Top Value Added Chemicals from Biomass Volume I – Results of Screening for Potential Candidates from Sugars and Synthesis Gas. 76 p. 2004.

ESTADOS UNIDOS, 2012. *Myriant Succinic Acid Biorefinery (MySAB)*. *U.S. Department of Energy*, DOE/EE-0824, dec. 2012. Disponível em: <http://www.energy.gov/sites/prod/files/2014/03/f14/ibr_arra_myriant.pdf> Acesso em: 23 dez. 2015.

FAUSTO, B. História do Brasil-História do Brasil cobre um período de mais de quinhentos anos, desde as raízes da colonização portuguesa até nossos dias. **São Paulo: Edusp**, 1996.

Ficha Técnica, AMBERLITE™ IR120 Na,The Dow Chemical Company. Disponível em: < http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_08cb/0901b803808cbe24.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/177-03000.pdf&fromPage=GetDoc>. Acesso em: 15 mai. 2017.

Ficha Técnica, DOWEX MWA-1, The Dow Chemical Company. Disponível em: <http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0031/0901b80380031144.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/177-01701.pdf&fromPage=GetDoc>. Acesso em: 15 mai. 2017.

FEDERAÇÃO DAS INDÚSTRIAS DO ESTADO DO RIO DE JANEIRO. Anuário da Indústria de Petróleo do Estado do Rio de Janeiro: panorama 2017 / Sistema FIRJAN. – 2017. – Rio de Janeiro: Sistema FIRJAN, 2016.

FREITAS, Suely. *Alternativas tecnológicas sustentáveis no processamento de óleo vegetais.* Material de aula. UFRJ – Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2015.

FORTUNATO, M. R. C. **Utilização do simulador SuperPro Designer para avaliação do aproveitamento de soro de queijo para a produção de etanol**. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro**:** 215 p. 2012.

GARCIA, V. Subproduto de destilaria de óleo fúsel: caracterização da composição química e estudo de sua aplicação industrial. **São Caetano do Sul. SP**, 2008.

GOKARN, R.; EITEMAN, M.; ALTMAN, E. Expression of pyruvate carboxylase enhances succinate production in *Escherichia coli* without affecting glucose uptake. **Biotechnology letters,** v. 20, n. 8, p. 795-798, 1998. ISSN 0141-5492.

GOLDEMBERG, J. Biomass and energy. **Química nova,** v. 32, n. 3, p. 582-587, 2009. ISSN 0100-4042.

GUETTLER, M. V.; JAIN, M. K.; RUMLER, D (1996). Method for making succinic acid, bacterial variants for use in the process, and methods for obtaining variants. US Patents 5:573–931.

HAULY, M. C. D. O.; OLIVEIRA, A. R. D.; OLIVEIRA, A. S. D. Produção de ácido lático por *Lactobacillus curvatus* em melaço de cana-de-açúcar. **Semina: Ciências agrárias, Londrina,** v. 24, n. 1, p. 133-142, 2003.

HODGE, D. B. *et al*. Detoxification requirements for bioconversion of softwood dilute acid hydrolyzates to succinic acid. **Enzyme and Microbial Technology,** v. 44, n. 5, p. 309-316, 2009. ISSN 0141-0229.

HWANG, H. J. *et al*. Dynamics of membrane fatty acid composition of succinic acid-producing *Anaerobiospirillum succiniciproducens*. **Journal of biotechnology,** v. 193, p. 130-133, 2015. ISSN 0168-1656.

INTELLIGEN, Guia do Usuário. *SuperPro Designer®.* Disponível em: <http://intelligen.com/>. Acesso em: 23 mar. 2016.

JANTAMA, K. *et al*. Combining metabolic engineering and metabolic evolution to develop nonrecombinant strains of *Escherichia coli* C that produce succinate and malate. **Biotechnology and bioengineering,** v. 99, n. 5, p. 1140-1153, 2008. ISSN 1097-0290.

JIANG, M. *et al*. Succinic acid production from sucrose by *Actinobacillus succinogenes* NJ113. **Bioresource technology,** v. 153, p. 327-332, 2014. ISSN 0960-8524.

JIANG, M. *et al*. Succinic acid production from cellobiose by *Actinobacillus succinogenes*. **Bioresource technology,** v. 135, p. 469-474, 2013. ISSN 0960-8524.

JOST, B. *et al*. The influence of oxygen limitation for the production of succinic acid with recombinant strains of *Yarrowia lipolytica*. **Applied microbiology and biotechnology,** v. 99, n. 4, p. 1675-1686, 2015. ISSN 0175-7598.

KAMZOLOVA, S. V. *et al*. The peculiarities of succinic acid production from rapeseed oil by *Yarrowia lipolytica* yeast. **Applied microbiology and biotechnology,** v. 98, n. 9, p. 4149-4157, 2014. ISSN 0175-7598.

KAMZOLOVA, S. V. *et al*. The production of succinic acid by yeast *Yarrowia lipolytica* through a two-step process. **Applied microbiology and biotechnology,** v. 98, n. 18, p. 7959-7969, 2014. ISSN 0175-7598.

KIM, D.Y., YIM, S.C., LEE, P.C., LEE, W.G., LEE, S.Y., CHANG, H.N, 2004. Batch and continuous fermentation of succinic acid from wood hydrolysate by *Mannheimia succiniciproducens* MBEL55 E. Enzyme Microb. **Technol**. 35, 648–665.

LAM, K. F. *et al*. Economic feasibility of a pilot-scale fermentative succinic acid production from bakery wastes. **Food and bioproducts processing,** v. 92, n. 3, p. 282-290, 2014. ISSN 0960-3085.

LANE, Jim. The DOE's 12 Top Biobased Molecules – what became of them? Biobased News, April 30, 2015. Disponível em: <http://www.biofuelsdigest.com/bdigest/2015/04/30/the-does-12-top-biobased-molecules-what-became-of-them/> Acesso em: 19 nov., 2017.

LI, J. *et al*. A complete industrial system for economical succinic acid production by *Actinobacillus succinogenes*. **Bioresource technology,** v. 102, n. 10, p. 6147-6152, 2011. ISSN 0960-8524.

LI, Q. *et al*. Efficient conversion of crop stalk wastes into succinic acid production by *Actinobacillus succinogenes*. **Bioresource technology,** v. 101, n. 9, p. 3292-3294, 2010. ISSN 0960-8524.

LIN, H.; BENNETT, G. N.; SAN, K.-Y. Metabolic engineering of aerobic succinate production systems in *Escherichia coli* to improve process productivity and achieve the maximum theoretical succinate yield. **Metabolic engineering,** v. 7, n. 2, p. 116-127, 2005. ISSN 1096-7176.

LIU, R. *et al.* Efficient succinic acid production from lignocellulosic biomass by simultaneous utilization of glucose and xylose in engineered *Escherichia coli.* **Bioresource technology,** v. 149, p. 84-91, 2013. ISSN 0960-8524.

LIU, Y.-P. *et al*. Economical succinic acid production from cane molasses by *Actinobacillus succinogenes*. **Bioresource technology,** v. 99, n. 6, p. 1736-1742, 2008. ISSN 0960-8524.

LIU, Y. P. *et al*. Strategies of pH control and glucose-fed batch fermentation for production of succinic acid by *Actinobacillus succinogenes* CGMCC1593. **Journal of chemical Technology and Biotechnology,** v. 83, n. 5, p. 722-729, 2008. ISSN 1097-4660.

LÔBO, I. P.; FERREIRA, S. L. C.; CRUZ, R. S. D. Biodiesel: parâmetros de qualidade e métodos analíticos. 2009. ISSN 0100-4042.

MA, J.-F. *et al*. Strategies for efficient repetitive production of succinate using metabolically engineered *Escherichia coli.* **Bioprocess and biosystems engineering,** v. 34, n. 4, p. 411-418, 2011. ISSN 1615-7591.

MACHADO, C. M. M.; ABREU, F. R. Produção de álcool combustível a partir de carboidratos. **Revista de Política Agrícola,** v. 15, n. 3, p. 64-78, 2006. ISSN 2317-224X.

MAEDA, R. N. *et al.* Enzymatic hydrolysis of pretreated sugar cane bagasse using *Penicillium funiculosum* and *Trichoderma harzianum* cellulases. **Process Biochemistry,** v. 46, n. 5, p. 1196-1201, 2011. ISSN 1359-5113.

MALBURG, L. M.; LEE, J. M. T. & FORSBERG, C. W, 1992. Degradation cellulose by rúmen microorganism. in: microbial degradation of natural products. Ed. G. Winkelmann, New York.

MENEGUELLO, L. A.; CASTRO, M. O Protocolo de Kyoto e a geração de energia elétrica pela biomassa da cana-de-açúcar como mecanismo de desenvolvimento limpo. **Revista Internacional de Desenvolvimento Local. V,** v. 8, n. 1, p. 33-43, 2007.

MONTEIRO, J. M. G. **Plantio de oleaginiosas por agricultores familiares do semi-árido nordestino para produção de biodiesel como uma estratégia de mitigação e adaptação às mudanças climáticas**. 2007. COPPE/UFRJ, Universidade Federaldo Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

MORAES, L. D. S. **Desenvolvimento de processo contínuo de extração líquido-líquido assistida com contactor de membrana**. 2015. 190 COPPE/UFRJ, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

MOTA, C. J. A.; PESTANA, C. F. Co-produtos da Produção de Biodiesel. **Revista Virtual de Química,** v. 3, n. 5, p. 416-425, 2011. ISSN 1984-6835.

NGHIEM, N. P.; KLEFF, S.; SCHWEGMANN, S. Succinic Acid: Technology Development and Commercialization. **Fermentation,** v. 3, n. 2, p. 26, 2017.

NUIJTEN, Saskia; RISER, Klaus-Peter. *Succinity Produces First Commercial Quantities of Biobased Succinic Acid*. Düsseldorf, mar. 3, 2014. Disponível em: <http://www.succinity.com/9-news/9-first-commercial-succinic-acid> Acesso em: 23 dez. 2015.

OCCAMS BUSINESS RESEARCH & CONSULTING PVT LTD. *Global Succinic Acid Market Forecast 2014 - 2020.* Disponível em: <http://pt.slideshare.net/occamsresearch/succinic-acid-ppt?related=1>. Acesso em: 23 dez. 2015.

OGATA, B. **Caracterização das frações celulose, hemicelulose e lignina de diferentes genótipos de cana-de-açúcar e potencial de uso em biorrefinarias. 2013. 108 f**. 2013. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos)–Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz, Universidade de São Paulo, Piracicaba

OLIVEIRA, S. D. D.; ANTUNES, A. M. D. S.; JÚNIOR, N. P. Mapeamento tecnológico dos processos de produção do ácido succínico a partir de fontes renováveis: uma análise no contexto brasileiro. **Revista GEINTEC-Gestão, Inovação e Tecnologias,** v. 3, n. 5, p. 073-089, 2013. ISSN 2237-0722.

OTERO, J. M. *et al.* Industrial systems biology of *Saccharomyces cerevisiae* enables novel succinic acid cell factory. **PloS one,** v. 8, n. 1, p. e54144, 2013. ISSN 1932-6203.

PELIZER, L. H.; PONTIERI, M. H.; MORAES, I. D. O. Utilização de resíduos agro-industriais em processos biotecnológicos como perspectiva de redução do impacto ambiental. **Journal of Technology Management & Innovation,** v. 2, n. 1, 2007.

PEREIRA Jr, Nei. *Apostila Biorrefinaria Lignocelulósica: Tendências & Desafios.* UFRJ – Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2015.

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, 2015. ISSN 0920-5861.

PORTO, Gustavo. *Datagro reduz estimativa de moagem no Centro-Sul para 597,25 mil de toneladas.* Nova cana, agosto de 2016. Disponível em: <https://www.novacana.com/n/cana/safra/datagro-reduz-estimativa-moagem-centro-sul-toneladas-090816/>. Acesso em: 27 dez. 2016.

RAAB, A. M. *et al*. Metabolic engineering of *Saccharomyces cerevisiae* for the biotechnological production of succinic acid. **Metabolic engineering,** v. 12, n. 6, p. 518-525, 2010. ISSN 1096-7176.

RAMOS, L. P. The chemistry involved in the steam treatment of lignocellulosic materials. **Química Nova,** v. 26, n. 6, p. 863-871, 2003. ISSN 0100-4042.

ROCHA, G. J. *et al*. Mass balance of pilot-scale pretreatment of sugarcane bagasse by steam explosion followed by alkaline delignification. **Bioresource technology,** v. 111, p. 447-452, 2012. ISSN 0960-8524.

ROCHA, V. A. L. *et al*. Sugarcane bagasse as feedstock for cellulase production by *Trichoderma harzianum* in optimized culture medium. **Electronic Journal of Biotechnology,** v. 16, n. 5, p. 1-1, 2013. ISSN 0717-3458.

RODRIGUES, J. A. R. Do engenho à biorrefinaria. A usina de açúcar como empreendimento industrial para a geração de produtos bioquímicos e biocombustíveis. **Química Nova,** v. 4, p. 1242-1254, 2011.

SÁNCHEZ, A. M.; BENNETT, G. N.; SAN, K.-Y. Novel pathway engineering design of the anaerobic central metabolic pathway in *Escherichia coli* to increase succinate yield and productivity. **Metabolic engineering,** v. 7, n. 3, p. 229-239, 2005. ISSN 1096-7176.

SANTOS, D. D. S. D. **Produção de etanol de segunda geração por Zymomonas mobilis naturalmente ocorrente e recombinante, empregando biomassa lignocelulósica**. 2012. Tese (Doutorado em Ciências)–Programa de

Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, EQ, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro

SANTOS, F. A. *et al*. Potencial da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol. **Química Nova,** v. 35, n. 5, p. 1004-1010, 2012.

SHMORHUN, Mark. *DOE Bioenergy Technologies Office (BETO) 2015 Project Peer Review*. March. 25, 2015. Disponível em: <http://energy.gov/sites/prod/files/2015/04/f22/demonstration_market_transformation_shmorhun_3421.pdf> Acesso em: 23 dez. 2015.

SILVA, J.I.S. DA (UFCG); FRANÇA, K. B (UFCG); MELO, E.J.DE (UFCG); SILVA, E.E.P. DA (UFCG); SILVA, L.P.G. DA (UFCG). *Regeneração de resinas trocadoras de íons utilizando ácido sulfúrico e hidróxido de sódio.* 2º Encontro Nacional de Tecnologia Química, Salvador, BA, julho 2009. Disponível em: <http://www.abq.org.br/entequi/2009/trabalhos/27-6058.htm>. Acesso em: 03 jan. 2017.

SOURCE BioAmber Inc. *BioAmber Sarnia Producing High Quality Bio-succinic Acid at Commercial Scale – Company Now shipping Bio-succinic Acid to Customers.* MONTREAL, october 2, 2015. Disponível em: <http://investor.bio-amber.com/2015-10-02-BioAmber-Sarnia-Producing-High-Quality-Bio-Succinic-Acid-at-Commercial-Scale-Company-Now-Shipping-Bio-Succinic-Acid-to-Customers> Acesso em: 23 dez. 2015.

SOUZA, Ludmylla Bastos Rocha. **Monitoramento do Panorama Mundial da Produção Industrial de Ácido Bio-succínico**. 2014. 107 p. Dissertação (Mestrado em Ciências em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Rio de Janeiro, 2014.

STOLS, L.; DONNELLY, M. I. Production of succinic acid through overexpression of NAD (+)-dependent malic enzyme in an *Escherichia coli* mutant. **Applied and Environmental Microbiology,** v. 63, n. 7, p. 2695-2701, 1997. ISSN 0099-2240.

TAN, J. P. *et al*. Overview of the Potential of Bio-Succinic Acid Production from Oil Palm Fronds. **Journal of Physical Science,** v. 28, p. 53, 2017. ISSN 1675-3402.

TECHNAVIO. *Global Succinic Acid Market Forecast 2017 – 2021.* Disponível em: <https://www.technavio.com/report/global-succinic-acid-market>. Acesso em: 25 set. 2017.

THAKKER, C.; SAN, K.-Y.; BENNETT, G. N. Production of succinic acid by engineered *E. coli* strains using soybean carbohydrates as feedstock under

aerobic fermentation conditions. **Bioresource technology,** v. 130, p. 398-405, 2013. ISSN 0960-8524.
✓

TOLMASQUIM, M. Plano Nacional de energia 2030. **Conselho Nacional de Politica Energetica-CNPE, Brasilia, Brazil, accessed,** v. 1, n. 10, 2007.

Ubrabio - União Brasileira do Biodiesel e Bioquerosene. *Políticas de incentivo estimulam o uso intensivo de misturas de biodiesel superiores a 10% nos EUA.* Brasília, 2015. Disponível em: <http://www.ubrabio.com.br/1891/Noticias/PoliticasDeIncentivoEstimulamOUsoIntensivoDeMisturas_242452/>. Acesso em: 20 mar. 2016.

VALENTIM, Yocie Yoneshigue. *Macroalgas Marinhas e Biotecnologia, Companheiras inseparáveis.* Anais da 62ª Reunião Anual da SBPC - Natal, RN. UFRJ – Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio Grande no Norte, 2010. Disponível em: <http://www.sbpcnet.org.br/livro/62ra/mesas_redondas/MR%20Yocie%20Yoneshigue%20Valentin.pdf >. Acesso em: 02 jan. 2016.

VAN HEERDEN, C. D.; NICOL, W. Continuous succinic acid fermentation by *Actinobacillus succinogenes*. **Biochemical Engineering Journal,** v. 73, p. 5-11, 2013. ISSN 1369-703X.

VÁSQUEZ, M. P. **Desenvolvimento de processo de hidrolise enzimática e fermentação simultâneas para a produção de etanol a partir de bagaço de cana-de-açúcar**. 2007. 205 Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

VEMURI, G. N.; EITEMAN, M. A.; ALTMAN, E. Effects of growth mode and pyruvate carboxylase on succinic acid production by metabolically engineered strains of *Escherichia coli*. **Applied and Environmental Microbiology,** v. 68, n. 4, p. 1715-1727, 2002. ISSN 0099-2240.

WANG, D. *et al*. Efficient production of succinic acid from corn stalk hydrolysates by a recombinant *Escherichia coli* with ptsG mutation. **Process biochemistry,** v. 46, n. 1, p. 365-371, 2011. ISSN 1359-5113.

