

ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ENGENHARIA QUÍMICA

FELIPE DOMINGUES BLANCO
MARIANA CAMPOLIM LENZI

**SIMULAÇÃO E ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA DA
PRODUÇÃO DE POLI-3-HIDROXIBUTIRATO (PHB) INTEGRADA A UMA
BIORREFINARIA**

SÃO PAULO
2020

FELIPE DOMINGUES BLANCO
MARIANA CAMPOLIM LENZI

**SIMULAÇÃO E ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA DA
PRODUÇÃO DE POLI-3-HIDROXIBUTIRATO (PHB) INTEGRADA A UMA
BIORREFINARIA**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo

Área de concentração:
Engenharia Química

Orientadores:
Prof. Adriano Rodrigues Azzoni
Prof. Thiago Olitta Basso

SÃO PAULO
2020

Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada a fonte.

Catálogo na publicação

Blanco, Felipe Domingues; Lenzi, Mariana Campolim
SIMULAÇÃO E ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA DA
PRODUÇÃO DE POLI-3-HIDROXIBUTIRATO (PHB) INTEGRADA A UMA
BIORREFINARIA/ F. D. Blanco; M. C. Lenzi -- São Paulo, 2020. 61 p.

Trabalho de Conclusão de Curso - Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química.

1. Polihidroxibutirato 2. Biorrefinaria 3. Análise técnico-econômica
I. Azzoni, Adriano Rodrigues; Basso, Thiago Olitta, orient. II. Universidade de
São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química

RESUMO

O polihidroxibutirato é um polímero produzido por microrganismos e com grande potencial para ocupar uma parcela significativa do mercado de termoplásticos devido às suas propriedades mecânicas. No entanto, seu elevado custo de produção ainda é um fator que diminui sua competitividade diante de polímeros de origem fóssil. Diversas pesquisas estão sendo realizadas para estudar a aplicação de fontes de carbono e meios de cultura alternativos para diminuir o preço final do PHB. No contexto de biorrefinarias brasileiras, são interessantes os estudos que envolvem a utilização dos resíduos das usinas sucroenergéticas, a vinhaça e o melaço, por ser uma indústria de biomassa com elevada produção nacional. Assim, nesse trabalho foi realizado a modelagem e a simulação de um processo de produção de PHB integrado a uma usina de cana de açúcar, com aplicação de seus resíduos nas etapas fermentativas. Dois cenários diferentes para a recuperação do polímero foram estudados, assim como o efeito da aplicação da vinhaça e do aumento da escala de produção. A análise econômica do cenário base do processo resultou em um custo 15,32 US\$/kg de PHB, cerca de 12 vezes o preço de venda do polipropileno, um polímero fóssil e comercial de propriedades mecânicas similares. Analisando a composição do custo de operação do processo, conclui-se que os principais gastos estão associados ao custo dos equipamentos e à baixa quantidade de bateladas por ano no processo. Um aumento na capacidade anual de produção e na quantidade de dias operação da planta de PHB, além do uso de um substrato sem custo associado, resultaram em um cenário com custo unitário de produção do polímero de 9,81 US\$/kg.

Palavras-chave: polihidroxibutirato, biorrefinaria, análise técnico-econômica.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Estrutura do monômero de PHB	11
Figura 2 - Versão simplificada da rota metabólica central e da rota de síntese de PHB em <i>E. coli</i>	13
Figura 3 - Desenvolvimento integrado de um processo	18
Figura 4 -Diagrama do trem de inoculação do processo de produção do biopolímero PHB.....	33
Figura 5 - Diagrama da fermentação principal do processo de produção do biopolímero PHB	34
Figura 6 - Diagrama da recuperação do produto no processo de produção do biopolímero PHB	34
Figura 7 - Composição dos custos do polímero no cenário base.....	37
Figura 8 - Composição do gasto anual com matéria-prima e consumíveis	37
Figura 9 - Distribuição dos custos de operação nas três seções do processo	38
Figura 10 - Composição dos custos do produto para o cenário com água como não-solvente.....	41
Figura 11 - Composição do gasto anual com matéria-prima e consumíveis	42
Figura 12 - Composição dos custos de operação por seção no cenário com água ..	42
Figura 13 - Composição dos custos de operação para cenário com melação como única fonte de carbono	45
Figura 14 - Variação do custo do polímero com a capacidade de produção.....	46
Figura 15 - Diagrama de Gantt para cenário com água como não-solvente	60
Figura 16 - Diagrama de Gantt para cenário base	57

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição do meio mineral para cultura de <i>C. necator</i>	23
Tabela 2 - Equações químicas utilizadas para descrever o crescimento das células	24
Tabela 3 - Equação química utilizada para descrever a síntese de PHB	25
Tabela 4 - Fatores de porcentagem do custo do equipamento comprado para estimativa de custo de capital em plantas sólido-fluido	29
Tabela 5 - Resumo dos custos de materiais brutos	30
Tabela 6 - Fatores e suas bases para estimativa dos custos de operação	31
Tabela 7 - Resumo dos dados econômicos da produção de PHB no cenário base ..	36
Tabela 8 - Resumo dos dados econômicos e de produção do cenário com água	40
Tabela 9 - Resumo dos resultados de custos e operação para cenário com melaço como fonte única de carbono	44
Tabela 10 - Fatores utilizados para cálculo do custo dos equipamentos	56
Tabela 11 - Lista de equipamentos e suas características para o cenário base	57
Tabela 12 - Lista de equipamentos e suas características para cenário com água como não-solvente	58
Tabela 13 - Custos de capital e de operação separados por categorias para o cenário base	59
Tabela 14- Custos de capital e de operação separados por categoria para cenário com água como não-solvente	59

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	9
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	11
2.1	Polihidroxibutirato (PHB)	11
2.2	Microrganismos	12
2.3	Fontes de carbono	14
2.4	Biorrefinarias no cenário brasileiro	15
2.5	Simulação de bioprocessos	17
2.6	Análise econômica	19
3	METODOLOGIA	22
3.1	Descrição geral do processo	22
3.2	Trem de inoculação.....	23
3.3	Fermentação	25
3.4	Recuperação do produto	26
3.5	Cenário estudados	27
3.6	Análise econômica	28
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	33
4.1	Análise do processo	33
4.2	Análise econômica	36
4.2.1	Composição do custo no cenário base	36
4.2.2	Substituição do não-solvente.....	39
4.2.3	Substituição da fonte de carbono	43
4.2.4	Efeito do aumento da escala de produção	45
5	CONCLUSÕES	48
5.1	Trabalhos futuros	50
6	REFERÊNCIAS.....	51

APÊNDICE A.....	56
APÊNDICE B.....	57

1 INTRODUÇÃO

Atualmente, busca-se encontrar soluções tecnológicas que permitam um crescimento mais sustentável e com o mesmo padrão de vida. Por essa razão, muitos esforços estão sendo feitos para o desenvolvimento de bioprocessos, devido ao grande potencial de inovação e ao menor impacto ambiental geralmente associado a eles. Em especial, a substituição dos plásticos convencionais por alternativas biodegradáveis produzidas por seres vivos é uma importante medida para o futuro.

Os polihidroxialcanoatos (PHA) são uma classe de biopolímeros dos quais se destaca o polihidroxibutirato (PHB), descoberto na década de 1920, o primeiro dessa família, e o mais bem estudado até hoje. Os PHAs são produzidos por diversas bactérias e servem como fonte de energia e carbono intracelular. Entre os microrganismos que naturalmente produzem o PHB, encontram-se as espécies *Alcaligenes latus* e a *Cupriavidus necator*. Além delas, também foi reportado a produção do biopolímero nas espécies *Bacillus* e *Pseudomonas* [1].

Os principais atrativos do PHB é que ele é renovável, biodegradável e biocompatível, e apresenta grande potencial devido às suas propriedades mecânicas comparáveis às dos termoplásticos de origem fóssil [2]. Além disso, entre os diferentes biopolímeros conhecidos e estudados atualmente, o PHB é um dos poucos que podem ser produzidos em meios aquosos simples, ao contrário de outros que precisam de meios secos, altas temperaturas e catalisadores metálicos [1]. Apesar dos atrativos do material, o seu custo de produção diminui sua competitividade no mercado e esforços são feitos para otimizar esse processo [3].

Sendo um processo que envolve o cultivo de microrganismos, uma das maneiras de reduzir os custos é a substituição da fonte de carbono utilizada. É possível, para isso, utilizar o conceito de biorrefinaria. Segundo a Embrapa, biorrefinarias são instalações que convertem biomassa residual em algum produto, desde combustível, até químicos e materiais [4]. Esses processos apresentam a vantagem de agregar valor aos rejeitos de indústrias de biomassa, além de reduzir o custo do insumo na produção associada.

As usinas de processamento de cana de açúcar, para produção de etanol e açúcar, estão entre as maiores indústria de biomassa do Brasil. Os resíduos da indústria sucroenergética são a vinhaça, proveniente da produção de álcool etílico, e o melaço, resíduo da produção de açúcar cristalino. Assim, devido ao grande volume dessas soluções geradas anualmente, as usinas sucroalcooleiras são candidatas interessantes para serem associadas a um bioprocessos segundo o conceito de biorrefinaria. Ademais, ambos os resíduos citados já foram estudados como fonte de carbono para produção de PHB usando a bactéria *Cupriavidus necator* e os resultados foram positivos [5,9, 14].

Como o custo de produção do polímero é um dos maiores inibidores da sua aplicação, outras medidas, além do uso de fontes de carbono mais baratas, devem ser tomadas para otimizar o processo e reduzir o preço final. A modelagem e simulação de processos é uma ferramenta que pode ser usada para atingir esse objetivo. Essa técnica permite realizar diversos estudos sobre um processo, de modo a melhor entender onde estão os principais custos, quais são os principais gargalos e como a planta pode ser otimizada. Entre as principais ferramentas de modelagem e simulação, encontram-se o Aspen Plus, muito utilizado na indústria convencional de químicos e petróleo, e o SuperPro Designer, que apresenta funções voltadas para a aplicação em bioprocessos.

Nesse contexto, o objetivo desse trabalho é realizar a simulação e uma análise técnico-econômica do processo de produção do PHB em associação a uma biorrefinaria no contexto da indústria de biocombustível brasileira.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

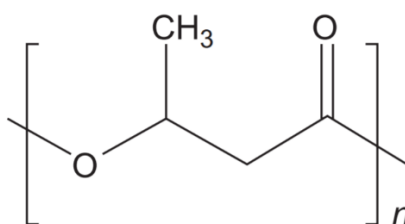
Nesta seção serão explorados os principais tópicos do trabalho separadamente com informações encontradas na literatura.

2.1 Polihidroxibutirato (PHB)

O polihidroxibutirato é o principal e mais estudado poliéster natural pertencente à classe de polihidroxialcanoatos (PHA). Formados por monômeros de hidroxiácidos unidos por ligações éster, esses polímeros são biodegradáveis, insolúveis em água e produzidos a partir de fonte renovável. Os PHAs são produzidos principalmente por bactérias intracelularmente e sintetizados na forma de grânulos, que podem ser acumulados em até 90% da massa seca de alguns microrganismos [5]. Esses grânulos são reservas energéticas e de carbono, produzidas em situações de excesso de carbono e limitação de algum outro nutriente essencial para o crescimento, como o nitrogênio [1,5].

Os PHAs têm diversas estruturas monoméricas já identificadas, sendo geralmente composta por uma cadeia principal de carbonos insaturados, com uma hidroxila de um lado da cadeia e uma carboxila do lado oposto. A unidade monomérica de um PHA pode se repetir de 100 a 30.000 vezes e sua estrutura química depende do microrganismo produtor e suas vias metabólicas. O monômero do PHB apresenta quatro carbonos, com uma ramificação do grupo metil ($-\text{CH}_3$) no terceiro carbono, como apresentado na Figura 1. A massa molecular do polímero varia de 10^4 a 10^6 Da, dependendo das condições de cultivo e do microrganismo produtor [5].

Figura 1 - Estrutura do monômero de PHB



Fonte: Kariduraganavar, Kittur e Kamble (2014).

Entre as vantagens do PHB, podem ser citadas as suas propriedades mecânicas, comparáveis às propriedades do polipropileno e polietileno, termoplásticos de origem fóssil. Sua estrutura majoritariamente cristalina contribui para as características mecânicas interessantes, com valores altos para o módulo de elasticidade e a resistência à tração [2]. O material também apresenta bom desempenho como barreira de gases, tornando-o um potencial candidato para aplicação em embalagens de alimentos. Por fim, a biocompatibilidade e biodegradabilidade são suas características mais importantes e que permitem sua aplicação como materiais biomédicos [2,5].

Apesar dessas características do PHB, ainda há algumas dificuldades que impedem sua aplicação em larga escala. Devido à sua alta rigidez, o plástico pode apresentar um comportamento quebradiço, o que tem levado a estudos da sua mistura com outros polímeros para a formação de blendas mais viáveis [2].

Além disso, seu alto custo de produção ainda torna o PHB pouco competitivo economicamente. Estudos de processos otimizados indicam um custo de US\$ 5 por kg de plástico, um valor três vezes maior que do polipropileno comercial. Os principais pontos que contribuem para o preço são a produtividade, o rendimento da conversão de substrato, custo dos substratos e o *dowstream* [8]. Portanto, é de grande interesse estudar maneiras de se reduzir o custo dessas etapas, tornando o PHB uma alternativa viável para os polímeros fósseis.

2.2 Microrganismos

Existe um grande número de organismos procarióticos conhecidos que são capazes de produzir polihidroxialcanoatos, sendo que, dependendo do microrganismo, diferentes fontes de carbono podem ser utilizadas para essa produção. Apesar disso, há espécies que possuem limitações para produção industrial como crescimento lento, necessidade de luz no cultivo e acúmulo de pequenas porcentagens de PHB.

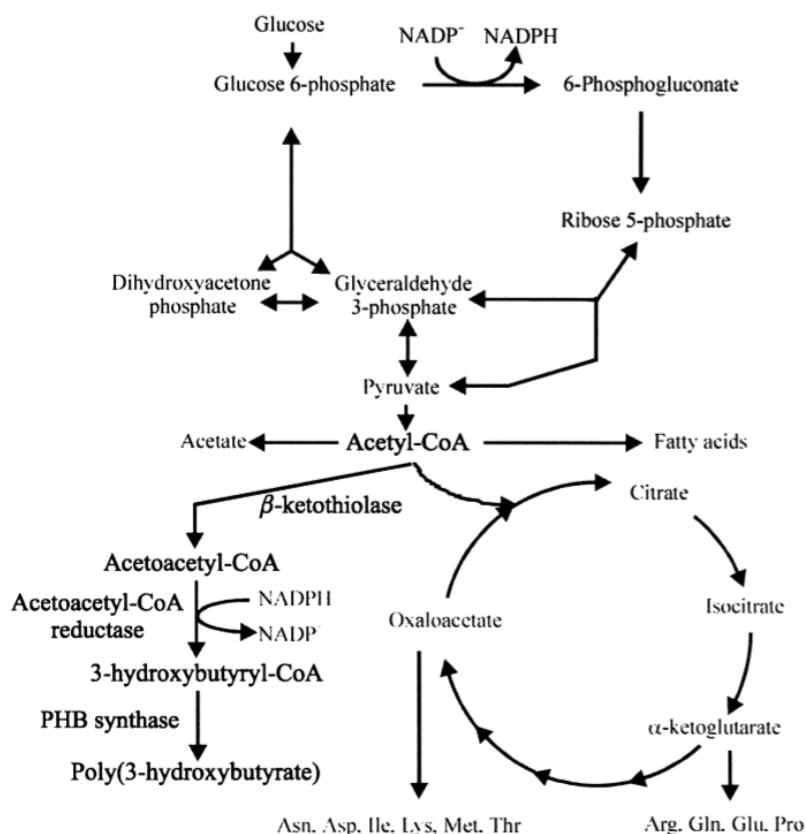
Dentre as opções que naturalmente produzem o biopolímero, a bactéria *Cupriavidus necator*, também conhecida por *Ralstonia eutropha*, é a mais estudada e utilizada para a produção industrial de PHB. Isso se deve principalmente ao fato de que ela é capaz de acumular reservas do biopolímero que podem chegar a 80% de

sua massa seca [7]. Além do uso de culturas isoladas, também já foram estudadas culturas mistas, sendo essas interessantes por não necessitarem de assepsia e terem alta densidade celular durante o cultivo [1].

Já foram também reportadas na literatura linhagens de bactérias alteradas geneticamente para produção de PHB de modo a explorar características interessantes de organismos já estudados. A bactéria *Escherichia coli* têm sido o foco de muitas pesquisas por ser um microrganismo que já foi extensamente estudado, com meio de cultura simples e definido, crescimento rápido e processos já desenvolvidos e otimizados. Ademais, foram reportados resultados positivos para formação de PHB por meio de linhagens de *E. coli* alteradas geneticamente, indicando que esse microrganismo tem potencial para ser uma plataforma de produção do biopolímero [1].

A rota de síntese de PHB e uma simplificação do metabolismo central da *E. coli* são apresentados na Figura 2.

Figura 2 - Versão simplificada da rota metabólica central e da rota de síntese de PHB em *E. coli*



Fonte: Lee et al. (2002).

A rota de síntese de PHB em microrganismos é bem estabelecida: duas moléculas de acetil-CoA são condensadas pela enzima β -cetotiolase formando acetoacetil-CoA. Em seguida, a redução da molécula para (R)-3-hidroxibutiril-CoA por uma redutase que depende de NADPH para atuar. Por fim, a enzima de sintase de PHB atua, transformando o (R)-3-hidroxibutiril-CoA no monômero do poli-3-hidroxibutirato e unindo com a cadeia de polímeros já formado [25].

A síntese de PHB é favorecida quando em meios de cultura não balanceados, com limitação de algum nutriente diferente do carbono, como o nitrogênio e/ou o fósforo. Em condição plena de nutrição, o acetil-CoA é direcionado preferencialmente para o ciclo de Krebs, porém, quando há carbono em excesso e uma limitação nutricional, o acetil-CoA é direcionado para a biossíntese de PHB [26]. Esse mecanismo é importante para o desenvolvimento em escala industrial da produção desse polímero, uma vez que as duas etapas, crescimento do microrganismo e síntese do PHB, devem ser ajustadas para otimizar o processo.

2.3 Fontes de carbono

O custo da matéria prima é um dos principais fatores que afetam o preço final do PHB, sendo que a fonte de carbono pode representar até 45% dos custos totais da produção [9]. Desse modo, muitas pesquisas têm sido voltadas para buscar meios de cultura e fontes de carbono mais rentáveis que a glicose, uma vez que o substrato escolhido afeta a velocidade específica de crescimento do microrganismo e fatores de produtividade da conversão de substrato em PHB [5].

Diversos trabalhos estudam a aplicação de rejeitos de diferentes indústrias para atuar como fonte de carbono, podendo ser citado o melaço cítrico [3], melaço de cana-de-açúcar e a vinhaça [14], hidrolisado de amido de arroz [10], metano [11] e CO₂ [12]. Além disso, também é estudado o uso de microrganismos produtores de PHB para tratar efluentes como da indústria de soro de leite ou esgotos urbanos [13]. Finalmente, é de grande interesse para o contexto brasileiro pesquisar a aplicação de resíduos da indústria de biocombustíveis como a vinhaça e o bagaço de cana hidrolisado, que estão associados à produção de etanol [5, 9, 14, 20] e o glicerol, que está associado à produção de biodiesel [5].

No trabalho de Dalsasso et al. (2019) [14], estudou-se o efeito da adição de vinhaça em um meio de cultura com melaço tratado de cana-de-açúcar como fonte de carbono, comparando com um cenário apenas com melaço. Os resultados encontrados indicaram que a vinhaça não causou inibição na etapa de crescimento nem na de produção, sendo que os componentes desse substrato foram consumidos preferencialmente em relação a frutose e glicose, ainda na primeira etapa [14]. Esse comportamento já foi reportado outras vezes na literatura e acredita-se que isso se deve à presença de ácidos orgânicos na vinhaça [5]. Assim, a adição de vinhaça permitiu um crescimento mais rápido, aumentando a taxa de crescimento máximo da bactéria de $0,19 \text{ h}^{-1}$, quando fornecido apenas melaço tratado como fonte de carbono, para $0,36 \text{ h}^{-1}$ [14].

Apesar dos bons resultados quanto à aplicação da vinhaça, a concentração de PHB obtida apenas com a aplicação de pulsos de melaço foi relativamente baixa, com um valor de $11,7 \text{ g.L}^{-1}$ do produto, em um acúmulo de 56%. Na pesquisa de lenczak et al. (2015) [26] é proposto um método para a obtenção de culturas com alta densidade celular e maiores acúmulos de PHB na célula. Nesse estudo, foi utilizado uma técnica de reciclo de células com uma batelada alimentada, para retirar 25% do meio de cultura e substituir o mesmo volume com um meio de cultura rico em carbono, com concentrações de glicose e frutose similar a encontradas em melaços. Como resultado, foi obtido uma concentração total de biomassa de $61,6 \text{ g.L}^{-1}$, com um acúmulo de 68,8% de PHB na célula [26].

2.4 Biorrefinarias no cenário brasileiro

Biorrefinarias são instalações que convertem biomassa residual em algum produto de interesse. A implementação de biorrefinarias é interessante porque diminui a produção de rejeitos pela indústria, já que esse se torna insumo de outro processo, e porque permite revalorização desse rejeito, isto é, é possível produzir algo de maior valor agregado a partir do resíduo.

Além dessas vantagens, a utilização de uma biorrefinaria traz como diferencial também a possibilidade de fazer processos integrados para que custos com logística e com outros insumos necessários sejam reduzidos. Entretanto, o objetivo principal que se tem ao utilizar esse conceito é de tirar proveito de um

processo robusto e bem estabelecido para dar suporte a um processo incipiente e promissor [15].

Os produtos óbitos a partir de biorrefinarias mais utilizados são etanol, biodiesel, butanol, metano, etileno, entre outros [16]. Como fonte de biomassa é possível citar os óleos vegetais e o bagaço de culturas diversas. O Brasil, tendo como uma de suas principais atividades a agropecuária - 21,6% do PIB brasileiro em 2017 [17] - é um bom candidato à implementação de biorrefinarias. A indústria do milho, cana-de-açúcar, arroz, mandioca, trigo, coco, citrus e grama geram quase 600 milhões de toneladas de resíduos por ano [18].

Segundo a Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), o principal biocombustível produzido e consumido no país é o etanol. O Brasil foi pioneiro na utilização do álcool etílico em larga escala na década de 1970, durante a crise do petróleo, e mantém-se sendo o segundo maior produtor de etanol do mundo. No Brasil, o etanol é produzido majoritariamente a partir da fermentação de cana-de-açúcar e sua produção em 2018 foi superior a 164 milhões de barris [19].

O principal subproduto do processamento da cana-de-açúcar para fabricação de etanol é a vinhaça, um caldo complexo que tem como principais compostos orgânicos glicerol, ácido acético, ácido lático e etanol. Em média, para cada litro de álcool etílico, obtém-se entre 10 a 16 litros de vinhaça que é usada principalmente para fertilização do solo do plantio de cana. No entanto, deve-se tomar cuidado com sua aplicação, visto que esse subproduto pode ter consequências negativas caso descartado incorretamente, como contaminação de efluentes e eutrofização de rios [9].

Além da vinhaça, o bagaço de cana é o outro grande resíduo do processamento da cana-de-açúcar para fabricação de etanol. Apenas no Brasil na safra de 2019/2020, foram produzidas 615 milhões de toneladas de cana de açúcar que geraram 154 milhões de toneladas de bagaço [21], resultando em aproximadamente 1 tonelada de resíduo para cada 4 toneladas de cana. Em geral, o bagaço é queimado para a geração de energia na própria indústria sucroalcooleira, mas recentemente outras aplicações têm sido estudadas. Para isso, é preciso tratar o bagaço, de forma a se obter açúcares fermentáveis, que podem ser utilizados em diversos bioprocessos [20, 21, 22].

A cana-de-açúcar também é utilizada para a produção do açúcar refinado, sendo que a porcentagem da plantação destinada para esse produto depende principalmente das flutuações do seu preço no mercado internacional. A produção nacional de açúcar é em geral a maior mundialmente, sendo que na temporada de 2018/2019 a produção atingiu 29,13 milhões de toneladas [27]. Um subproduto desse processo é o melaço de cana, que é obtido a partir da separação dos cristais de sucrose do caldo concentrado e clarificado de cana. Em geral, o melaço é utilizado na fermentação para produção de etanol ou é reutilizado no processo do açúcar, o que diminui sua qualidade como substrato. Além do álcool etílico, diversas outras substâncias são produzidas com a aplicação do melaço como ácido láctico, ácido cítrico, proteínas, entre outros [30].

Dada a grande quantidade de resíduos de biomassa produzidos no país e os estudos sobre o uso de substratos alternativos para síntese de PHB, há uma grande oportunidade de se aplicar o conceito de biorrefinaria para a produção desse polímero. Em especial, destacam-se os resíduos da indústria sucroenergética, a vinhaça e o melaço, que são produzidos em largas quantidades e podem ser aplicados em uma indústria integrada às usinas de cana-de-açúcar, de modo a reduzir os gastos com matéria prima, logística e transporte.

2.5 Simulação de bioprocessos

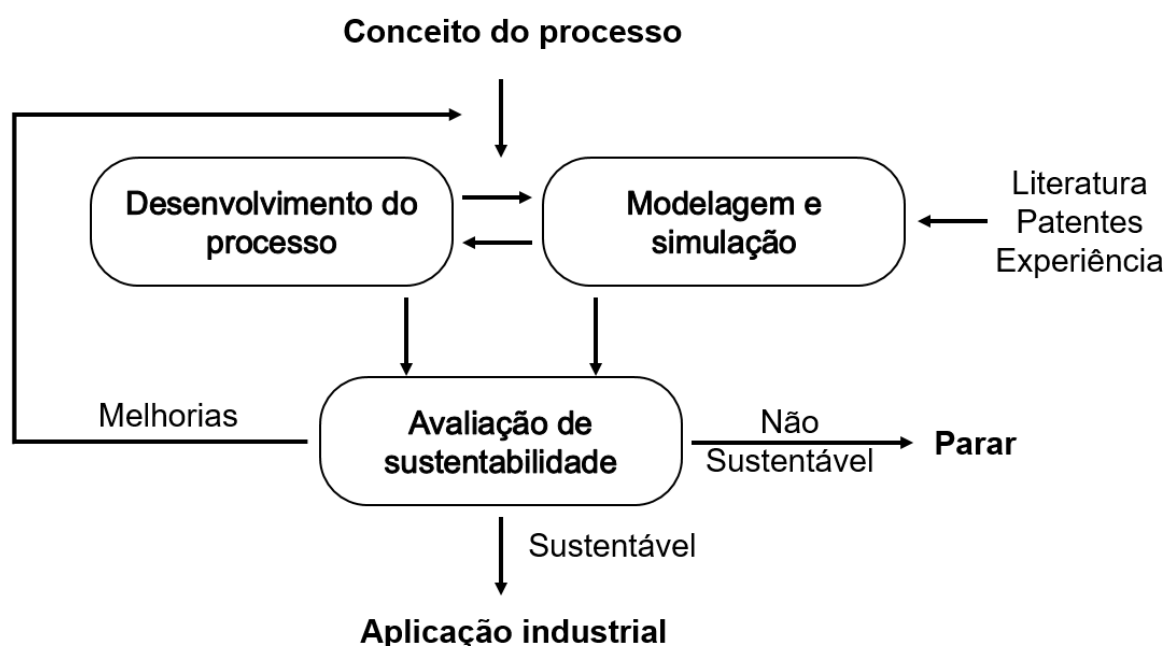
A simulação de processo é uma ferramenta importante para avaliar os efeitos técnicos e econômicos que as escolhas de substrato e microrganismos têm. Desenvolvido na década de 1950 nas indústrias química e de petróleo, a simulação de processo se tornou uma ferramenta difundida e muito aplicada no desenvolvimento e otimização de processos [28].

Um estudo feito por simulações tem uma importante etapa de preparo: primeiramente deve ser feito a modelagem do sistema, utilizando equações matemáticas, modelos mecanicistas (baseado em mecanismos físicos e químicos) e modelos empíricos para modelar as operações unitárias que irão compor o processo. Após a modelagem estar completa, a simulação pode ser realizada, que consiste em alimentar o modelo com diferentes dados de entrada para analisar os efeitos que as variáveis têm no processo e como elas interagem entre si. Esses

estudos permitem simular dados de diversos experimentos que seriam caros, trabalhosos e longos [28].