WANG, J. *et al*. Enhanced succinic acid production and magnesium utilization by overexpression of magnesium transporter mgtA in *Escherichia coli* mutant. **Bioresource technology,** v. 170, p. 125-131, 2014. ISSN 0960-8524.

WENSEL, P.; YU, L.; CHEN, S. Simulation with computational fluid dynamics of succinic acid and co-product biorefinery process. **J. Bioprocessing Biotechniques**, p. 1-17, 2011.

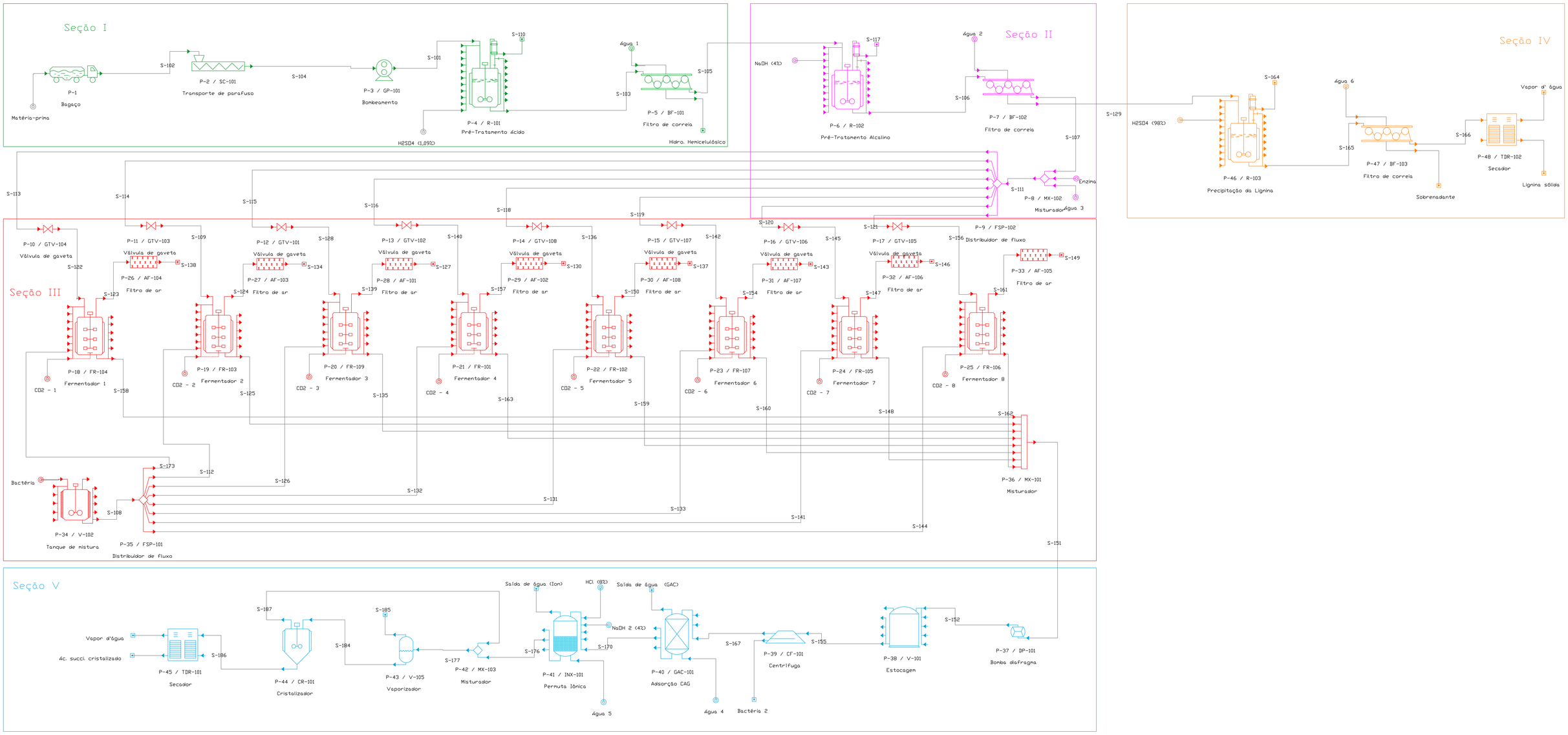
YAN, D. *et al*. Construction of reductive pathway in *Saccharomyces cerevisiae* for effective succinic acid fermentation at low pH value. **Bioresource technology,** v. 156, p. 232-239, 2014. ISSN 0960-8524.

ZEIKUS, J.; JAIN, M.; ELANKOVAN, P. Biotechnology of succinic acid production and markets for derived industrial products. **Applied Microbiology and Biotechnology,** v. 51, n. 5, p. 545-552, 1999. ISSN 0175-7598.

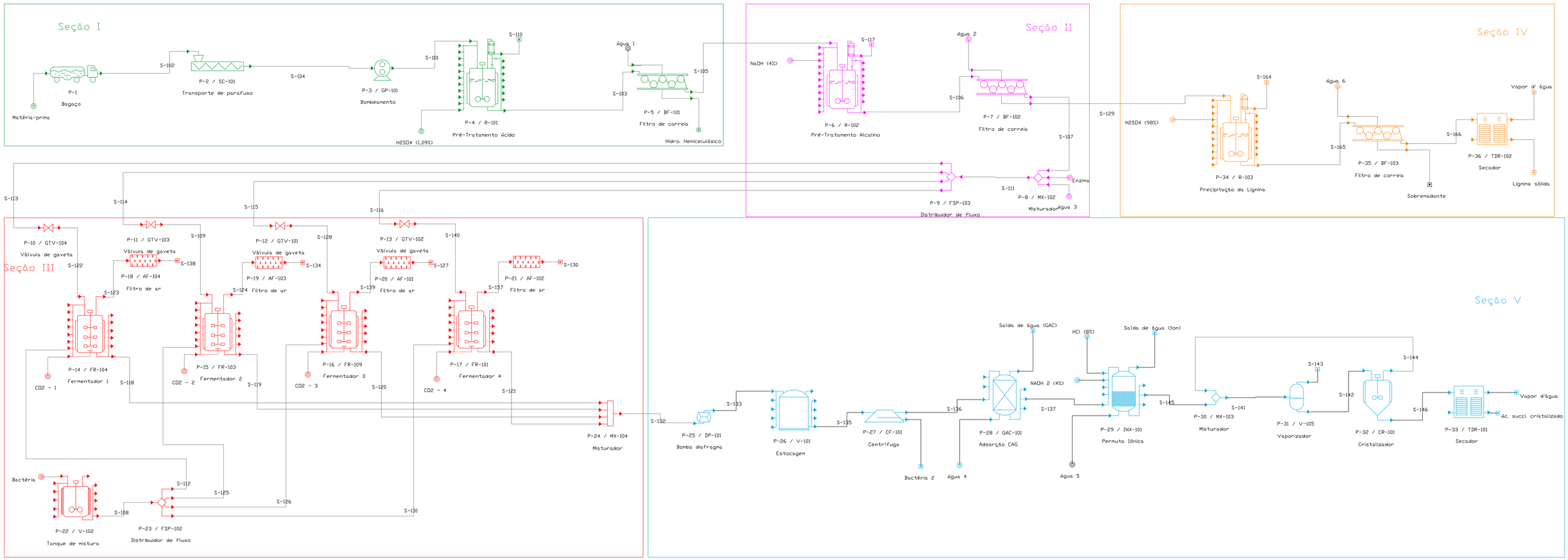
ZHENG, P. *et al*. Fermentative production of succinic acid from straw hydrolysate by *Actinobacillus succinogenes*. **Bioresource technology,** v. 100, n. 8, p. 2425-2429, 2009. ISSN 0960-8524.

ZHENG, P. *et al*. Succinic acid production from corn stover by simultaneous saccharification and fermentation using *Actinobacillus succinogenes*. **Bioresource technology,** v. 101, n. 20, p. 7889-7894, 2010. ISSN 0960-8524.

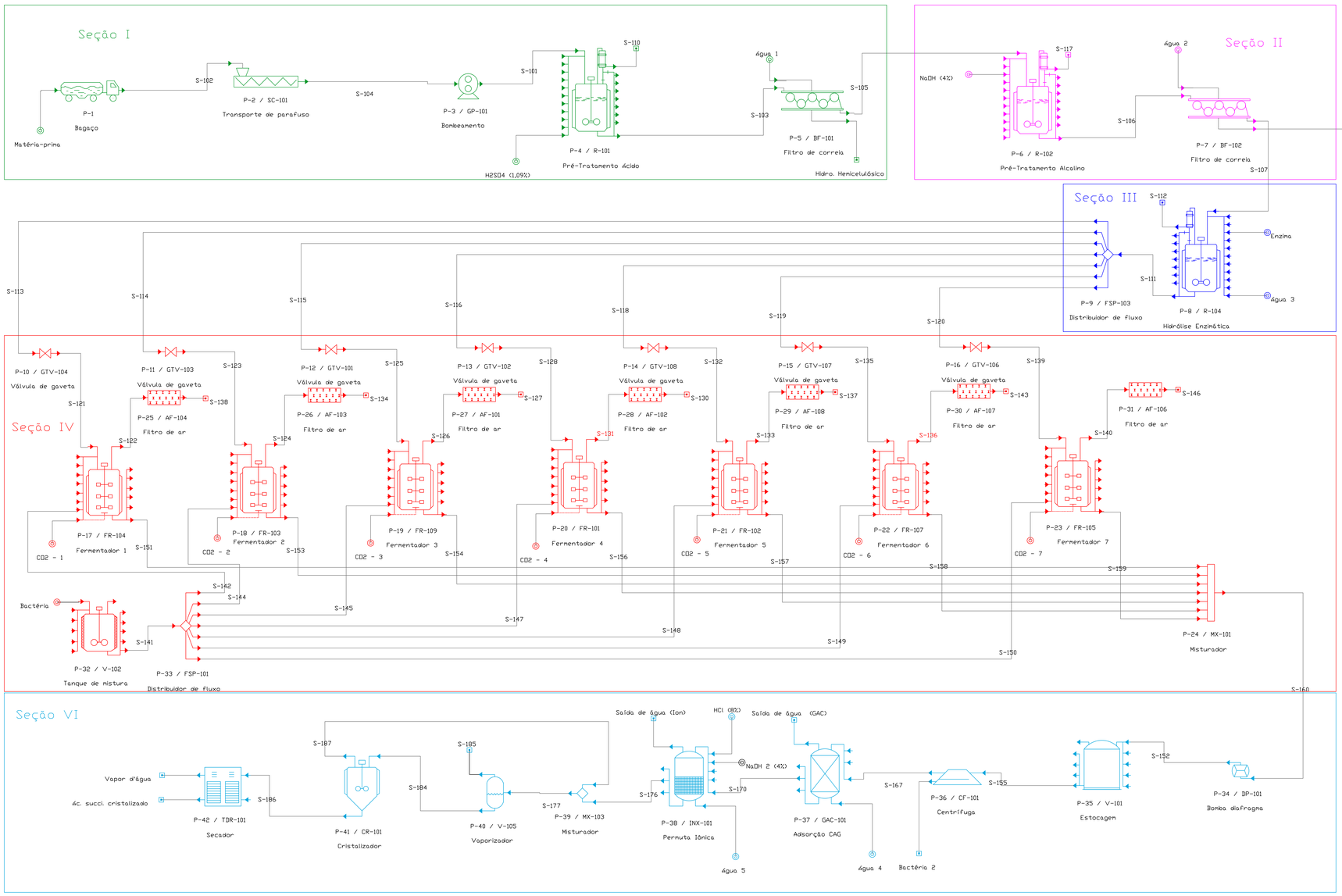
APÊNDICE A – FLUXOGRAMAS DOS PROCESSOS



ALUNA: ERICA A. FIGUEREDO	TPQB - UFRJ
AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO UTIIZANDO O SIMULADOR SUPERPRO DESIGNER®.	
ASSUNTO: FLUXOGRAMA DO PROCESSO I	
DATA: 15/10/2017	TÍTULO: ESTRATÉGIA SSF SEM FATOR ECONÔMICO
ESCALA: S/ESC.	PRANCHA: 01/04
ORIENTADORES: Profa Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, D.Sc Prof. Elcio Ribeiro Borges, D.Sc	REVISÃO: R 0



ALUNA: ERICA A. FIGUEREDO		TPQB - UFRJ
AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO UTIIZANDO O SIMULADOR SUPERPRO DESIGNER®.		
ASSUNTO: FLUXOGRAMA DO PROCESSO II		
DATA: 15/10/2017	TÍTULO: ESTRATÉGIA SSF COM FATOR ECONÔMICO	PRANCHA: 02/04
ESCALA: S/ESC.		
ORIENTADORES: Profa Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, D.Sc Prof. Elcio Ribeiro Borges, D.Sc		REVISÃO: R 0



ALUNA:
ERICA A. FIGUEREDO

AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO UTIIZANDO O SIMULADOR SUPERPRO DESIGNER®.

TPQB - UFRJ

ASSUNTO
FLUXOGRAMA DO PROCESSO III

DATA 15/10/2017

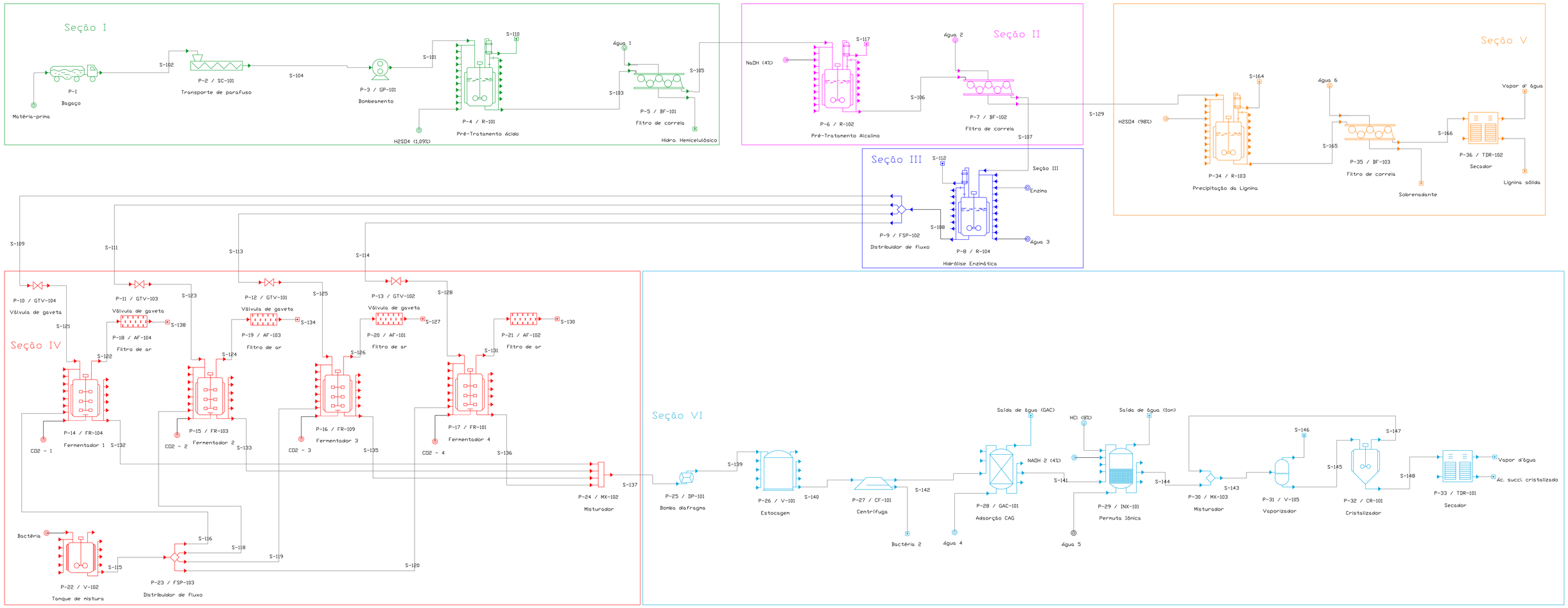
ESCALA S/ESC.

TÍTULO
ESTRATÉGIA SHF
SEM FATOR ECONÔMICO

PRANCHA 03/04

ORIENTADORES
Profa Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, D.Sc
Prof. Elcio Ribeiro Borges, D.Sc

REVISÃO: R 0



ALUNA:

ERICA A. FIGUEREDO

TPQB - UFRJ

AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO BIO-SUCCÍNICO UTIIZANDO O SIMULADOR SUPERPRO DESIGNER®.

ASSUNTO

FLUXOGRAMA DO PROCESSO IV

DATA	TÍTULO	PRANCHA
15/10/2017	ESTRATÉGIA SHF COM FATOR ECONÔMICO	04/04
ESCALA S/ESC.		