Como no desenvolvimento de um processo é preciso adquirir o máximo de conhecimento antes de tomadas de decisões, esses estudos feitos por simulações são essenciais para que o processo seja competitivo economicamente e sustentável. Como apresentado na Figura 3, o estudo de um novo processo ou produto na área de pesquisa e desenvolvimento é iterativo e deve ser acompanhado de estudos de modelagem e simulação e de análises de sustentabilidade, como análise de ciclo de vida e quantificação dos impactos ambientais. Uma vez que muitos dos bioprocessos sendo desenvolvidos atualmente visam substituir um processo já estabelecido, essas iterações são essenciais para garantir competitividade e melhores desempenhos ambientais [29].

Figura 3 - Desenvolvimento integrado de um processo



Fonte: Adaptado de Heinzle, Bower e Cooney (2006).

Apesar disso, o uso de simulação na indústria de bioprodutos ainda não é tão difundido como nas indústrias convencionais como químicos e petróleo. Como muitos bioprocessos são utilizados na produção de fármacos, a aplicação de simulações para otimização é limitada, uma vez que após um processo ser aprovado

pelos órgãos regulatórios, qualquer modificação deverá ser aprovada novamente [28]. Além disso, algumas das características básicas de bioprocessos tornam sua simulação e modelagem mais complicada do que processos convencionais. Podem ser citados, por exemplo, os substratos e meios de cultura complexos, com composição variável ou desconhecida, que impossibilita prever suas propriedades físicas e químicas. Além desses empecilhos, a dependência do tempo e não linearidade de reações biológicas, tornam necessário o uso de processos em bateladas ou batelada alimentada, que são diferentes do processo contínuo utilizado na indústria convencional [28].

2.6 Análise econômica

Para que seja feita a análise econômica do processo é importante definir uma metodologia adequada. Especialmente quando se trata de um bioproduto cujo maior impedimento é o alto custo de produção quando comparado ao produto competidor derivado de petróleo [8].

Os custos de um processo são divididos em custos de capital (também chamados de CAPEX) e os custos de operação (também chamados de OPEX). Os custos de capital referem-se ao investimento para construir e iniciar a operação da planta, enquanto os custos de operação referem-se aos custos durante a produção. Dentro desses dois grandes grupos de custos, há ainda mais subdivisões: os custos de capital são divididos em custos diretos e custos indiretos e os custos de operação são divididos em custos de manufatura e custos gerais.

A seguir são apresentados os custos de cada categoria utilizando as definições de Peters e Timmerhaus (1991) [33]:

- Custos de Capital (Diretos):
 - Equipamentos comprados: todos os equipamentos listados em um fluxograma detalhado, peças sobressalentes não instaladas, taxas, seguro e equipamentos extras necessários para instalação;
 - Instalação dos equipamentos comprados: instalação de todos os equipamentos listados, suportes, isolamento desses equipamentos e pintura dos mesmos;

- Instrumentação e controle: compra, instalação, calibração e programação computacional de todos os instrumentos e estratégias de controle;
 - Tubulação: tubulação de processo dos materiais mais comuns na indústria como aço carbono, alumínio, ferro fundido e outros, válvulas e suportes para tubulação;
 - Equipamento e materiais elétricos: equipamentos elétricos como motores, cabeamento, painéis, disjuntores, aterramento, luz e trabalho para instalação de tudo;
 - Civil: plataformas, escadas, elevadores, construções de acesso, construções auxiliares (escritórios, copa, banheiros, garagem, etc), serviços das instalações (aquecimento, ventilação, ar condicionado, sistema de incêndio, comunicação), oficinas para manutenção e guindastes;
 - Melhorias da área: estradas, áreas de estacionamento, cercas, paisagismo, instalações recreativas;
 - Instalações de serviço: instalações para utilidades, equipamentos não relacionados a processos (equipamentos médicos e de segurança, móveis para escritórios, extintores de incêndio etc.), instalações para embalagem, distribuição e armazenamento de produto;
 - Terreno: custo da propriedade e taxas.
- Custos de Capital (Indiretos):
 - Engenharia e supervisão: design e engenharia do processo e das instalações, comunicação, modelos para escala, consultorias e engenharia para supervisão e inspeção;
 - Custos de construção: construção, operação e manutenção de instalações temporárias, equipamentos extras para construção, supervisão, controle e taxas para construção;
 - Honorários dos contratados;
 - Contingência: um valor estimado para compensar eventos imprevisíveis.

- Custos de operação (De manufatura):
 - Custos Diretos de Produção: materiais brutos, mão-de-obra, supervisão e controle da operação, utilidades, manutenção e reparos, recursos para operação, custos do laboratório e royalties;
 - Taxas Fixas: depreciação, taxas relativas à propriedade, seguro e aluguel;
 - Despesas Gerais da Planta: custos médicos, de segurança e produção, despesas extras da folha de pagamento, empacotamento, restaurante, controle de qualidade, superintendência e armazenamento;
- Custos de Operação (Despesas Gerais):
 - Despesas Administrativas: salários executivos, custos de engenharia, jurídico, manutenção do escritório e comunicação;
 - Distribuição e marketing: escritório de vendas, custos dos vendedores, transporte e propaganda;
 - Pesquisa e Desenvolvimento;
 - Financiamento.

Para fazer a estimativa total dos investimentos de capital há diversos métodos, e a escolha do uso de um deles é definida pelo nível de detalhamento no qual o projeto se encontra. Dependendo desse nível, têm-se mais ou menos informações disponíveis e assim, é possível fazer uma estimativa com maior ou menor margem de erro, respectivamente. Como exemplos pode-se citar o método de item detalhado, o método do custo da unidade, o método da porcentagem do equipamento entregue, o método dos fatores de “Lang” para aproximação do capital de investimento, o método do fator de potência aplicado à razão de capacidade da planta, entre outros [33].

Na estimativa dos custos de operação, por outro lado, é comum que se utilizem três bases de cálculo: base diária, base unidade de produto ou base anual. Normalmente, a base anual é a melhor porque é possível amenizar efeitos da sazonalidade, é considerado o tempo de operação da planta e é possível calcular com facilidade os custos para uma produção menor do que a capacidade máxima, se desejado [33].

3 METODOLOGIA

3.1 Descrição geral do processo

Nesse projeto, foi estudado o processo de produção do polímero PHB pela bactéria *Cupriavidus necator*, a partir de resíduos de indústria de biomassa no Brasil. A escolha desse microrganismo foi baseada na presença de diversos estudos sobre seu consumo de substratos alternativos, além dela já ser estabelecida na indústria. Para o cenário base, estudou-se a aplicação da vinhaça, resíduo da produção de etanol, e do melaço, resíduo da produção de açúcar cristalino, como fontes de carbono, devido à grande extensão da produção de cana de açúcar no Brasil. Assim, considerou-se que a unidade de produção de PHB seria acoplada a uma usina sucroenergética no estado de São Paulo.

Baseado no trabalho de Boeira (2018) [5], a composição da vinhaça utilizada nesse estudo foi assumida como sendo 3,4 g.L⁻¹ de glicerol, 2,5 g.L⁻¹ de ácido acético, 1,5 g.L⁻¹ de ácido láctico e 3 g.L⁻¹ de ácido butírico, totalizando 10,4 g.L⁻¹ de fonte de carbono orgânica [5]. Além desses componentes, há também a presença de açúcares redutores, mas como este é consumido posteriormente aos ácidos orgânicos e ao glicerol, considerou-se que açúcares eram consumidos com os componentes do melaço [14].

A composição do melaço foi baseada no melaço sintético proposto no trabalho de Lino, Basso e Sommer (2018), que contém como fontes de carbono a sucrose (144 g.L⁻¹), a glicose (18 g.L⁻¹) e a frutose (18 g.L⁻¹) [30]. Como a sucrose não é consumida pela bactéria *C. necator*, assumiu-se um tratamento com enzimas para converter esse polissacarídeo em frutose e glicose, com um rendimento de 75% segundo Dalsasso et al. (2019). Dessa maneira, considerou-se que o melaço apresenta uma concentração total de 144 g.L⁻¹ de açúcares redutores.

Como a cana de açúcar deve ser processada logo após a colheita, para não perder a qualidade por contaminação microbiana, a operação das usinas está sujeita à paralisação devido a problemas na safra ou chuva. Desse modo, a planta de produção de PHB acompanharia o funcionamento da usina, operando por 200 dias ao ano [31]. Além disso, baseado em uma revisão sobre indústrias que produzem o polímero, assumiu-se um cenário base de 500 toneladas de PHB por ano [32].

O processo desenvolvido é composto de três etapas principais: o trem de inoculação, a fermentação e a recuperação do produto. Na primeira etapa, são utilizados semeadores para cultivar o *Cupriavidus necator* e preparar o inóculo que é enviado para o fermentador principal. Na fase de fermentação ocorre o crescimento da bactéria e, em seguida, o acúmulo de PHB na célula, que passa a ocorrer quando o meio de cultura está em condição de limitação de nitrogênio. Por fim, o caldo fermentado é enviado para a etapa de recuperação, onde ocorre a lise e o polímero é separado dos detritos celulares e outras impurezas. Estas etapas serão descritas com mais detalhes nas próximas seções.

3.2 Trem de inoculação

O trem de inoculação é composto por dois semeadores para realizar o cultivo e multiplicação do microrganismo. O volume do segundo semeador foi calculado de modo obter um volume de inóculo que, quando inserido no reator principal, resultaria em uma concentração inicial de biomassa de $0,5 \text{ g.L}^{-1}$. De maneira similar, o primeiro semeador foi estimado com o objetivo de fornecer uma concentração inicial de bactéria de $0,5 \text{ g.L}^{-1}$ para o equipamento seguinte.

Para ambas as fermentações, foi fornecido um meio de cultura composto de 85% de fonte de carbono (vinhaça e melaço) e 15% de meio mineral [5]. Para a fonte de carbono dos semeadores, considerou-se uma mistura de 18% de melaço e 82% de vinhaça, resultando em $25,9 \text{ g.L}^{-1}$ e $8,5 \text{ g.L}^{-1}$ de matéria orgânica provenientes do melaço e vinhaça, respectivamente. O meio mineral utilizado é descrito por Boeira (2018) [5], com algumas modificações para suplementação de nitrogênio, na Tabela 1 é apresentada a composição do meio mineral fornecido à cultura do microrganismo.

Tabela 1 - Composição do meio mineral para cultura de *C. necator*

Componente	Concentração (mg/L)
KH_2PO_4 (g/L)	1,0
Citrato de ferro (III) amoniacal (g/L)	0,06
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (g/L)	0,01
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (g/L)	0,5

Ácido nitrilotriacético (g/L)	0,190
Ureia (g/L)	2,27
H ₃ BO ₃ (mg/L)	0,3
CoCl ₂ .6H ₂ O (mg/L)	0,2
ZnSO ₄ .7H ₂ O (mg/L)	0,1
MnCl ₂ .4H ₂ O (mg/L)	0,03
Na ₂ MoO ₄ .2H ₂ O (mg/L)	0,03
NiCl ₂ .6H ₂ O (mg/L)	0,02
CuSO ₄ .5H ₂ O (mg/L)	0,01

Fonte: adaptado de Boeira (2018).

Para o crescimento da bactéria, foram consideradas duas reações independentes, uma para o consumo dos componentes da vinhaça e outra para os componentes do melaço. Para realizar a estequiometria das reações, estimou-se uma fórmula química para a vinhaça baseado na composição descrita anteriormente, resultando em CH_{2,194}O_{0,821}, enquanto para o melaço, utilizou-se fórmula química da frutose e glicose (C₆H₁₂O₆). Além disso, para a biomassa da bactéria *Cupriavidus necator* usou-se a fórmula CH_{1,77}O_{0,44}N_{0,25}.

Na Tabela 2 é apresentada a estequiometria em base mássica de ambas as reações de crescimento. A estequiometria foi calculada assumindo valor unitário para o coeficiente estequiométrico molar da vinhaça e do melaço, e o valor conversão de substrato em biomassa foi obtido a partir dos dados nos trabalhos de Boeira (2018) [5] e Dalsasso et al (2019).

Tabela 2 - Equações químicas utilizadas para descrever o crescimento das células

Equações
$27,36 \text{ CH}_{2,194}\text{O}_{0,821} + 20,5 \text{ O}_2 + 2,05 \text{ NH}_3 \rightarrow 11,69 \text{ CH}_{1,77}\text{O}_{0,44}\text{N}_{0,25} + 22,87 \text{ CO}_2 + 15,35 \text{ H}_2\text{O}$
$180,15 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 86,92 \text{ O}_2 + 13,51 \text{ NH}_3 \rightarrow 77,21 \text{ CH}_{1,77}\text{O}_{0,44}\text{N}_{0,25} + 124,43 \text{ CO}_2 + 78,94 \text{ H}_2\text{O}$

Fonte: este trabalho.

O tempo de reação foi estimado utilizando a Equação 1.

$$X = X_0 \cdot e^{\mu t} \quad (1)$$

Em que t é o tempo em horas, X é a concentração de biomassa em t (g.L^{-1}), X_0 é a concentração de biomassa no tempo inicial e μ é a taxa de crescimento em h^{-1} . Considerou-se uma concentração inicial de $0,5 \text{ g.L}^{-1}$ de biomassa e que a taxa de crescimento de manteve constante no valor máximo. Para o crescimento em vinhaça assumiu-se uma taxa de $0,36 \text{ h}^{-1}$ e para o crescimento em melaço assumiu-se uma taxa de $0,19 \text{ h}^{-1}$ [14].

3.3 Fermentação

Na fase da fermentação, o reator recebe o inóculo produzido no trem de inoculação, que é misturado com um meio de cultura composto pelo mesmo meio mineral apresentado na Tabela 1, e por uma mistura de vinhaça e melaço na mesma proporção que na fase anterior. Para essa etapa, a fonte de carbono inicial era composta por 40% melaço e 60% vinhaça, resultando em concentração de $57,6 \text{ g.L}^{-1}$ de açúcares do melaço e $6,24 \text{ g.L}^{-1}$ de componentes da vinhaça.

A fermentação é dividida em duas partes principais. A primeira é o crescimento, quando o meio de cultura não apresenta limitação nutricional, e a segunda etapa é a síntese de PHB, quando há limitação de algum nutriente, no caso desse trabalho o nitrogênio. Assim, o nitrogênio fornecido para o meio de cultura – na forma de ureia – é o suficiente apenas para a etapa de crescimento. A reação em base mássica utilizada para representar a produção de PHB é apresentada na Tabela 3. Para essa reação, considerou-se apenas o consumo dos açúcares do melaço e o balanceamento da equação foi feito assumindo uma conversão de $0,3 \text{ g/g}$ de substrato para o polímero, baseando-se no trabalho de Ienczak et al. (2015).

Tabela 3 - Equação química utilizada para descrever a síntese de PHB

Equação
$180,15 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 117,23 \text{ O}_2 \rightarrow 54,05 \text{ C}_4\text{H}_8\text{O}_3 + 172,66 \text{ CO}_2 + 70,68 \text{ H}_2\text{O}$

Fonte: este trabalho.

Como estratégia para atingir uma maior densidade celular na cultura, adotou-se o método de reciclo de células em batelada alimentada, proposto por Ienczak et al. (2015), como descrito na revisão bibliográfica. Durante a síntese do polímero, considerou-se que 25% do volume do meio seria retirado e substituído pelo mesmo volume de melaço, aumentando a concentração de açúcares no meio. Para isso, foi assumido a aplicação de uma membrana com fluxo de $45 \text{ L.m}^{-2}.\text{min}^{-1}$ para realizar uma filtração tangencial e reciclar as células de *C. necator*. Esse processo foi repetido 5 vezes durante a produção de PHB, resultando em tempo de fermentação de 20 horas. Para facilitar a simulação, a quantidade de açúcar do melaço que seria adicionado pela alimentação ao longo da batelada foi incluída na corrente do meio de cultura inicial. Com essa estratégia, foi assumido que a concentração final de biomassa residual (ou seja, diferente do PHB) seria de 20 g.L^{-1} enquanto a concentração final do polímero seria de 45 g.L^{-1} , resultando em um acúmulo de 69%.

3.4 Recuperação do produto

Após o fim da etapa de fermentação, o meio é coletado em um tanque e pode ser feito um pré-tratamento ou não. Para esse projeto, como é desejável que o processo tenha baixo custo para se obter um produto competitivo, escolheu-se não fazer o pré-tratamento. Além do próprio custo dessa etapa extra, há estudos que demonstram que ela tem maior influência nas características físicas do polímero do que em sua recuperação [7], indicando que não há perda significativa da produtividade do processo sem esta etapa. Do tanque, a suspensão segue a uma centrífuga, na qual se concentra esse meio para que ele passe em seguida por uma secagem por pulverização.

Tendo passado pelas etapas anteriores, as células são levadas a um tanque, no qual é adicionado o solvente carbonato de propileno. O solvente escolhido se mostrou eficiente em estudos realizados na extração do polímero produzidos por *C. necator* e comparado aos hidrocarbonetos clorados normalmente utilizados, o solvente utilizado é uma boa alternativa também porque possui baixa toxicidade e alto ponto de ebulição, permitindo que seja reutilizado diversas vezes sem precisar ser purificado [7].

O tempo de contato e a temperatura escolhida para ação do solvente foram de 30 minutos a 130 °C, pois se espera maior recuperação do polímero nessas condições [7].

Após a solubilização do PHB no solvente, essa suspensão é passada por um filtro prensa para que sejam retirados os pedaços de célula dela. A solução então é transferida para um tanque, no qual é adicionado um não-solvente, para que o PHB seja precipitado. A precipitação acontece durante 48h e durante esse tempo a suspensão é resfriada a temperatura ambiente lentamente. Essa suspensão é então passada por um filtro de correia, sendo lavada pelo não-solvente e assim é obtida a suspensão mais concentrada que é então seca por pulverização para obter o produto final, sólido, seco e puro.

Para que seja feita a recuperação do solvente e do não-solvente, a corrente líquida separada no filtro de correia é levada para uma coluna de destilação junto a corrente gasosa da secagem. Desse modo é possível reaproveitar elementos importantes do processo. Como é necessário ter um tanque de estocagem para os dois produtos para sua utilização no processo, é possível conceber que essas correntes provenientes da coluna de destilação podem ser direcionadas para esses tanques para seguirem para a próxima batelada, sendo necessário apenas garantir que o tanque tenha material suficiente para repor as perdas ocorridas durante o processo.

3.5 Cenário estudados

O cenário base estudado nesse projeto analisou a aplicação de vinhaça e melaço como fonte de carbono, em um período de operação de 200 dias por ano e com uma produção anual de 500 toneladas de PHB. Na seção de recuperação do produto, utilizou-se a acetona para precipitar o polímero do solvente. Em um cenário alternativo estudado foi usado água em maior volume para realizar a etapa de precipitação, cujo tempo de operação era drasticamente inferior.

Além disso, estudou-se um outro cenário apenas com a aplicação do melaço, o que permitiria operar por mais dias ao ano, uma vez que a alta concentração de açúcares no produto inibe o crescimento de bactérias contaminantes. Desse modo, para esse cenário foi considerado que o processo operaria 300 dias por ano. Esse

cenário foi estudado para verificar o efeito da utilização de vinhaça no processo, uma vez que a bactéria apresenta taxas de crescimento superiores nesse substrato. Por fim, no cenário com a utilização apenas do melaço, foi feito um estudo do efeito do aumento na escala do processo, aumentando a produção anual de 500 para 750 toneladas de PHB. Para todos esses cenários alternativos citados, a separação foi feita utilizando a acetona.

3.6 Análise econômica

A partir do dimensionamento do processo no SuperPro Designer, foram utilizadas correlações de custos dadas por Turton et al. (2008) [34] de equipamentos para estimar o valor de compra deles. Foi assumido que todos os equipamentos seriam de aço-carbono e os preços foram atualizados utilizando dados de inflação divulgados pelo IBGE [35] e o valor do câmbio do dólar de 2001 e 2019 [36]. Para os equipamentos mais específicos, a estimativa de preço dada pelo software de simulação foi utilizada.

No caso dos equipamentos cuja capacidade excede a máxima dada pelas correlações, foi adotado o preço máximo e esse foi extrapolado para capacidades maiores de maneira linear. Desse modo, perde-se o chamado ganho de “scale up”, entretanto, entende-se que ao sair dos limites dados pelas correlações, já não se trata de um equipamento “convencional” e, por conta disso, pode haver um custo maior desse equipamento. Por conta desse possível custo extra, extrapolar a correlação poderia levar ao subdimensionamento do preço dos equipamentos. Outro ponto importante é que, estando fora da faixa de equipamentos convencionais, seria necessário avaliar quantos equipamentos e qual a capacidade máxima considerada seria ideal. Entretanto, como essa análise não pode ser feita, considerou-se a extrapolação linear uma aproximação aceitável.

O software inclui um custo de “equipamentos não-listados” que abrange fermentadores seed e outros equipamentos secundários que não são considerados explicitamente na simulação [37]. Nesse projeto, como foi modelado a seção de preparo do inóculo e esses equipamentos secundários são apenas bombas e tanques de estocagem, foi decidido que esse valor seria estimado como 10% do custo total dos equipamentos ao invés de 20% como sugere o software.

Uma vez estimado o custo total dos equipamentos, foi utilizado o método da porcentagem do equipamento entregue para estimativa dos custos de capital, diretos e indiretos. Nesse método, os custos de capital são estimados como parcelas dos custos de compra dos equipamentos, como apresentado na Tabela 4 a seguir.

Tabela 4 - Fatores de porcentagem do custo do equipamento comprado para estimativa de custo de capital em plantas sólido-fluido

Item	Porcentagem do custo de compra de equipamentos para uma planta de processamento sólido-fluido
Equipamentos comprados	100%
Instalação dos equipamentos comprados	39%
Instrumentação e controle	13%
Tubulação	31%
Equipamento e materiais elétricos	10%
Civil	29%
Melhorias da área	10%
Instalações de serviço	55%
Terreno	6%
Custos diretos totais	293%
Engenharia e supervisão	32%
Custos para construção	34%
Honorários dos contratados	18%
Contingência	36%
Custos indiretos totais	120%
Capital de investimento total	413%

Fonte: Adaptado de Peters e Timmerhaus (1991).

No caso desse projeto, uma simplificação válida é considerar o custo do terreno como zero, já que a planta de PHB pode ser considerada como uma unidade dentro de uma usina de cana de açúcar e, portanto, o terreno já existe e não será comprado.

Já para os custos operacionais, foram utilizados custos de mercado para os materiais brutos. Os dados e referências são apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 - Resumo dos custos de materiais brutos

Item	Preço (US\$/kg)	Ref.
KH ₂ PO ₄	1,63	39
Citrato de ferro (III) amoniacoal	8,00	38
CaCl ₂ .2H ₂ O	0,25	39
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,30	39
Ácido nitrilotriacético	1,10	38
Ureia	0,27	39
H ₃ BO ₃	0,23	39
CoCl ₂ .6H ₂ O	3,58	39
ZnSO ₄ .7H ₂ O	0,79	39
MnCl ₂ .4H ₂ O	0,28	39
Na ₂ MoO ₄ .2H ₂ O	12,39	39
NiCl ₂ .6H ₂ O	4,56	39
CuSO ₄ .5H ₂ O	12,36	39
Água	1,6E-04	40
Carbonato de propileno	1,40	38
Acetona	0,52	39
Melaço	0,25	Este trabalho

Fonte: este trabalho

Como a vinhaça é um resíduo da produção de etanol e foi considerado um cenário em que a fábrica está integrada a uma usina sucroenergética, considerou-se que esse substrato não tem custo. O melaço, apesar de ser um resíduo da produção de açúcar cristalino, possui diversas aplicações como substrato, inclusive na fermentação para a produção de álcool etílico. Por essa razão, o custo do melaço foi calculado baseado no preço de venda médio do etanol 2019 [44] e na conversão de melaço em álcool reportada por Lino, Basso e Sommer (2018) [30]. Desse modo, o

custo do substrato contempla um custo de oportunidade de deixar de direcionar o melaço para a produção de etanol e usar na produção de PHB.

Para os custos de utilidades, foram utilizados como base os valores de água de resfriamento, vapor, eletricidade, água resfriada, tratamento de rejeitos líquidos, de [28] atualizados para US\$ (2019). Com os custos brutos unitários e o consumo de cada um deles feito pelo dimensionamento do processo, é possível obter os custos de materiais brutos e de utilidades por meio do software.

Já para o custo de mão-de-obra, o valor de [41] foi atualizado para US\$ (2019) e, com a estimativa das horas trabalhadas anualmente feita pelo simulador, é possível calcular os custos da folha de pagamento, incluindo encargos. Além desses, há ainda outros custos operacionais a serem considerados. A estimativa deles foi feita baseando-se em porcentagens usuais para indústrias químicas de custos já estimados, segundo as porcentagens apresentadas na Tabela 6.

Tabela 6 - Fatores e suas bases para estimativa dos custos de operação

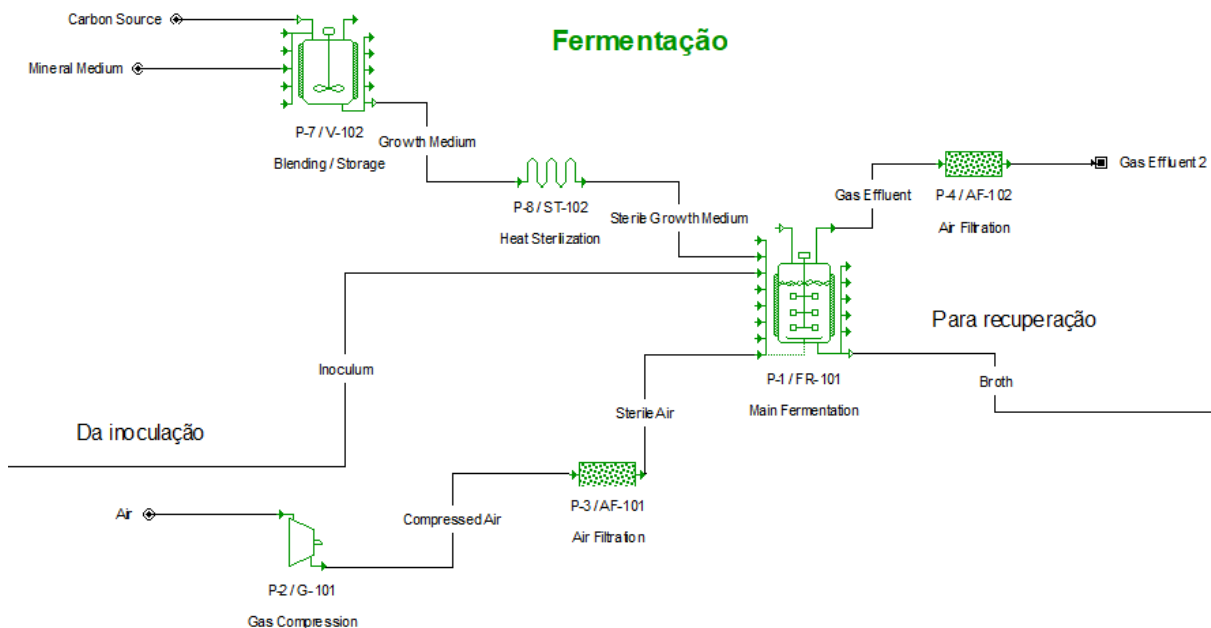
Custo	Fator	Base
Supervisão da operação	15%	Mão-de-obra da operação
Manutenção e reparos	6%	Capital de investimento total
Suprimentos para operação	15%	Manutenção e reparos
Laboratório	15%	Mão-de-obra da operação
Patentes e royalties	0%	Custo do produto
Depreciação de equipamentos	10%	Custo dos equipamentos comprados
Depreciação de prédios	3%	Investimento civil
Taxas locais	2%	Capital de investimento total
Seguro	1%	Capital de investimento total
Aluguel	0%	Valor do terreno e prédios
Plant-Overhead	60%	Mão-de-obra da operação + Supervisão da operação + Manutenção e reparos
Administrativo	15%	Mão-de-obra da operação + Supervisão da operação + Manutenção e reparos
Distribuição e venda	5%	Custo do produto
Pesquisa e desenvolvimento	5%	Custo do produto

Fonte: Adaptado de Mantelatto (2011) e Peters e Timmerhaus (1991).

Para alguns desses custos, há um valor de fator usual e, nesses casos, esse foi o escolhido. Entretanto, para a maioria desses custos, há uma faixa de valores que é usual, nesse caso foi então escolhido como referência para escolha desses valores um estudo feito para uma planta de produção de PHB [42].