ORIENTADORES

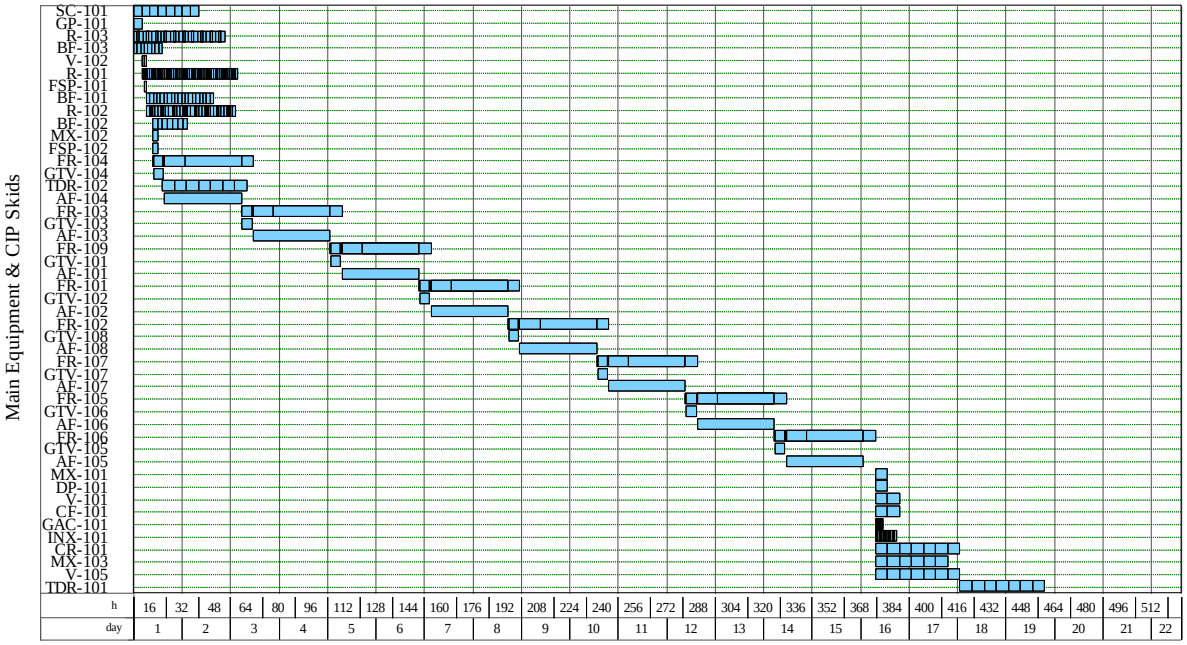
Profa Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, D.Sc

Prof. Elcio Ribeiro Borges, D.Sc

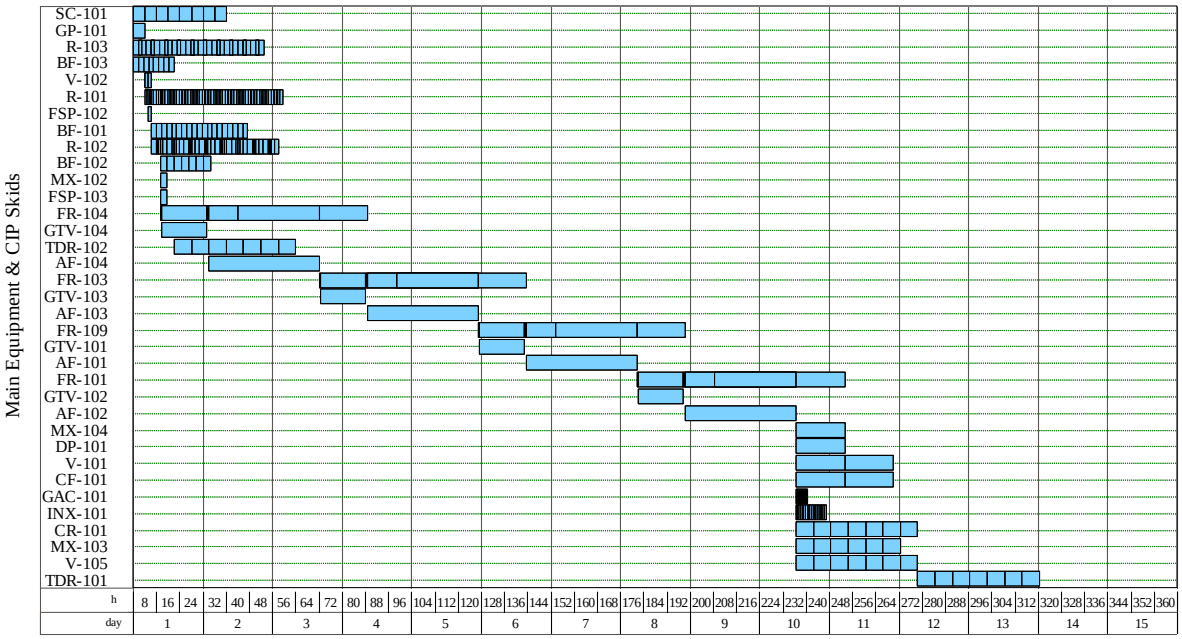
REVISÃO: R 0

APÊNDICE B – *SCHEDULING* DOS PROCESSOS

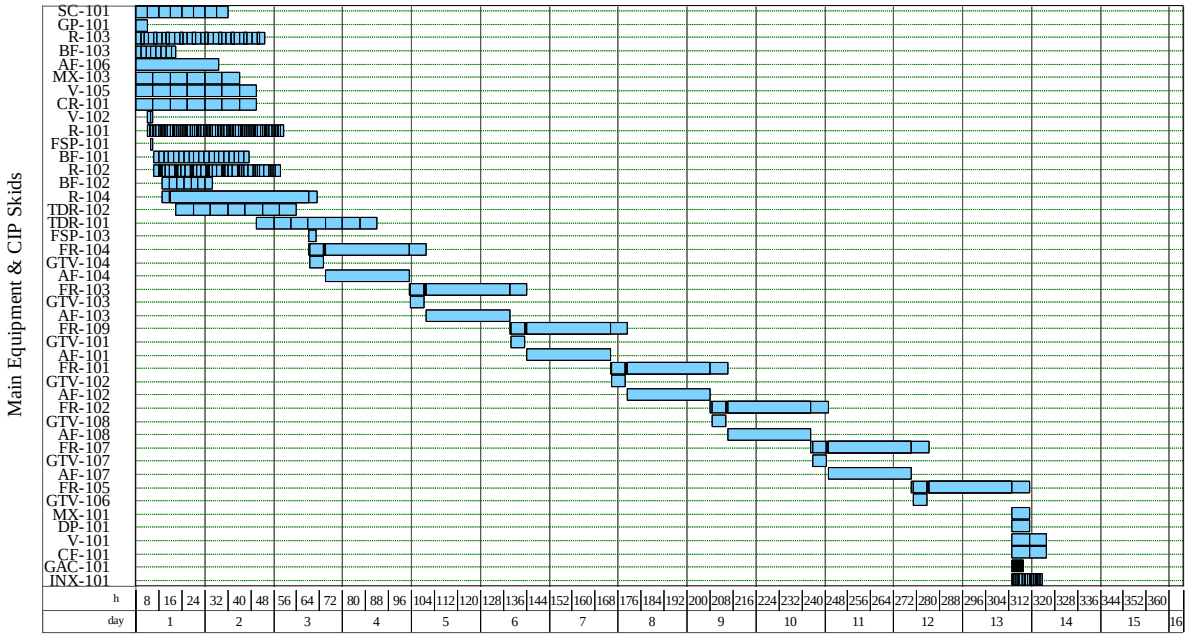
- ***Scheduling*** **do Processo 1**



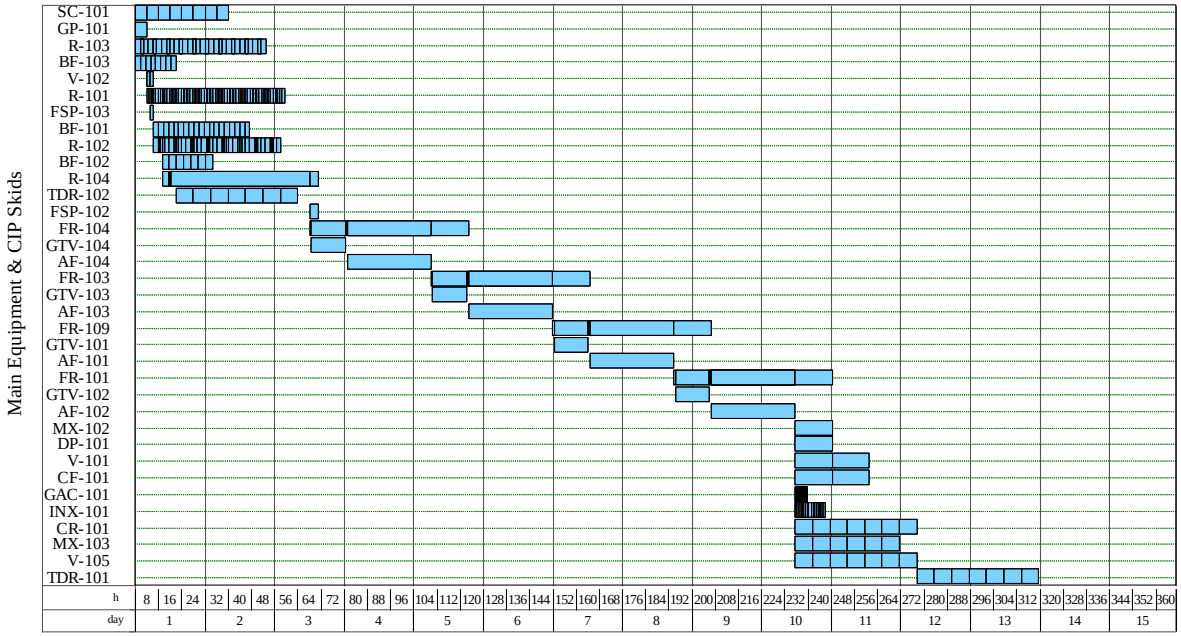
- ***Scheduling*** **do Processo 2**



- ***Scheduling* do Processo 3**



- ***Scheduling* do Processo 4**



APÊNDICE C – LISTAS DE EQUIPAMENTOS DOS PROCESSOS

- Lista de equipamentos processo 1.

Processo	Seção	Nome	Tipo	Quantidade	Capacidade real	Unidade	Custo (US$) / Unidade
1	1	SC-101	Transporte de parafuso	1	15,00	m	126000
		GP-101	Bombeamento	1	64,52	kW	97000
		R-101	Tanque de pré-tratamento ácido	1	333,82	m^3	2414000
		BF-101	Filtro de correia	1	3,43	m	361000
	2	R-102	Tanque de pré-tratamento alcalino	4	263,84	m3	2166000
		BF-102	Filtro de correia	1	3,37	m	361000
		MX-102	Misturador	1	317672,82	kg/h	0
		FSP-102	Distribuidor de fluxo	1	317672,82	kg/h	0
	3	GTV-104	Válvula de gaveta	1	7,08	cm	2000
		GTV-103	Válvula de gaveta	1	7,08	cm	2000
		GTV-101	Válvula de gaveta	1	7,08	cm	2000
		GTV-102	Válvula de gaveta	1	7,08	cm	2000
		GTV-108	Válvula de gaveta	1	7,08	cm	2000
		GTV-107	Válvula de gaveta	1	7,08	cm	2000
		GTV-106	Válvula de gaveta	1	7,08	cm	2000
		GTV-105	Válvula de gaveta	1	7,08	cm	2000
		FR-104	Fermentador 1	1	137,99	m^3	738000
		FR-103	Fermentador 2	1	137,99	m^3	738000
		FR-109	Fermentador 3	1	137,99	m^3	738000
		FR-101	Fermentador 4	1	137,99	m^3	738000
		FR-102	Fermentador 4	1	137,99	m^3	738000
		FR-107	Fermentador 5	1	137,99	m^3	738000
		FR-105	Fermentador 6	1	137,99	m^3	738000
		FR-106	Fermentador 7	1	137,99	m^3	738000
		AF-104	Filtro de ar	1	236906,11	L/h	8000
		AF-103	Filtro de ar	1	236906,11	L/h	8000
		AF-101	Filtro de ar	1	236906,11	L/h	8000
		AF-102	Filtro de ar	1	236906,11	L/h	8000
		AF-108	Filtro de ar	1	236906,11	L/h	8000
		AF-107	Filtro de ar	1	236906,11	L/h	8000
		AF-106	Filtro de ar	1	236906,11	L/h	8000
		AF-105	Filtro de ar	1	236906,11	L/h	8000
		V-102	Tanque de mistura	1	3226,58	L	249000
		MX-101	Misturador	1	133555,96	kg/h	0
		FSP-101	Distribuidor de fluxo	1	4535,92	kg/h	0
	4	R-103	Tanque de precipitação da lignina	3	288,07	m^3	2254000
		BF-103	Filtro de correia	1	3,4	m	361000
		TDR-102	Secador	28	77,99	m^2	151000
	5	DP-101	Bomba de diafragma	1	5,11	kW	13000
		V-101	Tanque de estocagem	2	214,4	m^3	387000
		CF-101	Centrífuga	1	64319,21	L/h	358000
		GAC-101	Coluna de adsorção - GAC	6	26018,45	L	361000
		INX-101	Coluna de trocador de íons- INX	2	17910,77	L	317000
		MX-103	Misturador	1	22843,96	kg/h	0
		V-105	Vaporizador	2	82567,61	L	83000
		CR-101	Cristalizador	1	6965,2	L	764000
		TDR-101	Secador	2	50,92	m^2	133000

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

- Lista de equipamentos processo 2.

Processo	Seção	Nome	Tipo	Quantidade	Capacidade real	Unidade	Custo (US$) / Unidade
2	1	SC-101	Transporte de parafuso	1	15,00	m	126000
		GP-101	Bombeamento	1	64,52	kW	97000
		R-101	Tanque de pré-tratamento ácido	1	333,82	m^3	2414000
		BF-101	Filtro de correia	1	3,43	m	361000
	2	R-102	Tanque de pré-tratamento alcalino	4	263,84	m^3	2166000
		BF-102	Filtro de correia	1	3,37	m	361000
		MX-102	Misturador	1	317672,82	kg/h	0
		FSP-103	Distribuidor de fluxo	1	317672,82	kg/h	0
	3	GTV-104	Válvula de gaveta	1	5,50	cm	1000
		GTV-103	Válvula de gaveta	1	5,50	cm	1000
		GTV-101	Válvula de gaveta	1	5,50	cm	1000
		GTV-102	Válvula de gaveta	1	5,50	cm	1000
		FR-104	Fermentador 1	1	275,99	m^3	1054000
		FR-103	Fermentador 2	1	275,99	m3	1054000
		FR-109	Fermentador 3	1	275,99	m^3	1054000
		FR-101	Fermentador 4	1	275,99	m^3	1054000
		AF-104	Filtro de ar	1	473812,23	L/h	8000
		AF-103	Filtro de ar	1	473812,23	L/h	8000
		AF-101	Filtro de ar	1	473812,23	L/h	8000
		AF-102	Filtro de ar	1	473812,23	L/h	8000
		V-102	Tanque de mistura	1	3226,58	L	249000
		MX-104	Misturador	1	47670,18	kg/h	0
		FSP-102	Distribuidor de fluxo	1	4535,92	kg/h	0
	4	R-103	Tanque de precipitação da lignina	3	288,07	m^3	2254000
		BF-103	Filtro de correia	1	3,40	m	361000
		TDR-102	Secador	28	77,99	m^2	151000
	5	DP-101	Bomba de diafragma	1	1,82	kW	9000
		V-101	Tanque de estocagem	2	214,40	m^3	387000
		CF-101	Centrífuga	1	22957,48	L/h	358000
		GAC-101	Coluna de adsorção - GAC	6	26018,45	L	361000
		INX-101	Coluna de trocador de íons- INX	2	17910,77	L	317000
		MX-103	Misturador	1	22843,96	kg/h	0
		V-105	Vaporizador	2	82,57	m^3	83000
		CR-101	Cristalizador	1	6,97	m^3	764000
		TDR-101	Secador	2	50,92	m^2	133000

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

- Lista de equipamentos processo 3.

Processo	Seção	Nome	Tipo	Quantidade	Capacidade real	Unidade	Custo (US$) / Unidade
3	1	SC-101	Transporte de parafuso	1	15,00	m	126000
		GP-101	Bombeamento	1	64,52	kW	97000
		R-101	Tanque de pré-tratamento ácido	1	333,82	m^3	2414000
		BF-101	Filtro de correia	1	3,43	m	361000
	2	R-102	Tanque de pré-tratamento alcalino	4	263,84	m^3	2166000
		BF-102	Filtro de correia	1	3,37	m	361000
	3	MX-102	Tanque de hidrólise enzimática	3	286,04	m^3	2247000
		FSP-103	Distribuidor de fluxo	1	317672,82	kg/h	0
	4	GTV-104	Válvula de gaveta	1	7,60	cm	2000
		GTV-103	Válvula de gaveta	1	7,60	cm	2000
		GTV-101	Válvula de gaveta	1	7,60	cm	2000
		GTV-102	Válvula de gaveta	1	7,60	cm	2000
		GTV-108	Válvula de gaveta	1	7,60	cm	2000
		GTV-107	Válvula de gaveta	1	7,60	cm	2000
		GTV-106	Válvula de gaveta	1	7,57	cm	2000
		FR-104	Fermentador 1	1	157,85	m^3	820000
		FR-103	Fermentador 2	1	157,85	m^3	820000
		FR-109	Fermentador 3	1	157,85	m^3	820000
		FR-101	Fermentador 4	1	157,85	m^3	820000
		FR-102	Fermentador 5	1	157,85	m^3	820000
		FR-107	Fermentador 6	1	157,85	m^3	820000
		FR-105	Fermentador 7	1	156,75	m^3	820000
		AF-104	Filtro de ar	1	357396,36	L/h	8000
		AF-103	Filtro de ar	1	357396,36	L/h	8000
		AF-101	Filtro de ar	1	357396,36	L/h	8000
		AF-102	Filtro de ar	1	357396,36	L/h	8000
		AF-108	Filtro de ar	1	357396,36	L/h	8000
		AF-107	Filtro de ar	1	357396,36	L/h	8000
		AF-106	Filtro de ar	1	354897,08	L/h	8000
		V-102	Tanque de mistura	1	3226,58	L	249000
		MX-101	Misturador	1	134232,10	kg/h	0
		FSP-101	Distribuidor de fluxo	1	4535,92	kg/h	0
	5	R-103	Tanque de precipitação da lignina	3	288,07	m3	2254000
		BF-103	Filtro de correia	1	3,40	m	361000
		TDR-102	Secador	28	77,99	m2	151000
	6	DP-101	Bomba de diafragma	1	5,11	kW	13000
		V-101	Tanque de estocagem	2	214,64	m^3	388000
		CF-101	Centrífuga	1	64392,91	L/h	358000
		GAC-101	Coluna de adsorção - GAC	6	23411,97	L	348000
		INX-101	Coluna de trocador de íons- INX	2	17913,93	L	317000
		MX-103	Misturador	1	23441,74	kg/h	0
		V-105	Vaporizador	2	84,17	m^3	84000
		CR-101	Cristalizador	1	7,36	m^3	769000
		TDR-101	Secador	3	65,15	m^2	143000

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

- Lista de equipamentos processo 4.