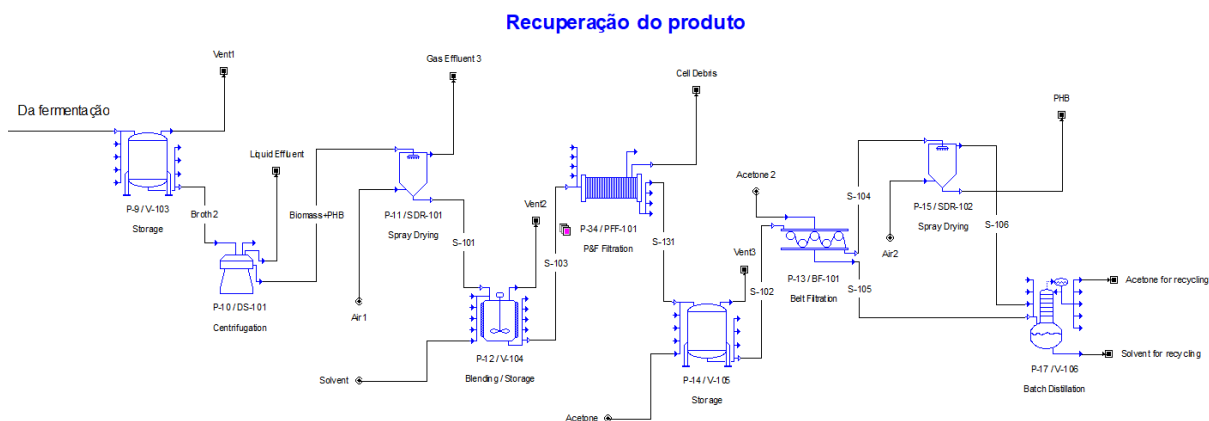
Neste projeto, tratando-se de uma unidade dentro de uma usina de cana de açúcar, admitiu-se que os custos operacionais de laboratório de controle de qualidade e de pesquisa e desenvolvimento podem ser retirados, pois essas atividades devem ser englobadas pela biorrefinaria.

Figura 5 - Diagrama da fermentação principal do processo de produção do biopolímero PHB



Fonte: este trabalho.

Figura 6 - Diagrama da recuperação do produto no processo de produção do biopolímero PHB



Fonte: este trabalho.

Na etapa do preparo do inóculo, foram utilizados dois semeadores, um com volume de $0,26 \text{ m}^3$ e outro com volume de $7,1 \text{ m}^3$. Para cada semeador, foi considerado que haveria um tanque de mistura para preparar o meio de cultura, misturando o meio mineral com a vinhaça e melaço, na proporção descrita anteriormente. Para garantir que não haveria contaminação no processo, foi incluída uma esterilização a calor para o meio de cultura e um filtro para o ar sendo

borbulhado no semeador. A partir da Equação 1 e assumindo consumo total da fonte de carbono fornecida aos reatores, calculou-se um tempo de fermentação de 12 horas para cada semeador.

O inóculo preparado atingiu uma concentração de $12,5 \text{ g.L}^{-1}$ de biomassa, fornecendo aproximadamente 80 kg de célula por batelada para a fermentação principal. Para essa etapa, calculou-se um fermentador com volume de $175,21 \text{ m}^3$ além de um tanque agitado de $167,12 \text{ m}^3$ para o preparo do meio de cultura. Assim como na seção anterior, foi considerado o uso de uma esterilização para o líquido sendo enviado ao reator e um filtro para o ar sendo borbulhado, para garantir a esterilização do processo. O tempo da reação de crescimento foi estimado em 15 horas e, somando ao tempo da síntese do PHB, o tempo total de fermentação foi de 35 horas. Nesse estágio, cerca de 75 m^3 de vinhaça e 270 m^3 de melaço (incluindo o reciclo) foram consumidos.

Após a etapa de fermentação, o caldo de fermentado foi enviado para um tanque de estocagem para começar a etapa de separação do produto. Inicialmente, o caldo passa por uma centrifugação (com vazão total de aproximadamente 440 L/min) e por secagem por pulverização (com volume de $13,8 \text{ m}^3$), para retirar o meio de cultura e aumentar a concentração da biomassa. Em seguida, foi feita a mistura de 106 m^3 do solvente carbonato de propileno em um tanque de agitação e aqueceu-se a mistura para extrair o polímero da célula e dissolvê-lo. A solução foi enviada para dois filtros prensa (75 m^2) para separar os detritos da célula da solução com o polímero dissolvido. Em um decantador foi adicionado a acetona para $52,6 \text{ m}^3$ de acetona para resfriar e precipitar o polímero. Após 48 horas de precipitação, o material foi levado por um filtro de correia, onde foi lavado por uma corrente com acetona com vazão de $1,9 \text{ L/min}$ por metro de correia. Finalmente, o polímero é novamente seco por pulverização, em um equipamento de 9 m^3 , obtendo um material final com 99% de pureza de PHB. A corrente gasosa da secagem e a corrente líquida da filtração são enviadas para uma coluna de destilação, onde é feito a separação da acetona e do carbonato de propileno para serem reutilizados. O processo tem uma duração total de 138 horas, com um período de ciclo de 60 horas, o que resulta em 78 bateladas ao ano. Em cada batelada, são produzidas aproximadamente 6,4 toneladas de PHB, totalizando uma produção anual de 500 toneladas do polímero.

4.2 Análise econômica

Os dados de investimentos de capital e de custos de produção anual do cenário base são apresentados sinteticamente na Tabela 7.

Tabela 7 - Resumo dos dados econômicos da produção de PHB no cenário base

Capital de Investimento Total	34,32	MM US\$
Custo de Operação Total	7,66	MM US\$/ano
Produção anual	500	ton/ano
Custo da unidade de produção	15,32	US\$/kg

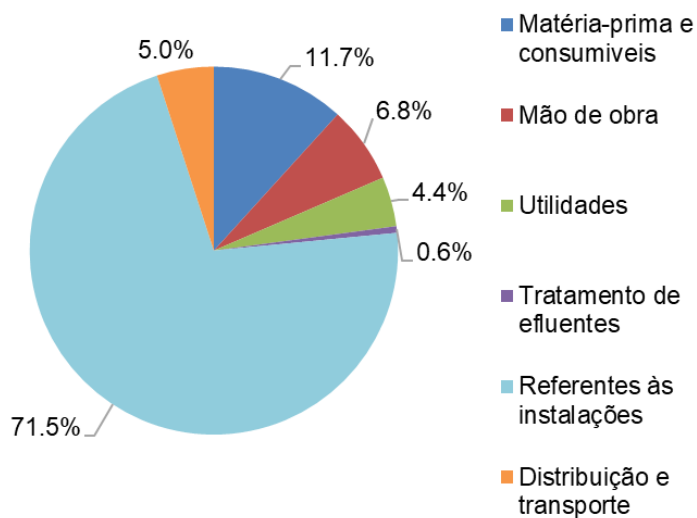
Fonte: este trabalho.

O valor calculado de mercado para o polipropileno é de US\$ 1,28/kg [39], portanto, o custo estimado neste projeto é aproximadamente 12 vezes maior no cenário base. Nas próximas seções serão analisados todos os cenários simulados e quais são os principais fatores que afetam o custo do polímero, visando entender quais são os maiores gargalos e quais são os pontos mais importantes para redução desse custo.

4.2.1 Composição do custo no cenário base

Na Figura 7 é apresentado um gráfico com o impacto de cada custo de operação no preço final do PHB. Como é possível observar, os custos referentes às instalações representam o maior percentual na composição do valor da operação anual. Esses custos englobam manutenção, suprimentos de operação, depreciação das construções e maquinário e outros gastos gerais na fábrica (chamado de *overhead*). O cálculo desses valores é feito baseado no investimento inicial em equipamentos, como já explicado na Seção 3.6. O investimento foi estimado segundo correlações de custo da literatura [33] e modelo de custo do SuperPro, que são dimensionadas para o mercado norte americano. É possível aplicar alguns fatores de conversão para o mercado nacional, mas devido à grande variação da cotação do dólar dos últimos anos, optou-se por manter os valores estimados.

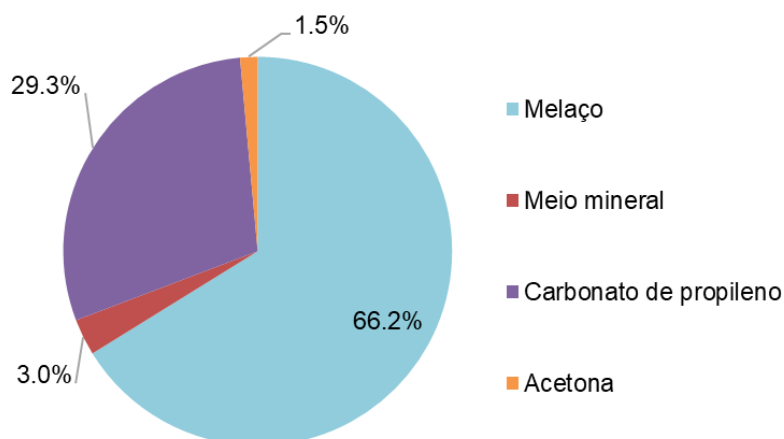
Figura 7 - Composição dos custos do polímero no cenário base



Fonte: este trabalho.

Observando o gráfico da Figura 7, nota-se que o custo com o segundo maior impacto no valor final do polímero produzido foi o gasto com matéria-prima e consumíveis, seguido da mão de obra e da distribuição e transporte. O tratamento de efluentes líquidos e sólidos e os gastos com utilidades representam as duas menores parcelas do valor final do PHB. Na Figura 8 é apresentado uma análise mais profunda da influência de cada insumo no gasto com matéria-prima e consumíveis.

Figura 8 - Composição do gasto anual com matéria-prima e consumíveis

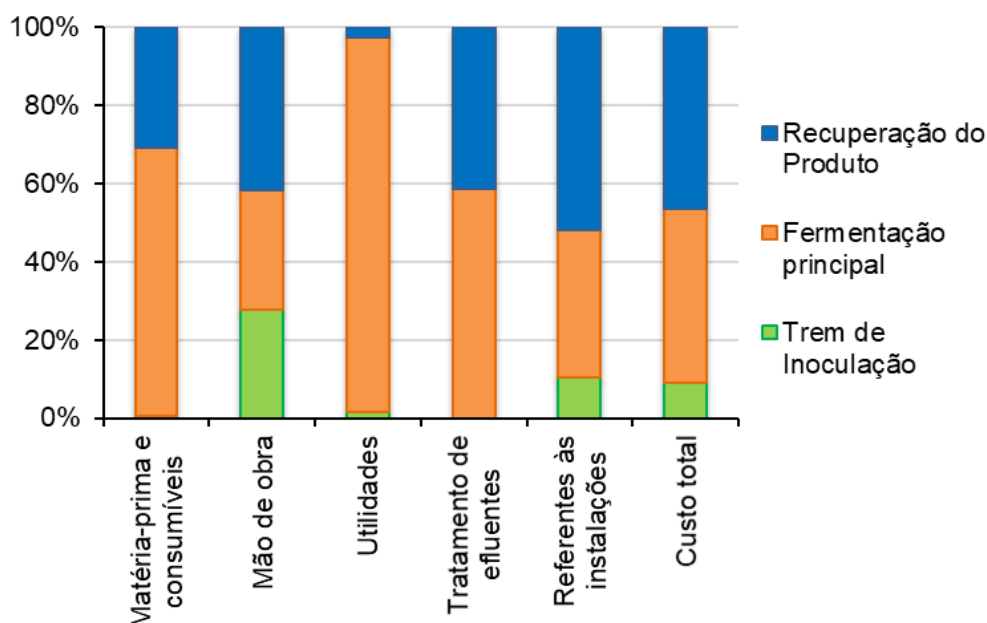


Fonte: este trabalho.

Apesar de o solvente carbonato de propileno ser o produto mais caro utilizado em grandes quantidades no processo, a reciclagem da substância faz com que ela tenha um impacto reduzido nos gastos com matéria-prima e consumíveis. O reciclo também faz com que a acetona, também utilizada em grandes volumes na planta, tenha um impacto tão pequeno no gasto anual. Por outro lado, o melaço, que é um substrato mais barato que outros utilizados nas indústrias, representa uma parcela de aproximadamente dois terços desse custo. Considerando uma situação na qual o melaço utilizado fosse apenas o excedente da produção e, portanto, não tivesse um custo de oportunidade associado a ele, o valor do preço final do PHB seria de 14,07 US\$/kg, uma redução de 1,25 dólares por kg do polímero.

Na Figura 9 é apresentada uma análise da distribuição de cada custo nas três seções da planta de produção.

Figura 9 - Distribuição dos custos de operação nas três seções do processo



Fonte: este trabalho

É possível observar que quanto à matéria-prima e consumíveis, o maior custo se dá na fermentação, isso apenas porque há a reciclagem do solvente e da acetona na seção de recuperação do produto. Já quanto aos custos referentes às instalações, percebe-se que o *downstream* sozinho é responsável por mais de metade deles. Isso é devido ao fato de que há mais equipamentos nessa etapa do

processo e, portanto, há maiores custos de manutenção, depreciação, *overhead* da planta e suprimentos para operação.

Os custos de utilidades concentram-se na seção de fermentação e isso provavelmente é consequência a esterilização necessária para entrada no fermentador e a compressão do ar para oxigenar o biorreator. O tratamento de efluentes ocorre nas etapas de recuperação e de fermentação, com a segunda etapa sendo mais significativa devido ao processo de reciclo das células no fermentador, o que resulta em um grande volume de rejeito líquido a ser tratado.

Por último, sendo os custos referentes às instalações os mais significativos no custo do produto, é esperado que o custo total por segmento siga a tendência do referente às instalações. Dessa maneira, a recuperação do produto representa 46,5% do preço do PHB, enquanto a fermentação é responsável por 44,5% do gasto anual de produção. A seção do preparo do inóculo representa a menor parcela do custo total (9%), mas não deixa de ser um valor significativo no valor final.

4.2.2 Substituição do não-solvente

Outro cenário simulado foi o de utilizar água no lugar da acetona para precipitar o polímero depois de separado dos detritos celulares. Com a utilização da água há um custo bem mais baixo para o não-solvente e um tempo de precipitação menor (uma redução de 48 horas para apenas 30 minutos após a adição da água), o que permite realizar mais bateladas no ano. Isso, a princípio, diminuiria o volume dos equipamentos e diminuiria então o custo dos equipamentos. Entretanto, o volume de água que deve ser adicionado é de 4L de água para cada litro de solvente, fazendo com que o tanque para precipitação e a coluna de destilação para recuperação do solvente sejam maiores. Na Tabela 8 é apresentado um resumo dos resultados obtidos nesse cenário.