Processo	Seção	Nome	Tipo	Quantidade	Capacidade reais	Unidade	Custo (US$) / Unidade
4	1	SC-101	Transporte de parafuso	1	15	m	126000
		GP-101	Bombeamento	1	64,52	kW	97000
		R-101	Tanque de pré-tratamento ácido	1	333,82	m^3	2414000
		BF-101	Filtro de correia	1	3,43	m	361000
	2	R-102	Tanque de pré-tratamento alcalino	4	263,84	m^3	2166000
		BF-102	Filtro de correia	1	3,37	m	361000
	3	MX-102	Tanque de hidrólise enzimática	3	286,04	m^3	2247000
		FSP-102	Distribuidor de fluxo	1	264727,35	kg/h	0
	4	GTV-104	Válvula de gaveta	1	6,41	cm	1000
		GTV-103	Válvula de gaveta	1	6,41	cm	1000
		GTV-101	Válvula de gaveta	1	6,41	cm	1000
		GTV-102	Válvula de gaveta	1	6,41	cm	1000
		FR-104	Fermentador 1	1	275,99	m^3	1054000
		FR-103	Fermentador 2	1	275,99	m^3	1054000
		FR-109	Fermentador 3	1	275,99	m^3	1054000
		FR-101	Fermentador 4	1	275,99	m^3	1054000
		AF-104	Filtro de ar	1	624836,78	L/h	8000
		AF-103	Filtro de ar	1	624836,78	L/h	8000
		AF-101	Filtro de ar	1	624836,78	L/h	8000
		AF-102	Filtro de ar	1	624836,78	L/h	8000
		V-102	Tanque de mistura	1	3291,11	L	250000
		MX-102	Misturador	1	62781,24	kg/h	0
		FSP-103	Distribuidor de fluxo	1	4626,64	kg/h	0
	5	R-103	Tanque de precipitação da lignina	3	288,07	m^3	2254000
		BF-103	Filtro de correia	1	3,4	m	361000
		TDR-102	Secador	28	77,99	m^2	151000
	6	DP-101	Bomba de diafragma	1	2,39	kW	10000
		V-101	Tanque de estocagem	2	214,66	m^3	388000
		CF-101	Centrífuga	1	30115,86	L/h	358000
		GAC-101	Coluna de adsorção - GAC	6	23425,17	L	348000
		INX-101	Coluna de trocador de íons- INX	2	17924,02	L	317000
		MX-103	Misturador	1	23440,93	kg/h	0
		V-105	Vaporizador	2	84,16	m^3	84000
		CR-101	Cristalizador	1	7,36	m^3	769000
		TDR-101	Secador	3	65,18	m^2	143000

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

APÊNDICE D – ARQUIVO DIGITAL DOS BALANÇOS DE MASSA E CORRENTES

APÊNDICE D – ARQUIVO DIGITAL DOS BALANÇOS DE MASSA E CORRENTES

- TABELAS DO PROCESSO 1

Resultados de correntes do processo 1/Seção 1 – Pré-tratamento ácido								
Nome da corrente	**Matéria-prima**	**S-102**	**S-104**	**S-101**	**H_2SO_4 (1,09%)**	**S-103**	**Água 1**	**Hidro. Hemi.**
Fonte	**INPUT**	**P-1**	**P-2**	**P-3**	**INPUT**	**P-4**	**INPUT**	**P-5**
Destino	**P-1**	**P-2**	**P-3**	**P-4**	**P-4**	**P-5**	**P-5**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,00	25,14	25,00	100,00	25,00	80,19
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,01	1,01	12,66	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1282,21	1255,51	1255,51	1255,41	1003,79	1031,23	994,70	1000,11
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	45359,24	45359,24	45359,24	45359,24	0,00	45359,24	0,00	40196,64
Celulignina	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	342228,98	0,00	0,00
Celulose	317514,65	317514,65	317514,65	317514,65	0,00	156722,61	0,00	138885,10
Hemicelulose	272155,41	272155,41	272155,41	272155,41	0,00	0,00	0,00	0,00
Lignina	181436,94	181436,94	181436,94	181436,94	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	90718,47	90718,47	90718,47	90718,47	0,00	90718,47	0,00	80393,27
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	30635,78	30635,78	0,00	27148,94
Água	0,00	0,00	0,00	0,00	2779986,06	2742873,96	1134722,14	3436264,32
Xilose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	309267,51	0,00	274067,98
TOTAL (kg/batelada)	907184,70	907184,70	907184,70	907184,70	2810621,84	3717806,54	1134722,14	3996956,24
TOTAL (L/batelada)	707515,58	722565,18	722565,18	722618,97	2800000,08	3605202,11	1140763,26	3996510,61

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 2 – Pré-tratamento alcalino.								
Nome da corrente	**S-105**	**NaOH (4%)**	**S-106**	**Água 2**	**S-107**	**Enzima**	**Água 3**	**S-111**
Fonte	**P-5**	**INPUT**	**P-6**	**INPUT**	**P-7**	**INPUT**	**INPUT**	**P-8**
Destino	**P-6**	**P-6**	**P-7**	**P-7**	**P-8**	**P-8**	**P-8**	**P-9**
Propriedades das correntes								
T (°C)	80,19	25,00	50,00	25,00	48,16	25,00	25,00	36,58
P (bar)	1,01	1,01	11,00	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1149,97	1031,45	1015,29	994,70	1064,74	994,70	994,70	1033,51
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	5162,60	0,00	5162,60	0,00	168,73	0,00	0,00	168,73
Celulignina	342228,98	0,00	3422,29	0,00	111,85	0,00	0,00	111,85
Celulose	17837,51	0,00	177021,63	0,00	177021,63	0,00	0,00	177021,63
Enzima	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3481,47	0,00	3481,47
Licor negro	0,00	0,00	161935,45	0,00	5292,43	0,00	0,00	5292,43
Outros sólidos	10325,20	0,00	10325,20	0,00	337,45	0,00	0,00	337,45
Ácido sulfúrico	3486,84	0,00	3486,84	0,00	113,96	0,00	0,00	113,96
Hidróxido de sódio	0,00	274365,69	274365,69	0,00	8966,92	0,00	0,00	8966,92
Água	441331,79	6584776,52	7043795,43	586947,27	249390,70	0,00	348146,51	597537,22
Xilose	35199,54	0,00	35199,54	0,00	1150,40	0,00	0,00	1150,40
TOTAL (kg/batelada)	855572,44	6859142,21	7714714,65	586947,27	442554,07	3481,47	348146,51	794182,05
TOTAL (L/batelada)	743994,19	6650000,00	7598498,54	590072,10	415644,50	3500,00	350000,00	768429,65

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 3.1 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-113**	**S-114**	**S-115**	**S-116**	**S-118**	**S-119**	**S-120**	**S-121**
Fonte	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-9**
Destino	**P-10**	**P-11**	**P-12**	**P-13**	**P-14**	**P-15**	**P-16**	**P-17**
Propriedades das correntes								
T (°C)	36,58	36,58	36,58	36,58	36,58	36,58	36,58	36,58
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1033,51	1033,51	1033,51	1033,51	1033,51	1033,51	1033,51	1033,51
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	21,09	21,09	21,09	21,09	21,09	21,09	21,09	21,09
Licor negro	661,55	661,55	661,55	661,55	661,55	661,55	661,55	661,55
Celulignina	13,98	13,98	13,98	13,98	13,98	13,98	13,98	13,98
Celulose	22127,70	22127,70	22127,70	22127,70	22127,70	22127,70	22127,70	22127,70
Enzima	435,18	435,18	435,18	435,18	435,18	435,18	435,18	435,18
Outros sólidos	42,18	42,18	42,18	42,18	42,18	42,18	42,18	42,18
Hidróxido de sódio	1120,87	1120,87	1120,87	1120,87	1120,87	1120,87	1120,87	1120,87
Ácido sulfúrico	14,25	14,25	14,25	14,25	14,25	14,25	14,25	14,25
Água	74692,15	74692,15	74692,15	74692,15	74692,15	74692,15	74692,15	74692,15
Xilose	143,80	143,80	143,80	143,80	143,80	143,80	143,80	143,80
TOTAL (kg/batelada)	99272,76	99272,76	99272,76	99272,76	99272,76	99272,76	99272,76	99272,76
TOTAL (L/batelada)	96053,71	96053,71	96053,71	96053,71	96053,71	96053,71	96053,71	96053,71

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 3.2 – Fermentação								
Nome da corrente	**S-122**	**CO_2 - 1**	**S-123**	**S-158**	**S-138**	**S-109**	**CO_2 - 2**	**S-124**
Fonte	**P-10**	**INPUT**	**P-18**	**P-18**	**P-26**	**P-11**	**INPUT**	**P-19**
Destino	**P-18**	**P-18**	**P-26**	**P-36**	**OUTPUT**	**P-19**	**P-19**	**P-27**
Propriedades das correntes								
T (°C)	36,58	25,00	37,00	37,00	37,00	36,58	25,00	37,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1033,51	1,80	1,72	1038,23	1,72	1033,51	1,80	1,72
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	21,09	0,00	0,00	21,09	0,00	21,09	0,00	0,00
Bactéria	0,00	0,00	0,00	572,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Licor negro	661,55	0,00	0,00	661,55	0,00	661,55	0,00	0,00
Gás carbônico	0,00	15718,16	15320,63	0,00	15320,63	0,00	15718,16	15320,63
Celulignina	13,98	0,00	0,00	13,98	0,00	13,98	0,00	0,00
Celulose	22127,70	0,00	0,00	20726,72	0,00	22127,70	0,00	0,00
Enzima	435,18	0,00	0,00	279,52	0,00	435,18	0,00	0,00
Glicose	0,00	0,00	0,00	0,10	0	0	0,00	0,00
Nitrogênio	0,00	0,00	124,26	0,00	124,26	0,00	0,00	124,26
Outros sólidos	42,18	0,00	0,00	42,18	0,00	42,18	0,00	0,00
Oxigênio	0,00	0,00	37,72	0,00	37,72	0,00	0,00	37,72
Hidróxido de sódio	1120,87	0,00	0,00	1120,87	0,00	1120,87	0,00	0,00
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	1744,90	0	0	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	14,25	0,00	0,00	14,25	0,00	14,25	0,00	0,00
Água	74692,15	0,00	0,00	74826,02	0,00	74692,15	0,00	0,00
Xilose	143,80	0,00	0,00	143,80	0,00	143,80	0,00	0,00
TOTAL (kg/batelada)	99272,76	15718,16	15482,61	100166,97	15482,61	99272,76	15718,16	15482,61
TOTAL (L/batelada)	96053,71	8737745,64	9002432,31	96478,64	9002432,31	96053,71	8737745,64	9002432,31

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 3.3 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-125**	**S-134**	**S-128**	**CO_2 - 3**	**S-139**	**S-135**	**S-127**	**S-140**
Fonte	**P-19**	**P-27**	**P-12**	**INPUT**	**P-20**	**P-20**	**P-28**	**P-13**
Destino	**P-36**	**OUTPUT**	**P-20**	**P-20**	**P-28**	**P-36**	**OUTPUT**	**P-21**
Propriedades das correntes								
T (°C)	37,00	37,00	36,58	25,00	37,00	37,00	37,00	36,58
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1038,23	1,72	1033,51	1,80	1,72	1038,23	1,72	1033,51
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	21,09	0,00	21,09	0,00	0,00	21,09	0,00	21,09
Bactéria	572,01	0,00	0,00	0,00	0,00	572,01	0	0
Licor negro	661,55	0,00	661,55	0,00	0,00	661,55	0,00	661,55
Gás carbônico	0,00	15320,63	0,00	15718,16	15320,63	0,00	15320,63	0,00
Celulignina	13,98	0,00	13,98	0,00	0,00	13,98	0,00	13,98
Celulose	20726,72	0,00	22127,70	0,00	0,00	20726,72	0,00	22127,70
Enzima	279,52	0,00	435,18	0,00	0,00	279,52	0,00	435,18
Glicose	0,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,10	0	0
Nitrogênio	0,00	124,26	0,00	0,00	124,26	0,00	124,26	0,00
Outros sólidos	42,18	0,00	42,18	0,00	0,00	42,18	0,00	42,18
Oxigênio	0,00	37,72	0,00	0,00	37,72	0,00	37,72	0,00
Hidróxido de sódio	1120,87	0,00	1120,87	0,00	0,00	1120,87	0,00	1120,87
Ácido succínico	1744,90	0,00	0,00	0,00	0,00	1744,90	0	0
Ácido sulfúrico	14,25	0,00	14,25	0,00	0,00	14,25	0,00	14,25
Água	74826,02	0,00	74692,15	0,00	0,00	74826,02	0,00	74692,15
Xilose	143,80	0,00	143,80	0,00	0,00	143,80	0,00	143,80
TOTAL (kg/batelada)	100166,97	15482,61	99272,76	15718,16	15482,61	100166,97	15482,61	99272,76
TOTAL (L/batelada)	96478,64	9002432,31	96053,71	8737745,64	9002432,31	96478,64	9002432,31	96053,71

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 3.4 – Fermentação.								
Nome da corrente	**CO_2 - 4**	**S-157**	**S-163**	**S-130**	**S-136**	**CO_2 - 5**	**S-150**	**S-159**
Fonte	**INPUT**	**P-21**	**P-21**	**P-29**	**P-14**	**INPUT**	**P-22**	**P-22**
Destino	**P-21**	**P-29**	**P-36**	**OUTPUT**	**P-22**	**P-22**	**P-30**	**P-36**
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	37,00	37,00	37,00	36,58	25,00	37,00	37,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1,80	1,72	1038,23	1,72	1033,51	1,80	1,72	1038,23
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	0,00	21,09	0,00	21,09	0,00	0,00	21,09
Bactéria	0	0	572,01	0,00	0,00	0,00	0,00	572,01
Licor negro	0,00	0,00	661,55	0,00	661,55	0,00	0,00	661,55
Gás carbônico	15718,16	15320,63	0,00	15320,63	0,00	15718,16	15320,63	0,00
Celulignina	0,00	0,00	13,98	0,00	13,98	0,00	0,00	13,98
Celulose	0,00	0,00	20726,72	0,00	22127,70	0,00	0,00	20726,72
Enzima	0,00	0,00	279,52	0,00	435,18	0,00	0,00	279,52
Glicose	0	0	0,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,10
Nitrogênio	0,00	124,26	0,00	124,26	0,00	0,00	124,26	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	42,18	0,00	42,18	0,00	0,00	42,18
Oxigênio	0,00	37,72	0,00	37,72	0,00	0,00	37,72	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	1120,87	0,00	1120,87	0,00	0,00	1120,87
Ácido succínico	0	0	1744,90	0,00	0,00	0,00	0,00	1744,90
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	14,25	0,00	14,25	0,00	0,00	14,25
Água	0,00	0,00	74826,02	0,00	74692,15	0,00	0,00	74826,02
Xilose	0,00	0,00	143,80	0,00	143,80	0,00	0,00	143,80
TOTAL (kg/batelada)	15718,16	15482,61	100166,97	15482,61	99272,76	15718,16	15482,61	100166,97
TOTAL (L/batelada)	8737745,64	9002432,31	96478,64	9002432,31	96053,71	8737745,64	9002432,31	96478,64

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 3.5 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-137**	**S-142**	**CO_2 - 6**	**S-154**	**S-160**	**S-143**	**S-145**	**CO_2 - 7**
Fonte	**P-30**	**P-15**	**INPUT**	**P-23**	**P-23**	**P-31**	**P-16**	**INPUT**
Destino	**OUTPUT**	**P-23**	**P-23**	**P-31**	**P-36**	**OUTPUT**	**P-24**	**P-24**
Propriedades das correntes								
T (°C)	37,00	36,58	25,00	37,00	37,00	37,00	36,58	25,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1,72	1033,51	1,80	1,72	1038,23	1,72	1033,51	1,80
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	21,09	0,00	0,00	21,09	0,00	21,09	0,00
Bactéria	0,00	0,00	0,00	0,00	572,01	0,00	0,00	0,00
Licor negro	0,00	661,55	0,00	0,00	661,55	0,00	661,55	0,00
Gás carbônico	15320,63	0,00	15718,16	15320,63	0,00	15320,63	0,00	15718,16
Celulignina	0,00	13,98	0,00	0,00	13,98	0,00	13,98	0,00
Celulose	0,00	22127,70	0,00	0,00	20726,72	0,00	22127,70	0,00
Enzima	0,00	435,18	0,00	0,00	279,52	0,00	435,18	0,00
Glicose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,10	0,00	0,00	0,00
Nitrogênio	124,26	0,00	0,00	124,26	0,00	124,26	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	42,18	0,00	0,00	42,18	0,00	42,18	0,00
Oxigênio	37,72	0,00	0,00	37,72	0,00	37,72	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	1120,87	0,00	0,00	1120,87	0,00	1120,87	0,00
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00	1744,90	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	14,25	0,00	0,00	14,25	0,00	14,25	0,00
Água	0,00	74692,15	0,00	0,00	74826,02	0,00	74692,15	0,00
Xilose	0,00	143,80	0,00	0,00	143,80	0,00	143,80	0,00
TOTAL (kg/batelada)	15482,61	99272,76	15718,16	15482,61	100166,97	15482,61	99272,76	15718,16
TOTAL (L/batelada)	9002432,31	96053,71	8737745,64	9002432,31	96478,64	9002432,31	96053,71	8737745,64

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 3.6 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-147**	**S-148**	**S-146**	**S-156**	**CO_2 - 8**	**S-161**	**S-162**	**S-149**
Fonte	**P-24**	**P-24**	**P-32**	**P-17**	**INPUT**	**P-25**	**P-25**	**P-33**
Destino	**P-32**	**P-36**	**OUTPUT**	**P-25**	**P-25**	**P-33**	**P-36**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	37,00	37,00	37,00	36,58	25,00	37,00	37,00	37,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1,72	1038,23	1,72	1033,51	1,80	1,72	1038,23	1,72
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	21,09	0,00	21,09	0,00	0,00	21,09	0,00
Bactéria	0,00	572,01	0	0	0	0	572,01	0,00
Licor negro	0,00	661,55	0,00	661,55	0,00	0,00	661,55	0,00
Gás carbônico	15320,63	0,00	15320,63	0,00	15718,16	15320,63	0,00	15320,63
Celulignina	0,00	13,98	0,00	13,98	0,00	0,00	13,98	0,00
Celulose	0,00	20726,72	0,00	22127,70	0,00	0,00	20726,72	0,00
Enzima	0,00	279,52	0,00	435,18	0,00	0,00	279,52	0,00
Glicose	0,00	0,10	0	0	0	0	0,10	0,00
Nitrogênio	124,26	0,00	124,26	0,00	0,00	124,26	0,00	124,26
Outros sólidos	0,00	42,18	0,00	42,18	0,00	0,00	42,18	0,00
Oxigênio	37,72	0,00	37,72	0,00	0,00	37,72	0,00	37,72
Hidróxido de sódio	0,00	1120,87	0,00	1120,87	0,00	0,00	1120,87	0,00
Ácido succínico	0,00	1744,90	0	0	0	0	1744,90	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	14,25	0,00	14,25	0,00	0,00	14,25	0,00
Água	0,00	74826,02	0,00	74692,15	0,00	0,00	74826,02	0,00
Xilose	0,00	143,80	0,00	143,80	0,00	0,00	143,80	0,00
TOTAL (kg/batelada)	15482,61	100166,97	15482,61	99272,76	15718,16	15482,61	100166,97	15482,61
TOTAL (L/batelada)	9002432,31	96478,64	9002432,31	96053,71	8737745,64	9002432,31	96478,64	9002432,31

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 3.7 – Fermentação.								
Nome da corrente	**Bactéria**	**S-108**	**S-173**	**S-112**	**S-126**	**S-132**	**S-131**	**S-133**
Fonte	**INPUT**	**P-34**	**P-35**	**P-35**	**P-35**	**P-35**	**P-35**	**P-35**
Destino	**P-34**	**P-35**	**P-18**	**P-19**	**P-20**	**P-21**	**P-22**	**P-23**
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00
P (bar)	1,01	10,12	10,12	10,12	10,12	10,12	10,12	10,12
Densidade (g/L)	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Bactéria	4535,92	4535,92	566,99	566,99	566,99	566,99	566,99	566,99
Licor negro	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Gás carbônico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulignina	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Enzima	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Nitrogênio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxigênio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Água	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Xilose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL (kg/batelada)	4535,92	4535,92	566,99	566,99	566,99	566,99	566,99	566,99
TOTAL (L/batelada)	2903,92	2903,92	362,99	362,99	362,99	362,99	362,99	362,99

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 3.8 – Fermentação.			
Nome da corrente	**S-141**	**S-144**	**S-151**
Fonte	**P-35**	**P-35**	**P-36**
Destino	**P-24**	**P-25**	**P-37**
Propriedades das correntes			
T (°C)	25,00	25,00	37,00
P (bar)	10,12	10,12	1,01
Densidade (g/L)	1562,00	1562,00	1038,23
Fluxo de Componentes (kg/batelada)			
Cinzas	0,00		168,73
Bactéria	566,99	566,99	4576,05
Licor negro	0,00	0,00	5292,43
Gás carbônico	0,00	0,00	0,00
Celulignina	0,00	0,00	111,85
Celulose	0,00	0,00	165813,75
Enzima	0,00	0,00	2236,15
Glicose	0,00	0,00	0,77
Nitrogênio	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	337,45
Oxigênio	0,00	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	8966,92
Ácido succínico	0,00	0,00	13959,17
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	113,96
Água	0,00	0,00	598608,13
Xilose	0,00	0,00	1150,40
TOTAL (kg/batelada)	566,99	566,99	801335,75
TOTAL (L/batelada)	362,99	362,99	771829,12

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 4 – Precipitação da lignina.								
Nome da corrente	**S-129**	**H_2SO_4 (98%)**	**S-165**	**Água 6**	**S-166**	**Sobrenadante**	**Vapor d` água**	**Lignina sólida**
Fonte	**P-7**	**INPUT**	**P-46**	**INPUT**	**P-47**	**P-47**	**P-48**	**P-48**
Destino	**P-46**	**P-46**	**P-47**	**P-47**	**P-48**	**OUTPUT**	**OUTPUT**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	48,16	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	70,00	70,00
P (bar)	1,01	1,01	9,46	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1011,11	1836,10	1019,60	994,70	1166,09	1012,42	978,30	1500,38
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	4993,87	0,00	4993,87	0,00	130,29	4863,58	0,00	130,29
Licor negro	156643,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulignina	3310,44	0,00	3310,44	0,00	86,37	3224,07	0,00	86,37
Lignina	0,00	0,00	142601,31	0,00	142601,31	0,00	0,00	142601,31
Outros sólidos	9987,75	0,00	9987,75	0,00	260,58	9727,16	0,00	260,58
Hidróxido de sódio	265398,77	0,00	265398,77	0,00	6924,29	258474,48	0,00	6924,29
Ácido sulfúrico	3372,88	9065,27	12438,15	0,00	324,51	12113,64	0,00	324,51
Água	7381352,00	185,01	7395578,71	472820,46	205287,57	7663111,60	205287,57	0,00
Xilose	34049,13	0,00	34049,13	0,00	888,35	33160,79	0,00	888,35
TOTAL (kg/batelada)	7859107,85	9250,28	7868358,12	472820,46	356503,27	7984675,31	205287,57	151215,70
TOTAL (L/batelada)	7772774,19	5038,00	7717121,91	475337,70	305726,36	7886733,25	209840,73	100785,06

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 5.1 – Tratamento final.								
Nome da corrente	**S-152**	**S-155**	**S-167**	**Bactéria 2**	**Água 4**	**Saída de água (GAC)**	**S-170**	**HCl (8%)**
Fonte	**P-37**	**P-38**	**P-39**	**P-39**	**INPUT**	**P-40**	**P-40**	**INPUT**
Destino	**P-38**	**P-39**	**P-40**	**OUTPUT**	**P-40**	**OUTPUT**	**P-41**	**P-41**
Propriedades das correntes								
T (°C)	37,01	37,00	37,00	37,00	25,00	26,70	37,00	25,00
P (bar)	2,01	10,51	10,51	10,51	1,01	1,01	10,51	1,01
Densidade (g/L)	1038,23	1038,23	1037,36	1054,66	994,70	1032,84	1004,11	18,31
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	168,73	168,73	164,86	3,86	0,00	163,22	1,65	0,00
Bactéria	4576,05	4576,05	0,00	4576,05	0,00	0,00	0	0
Licor negro	5292,43	5292,43	5171,28	121,16	0,00	5119,56	51,71	0,00
Celulignina	111,85	111,85	109,29	2,56	0,00	109,28	0,01	0,00
Celulose	165813,75	165813,75	162017,85	3795,90	0,00	162001,65	16,20	0,00
Enzima	2236,15	2236,15	2184,95	51,19	0,00	0,00	2184,95	0,00
Glicose	0,77	0,77	0,75	0,02	0,00	0,75	0,01	0,00
HCl	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	491,88
Outros sólidos	337,45	337,45	329,73	7,73	0,00	326,43	3,30	0,00
Hidróxido de sódio	8966,92	8966,92	8761,64	205,28	0,00	0,00	8761,64	0,00
Ácido succínico	13959,17	13959,17	13639,61	319,56	0,00	0,00	13639,61	0,00
Ácido sulfúrico	113,96	113,96	111,35	2,61	0,00	0,00	111,35	0,00
Água	598608,13	598608,13	567019,30	31588,82	543493,91	543493,91	567019,30	5656,60
Xilose	1150,40	1150,40	1124,07	26,34	0,00	1112,83	11,24	0,00
TOTAL (kg/batelada)	801335,75	801335,75	760634,69	40701,06	543493,91	712327,62	591800,98	6148,47
TOTAL (L/batelada)	771831,40	771830,55	733239,03	38591,53	546387,40	689678,69	589377,34	335826,89

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 1/Seção 5.2 – Tratamento final.								
Nome da corrente	**NaOH 2 (4%)**	**Água 5**	**Saída de água (Ion)**	**S-176**	**S-184**	**S-187**	**S-186**	**S-177**
Fonte	**INPUT**	**INPUT**	**P-41**	**P-41**	**P-43**	**P-44**	**P-44**	**P-42**
Destino	**P-41**	**P-41**	**OUTPUT**	**P-42**	**P-44**	**P-42**	**P-45**	**P-43**
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,12	37,00	105,00	100,00	4,00	55,52
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,51	1,22	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1031,45	994,70	595,46	996,89	979,10	967,37	1279,85	988,11
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	0,00	1,63	0,02	0,02	0,00	0,02	0,02
Licor negro	0,00	0,00	51,20	0,52	0,52	0,00	0,52	0,52
Celulignina	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	16,04	0,16	0,16	0,00	0,16	0,16
Enzima	0,00	0,00	0,00	2184,95	2184,95	0,00	2184,95	2184,95
Glicose	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCl	0,00	0,00	491,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Outros sólidos	0,00	0,00	3,26	0,03	0,03	0,00	0,03	0,03
Hidróxido de sódio	13855,55	0,00	22616,31	0,88	0,88	0,00	0,88	0,88
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	13639,61	13639,61	0,00	0,14	13639,61
Ácido succínico cristalizado	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	13639,48	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	111,34	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01
Água	332533,09	111349,49	449539,17	567019,30	241966,90	239537,04	2419,57	806556,34
Xilose	0,00	0,00	11,13	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11
TOTAL (kg/batelada)	346388,64	111349,49	472841,98	582845,60	257793,20	239537,04	18245,86	822382,64
TOTAL (L/batelada)	335826,89	111942,30	794077,26	584663,78	263295,20	247617,59	14256,24	832281,46

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer*®.

Resultados de correntes do processo 1/Seção 5.3 – Tratamento final.			
Nome da corrente	**S-185**	**Vapor d`água**	**Ác. succi. Cristalizado**
Fonte	**P-43**	**P-45**	**P-45**
Destino	**OUTPUT**	**OUTPUT**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes			
T (°C)	105,00	70,00	70,00
P (bar)	1,22	1,01	1,01
Densidade (g/L)	965,54	978,30	1277,91
Fluxo de Componentes (kg/batelada)			
Cinzas	0,00	0,00	0,02
Licor negro	0,00	0,00	0,52
Celulignina	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	0,16
Enzima	0,00	0,00	2184,95
Glicose	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	0,03
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	0,88
Ácido succínico	0,00	0,00	0,14
Ácido succínico cristalizado	0,00	0,00	13639,48
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,01
Água	564589,44	2419,57	0,00
Xilose	0,00	0,00	0,11
TOTAL (kg/batelada)	564589,44	2419,57	15826,29
TOTAL (L/batelada)	584736,94	2473,23	12384,49

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

- TABELAS DO PROCESSO 2

Resultados de correntes do processo 2/Seção 1 – Pré-tratamento ácido.								
Nome da corrente	**Matéria-prima**	**S-102**	**S-104**	**S-101**	**H_2SO_4 (1,09%)**	**S-103**	**Água 1**	**Hidro. Hemi**
Fonte	**INPUT**	**P-1**	**P-2**	**P-3**	**INPUT**	**P-4**	**INPUT**	**P-5**
Destino	**P-1**	**P-2**	**P-3**	**P-4**	**P-4**	**P-5**	**P-5**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,00	25,14	25,00	100,00	25,00	80,19
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,01	1,01	12,66	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1282,21	1255,51	1255,51	1255,41	1003,79	1031,23	994,70	1000,11
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	45359,24	45359,24	45359,24	45359,24	0,00	45359,24	0,00	40196,64
Celulignina	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	342228,98	0,00	0,00
Celulose	317514,65	317514,65	317514,65	317514,65	0,00	156722,61	0,00	138885,10
Hemicelulose	272155,41	272155,41	272155,41	272155,41	0,00	0,00	0,00	0,00
Lignina	181436,94	181436,94	181436,94	181436,94	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	90718,47	90718,47	90718,47	90718,47	0,00	90718,47	0,00	80393,27
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	30635,78	30635,78	0,00	27148,94
Água	0,00	0,00	0,00	0,00	2779986,06	2742873,96	1134722,14	3436264,32
Xilose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	309267,51	0,00	274067,98
TOTAL (kg/batelada)	907184,70	907184,70	907184,70	907184,70	2810621,84	3717806,54	1134722,14	3996956,24
TOTAL (L/batelada)	707515,58	722565,18	722565,18	722618,97	2800000,08	3605202,11	1140763,26	3996510,61

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 2 – Pré-tratamento alcalino.								
Nome da corrente	**S-105**	**NaOH (4%)**	**S-106**	**Água 2**	**S-107**	**Enzima**	**Água 3**	**S-111**
Fonte	**P-5**	**INPUT**	**P-6**	**INPUT**	**P-7**	**INPUT**	**INPUT**	**P-8**
Destino	**P-6**	**P-6**	**P-7**	**P-7**	**P-8**	**P-8**	**P-8**	**P-9**
Propriedades das correntes								
T (°C)	80,19	25,00	50,00	25,00	48,16	25,00	25,00	36,58
P (bar)	1,01	1,01	11,00	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1149,97	1031,45	1015,29	994,70	1064,74	994,70	994,70	1033,51
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	5162,60	0,00	5162,60	0,00	168,73	0,00	0,00	168,73
Licor negro	0,00	0,00	161935,45	0,00	5292,43	0,00	0,00	5292,43
Celulignina	342228,98	0,00	3422,29	0,00	111,85	0,00	0,00	111,85
Celulose	17837,51	0,00	177021,63	0,00	177021,63	0,00	0,00	177021,63
Enzima	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3481,47	0,00	3481,47
Outros sólidos	10325,20	0,00	10325,20	0,00	337,45	0,00	0,00	337,45
Hidróxido de sódio	0,00	274365,69	274365,69	0,00	8966,92	0,00	0,00	8966,92
Ácido sulfúrico	3486,84	0,00	3486,84	0,00	113,96	0,00	0,00	113,96
Água	441331,79	6584776,52	7043795,43	586947,27	249390,70	0,00	348146,51	597537,22
Xilose	35199,54	0,00	35199,54	0,00	1150,40	0,00	0,00	1150,40
TOTAL (kg/batelada)	855572,44	6859142,21	7714714,65	586947,27	442554,07	3481,47	348146,51	794182,05
TOTAL (L/batelada)	743994,19	6650000,00	7598498,54	590072,10	415644,50	3500,00	350000,00	768429,65

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 3.1 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-113**	**S-114**	**S-115**	**S-116**	**S-122**	**CO_2 - 1**	**S-123**	**S-118**
Fonte	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-10**	**INPUT**	**P-14**	**P-14**
Destino	**P-10**	**P-11**	**P-12**	**P-13**	**P-14**	**P-14**	**P-18**	**P-24**
Propriedades das correntes								
T (°C)	36,58	36,58	36,58	36,58	36,58	25,00	37,00	37,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1033,51	1033,51	1033,51	1033,51	1033,51	1,80	1,72	1038,23
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	42,18	42,18	42,18	42,18	42,18	0,00	0,00	42,18
Bactéria	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1144,01
Licor negro	1323,11	1323,11	1323,11	1323,11	1323,11	0,00	0,00	1323,11
Gás carbônico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	31436,32	30641,26	0,00
Celulignina	27,96	27,96	27,96	27,96	27,96	0,00	0,00	27,96
Celulose	44255,41	44255,41	44255,41	44255,41	44255,41	0,00	0,00	41453,44
Enzima	870,37	870,37	870,37	870,37	870,37	0,00	0,00	559,04
Glicose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,19
Nitrogênio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	248,51	0,00
Outros sólidos	84,36	84,36	84,36	84,36	84,36	0,00	0,00	84,36
Oxigênio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	75,44	0,00
Hidróxido de sódio	2241,73	2241,73	2241,73	2241,73	2241,73	0,00	0,00	2241,73
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3489,79
Ácido sulfúrico	28,49	28,49	28,49	28,49	28,49	0,00	0,00	28,49
Água	149384,30	149384,30	149384,30	149384,30	149384,30	0,00	0,00	149652,03
Xilose	287,60	287,60	287,60	287,60	287,60	0,00	0,00	287,60
TOTAL (kg/batelada)	198545,51	198545,51	198545,51	198545,51	198545,51	31436,32	30965,22	200333,94
TOTAL (L/batelada)	192107,41	192107,41	192107,41	192107,41	192107,41	17475491,29	18004864,62	192957,28

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 3.2 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-138**	**S-109**	**CO_2 - 2**	**S-124**	**S-119**	**S-134**	**S-128**	**CO2 - 3**
Fonte	**P-18**	**P-11**	**INPUT**	**P-15**	**P-15**	**P-19**	**P-12**	**INPUT**
Destino	**OUTPUT**	**P-15**	**P-15**	**P-19**	**P-24**	**OUTPUT**	**P-16**	**P-16**
Propriedades das correntes								
T (°C)	37,00	36,58	25,00	37,00	37,00	37,00	36,58	25,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1,72	1033,51	1,80	1,72	1038,23	1,72	1033,51	1,80
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	42,18	0,00	0,00	42,18	0,00	42,18	0,00
Bactéria	0	0	0,00	0,00	1144,01	0,00	0,00	0,00
Licor negro	0,00	1323,11	0,00	0,00	1323,11	0,00	1323,11	0,00
Gás carbônico	30641,26	0,00	31436,32	30641,26	0,00	30641,26	0,00	31436,32
Celulignina	0,00	27,96	0,00	0,00	27,96	0,00	27,96	0,00
Celulose	0,00	44255,41	0,00	0,00	41453,44	0,00	44255,41	0,00
Enzima	0,00	870,37	0,00	0,00	559,04	0,00	870,37	0,00
Glicose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,19	0,00	0,00	0,00
Nitrogênio	248,51	0,00	0,00	248,51	0,00	248,51	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	84,36	0,00	0,00	84,36	0,00	84,36	0,00
Oxigênio	75,44	0,00	0,00	75,44	0,00	75,44	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	2241,73	0,00	0,00	2241,73	0,00	2241,73	0,00
Ácido succínico	0	0	0,00	0,00	3489,79	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	28,49	0,00	0,00	28,49	0,00	28,49	0,00
Água	0,00	149384,30	0,00	0,00	149652,03	0,00	149384,30	0,00
Xilose	0,00	287,60	0,00	0,00	287,60	0,00	287,60	0,00
TOTAL (kg/batelada)	30965,22	198545,51	31436,32	30965,22	200333,94	30965,22	198545,51	31436,32
TOTAL (L/batelada)	18004864,62	192107,41	17475491,29	18004864,62	192957,28	18004864,62	192107,4	17475491,3