Tabela 8 - Resumo dos dados econômicos e de produção do cenário com água

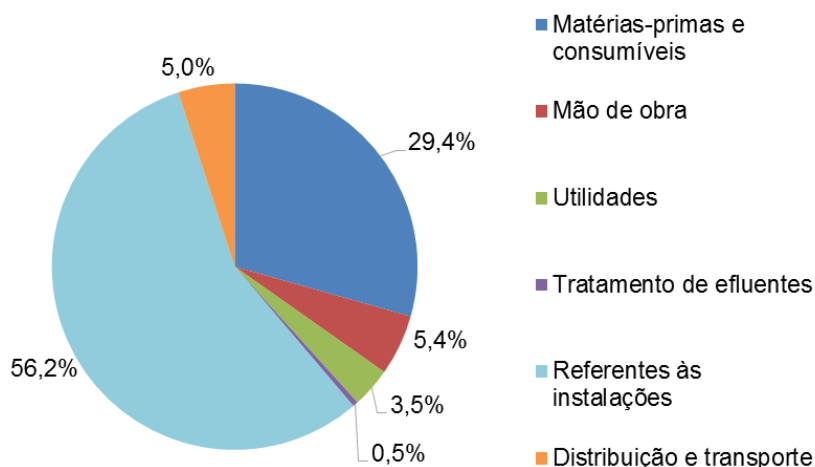
Número de Ciclos	113	bateladas/ano
Capital de Investimento Total	36,9	MM US\$
Custo de Operação Total	10,47	MM US\$/ano
Produção Anual	500,4	ton/ano
Produção por Ciclo	4,43	ton/batelada
Custo da Unidade de Produção	20,93	US\$/kg

Fonte: este trabalho.

Como pode ser observado, para se atingir a mesma capacidade que o cenário base de 500 toneladas por ano de PHB, a produção em cada batelada foi muito menor, aproximadamente 2 toneladas a menos. Isso é possível pois o número de bateladas é aproximadamente 45% maior, devido à uma redução significativa na duração da etapa de precipitação. Apesar da maioria dos equipamentos terem volumes e capacidades menores, com exceção dos dois citados anteriormente, o Capital de Investimento Total ainda é maior do que o estimado no cenário base. Isso porque a coluna de destilação, que é um equipamento complexo e custoso, custa mais que o dobro da coluna estimada no cenário base. A razão para a variação significativa no custo de aquisição é a grande diferença no volume de não-solvente aplicado à etapa de precipitação: no cenário com acetona foram adicionados 52,6 m³, enquanto para a água foi estimado um volume de 323 m³.

Na Figura 10 é apresentada a composição dos custos do produto nesse cenário, do mesmo modo que foi feito para o cenário base.

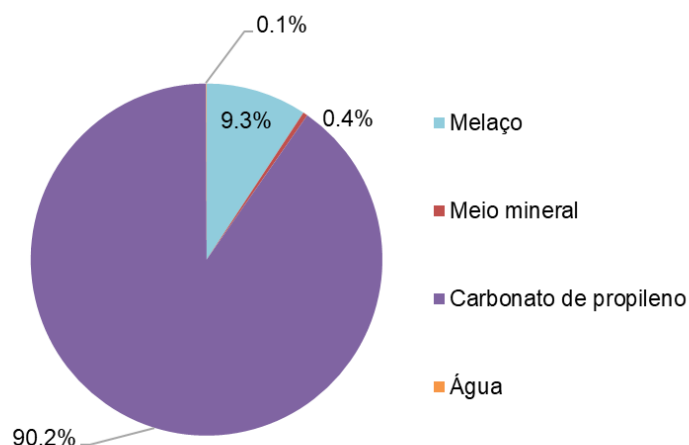
Figura 10 - Composição dos custos do produto para o cenário com água como não-solvente



Fonte: este trabalho.

Apesar do aumento no investimento inicial em equipamentos e, consequentemente, um maior gasto referente às instalações, esse custo representa uma parcela menor do que no cenário anterior. Isso acontece pois o custo com matérias-primas e consumíveis é mais significativo nesse cenário, uma vez que a separação do solvente da água é menos eficiente do que da acetona, resultando em um gasto maior adquirindo carbonato de propileno. Sendo o solvente um dos insumos mais caros do processo, o custo dos consumíveis aumenta consideravelmente, sendo cerca de 3,4 vezes maior do que o cenário base. Na Figura 11 é apresentado a composição do gasto anual com matéria-prima e consumível para cada insumo.

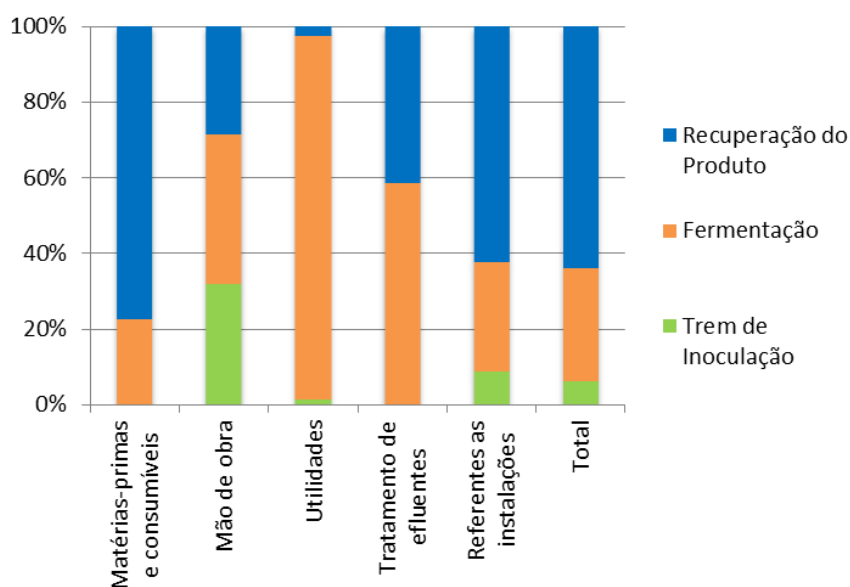
Figura 11 - Composição do gasto anual com matéria-prima e consumíveis



Fonte: este trabalho.

Como pode ser observado, o carbonato de propileno é responsável por aproximadamente 90% do custo, representando uma parcela muito maior nesse caso do que no cenário base, no qual participava com uma parcela de 29,3% (Figura 8). Além desse aumento no gasto com matéria-prima e consumíveis, também é possível perceber diferenças na distribuição dos custos de manufatura nas seções da planta, a partir do gráfico apresentado na Figura 12.

Figura 12 - Composição dos custos de operação por seção no cenário com água



Fonte: este trabalho.

Assim como no cenário base, os custos com utilidades estão concentrados na etapa de fermentação e os custos de mão-de-obra e de tratamento de efluentes estão distribuídos de maneira similar. As diferenças mais marcantes encontram-se nas distribuições dos custos de matérias-primas e consumíveis, dos custos referentes às instalações e dos custos totais de operação. Como citado anteriormente, a separação e recuperação do solvente não é tão eficiente e, por isso, há um consumo maior desse insumo, fazendo com que a parcela de recuperação do produto passe de cerca de 30% (Figura 9) dos custos de matérias-primas para quase 80%. Nos custos referentes às instalações, novamente a separação e recuperação do solvente é o fator crítico e representa uma parcela ainda maior do que no cenário base, atingindo mais de 60% desse gasto anual. Isso ocorre pois os equipamentos da fase de fermentação e trem de inoculação são menores, mas há um aumento considerável em equipamentos do *dowstream*.

4.2.3 Substituição da fonte de carbono

Além dos cenários já citados, foi feito um cenário no qual se utilizaria apenas melaço como fonte de carbono para a fermentação e para o trem de inoculação. Inicialmente, foi assumido que a operação anual seria de 200 dias, assim como no caso com uso da vinhaça e a acetona foi escolhida para a etapa de separação. Nesse modelo, o tempo de fermentação para o crescimento da bactéria é maior pois a taxa de crescimento do microrganismo em melaço é inferior do que em vinhaça. Utilizando a Equação 1 descrita anteriormente, calculou-se um tempo de 18 horas para a fermentação no trem de inoculação e um tempo de 21 horas para o processo no fermentador principal. Esses novos tempos de fermentação resultam em um aumento total de 18 horas no processo de produção do polímero.

Apesar do aumento da duração nas duas primeiras etapas do processo, o número de bateladas anuais se manteve igual ao cenário com o uso da vinhaça, com 78 bateladas por ano. Isso acontece pois o tempo necessário para poder começar um novo ciclo é o mesmo nos dois cenários. Assim, como o número de bateladas anuais é o mesmo, cada processo manteve a produção de aproximadamente 6,4 toneladas por batelada e, conseqüentemente, a capacidade dos equipamentos foi mantida. Desse modo, a única diferença significativa entre os

estudos foi o consumo de melaço, que é superior quando somente este substrato é utilizado. Essa diferença resulta em um aumento no preço final do polímero, que passa de 15,32 US\$/kg para 15,54 US\$/kg.

Entretanto, há uma vantagem na utilização apenas do melaço, pois permite que a operação ocorra independentemente da sazonalidade da cultura de cana-de-açúcar. Isso porque o melaço pode ser armazenado para ser utilizado durante o período em que a usina não estiver em operação [43]. A partir disso, foi modelado e simulado um cenário em que a operação da planta de PHB seria de 300 dias ao ano, com uma capacidade anual de 500 toneladas do polímero. Como o uso da acetona mostrou-se ser mais viável economicamente, ela foi escolhida para a etapa de precipitação. Na Tabela 9 é apresentado um resumo dos resultados de custos e de produção dessa simulação.

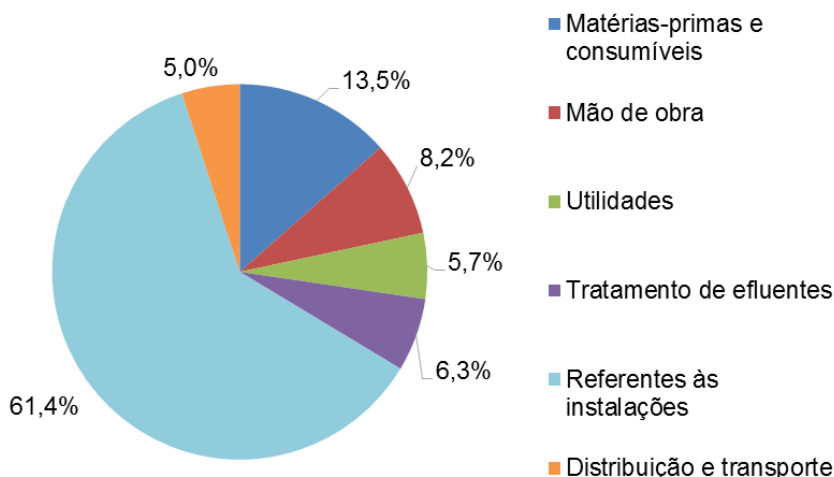
Tabela 9 - Resumo dos resultados de custos e operação para cenário com melaço como fonte única de carbono

Número de Ciclos	119	bateladas/ano
Capital de Investimento Total	25,99	MM US\$
Custo de Operação Total	6,90	MM US\$/ano
Produção Anual	500,2	ton/ano
Produção por Ciclo	4,2	ton/batelada
Custo da Unidade de Produção	13,81	US\$/kg

Fonte: este trabalho.

Percebe-se que a quantidade de bateladas nesse caso é maior e isso se dá por conta do período de operação anual que passou de 200 para 300 dias do cenário base para este. Esse aumento no número de ciclos reduz a produção por batelada e, portanto, os equipamentos necessários são menores, diminuindo o custo de capital. Diferente do cenário com água para realizar a precipitação, como a recuperação do solvente é feita de maneira eficiente, o custo operacional é também reduzido. Com essas reduções, o custo final do quilo do polímero foi reduzido em 1,5 dólares quando comparado ao cenário base (de 15,32 US\$/kg para 13,81 US\$/kg). Na Figura 13 é apresentada a composição dos custos para esse cenário.

Figura 13 - Composição dos custos de operação para cenário com melaço como única fonte de carbono



Fonte: este trabalho.

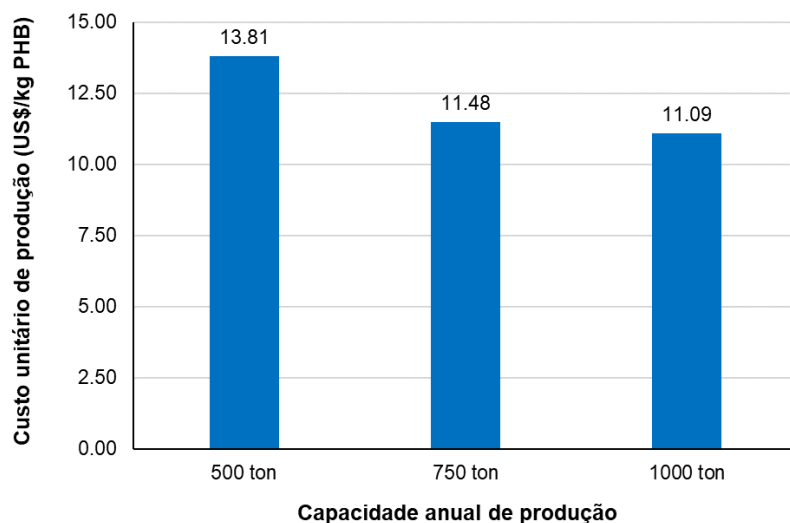
Percebe-se que a distribuição dos custos nesse cenário é mais equilibrada, tendo diminuído a participação dos custos referentes às instalações. Como esses gastos estão diretamente ligados ao investimento para a compra dos equipamentos, que é inferior neste caso quando comparado ao cenário base, a participação de praticamente todos os outros custos no valor final é maior.

Ainda assim, segundo Peters e Timmerhaus (1991) [33] os custos de utilidades e de mão-de-obra, usualmente compõe de 10 a 20% do custo de operação, cada um e no cenário analisado, os dois têm participação menor. Isso indica que os custos referentes às instalações, e, portanto, os custos dos equipamentos, ainda estão acima dos que seriam considerados usuais para esse processo.

4.2.4 Efeito do aumento da escala de produção

Para estudar o efeito que o aumento de escala tem no preço do produto, foi escolhido o cenário com a utilização apenas do melaço por 300 dias no ano, uma vez que esse caso resultou no menor custo de produção por unidade de PHB. Além de uma produção anual de 500 toneladas de polímero, foram modeladas plantas para uma capacidade de 750 e 1000 toneladas por ano. Na Figura 14 é apresentado uma comparação entre o custo de produção por unidade de cada cenário.

Figura 14 - Variação do custo do polímero com a capacidade de produção



Fonte: este trabalho.