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 3.3 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-139**	**S-120**	**S-127**	**S-140**	**CO_2 - 4**	**S-157**	**S-121**	**S-130**
Fonte	**P-16**	**P-16**	**P-20**	**P-13**	**INPUT**	**P-17**	**P-17**	**P-21**
Destino	**P-20**	**P-24**	**OUTPUT**	**P-17**	**P-17**	**P-21**	**P-24**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	37,00	37,00	37,00	36,58	25,00	37,00	37,00	37,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1,72	1038,23	1,72	1033,51	1,80	1,72	1038,23	1,72
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	42,18	0,00	42,18	0,00	0,00	42,18	0,00
Bactéria	0,00	1144,01	0,00	0,00	0,00	0,00	1144,01	0,00
Licor negro	0,00	1323,11	0,00	1323,11	0,00	0,00	1323,11	0,00
Gás carbônico	30641,26	0,00	30641,26	0,00	31436,32	30641,26	0,00	30641,26
Celulignina	0,00	27,96	0,00	27,96	0,00	0,00	27,96	0,00
Celulose	0,00	41453,44	0,00	44255,41	0,00	0,00	41453,44	0,00
Enzima	0,00	559,04	0,00	870,37	0,00	0,00	559,04	0,00
Glicose	0,00	0,19	0,00	0,00	0,00	0,00	0,19	0,00
Nitrogênio	248,51	0,00	248,51	0,00	0,00	248,51	0,00	248,51
Outros sólidos	0,00	84,36	0,00	84,36	0,00	0,00	84,36	0,00
Oxigênio	75,44	0,00	75,44	0,00	0,00	75,44	0,00	75,44
Hidróxido de sódio	0,00	2241,73	0,00	2241,73	0,00	0,00	2241,73	0,00
Ácido succínico	0,00	3489,79	0,00	0,00	0,00	0,00	3489,79	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	28,49	0,00	28,49	0,00	0,00	28,49	0,00
Água	0,00	149652,03	0,00	149384,30	0,00	0,00	149652,03	0,00
Xilose	0,00	287,60	0,00	287,60	0,00	0,00	287,60	0,00
TOTAL (kg/batelada)	30965,22	200333,94	30965,22	198545,51	31436,32	30965,22	200333,94	30965,22
TOTAL (L/batelada)	18004864,62	192957,28	18004864,62	192107,41	17475491,29	18004864,62	192957,28	18004864,62

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 3.4 – Fermentação.							
Nome da corrente	**Bactéria**	**S-108**	**S-112**	**S-125**	**S-126**	**S-131**	**S-132**
Fonte	**INPUT**	**P-22**	**P-23**	**P-23**	**P-23**	**P-23**	**P-24**
Destino	**P-22**	**P-23**	**P-14**	**P-15**	**P-16**	**P-17**	**P-25**
Propriedades das correntes							
T (°C)	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	37,00
P (bar)	1,01	10,12	10,12	10,12	10,12	10,12	1,01
Densidade (g/L)	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1038,23
Fluxo de Componentes (kg/batelada)							
Cinzas	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	168,73
Bactéria	4535,92	4535,92	1133,98	1133,98	1133,98	1133,98	4576,05
Licor negro	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	5292,43
Celulignina	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	111,85
Celulose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	165813,75
Enzima	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2236,15
Glicose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,77
Outros sólidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	337,45
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	8966,92
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	13959,17
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	113,96
Água	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	598608,13
Xilose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1150,40
TOTAL (kg/batelada)	4535,92	4535,92	1133,98	1133,98	1133,98	1133,98	801335,75
TOTAL (L/batelada)	2903,92	2903,92	725,98	725,98	725,98	725,98	771829,12

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 4 – Precipitação da lignina.								
Nome da corrente	**S-129**	**H_2SO_4 (98%)**	**S-165**	**Água 6**	**Sobrenadante**	**S-166**	**Vapor d` água**	**Lignina sólida**
Fonte	**P-7**	**INPUT**	**P-34**	**INPUT**	**P-35**	**P-35**	**P-36**	**P-36**
Destino	**P-34**	**P-34**	**P-35**	**P-35**	**OUTPUT**	**P-36**	**OUTPUT**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	48,16	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	70,00	70,00
P (bar)	1,01	1,01	9,46	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1011,11	1836,10	1019,60	994,70	1012,42	1166,09	978,30	1500,38
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	4993,87	0,00	4993,87	0,00	4863,58	130,29	0,00	130,29
Licor negro	156643,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulignina	3310,44	0,00	3310,44	0,00	3224,07	86,37	0,00	86,37
Lignina	0,00	0,00	142601,31	0,00	0,00	142601,31	0,00	142601,31
Outros sólidos	9987,75	0,00	9987,75	0,00	9727,16	260,58	0,00	260,58
Hidróxido de sódio	265398,77	0,00	265398,77	0,00	258474,48	6924,29	0,00	6924,29
Ácido sulfúrico	3372,88	9065,27	12438,15	0,00	12113,64	324,51	0,00	324,51
Água	7381352,00	185,01	7395578,71	472820,46	7663111,60	205287,57	205287,57	0,00
Xilose	34049,13	0,00	34049,13	0,00	33160,79	888,35	0,00	888,35
TOTAL (kg/batelada)	7859107,85	9250,28	7868358,12	472820,46	7984675,31	356503,27	205287,57	151215,70
TOTAL (L/batelada)	7772774,19	5038,00	7717121,91	475337,70	7886733,25	305726,36	209840,73	100785,06

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 5.1 – Tratamento final.								
Nome da corrente	**S-133**	**S-135**	**S-136**	**Bactéria 2**	**Água 4**	**Saída de água (GAC)**	**S-137**	**HCl (8%)**
Fonte	**P-25**	**P-26**	**P-27**	**P-27**	**INPUT**	**P-28**	**P-28**	**INPUT**
Destino	**P-26**	**P-27**	**P-28**	**OUTPUT**	**P-28**	**OUTPUT**	**P-29**	**P-29**
Propriedades das correntes								
T (°C)	37,01	37,00	37,00	37,00	25,00	26,70	37,00	25,00
P (bar)	2,01	10,51	10,51	10,51	1,01	1,01	10,51	1,01
Densidade (g/L)	1038,23	1038,23	1037,36	1054,66	994,70	1032,84	1004,11	18,31
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	168,73	168,73	164,86	3,86	0,00	163,22	1,65	0,00
Bactéria	4576,05	4576,05	0,00	4576,05	0,00	0,00	0,00	0,00
Licor negro	5292,43	5292,43	5171,28	121,16	0,00	5119,56	51,71	0,00
Celulignina	111,85	111,85	109,29	2,56	0,00	109,28	0,01	0,00
Celulose	165813,75	165813,75	162017,85	3795,90	0,00	162001,65	16,20	0,00
Enzima	2236,15	2236,15	2184,95	51,19	0,00	0,00	2184,95	0,00
Glicose	0,77	0,77	0,75	0,02	0,00	0,75	0,01	0,00
HCl	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	491,88
Outros sólidos	337,45	337,45	329,73	7,73	0,00	326,43	3,30	0,00
Hidróxido de sódio	8966,92	8966,92	8761,64	205,28	0,00	0,00	8761,64	0,00
Ácido succínico	13959,17	13959,17	13639,61	319,56	0,00	0,00	13639,61	0,00
Ácido sulfúrico	113,96	113,96	111,35	2,61	0,00	0,00	111,35	0,00
Água	598608,13	598608,13	567019,30	31588,82	543493,91	543493,91	567019,30	5656,60
Xilose	1150,40	1150,40	1124,07	26,34	0,00	1112,83	11,24	0,00
TOTAL (kg/batelada)	801335,75	801335,75	760634,69	40701,06	543493,91	712327,62	591800,98	6148,47
TOTAL (L/batelada)	771831,40	771830,55	733239,03	38591,53	546387,40	689678,69	589377,34	335826,89

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 5.2 – Tratamento final.								
Nome da corrente	**NAOH 2 (4%)**	**Água 5**	**Saída de água (Íon)**	**S-145**	**S-142**	**S-144**	**S-146**	**S-141**
Fonte	**INPUT**	**INPUT**	**P-29**	**P-29**	**P-31**	**P-32**	**P-32**	**P-30**
Destino	**P-29**	**P-29**	**OUTPUT**	**P-30**	**P-32**	**P-30**	**P-33**	**P-31**
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,12	37,00	105,00	100,00	4,00	55,52
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,51	1,22	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1031,45	994,70	595,46	996,89	979,10	967,37	1279,85	988,11
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	0,00	1,63	0,02	0,02	0,00	0,02	0,02
Licor negro	0,00	0,00	51,20	0,52	0,52	0,00	0,52	0,52
Celulignina	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	16,04	0,16	0,16	0,00	0,16	0,16
Enzima	0,00	0,00	0,00	2184,95	2184,95	0,00	2184,95	2184,95
Glicose	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCl	0,00	0,00	491,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Outros sólidos	0,00	0,00	3,26	0,03	0,03	0,00	0,03	0,03
Hidróxido de sódio	13855,55	0,00	22616,31	0,88	0,88	0,00	0,88	0,88
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	13639,61	13639,61	0,00	0,14	13639,61
Ácido succínico C	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	13639,48	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	111,34	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01
Água	332533,09	111349,49	449539,17	567019,30	241966,90	239537,04	2419,57	806556,34
Xilose	0,00	0,00	11,13	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11
TOTAL (kg/batelada)	346388,64	111349,49	472841,98	582845,60	257793,20	239537,04	18245,86	822382,64
TOTAL (L/batelada)	335826,89	111942,30	794077,26	584663,78	263295,20	247617,59	14256,24	832281,46

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 2/Seção 5.3 – Tratamento final.			
Nome da corrente	**S-143**	**Vapor d`água**	**Ác. succi. Cristalizado**
Fonte	**P-31**	**P-33**	**P-33**
Destino	**OUTPUT**	**OUTPUT**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes			
T (°C)	105	70,00	70,00
P (bar)	1,22	1,01	1,01
Densidade (g/L)	965,54	978,30	1277,91
Fluxo de Componentes (kg/batelada)			
Cinzas	0,00	0,00	0,02
Licor negro	0,00	0,00	0,52
Celulignina	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	0,16
Enzima	0,00	0,00	2184,95
Glicose	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	0,03
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	0,88
Ácido succínico	0,00	0,00	0,14
Ácido succínico C	0,00	0,00	13639,48
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,01
Água	564589,44	2419,57	0,00
Xilose	0,00	0,00	0,11
TOTAL (kg/batelada)	564589,44	2419,57	15826,30
TOTAL (L/batelada)	584736,94	2473,23	12384,49

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

- TABELAS DO PROCESSO 3

Resultados de correntes do processo 3/Seção 1 – Pré-tratamento ácido.								
Nome da corrente	**Matéria-prima**	**S-102**	**S-104**	**S-101**	**H_2SO_4 (1,09%)**	**S-103**	**Água 1**	**Hidro. Hemi**
Fonte	INPUT	P-1	P-2	P-3	INPUT	P-4	INPUT	P-5
Destino	P-1	P-2	P-3	P-4	P-4	P-5	P-5	OUTPUT
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,00	25,14	25,00	100,00	25,00	80,19
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,01	1,01	12,66	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1282,21	1255,51	1255,51	1255,41	1003,79	1031,23	994,70	1000,11
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	45359,24	45359,24	45359,24	45359,24	0,00	45359,24	0,00	40196,64
Celulignina	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	342228,98	0,00	0,00
Celulose	317514,65	317514,65	317514,65	317514,65	0,00	156722,61	0,00	138885,10
Hemicelulose	272155,41	272155,41	272155,41	272155,41	0,00	0,00	0,00	0,00
Lignina	181436,94	181436,94	181436,94	181436,94	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	90718,47	90718,47	90718,47	90718,47	0,00	90718,47	0,00	80393,27
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	30635,78	30635,78	0,00	27148,94
Água	0,00	0,00	0,00	0,00	2779986,06	2742873,96	1134722,14	3436264,32
Xilose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	309267,51	0,00	274067,98
TOTAL (kg/batelada)	907184,70	907184,70	907184,70	907184,70	2810621,84	3717806,54	1134722,14	3996956,24
TOTAL (L/batelada)	707515,58	722565,18	722565,18	722618,97	2800000,08	3605202,11	1140763,26	3996510,61

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 2 – Pré-tratamento alcalino.					
Nome da corrente	**S-105**	**NaOH (4%)**	**S-106**	**Água 2**	**S-107**
Fonte	P-5	INPUT	P-6	INPUT	P-7
Destino	P-6	P-6	P-7	P-7	P-8
Propriedades das correntes					
T (°C)	80,19	25,00	50,00	25,00	48,16
P (bar)	1,01	1,01	11,00	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1149,97	1031,45	1015,29	994,70	1064,74
Fluxo de Componentes (kg/batelada)					
Cinzas	5162,60	0,00	5162,60	0,00	168,73
Licor negro	0,00	0,00	161935,45	0,00	5292,43
Celulignina	342228,98	0,00	3422,29	0,00	111,85
Celulose	17837,51	0,00	177021,63	0,00	177021,63
Outros sólidos	10325,20	0,00	10325,20	0,00	337,45
Hidróxido de sódio	0,00	274365,69	274365,69	0,00	8966,92
Ácido sulfúrico	3486,84	0,00	3486,84	0,00	113,96
Água	441331,79	6584776,52	7043795,43	586947,27	249390,70
Xilose	35199,54	0,00	35199,54	0,00	1150,40
TOTAL (kg/batelada)	855572,44	6859142,21	7714714,65	586947,27	442554,07
TOTAL (L/batelada)	743994,19	6650000,00	7598498,54	590072,10	415644,50

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 3 – Hidrólise Enzimática.			
Nome da corrente	**Enzima**	**Água 3**	**S-111**
Fonte	INPUT	INPUT	P-8
Destino	P-8	P-8	P-9
Propriedades das correntes			
T (°C)	25,00	25,00	50,00
P (bar)	1,01	1,01	11,00
Densidade (g/L)	994,70	994,70	1028,34
Fluxo de Componentes (kg/batelada)			
Cinzas	0,00	0,00	168,73
Licor negro	0,00	0,00	5292,43
Celulignina	0,00	0,00	111,85
Celulose	0,00	0,00	148445,76
Enzima	3481,47	0,00	306,37
Glicose	0,00	0,00	31750,96
Outros sólidos	0,00	0,00	337,45
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	8966,92
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	113,96
Água	0,00	348146,51	597537,22
Xilose	0,00	0,00	1150,40
TOTAL (kg/batelada)	3481,47	348146,51	794182,05
TOTAL (L/batelada)	3500,00	350000,00	772294,04

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 4.1 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-113**	**S-114**	**S-115**	**S-116**	**S-118**	**S-119**	**S-120**	**S-121**
Fonte	P-9	P-9	P-9	P-9	P-9	P-9	P-9	P-10
Destino	P-10	P-11	P-12	P-13	P-14	P-15	P-16	P-17
Propriedades das correntes								
T (°C)	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00
P (bar)	11,00	11,00	11,00	11,00	11,00	11,00	11,00	10,99
Densidade (g/L)	1028,34	1028,34	1028,34	1028,34	1028,34	1028,34	1028,34	1028,34
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	24,13	24,13	24,13	24,13	24,13	24,13	23,96	24,13
Licor negro	756,82	756,82	756,82	756,82	756,82	756,82	751,53	756,82
Celulignina	15,99	15,99	15,99	15,99	15,99	15,99	15,88	15,99
Celulose	21227,74	21227,74	21227,74	21227,74	21227,74	21227,74	21079,30	21227,74
Enzima	43,81	43,81	43,81	43,81	43,81	43,81	43,50	43,81
Glicose	4540,39	4540,39	4540,39	4540,39	4540,39	4540,39	4508,64	4540,39
Outros sólidos	48,26	48,26	48,26	48,26	48,26	48,26	47,92	48,26
Hidróxido de sódio	1282,27	1282,27	1282,27	1282,27	1282,27	1282,27	1273,30	1282,27
Ácido sulfúrico	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30	16,30	16,18	16,30
Água	85447,82	85447,82	85447,82	85447,82	85447,82	85447,82	84850,29	85447,82
Xilose	164,51	164,51	164,51	164,51	164,51	164,51	163,36	164,51
TOTAL (kg/batelada)	113568,03	113568,03	113568,03	113568,03	113568,03	113568,03	112773,85	113568,03
TOTAL (L/batelada)	110438,05	110438,05	110438,05	110438,05	110438,05	110438,05	109665,75	110438,05

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 4.2 – Fermentação.								
Nome da corrente	**CO_2 - 1**	**S-122**	**S-151**	**S-138**	**S-123**	**CO_2 - 2**	**S-124**	**S-153**
Fonte	INPUT	P-17	P-17	P-25	P-11	INPUT	P-18	P-18
Destino	P-17	P-25	P-24	OUTPUT	P-18	P-18	P-26	P-24
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	38,00	38,00	38,00	50,00	25,00	38,00	38,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	10,99	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1,80	1,71	1042,29	1,71	1028,34	1,80	1,71	1042,29
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	0,00	24,13	0,00	24,13	0,00	0,00	24,13
Bactéria		0,00	663,27	0,00	0,00	0,00	0,00	663,27
Licor negro	0,00	0,00	756,82	0,00	756,82	0,00	0,00	756,82
Gás carbônico	18616,64	17582,84	0,00	17582,84	0,00	18616,64	17582,84	0,00
Celulignina	0,00	0,00	15,99	0,00	15,99	0,00	0,00	15,99
Celulose	0,00	0,00	21227,74	0,00	21227,74	0,00	0,00	21227,74
Enzima	0,00	0,00	43,81	0,00	43,81	0,00	0,00	43,81
Glicose	0,00	0,00	0,11	0,00	4540,39	0,00	0,00	0,11
Nitrogênio	0,00	142,15	0,00	142,15	0,00	0,00	142,15	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	48,26	0,00	48,26	0,00	0,00	48,26
Óxigênio	0,00	43,15	0,00	43,15	0,00	0,00	43,15	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	1282,27	0,00	1282,27	0,00	0,00	1282,27
Ácido succínico		0,00	5089,65	0,00	0,00	0,00	0,00	5089,65
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	16,30	0,00	16,30	0,00	0,00	16,30
Água	0,00	0,00	85838,29	0,00	85447,82	0,00	0,00	85838,29
Xilose	0,00	0,00	164,51	0,00	164,51	0,00	0,00	164,51
TOTAL (kg/batelada)	18616,64	17768,14	115171,14	17768,14	113568,03	18616,64	17768,14	115171,14
TOTAL (L/batelada)	10349012,80	10364494,36	110498,03	10364494,36	110438,05	10349012,80	10364494,36	110498,03

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 4.3 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-134**	**S-125**	**CO_2 - 3**	**S-126**	**S-154**	**S-127**	**S-128**	**CO_2 - 4**
Fonte	P-26	P-12	INPUT	P-19	P-19	P-27	P-13	INPUT
Destino	OUTPUT	P-19	P-19	P-27	P-24	OUTPUT	P-20	P-20
Propriedades das correntes								
T (°C)	38,00	50,00	25,00	38,00	38,00	38,00	50,00	25,00
P (bar)	1,01	10,99	1,01	1,01	1,01	1,01	10,99	1,01
Densidade (g/L)	1,71	1028,34	1,80	1,71	1042,29	1,71	1028,34	1,80
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	24,13	0,00	0,00	24,13	0,00	24,13	0,00
Bactéria	0,00	0,00	0,00	0,00	663,27	0,00	0,00	0,00
Licor negro	0,00	756,82	0,00	0,00	756,82	0,00	756,82	0,00
Gás carbônico	17582,84	0,00	18616,64	17582,84	0,00	17582,84	0,00	18616,64
Celulignina	0,00	15,99	0,00	0,00	15,99	0,00	15,99	0,00
Celulose	0,00	21227,74	0,00	0,00	21227,74	0,00	21227,74	0,00
Enzima	0,00	43,81	0,00	0,00	43,81	0,00	43,81	0,00
Glicose	0,00	4540,39	0,00	0,00	0,11	0,00	4540,39	0,00
Nitrogênio	142,15	0,00	0,00	142,15	0,00	142,15	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	48,26	0,00	0,00	48,26	0,00	48,26	0,00
Óxigênio	43,15	0,00	0,00	43,15	0,00	43,15	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	1282,27	0,00	0,00	1282,27	0,00	1282,27	0,00
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00	5089,65	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	16,30	0,00	0,00	16,30	0,00	16,30	0,00
Água	0,00	85447,82	0,00	0,00	85838,29	0,00	85447,82	0,00
Xilose	0,00	164,51	0,00	0,00	164,51	0,00	164,51	0,00
TOTAL (kg/batelada)	17768,14	113568,03	18616,64	17768,14	115171,14	17768,14	113568,03	18616,64
TOTAL (L/batelada)	10364494,36	110438,05	10349012,80	10364494,36	110498,03	10364494,36	110438,05	10349012,80

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 4.4 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-131**	**S-156**	**S-130**	**S-132**	**CO_2 - 5**	**S-133**	**S-157**	**S-137**
Fonte	P-20	P-20	P-28	P-14	INPUT	P-21	P-21	P-29
Destino	P-28	P-24	OUTPUT	P-21	P-21	P-29	P-24	OUTPUT
Propriedades das correntes								
T (°C)	38,00	38,00	38,00	50,00	25,00	38,00	38,00	38,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,99	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1,71	1042,29	1,71	1028,34	1,80	1,71	1042,29	1,71
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	24,13	0,00	24,13	0,00	0,00	24,13	0,00
Bactéria		663,27	0,00	0,00	0,00	0,00	663,27	0,00
Licor negro	0,00	756,82	0,00	756,82	0,00	0,00	756,82	0,00
Gás carbônico	17582,84	0,00	17582,84	0,00	18616,64	17582,84	0,00	17582,84
Celulignina	0,00	15,99	0,00	15,99	0,00	0,00	15,99	0,00
Celulose	0,00	21227,74	0,00	21227,74	0,00	0,00	21227,74	0,00
Enzima	0,00	43,81	0,00	43,81	0,00	0,00	43,81	0,00
Glicose	0,00	0,11	0,00	4540,39	0,00	0,00	0,11	0,00
Nitrogênio	142,15	0,00	142,15	0,00	0,00	142,15	0,00	142,15
Outros sólidos	0,00	48,26	0,00	48,26	0,00	0,00	48,26	0,00
Óxigênio	43,15	0,00	43,15	0,00	0,00	43,15	0,00	43,15
Hidróxido de sódio	0,00	1282,27	0,00	1282,27	0,00	0,00	1282,27	0,00
Ácido succínico		5089,65	0,00	0,00	0,00	0,00	5089,65	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	16,30	0,00	16,30	0,00	0,00	16,30	0,00
Água	0,00	85838,29	0,00	85447,82	0,00	0,00	85838,29	0,00
Xilose	0,00	164,51	0,00	164,51	0,00	0,00	164,51	0,00
TOTAL (kg/batelada)	17768,14	115171,14	17768,14	113568,03	18616,64	17768,14	115171,14	17768,14
TOTAL (L/batelada)	10364494,36	110498,03	10364494,36	110438,05	10349012,80	10364494,36	110498,03	10364494,36

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 4.5 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-135**	**CO_2 - 6**	**S-136**	**S-158**	**S-143**	**S-139**	**CO_2 - 7**	**S-159**
Fonte	P-15	INPUT	P-22	P-22	P-30	P-16	INPUT	P-23
Destino	P-22	P-22	P-30	P-24	OUTPUT	P-23	P-23	P-24
Propriedades das correntes								
T (°C)	50,00	25,00	38,00	38,00	38,00	50,00	25,00	38,00
P (bar)	10,99	1,01	1,01	1,01	1,01	10,99	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1028,34	1,80	1,71	1042,29	1,71	1028,34	1,80	1042,29
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	24,13	0,00	0,00	24,13	0,00	23,96	0,00	23,96
Bactéria	0,00	0,00	0,00	663,27	0,00	0,00	0,00	658,63
Licor negro	756,82	0,00	0,00	756,82	0,00	751,53	0,00	751,53
Gás carbônico	0,00	18616,64	17582,84	0,00	17582,84	0,00	18486,45	0,00
Celulignina	15,99	0,00	0,00	15,99	0,00	15,88	0,00	15,88
Celulose	21227,74	0,00	0,00	21227,74	0,00	21079,30	0,00	21079,30
Enzima	43,81	0,00	0,00	43,81	0,00	43,50	0,00	43,50
Glicose	4540,39	0,00	0,00	0,11	0,00	4508,64	0,00	0,11
Nitrogênio	0,00	0,00	142,15	0,00	142,15	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	48,26	0,00	0,00	48,26	0,00	47,92	0,00	47,92
Óxigênio	0,00	0,00	43,15	0,00	43,15	0,00	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	1282,27	0,00	0,00	1282,27	0,00	1273,30	0,00	1273,30
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	5089,65	0,00	0,00	0,00	5054,06
Ácido sulfúrico	16,30	0,00	0,00	16,30	0,00	16,18	0,00	16,18
Água	85447,82	0,00	0,00	85838,29	0,00	84850,29	0,00	85238,02
Xilose	164,51	0,00	0,00	164,51	0,00	163,36	0,00	163,36
TOTAL (kg/batelada)	113568,03	18616,64	17768,14	115171,14	17768,14	112773,85	18486,45	114365,75
TOTAL (L/batelada)	110438,05	10349012,80	10364494,36	110498,03	10364494,36	109665,75	10276642,08	109725,32

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®*.

Resultados de correntes do processo 3/Seção 4.6 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-140**	**S-146**	**S-160**	**Bactéria**	**S-141**	**S-142**	**S-144**	**S-145**
Fonte	P-23	P-31	P-24	INPUT	P-32	P-33	P-33	P-33
Destino	P-31	OUTPUT	P-34	P-32	P-33	P-17	P-18	P-19
Propriedades das correntes								
T (°C)	38,00	38,00	38,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	10,12	10,12	10,12	10,12
Densidade (g/L)	1,71	1,71	1042,29	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	0,00	168,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Bactéria	0,00	0,00	4638,23	4535,92	4535,92	648,64	648,64	648,64
Licor negro	0,00	0,00	5292,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Gás carbônico	17459,88	17459,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulignina	0,00	0,00	111,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	148445,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Enzima	0,00	0,00	306,37	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicose	0,00	0,00	0,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Nitrogênio	141,15	141,15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	337,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Óxigênio	42,85	42,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	8966,92	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido succínico	0,00	0,00	35591,96	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	113,96	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Água	0,00	0,00	600267,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Xilose	0,00	0,00	1150,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL (kg/batelada)	17643,89	17643,89	805392,57	4535,92	4535,92	648,64	648,64	648,64
TOTAL (L/batelada)	10292015,38	10292015,38	772713,51	2903,92	2903,92	415,26	415,26	415,26

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 4.7 – Fermentação.				
Nome da corrente	**S-147**	**S-148**	**S-149**	**S-150**
Fonte	P-33	P-33	P-33	P-33
Destino	P-20	P-21	P-22	P-23
Propriedades das correntes				
T (°C)	25,00	25,00	25,00	25,00
P (bar)	10,12	10,12	10,12	10,12
Densidade (g/L)	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00
Fluxo de Componentes (kg/batelada)				
Cinzas	0,00	0,00	0,00	0,00
Bactéria	648,64	648,64	648,64	644,10
Licor negro	0,00	0,00	0,00	0,00
Gás carbônico	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulignina	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	0,00	0,00
Enzima	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicose	0,00	0,00	0,00	0,00
Nitrogênio	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	0,00	0,00
Óxigênio	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00
Água	0,00	0,00	0,00	0,00
Xilose	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL (kg/batelada)	648,64	648,64	648,64	644,10
TOTAL (L/batelada)	415,26	415,26	415,26	412,36

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 5 – Precipitação da lignina.								
Nome da corrente	**S-129**	**H_2SO_4 (98%)**	**S-165**	**Água 6**	**S-166**	**Sobrenadante**	**Vapor d` água**	**Lignina sólida**
Fonte	P-7	INPUT	P-43	INPUT	P-44	P-44	P-45	P-45
Destino	P-43	P-43	P-44	P-44	P-45	OUTPUT	OUTPUT	OUTPUT
Propriedades das correntes								
T (°C)	48,16	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	70,00	70,00
P (bar)	1,01	1,01	9,46	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1011,11	1836,10	1019,60	994,70	1166,09	1012,42	978,30	1500,38
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	4993,87	0,00	4993,87	0,00	130,29	4863,58	0,00	130,29
Licor negro	156643,01	0,00	0,00	0,00		0,00	0,00	0,00
Celulignina	3310,44	0,00	3310,44	0,00	86,37	3224,07	0,00	86,37
Lignina	0,00	0,00	142601,31	0,00	142601,31	0,00	0,00	142601,31
Outros sólidos	9987,75	0,00	9987,75	0,00	260,58	9727,16	0,00	260,58
Hidróxido de sódio	265398,77	0,00	265398,77	0,00	6924,29	258474,48	0,00	6924,29
Ácido sulfúrico	3372,88	9065,27	12438,15	0,00	324,51	12113,64	0,00	324,51
Água	7381352,00	185,01	7395578,71	472820,46	205287,57	7663111,60	205287,57	0,00
Xilose	34049,13	0,00	34049,13	0,00	888,35	33160,79	0,00	888,35
TOTAL (kg/batelada)	7859107,85	9250,28	7868358,12	472820,46	356503,27	7984675,31	205287,57	151215,70
TOTAL (L/batelada)	7772774,19	5038,00	7717121,91	475337,70	305726,36	7886733,25	209840,73	100785,06

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 6.1 – Tratamento final.								
Nome da corrente	**S-152**	**S-155**	**S-167**	**Bactéria 2**	**Água 4**	**Saída de água (GAC)**	**S-170**	**HCl (8%)**
Fonte	P-34	P-35	P-36	P-36	INPUT	P-37	P-37	INPUT
Destino	P-35	P-36	P-37	OUTPUT	P-37	OUTPUT	P-38	P-38
Propriedades das correntes								
T (°C)	38,01	38,00	38,00	38,00	25,00	26,84	38,00	25,00
P (bar)	2,01	10,60	10,60	10,60	1,01	1,01	10,60	1,01
Densidade (g/L)	1042,29	1042,29	1041,54	1056,52	994,70	1032,95	1013,22	18,31
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	168,73	168,73	164,92	3,80	0,00	163,27	1,65	0,00
Bactéria	4638,23	4638,23	0,00	4638,23	0,00	0,00	0,00	0,00
Licor negro	5292,43	5292,43	5173,16	119,28	0,00	5121,43	51,73	0,00
Celulignina	111,85	111,85	109,33	2,52	0,00	109,32	0,01	0,00
Celulose	148445,76	148445,76	145100,25	3345,51	0,00	145085,74	14,51	0,00
Enzima	306,37	306,37	299,46	6,91	0,00	0,00	299,46	0,00
Glicose	0,77	0,77	0,76	0,02	0,00	0,75	0,01	0,00
HCL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	491,97
Outros sólidos	337,45	337,45	329,85	7,61	0,00	326,55	3,30	0,00
Hidróxido de sódio	8966,92	8966,92	8764,83	202,09	0,00	0,00	8764,83	0,00
Ácido succínico	35591,96	35591,96	34789,83	802,13	0,00	0,00	34789,83	0,00
Ácido sulfúrico	113,96	113,96	111,39	2,57	0,00	0,00	111,39	0,00
Água	600267,73	600267,73	568604,75	31662,98	489047,79	489047,79	568604,75	5657,59
Xilose	1150,40	1150,40	1124,48	25,93	0,00	1113,23	11,25	0,00
TOTAL (kg/batelada)	805392,57	805392,57	764573,01	40819,56	489047,79	640968,08	612652,72	6149,56
TOTAL (L/batelada)	772715,81	772714,88	734079,14	38635,74	491651,42	620518,92	604657,07	335886,09

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 6.2 – Tratamento final.								
Nome da corrente	**NaOH 2 (4%)**	**Água 5**	**Saída de água (Ion)**	**S-187**	**S-176**	**S-177**	**S-185**	**S-184**
Fonte	INPUT	INPUT	P-38	P-41	P-38	P-39	P-40	P-40
Destino	P-38	P-38	OUTPUT	P-39	P-39	P-40	OUTPUT	P-41
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,13	100,00	38,00	56,05	105,00	105,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	10,60	1,01	1,22	1,22
Densidade (g/L)	1031,45	994,70	595,45	967,37	1006,26	994,70	965,54	998,27
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	0,00	1,63	0,00	0,02	0,02	0,00	0,02
Licor negro	0,00	0,00	51,21	0,00	0,52	0,52	0,00	0,52
Celulignina	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	14,37	0,00	0,15	0,15	0,00	0,15
Enzima	0,00	0,00	0,00	0,00	299,46	299,46	0,00	299,46
Glicose	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCL	0,00	0,00	491,97	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	3,27	0,00	0,03	0,03	0,00	0,03
Hidróxido de sódio	13857,99	0,00	22621,94	0,00	0,88	0,88	0,00	0,88
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00	34789,83	34789,83	0,00	34789,83
Ácido succínico C	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	111,38	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01
Água	332591,71	111369,12	449618,42	240217,03	568604,75	808811,56	566168,09	242643,47
Xilose	0,00	0,00	11,13	0,00	0,11	0,11	0,00	0,11
TOTAL (kg/batelada)	346449,70	111369,12	472925,33	240217,03	603695,76	843902,57	566168,09	277734,47
TOTAL (L/batelada)	335886,09	111962,03	794229,55	248320,52	599942,14	848395,59	586371,94	278215,79

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 3/Seção 6.3 – Tratamento final.			
Nome da corrente	**S-186**	**Vapor d`água**	**Ác. succi. cristalizado**
Fonte	P-41	P-42	P-42
Destino	P-42	OUTPUT	OUTPUT
Propriedades das correntes			
T (°C)	4,00	70,00	70,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1371,07	978,30	1339,55
Fluxo de Componentes (kg/batelada)			
Cinzas	0,02	0,00	0,02
Licor negro	0,52	0,00	0,52
Celulignina	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,15	0,00	0,15
Enzima	299,46	0,00	299,46
Glicose	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,03	0,00	0,03
Hidróxido de sódio	0,88	0,00	0,88
Ácido succínico	0,35	0,00	0,35
Ácido succínico C	34789,48	0,00	34789,48
Ácido sulfúrico	0,01	0,00	0,01
Água	2426,44	2426,44	0,00
Xilose	0,11	0,00	0,11
TOTAL (kg/batelada)	37517,44	2426,44	35091,01
TOTAL (L/batelada)	27363,57	2480,25	26196,19

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

- TABELAS DO PROCESSO 4

Resultados de correntes do processo 4/Seção 1 – Pré-tratamento ácido.								
Nome da corrente	**Matéria-prima**	**S-102**	**S-104**	**S-101**	**H_2SO_4 (1,09%)**	**S-103**	**Água 1**	**Hidro. Hemi.**
Fonte	**INPUT**	**P-1**	**P-2**	**P-3**	**INPUT**	**P-4**	**INPUT**	**P-5**
Destino	**P-1**	**P-2**	**P-3**	**P-4**	**P-4**	**P-5**	**P-5**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,00	25,14	25,00	100,00	25,00	80,19
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,01	1,01	12,66	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1282,21	1255,51	1255,51	1255,41	1003,79	1031,23	994,70	1000,11
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	45359,24	45359,24	45359,24	45359,24	0,00	45359,24	0,00	40196,64
Celulignina	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	342228,98	0,00	0,00
Celulose	317514,65	317514,65	317514,65	317514,65	0,00	156722,61	0,00	138885,10
Hemicelulose	272155,41	272155,41	272155,41	272155,41	0,00	0,00	0,00	0,00
Lignina	181436,94	181436,94	181436,94	181436,94	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	90718,47	90718,47	90718,47	90718,47	0,00	90718,47	0,00	80393,27
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	30635,78	30635,78	0,00	27148,94
Água	0,00	0,00	0,00	0,00	2779986,06	2742873,96	1134722,14	3436264,32
Xilose	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	309267,51	0,00	274067,98
TOTAL (kg/batelada)	907184,70	907184,70	907184,70	907184,70	2810621,84	3717806,54	1134722,14	3996956,24
TOTAL (L/batelada)	707515,58	722565,18	722565,18	722618,97	2800000,08	3605202,11	1140763,26	3996510,61