Como observado na Figura 14, um aumento na produção anual resulta em uma diminuição significativa no custo unitário de produção do polímero. Na indústria, em geral, aumentar a capacidade dos processos é acompanhado de um fator de aumento de escala (do inglês, *scale up*), o que resulta em um aumento com proporção menor no custo do equipamento. Uma vez que a parcela mais significativa dos gastos anuais de operação é referente à instalação e aos equipamentos, o custo unitário de produção tem um incremento menor que o aumento da capacidade.

Pode ser notado que a redução do custo é maior no aumento da capacidade de 500 toneladas anuais para 750 toneladas do que desse valor para 1000 toneladas por ano de polímero. Isso acontece pois alguns dos equipamentos necessários tem capacidades superiores a aqueles usualmente encontrados na indústria e listados na literatura [34]. Por essa razão, considerou-se que esses equipamentos não teriam ganhos de aumento de escala, o que reduziu o impacto da variação da produção anual para capacidades muito grandes. Portanto, pode-se concluir que trabalhar com maiores valores de concentração de polímero no fermentador principal possibilitaria uma redução nos volumes desse equipamento e de outros da etapa de separação. Com isso, seria possível trabalhar nas faixas usuais de capacidade da indústria e intensificar o ganho associado ao aumento de produção.

Na hipótese de que o melaço utilizado para a produção de PHB é o excedente de uma usina sucroenergética e não será utilizado para a produção de etanol, pode ser considerado que esse insumo não tem um custo associado. Nesse cenário, o custo unitário de produção é de 12,53 US\$/kg, 10,20 US\$/kg e 9,81 US\$/kg para as capacidades anuais de 500, 750 e 1000 toneladas, respectivamente. Como a conversão de melaço para o polímero é a mesma em todos os cenários, há sempre a mesma proporção do substrato para o produto e, portanto, em todos os casos é economizado 1,28 US\$/kg no custo de produção. É válido ressaltar que para ser possível considerar que o melaço não possui custo, seria necessário um excedente de produção de aproximadamente 2400, 3700 e 4900 toneladas do substrato anualmente em cada cenário. Em geral, são produzidos de 40 a 60 kg de melaço para cada tonelada de cana processada [45], e há usinas com processamento anual de 4,5 milhões de toneladas de cana por ano [46], resultando em 180 a 270 mil de toneladas de melaço por ano. Desse modo, pode-se concluir que a hipótese de o melaço não possui um custo associado é válida para usinas de grandes capacidades de moagem.

5 CONCLUSÕES

Apesar dos desafios encontrados na produção de bioprodutos para substituir produtos de origem fósseis, é possível identificar neste trabalho pontos importantes para o desenvolvimento dos estudos acerca da fabricação de PHB em escala industrial.

Primeiramente, tratando do cenário base, é possível concluir que os custos dos equipamentos são os mais significativos, que levam os custos referentes às instalações a representarem 71,5% do custo do produto. Por conta disso, para que haja queda nos custos, seria necessário reavaliar as operações unitárias utilizadas, principalmente na seção de recuperação do produto. Essa etapa engloba 50% dos custos de referentes às instalações, uma vez que possui mais etapas e mais equipamentos. Desse modo, outras operações unitárias podem ser testadas para se alcançar resultados melhores a custos iguais ou menores.

Um ponto favorável desse cenário é a separação e reciclagem eficiente do solvente e da acetona. Isso faz com que os custos com matérias-primas e consumíveis seja menos significativo para composição do custo de operação anual do produto. É interessante ressaltar que ao considerar o melaço sem custo de oportunidade, esse cenário se torna mais interessante, tendo o custo do produto reduzido de US\$ 15,32 a US\$ 14,07 por quilo de polímero.

Já o cenário utilizando a água como não-solvente tem como principal atrativo o tempo curto de precipitação, de apenas 30 minutos, possibilitando diminuir o tempo de batelada (quase 60% menor do que no cenário base). Com o tempo menor de batelada é possível diminuir o volume dos equipamentos, aumentando o número de bateladas, mantendo a produção anual de 500 toneladas de polímero, ou utilizar equipamentos de capacidade similar ao do cenário base para obter uma produção anual maior. Entretanto, apesar desse atrativo, a reciclagem do solvente com baixa eficiência faz com que os custos de matérias-primas e consumíveis seja mais alto, 37% maior que do cenário base, fazendo com que esse cenário não seja o mais barato quando comparado aos outros analisados neste estudo. Além disso, os custos de capital não são menores do que no cenário base e isso se dá principalmente porque a coluna de destilação, que é um equipamento complexo e custoso, tem que ter um volume muito maior do que o estimado no cenário base.

Essa capacidade é muito maior porque é preciso adicionar muito mais água do que acetona (cerca de 7,4 vezes mais, em massa) para que ocorra a precipitação do polímero. Esses fatores fazem com que o custo do produto seja de 20,93 US\$/kg.

Tratando-se do uso apenas do melaço, foi utilizada a acetona como não-solvente nesse cenário porque, de acordo com as análises feitas neste trabalho, é o método de recuperação mais promissor. A utilização da vinhaça em associação ao melaço faz com que o tempo de fermentação diminua em 18 horas e faz com que se tenha uma fonte de carbono que não tem custo, pois é um rejeito da produção de etanol. Entretanto, diferentemente do esperado, esses fatores não se mostraram críticos para diminuição do custo do produto, que acabou sendo calculado como US\$ 15,54 por quilo de polímero. Isso aconteceu porque o número de bateladas possíveis é igual ao cenário base pois o tempo de ciclo se manteve o mesmo.

Desse modo, o cenário com uso apenas de melaço se mostra interessante porque pode ser estendida a produção para os períodos fora da sazonalidade da produção de cana-de-açúcar, permitindo assim uma diminuição significativa do custo, chegando a um custo de 13,81 US\$/kg, cerca de 89% do custo calculado anteriormente. Isso acontece principalmente por conta da diminuição das capacidades dos equipamentos utilizados.

Em vista disso, ao fazer um aumento da produção desse cenário, há ainda o ganho de “*scale up*”, sendo possível alcançar os custos de US\$ 11,48 e US\$ 11,09 por quilo de PHB para capacidades de produção de 750 e 1000 toneladas ao ano, respectivamente, levando esse cenário a ser o mais promissor por enquanto. Ainda é importante ressaltar que a metodologia utilizada para estimativa do preço dos equipamentos interferiu nos cálculos com ganho de “*scale up*”, podendo ainda para os maiores volumes simulados, ter custos superestimados.

Considerando uma usina de grande capacidade e, portanto, que é possível utilizar o melaço sem custo associado, obtém-se como custo de produto 12,53 US\$/kg, 10,20 US\$/kg e 9,81 US\$/kg, para produções anuais de 500, 750 e 1000 toneladas de polímero, respectivamente. Nesse contexto, a alternativa de se utilizar apenas o melaço como fonte de carbono se torna ainda mais atrativa. Por fim, conclui-se que a utilização da vinhaça nesse contexto não é justificada e, portanto, a utilização do melaço sozinho é uma opção mais atrativa, especialmente em se tratando de usinas de grandes capacidades.

5.1 Trabalhos futuros

Com a vasta opções de operações unitárias, matérias-primas, equipamentos e modo de operação que podem ser aplicados a um bioprocessos, há diversas possibilidades de estudos futuros a serem aprofundados sobre a produção de PHB. O uso da água para realizar a precipitação do polímero tem vantagens quanto ao tempo da operação. Para otimizar uma planta que aplique esse não-solvente, pode ser estudado maneiras mais eficientes de separação do solvente da água, além da utilização de equipamentos mais simples e, portanto, mais baratos nessa etapa.

Outro possível estudo a ser realizado é a aplicação de uma etapa de recuperação do polímero em regime contínuo, no lugar do regime de batelada escolhido para este trabalho. Esse cenário possibilitaria um maior aproveitamento do tempo de operação da planta e diminuiria o número de equipamentos com períodos inoperantes. Para esse estudo, seria preciso realizar uma adequação da etapa de fermentação e trem de inoculação, possivelmente utilizando mais do que um fermentador principal.

Apesar de os resultados desse trabalho não apresentarem muitas justificativas para o uso da vinhaça para a produção de PHB, ainda é necessário estudar melhor sua aplicação. Um possível tema para um estudo futuro é analisar o efeito de aplicar a vinhaça com melaço pelos dias do ano em que há o processamento da cana de açúcar e utilizar apenas o melaço quando a vinhaça não estiver disponível.

Por fim, um importante aspecto de um novo processo que deve ser considerado é o seu impacto ambiental. Em especial para a produção do PHB, que é considerado um polímero mais ambientalmente correto, deve ser garantido que o processo seja sustentável. Desse modo, em trabalhos futuros, a análise do ciclo de vida da produção do polímero deve ser realizadas em conjunto com o desenvolvimento do projeto e com as simulações para melhor entender o seu impacto ambiental.

6 REFERÊNCIAS

- [1] CHEN, Guo-qiang et al. PHA/PHB. In: MOO-YOUNG, Murray. **Comprehensive Biotechnology**. 2. ed. Cambridge: Academic Press, 2011. Cap. 321. p. 217-227.
- [2] YEO, J. C. C.; MUIRURI, J. K.; THITSARTARN, W.; LI, Z.; HE, C. Recent advances in the development of biodegradable PHB-based toughening materials: Approaches, advantages and applications. **Materials Science and Engineering C**, v. 92, n. October 2017, p. 1092–1116, 2018.
- [3] PAVAN, F. A.; JUNQUEIRA, T. L.; WATANABE, M. D. B.; BONOMI, A.; QUINES, L. K.; SCHMIDELL, W.; DE ARAGAO, G. M. F. Economic analysis of polyhydroxybutyrate production by *Cupriavidus necator* using different routes for product recovery. **Biochemical Engineering Journal**, v. 146, n. November 2018, p. 97–104, 2019.
- [4] EMBRAPA AGROENERGIA. **Biorrefinarias**. Brasília: Embrapa, 2011. Color. Disponível em: <<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/48750/1/biorrefinaria-modificado-web.pdf>>. Acesso em: 22 nov. 2019.
- [5] BOEIRA, Carolina Zulian. **PRODUÇÃO DE PHB POR *Cupriavidus necator* RECOMBINANTE EM GLICERINA E VINHAÇA**. 2018. 124 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia de Alimentos, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2018.
- [6] BYROM, D. Polymer synthesis by microorganisms: Technology and economics. **Trends Biotechnol**, 1987, 5, p. 246-250.
- [7] FIORESE, M. L.; FREITAS, F.; PAIS, J.; RAMOS, A. M.; ARAGÃO, G. M. F.; REIS, M. A. M. Recovery of polyhydroxybutyrate (PHB) from *Cupriavidus necator* biomass by solvent extraction with 1,2-propylene carbonate. **Eng. Life Sci.**, 2009, 9, No. 6, p. 454-461.
- [8] DIETRICH, Karolin et al. Producing PHAs in the bioeconomy — Towards a sustainable bioplastic. **Sustainable Production And Consumption**, [s.l.], v. 9, p.58-70, jan. 2017.
- [9] ZANFONATO, Kellen et al. CAN VINASSE BE USED AS CARBON SOURCE FOR POLY(3-HYDROXYBUTYRATE) PRODUCTION BY *Cupriavidus necator* DSM 545? **Brazilian Journal Of Chemical Engineering**, [s.l.], v. 35, n. 3, p.901-908, set. 2018.
- [10] DALCANTON, Francieli et al. Produção de poli(3-hidroxibutirato) por *Cupriavidus Necator* em meio hidrolisado de amido de arroz com suplementação de óleo de soja em diferentes temperaturas. **Química Nova**, [s.l.], v. 33, n. 3, p.552-556, 2010.
- [11] GHODDOSI, Fatemeh et al. Effect of carbon sources for PHB production in bubble column bioreactor: Emphasis on improvement of methane uptake. **Journal Of Environmental Chemical Engineering**, [s.l.], v. 7, n. 2, abr. 2019.

- [12] TANAKA, Kenji et al. Cell growth and P(3HB) accumulation from CO₂ of a carbon monoxide-tolerant hydrogen-oxidizing bacterium, *Ideonella* sp. O-1. **Applied Microbiology And Biotechnology**, [s.l.], v. 92, n. 6, p.1161-1169, 22 jun. 2011.
- [13] REDDY, M. Venkateswar et al. Bacterial conversion of waste into polyhydroxybutyrate (PHB): A new approach of bio-circular economy for treating waste and energy generation. **Bioresource Technology Reports**, [s.l.], v. 7, set. 2019.
- [14] DALSASSO, Raul Remor et al. Polyhydroxybutyrate (PHB) production by *Cupriavidus necator* from sugarcane vinasse and molasses as mixed substrate. **Process Biochemistry**, [s.l.], v. 85, p.12-18, out. 2019.
- [15] KLEIN, Bruno Colling et al. Techno-economic and environmental assessment of renewable jet fuel production in integrated Brazilian sugarcane biorefineries. **Applied Energy**, [s.l.], v. 209, p.290-305, jan. 2018.
- [16] FURTADO JÚNIOR, Juarez Corrêa et al. Biorefineries productive alternatives optimization in the brazilian sugar and alcohol industry. **Applied Energy**, [s.l.], p.113092, maio 2019.
- [17] MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO. **Agropecuária Brasileira em números**. Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br/assuntos/politica-agricola/agropecuaria-brasileira-em-numeros>>. Acesso em: 22 fev. 2019.
- [18] FERREIRA-LEITÃO, Viridiana et al. Biomass Residues in Brazil: Availability and Potential Uses. **Waste And Biomass Valorization**, [s.l.], v. 1, n. 1, p.65-76, 7 fev. 2010.
- [19] BRASIL. MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **Biocombustíveis: produção e consumo seguem em alta no País**. Disponível em: <http://www.mme.gov.br/web/guest/pagina-inicial/outras-noticias/-/asset_publisher/32hLrOzMKwWb/content/biocombustiveis-producao-e-consumo-seguem-em-alta-no-pais>. Acesso em: 07 dez. 2019.
- [20] SILVA, Luiziana Ferreira da et al. Produção biotecnológica de poli-hidroxialcanoatos para a geração de polímeros biodegradáveis no Brasil. **Química Nova**, [s.l.], v. 30, n. 7, p.1732-1743, 2007.
- [21] GOMES, Absai da Conceição et al. Acetone–butanol–ethanol fermentation from sugarcane bagasse hydrolysates: Utilization of C5 and C6 sugars. **Electronic Journal Of Biotechnology**, [s.l.], v. 42, p.16-22, nov. 2019.
- [22] CANDIDO, R.g.; GONÇALVES, A.r.. Evaluation of two different applications for cellulose isolated from sugarcane bagasse in a biorefinery concept. **Industrial Crops And Products**, [s.l.], v. 142, p.111616-111616, dez. 2019.