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 2 – Pré-tratamento alcalino.					
Nome da corrente	**S-105**	**NaOH (4%)**	**S-106**	**Água 2**	**S-107**
Fonte	**P-5**	**INPUT**	**P-6**	**INPUT**	**P-7**
Destino	**P-6**	**P-6**	**P-7**	**P-7**	**P-8**
Propriedades das correntes					
T (°C)	80,19	25,00	50,00	25,00	48,16
P (bar)	1,01	1,01	11,00	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1149,97	1031,45	1015,29	994,70	1064,74
Fluxo de Componentes (kg/batelada)					
Cinzas	5162,60	0,00	5162,60	0,00	168,73
Licor negro	0,00	0,00	161935,45	0,00	5292,43
Celulignina	342228,98	0,00	3422,29	0,00	111,85
Celulose	17837,51	0,00	177021,63	0,00	177021,63
Outros sólidos	10325,20	0,00	10325,20	0,00	337,45
Hidróxido de sódio	0,00	274365,69	274365,69	0,00	8966,92
Ácido sulfúrico	3486,84	0,00	3486,84	0,00	113,96
Água	441331,79	6584776,52	7043795,43	586947,27	249390,70
Xilose	35199,54	0,00	35199,54	0,00	1150,40
TOTAL (kg/batelada)	855572,44	6859142,21	7714714,65	586947,27	442554,07
TOTAL (L/batelada)	743994,19	6650000,00	7598498,54	590072,10	415644,50

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 3 – Hidrólise enzimática.			
Nome da corrente	**Enzima**	**Água 3**	**S-108**
Fonte	**INPUT**	**INPUT**	**P-8**
Destino	**P-8**	**P-8**	**P-9**
Propriedades das correntes			
T (°C)	25,00	25,00	50,00
P (bar)	1,01	1,01	11,00
Densidade (g/L)	994,70	994,70	1028,34
Fluxo de Componentes (kg/batelada)			
Cinzas	0,00	0,00	168,73
Licor negro	0,00	0,00	5292,43
Celulignina	0,00	0,00	111,85
Celulose	0,00	0,00	148445,76
Enzima	3481,47	0,00	306,37
Glicose	0,00	0,00	31750,96
Outros sólidos	0,00	0,00	337,45
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	8966,92
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	113,96
Água	0,00	348146,51	597537,22
Xilose	0,00	0,00	1150,40
TOTAL (kg/batelada)	3481,47	348146,51	794182,05
TOTAL (L/batelada)	3500,00	350000,00	772294,04

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 4.1 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-109**	**S-111**	**S-113**	**S-114**	**S-121**	**CO_2 - 1**	**S-122**	**S-132**
Fonte	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-9**	**P-10**	**INPUT**	**P-14**	**P-14**
Destino	**P-10**	**P-11**	**P-12**	**P-13**	**P-14**	**P-14**	**P-18**	**P-24**
Propriedades das correntes								
T (°C)	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	25,00	38,00	38,00
P (bar)	11,00	11,00	11,00	11,00	10,99	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1028,34	1028,34	1028,34	1028,34	1028,34	1,80	1,71	1042,33
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	42,18	42,18	42,18	42,18	42,18	0,00	0,00	42,18
Bactéria	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1182,24
Licor negro	1323,11	1323,11	1323,11	1323,11	1323,11	0,00	0,00	1323,11
Gás carbônico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	32547,44	30740,09	0,00
Celulignina	27,96	27,96	27,96	27,96	27,96	0,00	0,00	27,96
Celulose	37111,44	37111,44	37111,44	37111,44	37111,44	0,00	0,00	37111,44
Enzima	76,59	76,59	76,59	76,59	76,59	0,00	0,00	76,59
Glicose	7937,74	7937,74	7937,74	7937,74	7937,74	0,00	0,00	0,19
Nitrogênio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	248,53	0,00
Outros sólidos	84,36	84,36	84,36	84,36	84,36	0,00	0,00	84,36
Oxigênio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	75,45	0,00
Hidróxido de sódio	2241,73	2241,73	2241,73	2241,73	2241,73	0,00	0,00	2241,73
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	8897,99
Ácido sulfúrico	28,49	28,49	28,49	28,49	28,49	0,00	0,00	28,49
Água	149384,30	149384,30	149384,30	149384,30	149384,30	0,00	0,00	150066,93
Xilose	287,60	287,60	287,60	287,60	287,60	0,00	0,00	287,60
TOTAL (kg/batelada)	198545,51	198545,51	198545,51	198545,51	198545,51	32547,44	31064,06	201370,82
TOTAL (L/batelada)	193073,51	193073,51	193073,51	193073,51	193073,51	18093164,50	18120266,72	193192,90

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 4.2 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-138**	**S-123**	**CO_2 - 2**	**S-124**	**S-133**	**S-134**	**S-125**	**CO_2 - 3**
Fonte	**P-18**	**P-11**	**INPUT**	**P-15**	**P-15**	**P-19**	**P-12**	**INPUT**
Destino	**OUTPUT**	**P-15**	**P-15**	**P-19**	**P-24**	**OUTPUT**	**P-16**	**P-16**
Propriedades das correntes								
T (°C)	38,00	50,00	25,00	38,00	38,00	38,00	50,00	25,00
P (bar)	1,01	10,99	1,01	1,01	1,01	1,01	10,99	1,01
Densidade (g/L)	1,71	1028,34	1,80	1,71	1042,33	1,71	1028,34	1,80
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	42,18	0,00	0,00	42,18	0,00	42,18	0,00
Bactéria	0,00	0,00	0,00	0,00	1182,24	0,00	0,00	0,00
Licor negro	0,00	1323,11	0,00	0,00	1323,11	0,00	1323,11	0,00
Gás carbônico	30740,09	0,00	32547,44	30740,09	0,00	30740,09	0,00	32547,44
Celulignina	0,00	27,96	0,00	0,00	27,96	0,00	27,96	0,00
Celulose	0,00	37111,44	0,00	0,00	37111,44	0,00	37111,44	0,00
Enzima	0,00	76,59	0,00	0,00	76,59	0,00	76,59	0,00
Glicose	0,00	7937,74	0,00	0,00	0,19	0,00	7937,74	0,00
Nitrogênio	248,53	0,00	0,00	248,53	0,00	248,53	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	84,36	0,00	0,00	84,36	0,00	84,36	0,00
Oxigênio	75,45	0,00	0,00	75,45	0,00	75,45	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	0,00	2241,73	0,00	0,00	2241,73	0,00	2241,73	0,00
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	0,00	8897,99	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	28,49	0,00	0,00	28,49	0,00	28,49	0,00
Água	0,00	149384,30	0,00	0,00	150066,93	0,00	149384,30	0,00
Xilose	0,00	287,60	0,00	0,00	287,60	0,00	287,60	0,00
TOTAL (kg/batelada)	31064,06	198545,51	32547,44	31064,06	201370,82	31064,06	198545,51	32547,44
TOTAL (L/batelada)	18120266,72	193073,51	18093164,50	18120266,72	193192,90	18120266,72	193073,51	18093164,50

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 4.3 – Fermentação.								
Nome da corrente	**S-126**	**S-135**	**S-127**	**S-128**	**CO_2 - 4**	**S-131**	**S-136**	**S-130**
Fonte	**P-16**	**P-16**	**P-20**	**P-13**	**INPUT**	**P-17**	**P-17**	**P-21**
Destino	**P-20**	**P-24**	**OUTPUT**	**P-17**	**P-17**	**P-21**	**P-24**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	38,00	38,00	38,00	50,00	25,00	38,00	38,00	38,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,99	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1,71	1042,33	1,71	1028,34	1,80	1,71	1042,33	1,71
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	42,18	0,00	42,18	0,00	0,00	42,18	0,00
Bactéria	0,00	1182,24	0,00	0,00	0,00	0,00	1182,24	0,00
Licor negro	0,00	1323,11	0,00	1323,11	0,00	0,00	1323,11	0,00
Gás carbônico	30740,09	0,00	30740,09	0,00	32547,44	30740,09	0,00	30740,09
Celulignina	0,00	27,96	0,00	27,96	0,00	0,00	27,96	0,00
Celulose	0,00	37111,44	0,00	37111,44	0,00	0,00	37111,44	0,00
Enzima	0,00	76,59	0,00	76,59	0,00	0,00	76,59	0,00
Glicose	0,00	0,19	0,00	7937,74	0,00	0,00	0,19	0,00
Nitrogênio	248,53	0,00	248,53	0,00	0,00	248,53	0,00	248,53
Outros sólidos	0,00	84,36	0,00	84,36	0,00	0,00	84,36	0,00
Oxigênio	75,45	0,00	75,45	0,00	0,00	75,45	0,00	75,45
Hidróxido de sódio	0,00	2241,73	0,00	2241,73	0,00	0,00	2241,73	0,00
Ácido succínico	0,00	8897,99	0,00	0,00	0,00	0,00	8897,99	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	28,49	0,00	28,49	0,00	0,00	28,49	0,00
Água	0,00	150066,93	0,00	149384,30	0,00	0,00	150066,93	0,00
Xilose	0,00	287,60	0,00	287,60	0,00	0,00	287,60	0,00
TOTAL (kg/batelada)	31064,06	201370,82	31064,06	198545,51	32547,44	31064,06	201370,82	31064,06
TOTAL (L/batelada)	18120266,72	193192,90	18120266,72	193073,51	18093164,50	18120266,72	193192,90	18120266,72

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 4.4 – Fermentação.							
Nome da corrente	**S-137**	**Bactéria**	**S-115**	**S-116**	**S-118**	**S-119**	**S-120**
Fonte	**P-24**	**INPUT**	**P-22**	**P-23**	**P-23**	**P-23**	**P-23**
Destino	**P-25**	**P-22**	**P-23**	**P-14**	**P-15**	**P-16**	**P-17**
Propriedades das correntes							
T (°C)	38,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00
P (bar)	1,01	1,01	10,12	10,12	10,12	10,12	10,12
Densidade (g/L)	1042,33	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00	1562,00
Fluxo de Componentes (kg/batelada)							
Cinzas	168,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Bactéria	4728,95	4626,64	4626,64	1156,66	1156,66	1156,66	1156,66
Licor negro	5292,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Gás carbônico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulignina	111,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulose	148445,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Enzima	306,37	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicose	0,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Nitrogênio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	337,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidróxido de sódio	8966,92	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido succínico	35591,96	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	113,96	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Água	600267,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Xilose	1150,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL (kg/batelada)	805483,29	4626,64	4626,64	1156,66	1156,66	1156,66	1156,66
TOTAL (L/batelada)	772771,59	2962,00	2962,00	740,50	740,50	740,50	740,50

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 5 – Precipitação da lignina.								
Nome da corrente	**S-129**	**H_2SO_4 (98%)**	**S-165**	**Água 6**	**S-166**	**Sobrenadante**	**Vapor d` água**	**Lignina sólida**
Fonte	**P-7**	**INPUT**	**P-34**	**INPUT**	**P-35**	**P-35**	**P-36**	**P-36**
Destino	**P-34**	**P-34**	**P-35**	**P-35**	**P-36**	**OUTPUT**	**OUTPUT**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes								
T (°C)	48,16	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	70,00	70,00
P (bar)	1,01	1,01	9,46	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1011,11	1836,10	1019,60	994,70	1166,09	1012,42	978,30	1500,38
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	4993,87	0,00	4993,87	0,00	130,29	4863,58	0,00	130,29
Licor negro	156643,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulignina	3310,44	0,00	3310,44	0,00	86,37	3224,07	0,00	86,37
Lignina	0,00	0,00	142601,31	0,00	142601,31	0,00	0,00	142601,31
Outros sólidos	9987,75	0,00	9987,75	0,00	260,58	9727,16	0,00	260,58
Hidróxido de sódio	265398,77	0,00	265398,77	0,00	6924,29	258474,48	0,00	6924,29
Ácido sulfúrico	3372,88	9065,27	12438,15	0,00	324,51	12113,64	0,00	324,51
Água	7381352,00	185,01	7395578,71	472820,46	205287,57	7663111,60	205287,57	0,00
Xilose	34049,13	0,00	34049,13	0,00	888,35	33160,79	0,00	888,35
TOTAL (kg/batelada)	7859107,85	9250,28	7868358,12	472820,46	356503,27	7984675,31	205287,57	151215,70
TOTAL (L/batelada)	7772774,19	5038,00	7717121,91	475337,70	305726,36	7886733,25	209840,73	100785,06

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 6.1 – Tratamento final.								
Nome da corrente	**S-139**	**S-140**	**S-142**	**Bactéria 2**	**Água 4**	**Saída de água (GAC)**	**S-141**	**HCl (8%)**
Fonte	**P-25**	**P-26**	**P-27**	**P-27**	**INPUT**	**P-28**	**P-28**	**INPUT**
Destino	**P-26**	**P-27**	**P-28**	**OUTPUT**	**P-28**	**OUTPUT**	**P-29**	**P-29**
Propriedades das correntes								
T (°C)	38,01	38,00	38,00	38,00	25,00	26,84	38,00	25,00
P (bar)	2,01	10,60	10,60	10,60	1,01	1,01	10,60	1,01
Densidade (g/L)	1042,33	1042,33	1041,57	1056,83	994,70	1032,95	1013,24	18,31
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	168,73	168,73	165,02	3,71	0,00	163,37	1,65	0,00
Bactéria	4728,95	4728,95	0,00	4728,95	0,00	0,00	0,00	0,00
Licor negro	5292,43	5292,43	5176,07	116,36	0,00	5124,31	51,76	0,00
Celulignina	111,85	111,85	109,39	2,46	0,00	109,38	0,01	0,00
Celulose	148445,76	148445,76	145182,02	3263,74	0,00	145167,50	14,52	0,00
Enzima	306,37	306,37	299,63	6,74	0,00	0,00	299,63	0,00
Glicose	0,77	0,77	0,76	0,02	0,00	0,75	0,01	0,00
HCl	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	492,24
Outros sólidos	337,45	337,45	330,03	7,42	0,00	326,73	3,30	0,00
Hidróxido de sódio	8966,92	8966,92	8769,77	197,15	0,00	0,00	8769,77	0,00
Ácido succínico	35591,96	35591,96	34809,43	782,53	0,00	0,00	34809,43	0,00
Ácido sulfúrico	113,96	113,96	111,45	2,51	0,00	0,00	111,45	0,00
Água	600267,73	600267,73	568570,28	31697,46	489323,38	489323,38	568570,28	5660,78
Xilose	1150,40	1150,40	1125,11	25,29	0,00	1113,86	11,25	0,00
TOTAL (kg/batelada)	805483,29	805483,29	764648,97	40834,32	489323,38	641329,28	612643,07	6153,02
TOTAL (L/batelada)	772773,87	772772,95	734134,30	38638,65	491928,47	620868,59	604639,31	336075,37

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 6.2 – Tratamento final.								
Nome da corrente	**NAOH 2 (4%)**	**Água 5**	**Saída de água (Íon)**	**S-144**	**S-145**	**S-147**	**S-148**	**S-143**
Fonte	**INPUT**	**INPUT**	**P-29**	**P-29**	**P-31**	**P-32**	**P-32**	**P-30**
Destino	**P-29**	**P-29**	**OUTPUT**	**P-30**	**P-32**	**P-30**	**P-33**	**P-31**
Propriedades das correntes								
T (°C)	25,00	25,00	25,13	38,00	105,00	100,00	4,00	56,05
P (bar)	1,01	1,01	1,01	10,60	1,22	1,01	1,01	1,01
Densidade (g/L)	1031,45	994,70	595,45	1006,27	998,29	967,37	1371,09	994,71
Fluxo de Componentes (kg/batelada)								
Cinzas	0,00	0,00	1,63	0,02	0,02	0,00	0,02	0,02
Licor negro	0,00	0,00	51,24	0,52	0,52	0,00	0,52	0,52
Celulignina	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Celulose	0,00	0,00	14,37	0,15	0,15	0,00	0,15	0,15
Enzima	0,00	0,00	0,00	299,63	299,63	0,00	299,63	299,63
Glicose	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCl	0,00	0,00	492,24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Outros sólidos	0,00	0,00	3,27	0,03	0,03	0,00	0,03	0,03
Hidróxido de sódio	13865,80	0,00	22634,69	0,88	0,88	0,00	0,88	0,88
Ácido succínico	0,00	0,00	0,00	34809,43	34809,43	0,00	0,35	34809,43
Ácido succínico C	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	34809,09	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	111,44	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01
Água	332779,13	111431,88	449871,79	568570,28	242628,76	240192,25	2426,18	808762,52
Xilose	0,00	0,00	11,14	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11
TOTAL (kg/batelada)	346644,93	111431,88	473191,83	603681,06	277739,54	240192,25	37536,96	843873,30
TOTAL (L/batelada)	336075,37	112025,12	794677,12	599921,72	278215,71	248294,90	27377,38	848360,25

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*

Resultados de correntes do processo 4/Seção 6.3 – Tratamento final.			
Nome da corrente	**S-146**	**Vapor d´água**	**Ác. succi. Cristalizado**
Fonte	**P-31**	**P-33**	**P-33**
Destino	**OUTPUT**	**OUTPUT**	**OUTPUT**
Propriedades das correntes			
T (°C)	105,00	70,00	70,00
P (bar)	1,22	1,01	1,01
Densidade (g/L)	965,54	978,30	1339,55
Fluxo de Componentes (kg/batelada)			
Cinzas	0,00	0,00	0,02
Licor negro	0,00	0,00	0,52
Celulose	0,00	0,00	0,15
Enzima	0,00	0,00	299,63
Outros sólidos	0,00	0,00	0,03
Hidróxido de sódio	0,00	0,00	0,88
Ácido succínico	0,00	0,00	0,35
Ácido succínico C	0,00	0,00	34809,09
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,01
Água	566133,77	2426,18	0,00
Xilose	0,00	0,00	0,11
TOTAL (kg/batelada)	566133,77	2426,18	35110,78
TOTAL (L/batelada)	586336,38	2480,00	26210,95

Fonte: Elaborado a partir de dados do *SuperPro Designer®.*