- [23] SEVERO, Ihana Aguiar et al. Biodiesel facilities: What can we address to make biorefineries commercially competitive?. **Renewable And Sustainable Energy Reviews**, [s.l.], v. 112, p.686-705, set. 2019.
- [24] KARIDURAGANAVAR, Mahadevappa Y.; KITTUR, Arjumand A.; KAMBLE, Ravindra R.. Polymer Synthesis and Processing. **Natural And Synthetic Biomedical Polymers**, [s.l.], p. 1-31, 2014. Elsevier.
- [25] LEE, Sang Yup et al. Metabolic Flux Analysis on the Production of Poly(3-hydroxybutyrate). **Biopolymers Online**, [s.l.], p. 249-260, 29 nov. 2002.
- [26] IENCZAK, Jaciane Lutz et al. Poly(3-Hydroxybutyrate) Production in Repeated fed-Batch with Cell Recycle Using a Medium with low Carbon Source Concentration. **Applied Biochemistry And Biotechnology**, [s.l.], v. 178, n. 2, p. 408-417, 12 out. 2015. Springer Science and Business Media LLC.
- [27] NOVACANA. **Produção de açúcar do Brasil em 2019/20 deverá crescer para 31 milhões de toneladas, diz Job**. Disponível em: <https://www.novacana.com/n/cana/safra/producao-acucar-brasil-2019-20-crescer-31-mi-toneladas-job-160519>. Acesso em: 14 abr. 2020.
- [28] FERREIRA, Rafael da Gama. **Development and in silico evaluation of an expression platform based on E. coli for the production of a recombinant beta-glucosidase**. 2019. 188 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2019.
- [29] HEINZLE, Elmar; BIWER, Arno P.; COONEY, Charles L.. **Development of Sustainable Bioprocesses: modeling and assessment**. Chichester: John Wiley & Sons Ltd, 2006.
- [30] LINO, Felipe Senne de Oliveira; BASSO, Thiago Olitta; SOMMER, Morten Otto Alexander. A synthetic medium to simulate sugarcane molasses. **Biotechnology For Biofuels**, [s.l.], v. 11, n. 1, p. 1-12, 11 ago. 2018. Springer Science and Business Media LLC.
- [31] LOPES, Mario Lucio et al. Ethanol production in Brazil: a bridge between science and industry. : a bridge between science and industry. **Brazilian Journal Of Microbiology**, [s.l.], v. 47, p. 64-76, dez. 2016. Springer Science and Business Media LLC.
- [32] LEVETT, Ian et al. Techno-economic assessment of poly-3-hydroxybutyrate (PHB) production from methane—The case for thermophilic bioprocessing. **Journal Of Environmental Chemical Engineering**, [s.l.], v. 4, n. 4, p. 3724-3733, dez. 2016. Elsevier BV.
- [33] PETERS, Max Stone; TIMMERHAUS, Klaus H. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 4. ed. Estados Unidos da América: McGraw-Hill, 1991.
- [34] TURTON, Richard et al. **Analysis, synthesis and design of chemical processes**. Pearson Education, 2008.

- [35] BRASIL. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Índice Nacional de Preços ao Consumidor Amplo - IPCA: Séries Históricas**. Disponível em: <https://www.ibge.gov.br/estatisticas/economicas/precos-e-custos/9256-indice-nacional-de-precos-ao-consumidor-amplo.html?=&t=series-historicas>. Acesso em: 17 abr. 2020.
- [36] BRASIL. Banco Central do Brasil. **Informações Econômico-Financeiras Séries Temporais**: Taxa de câmbio - Livre - Dólar americano (compra) - Média de período - anual. Disponível em: www.bcb.gov.br/mPag.asp?Perfil=1&cod=294&codP=768&idioma=p. Acesso em: 17 abr. 2020.
- [37] PETRIDES, Demetri. Bioprocess Design and Economics. In: HARRISON, Roger G. et al. **Bioseparations Science and Engineering**. 2. ed. Inglaterra: Oxford University Press, 2015. Cap. 11. p. 11-2 – 11-83.
- [38] MOLBASE. Disponível em: <http://www.molbase.com>. Acesso em: 17 abr. 2020.
- [39] COMEX STAT. Disponível em: <http://comexstat.mdic.gov.br/pt/home>. Acesso em: 17 abr. 2020.
- [40] MACRELLI, S.; MOGENSEN, J.; ZACCHI, G. Techno-Economic Evaluation of 2nd Generation Bioethanol Production from Sugar Cane Bagasse and Leaves Integrated with the Sugar-Based Ethanol Process. **Biotechnology for Biofuels**, v. 5, n. 1, p. 22, 2012.
- [41] PAVAN, Felipe André. **Análise de Viabilidade Econômica da Produção de Poli(3-Hidroxibutirato) por Cupriavidus Necator a Partir de Melaço Cítrico**. 2015. 187 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Alimentos, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2015.
- [42] MANTELATTO, Paulo Eduardo. **Desenvolvimento de tecnologia para extração e recuperação de polihidroxialcanoatos obtidos a partir da sacarose de cana-de-açúcar**. 2011. 247 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2011.
- [43] BHATTI, Zulfiqar Ali et al. Impact of Storage Time, Rain and Quality of Molasses in the Production of Bioethanol. **Mehran University Research Journal of Engineering and Technology**, v. 36, n. 4, p. 1021-1032, 2019.
- [44] CEPEA (São Paulo). **INDICADOR MENSAL DO ETANOL ANIDRO COMBUSTÍVEL CEPEA/ESALQ - SÃO PAULO**. Disponível em: <https://www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/etanol-mensal-sp.aspx>. Acesso em: 03 abr. 2020.
- [45] OLIVEIRA, Matheus Ribeiro Barbosa et al. PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE MELAÇO DE CANA. **Revista de Estudos Ambientais**, [s.l.], v. 21, n. 1, p. 38-45, 10 out. 2019. Fundacao Universidade Regional de Blumenau.

[46] NOVACANA. **Ranking das usinas do Brasil por capacidade de moagem**. Disponível em: https://www.novacana.com/usinas_brasil/ranking/moagem. Acesso em: 15 abr. 2020.

APÊNDICE A

A equação retirada de Turton et al [34] que foi utilizada para o cálculo dos preços do equipamento tem a fórmula geral indicada a seguir:

$$\log(C) = K_1 + K_2 \log A + K_3(\log A)^2$$

Em que C é o custo de aquisição, A é a variável de capacidade do equipamento e K_1 , K_2 e K_3 fatores estimados para cada tipo de equipamento. Os valores utilizados nesse projeto são apresentados na Tabela 10 a seguir:

Tabela 10 - Fatores utilizados para cálculo do custo dos equipamentos

Tipo de equipamento	K_1	K_2	K_3	A_{min}	A_{max}
Compressor Centrífugo	2,2891	1,3604	-0,1027	450 kW	3000 kW
Tanque de mistura	3,4974	0,4485	0,1074	0,3 m ³	520 m ³
Misturador	3,8511	0,7009	-0,0003	5 kW	150 kW
Fermentador	4,1052	0,5302	-0,0005	0,1 m ³	35 m ³
Fermentador semeador	3,7957	0,4593	0,0160	0,07 m ³	1,00 m ³
Tanque de armazenamento vertical	3,4974	0,4485	0,1074	0,3m ³	520 m ³
Tanque horizontal (Decantador)	3,5565	0,3776	0,0905	0,1m ³	628m ³
Tanque encamisado	4,1052	0,5320	-0,0005	0,1m ³	35m ³
Coluna de destilação (casca)	3,4974	0,4485	0,1074	0,3 m ³	520m ³
Coluna de destilação (pratos)	3,3322	0,4838	0,3434	0,7m ²	10,5 m ²
Filtro prensa	4,2756	0,3520	0,0714	0,5m ²	80 m ²

Fonte: Turton (2008).

APÊNDICE B

Nesse apêndice são apresentados os dados adicionais gerados na simulação da produção de PHB. São apresentadas as tabelas com os custos e capacidades dos equipamentos no cenário base e no cenário com água como não-solvente, Tabelas 11 e 12, respectivamente. Também são apresentadas as tabelas com os custos de capital e de operação em mais detalhes para esses dois cenários nas Tabelas 13 e 14. Por último, são apresentados os diagramas de Gantt do cenário base na Figura 15 e do cenário de uso da água como não-solvente na Figura 16.

Tabela 11 - Lista de equipamentos e suas características para o cenário base

Nome	Descrição	Medida Característica	Qtd.	Custo (US\$)	
AF-101	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	1801,2	1	10000
AF-102	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	10560,5	1	35000
AF-103	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	72,9	1	6000
AF-104	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	427,8	1	6000
AF-105	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	15,9	1	6000
AF-106	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	2,7	1	6000
BF-101	Filtro de correia	Largura da correia (m)	3,9	1	264000
DS-101	Centrífuga Disk-Stack	Taxa de transferência (m³/h)	26,3	1	256000
FR-101	Fermentador	Volume do Vaso (m³)	175,2	1	795000
FR-102	Fermentador semeador	Volume do Vaso (m³)	7,1	1	68000
FR-103	Fermentador semeador	Volume do Vaso (m³)	0,3	1	6000
G-101	Compressor Centrífugo	Potência (kW)	901,3	1	487000
G-102	Compressor Centrífugo	Potência (kW)	36,5	1	27000
G-103	Compressor Centrífugo	Potência (kW)	1,4	1	1000
M-101	Membrana para reciclo	Área da membrana (m²)	247,8	1	105526
PFF-101	Filtro Prensa	Área do Filtro (m²)	75,1	2	580000
SDR-101	Secador por pulverização	Volume (m³)	13,8	1	170000
SDR-102	Secador por pulverização	Volume (m³)	9,1	1	157000
ST-102	Esterilizador a calor	Taxa de transferência (m³/h)	37,6	1	648000
ST-104	Esterilizador a calor	Taxa de transferência (m³/h)	1,5	1	240000
ST-105	Esterilizador a calor	Taxa de transferência (m³/h)	1,0	1	210000
V-102	Tanque agitado	Volume do Vaso (m³)	167,1	1	289000
V-103	Tanque vertical	Volume do Vaso (m³)	175,1	1	208000
V-104	Tanque agitado encamisado	Volume do Vaso (m³)	139,3	1	632000
V-105	Decantador	Volume do Vaso (m³)	180,7	1	140000
V-106	Coluna de Destilação	Volume do Vaso (m³)	179,3	1	710000
V-108	Tanque agitado	Volume do Vaso (m³)	6,8	1	26000
V-110	Tanque agitado	Volume do Vaso (m³)	0,3	1	4000

Fonte: este trabalho.

Tabela 12 - Lista de equipamentos e suas características para cenário com água como não-solvente

Nome	Descrição	Medida Característica		Qtd.	Custo (US\$)
AF-101	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	1376,7	1	9000
AF-102	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	8071,8	1	27000
AF-103	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	53,8	1	6000
AF-104	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	315,4	1	6000
AF-105	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	11,7	1	6000
AF-106	Filtro de Ar	Taxa de transferência (m³/h)	2,0	1	6000
BF-101	Filtro de correia	Largura da correia (m)	3,0	1	249000
DS-101	Centrífuga Disk-Stack	Taxa de transferência (m³/h)	20,1	1	222000
FR-101	Fermentador	Volume do Vaso (m³)	133,9	1	607000
FR-102	Fermentador semeador	Volume do Vaso (m³)	5,2	1	58000
FR-103	Fermentador semeador	Volume do Vaso (m³)	0,2	1	6000
G-101	Compressor Centrífugo	Potência (kW)	688,9	1	396000
G-102	Compressor Centrífugo	Potência (kW)	26,9	1	20000
G-103	Compressor Centrífugo	Potência (kW)	1	1	370
M-101	Membrana	Área (m²)	189,4	1	80658
PFF-101	Filtro Prensa	Área do Filtro (m²)	57,0	2	490000
SDR-101	Secador por pulverização	Volume (m³)	10,6	1	162000
SDR-102	Secador por pulverização	Volume (m³)	6,3	1	147000
ST-102	Esterilizador a calor	Taxa de transferência (m³/h)	28,8	1	596000
ST-104	Esterilizador a calor	Taxa de transferência (m³/h)	1,1	1	218000
ST-105	Esterilizador a calor	Taxa de transferência (m³/h)	1,0	1	210000
V-102	Tanque agitado	Volume do Vaso (m³)	127,9	1	231000
V-103	Tanque vertical	Volume do Vaso (m³)	133,8	1	163000
V-104	Tanque agitado encamisado	Volume do Vaso (m³)	106,0	1	481000
V-105	Decantador	Volume do Vaso (m³)	451,8	1	297000
V-106	Coluna de Destilação	Volume do Vaso (m³)	478,7	1	1835000
V-108	Tanque agitado	Volume do Vaso (m³)	5,0	1	21000
V-110	Tanque agitado	Volume do Vaso (m³)	0,2	1	4000

Fonte: este trabalho.

Tabela 13 - Custos de capital e de operação separados por categorias para o cenário base

Capital de Investimento		Custo de Operação	
Custos Diretos	10 ³ US\$	Custo de manufatura	
Compra de Equipamentos		Custos Diretos da Produção	10 ³ US\$/ano
Equipamentos Listados	6092,5	Matérias-primas e consumíveis	899,0
Equipamentos Não Listados	676,9	Mão-de-obra	159,2
Instalação	2640,1	Supervisão da operação	23,9
Instrumentação	880,0	Tratamento de rejeitos	44,6
Tubulação	2098,5	Utilidades	334,0
Materiais e instalação elétrica	676,9	Manutenção e reparos	2059,3
Civil	1963,1	Suprimentos para operação	308,9
Melhoria da área	676,9	Taxas fixas	10 ³ US\$/ano
Serviços de utilidades	3723,2	Depreciação de equipamentos	676,9
Total Custos Diretos	26197,9	Depreciação de construções	58,9
Custos Indiretos	10 ³ US\$	Taxas locais	686,4
Engenharia e Supervisão	2166,2	Seguro	343,2
Construção	2301,6	Plant-Overhead	1345,4
Honorários Contratados	1218,5	Despesas Gerais	10 ³ US\$/ano
Contingência	2437,0	Administrativo	336,4
Total Custos Indiretos	8123,4	Distribuição e Venda	382,9
Capital de Investimento Total	34321,2	Custo de Produção Total	7659,0

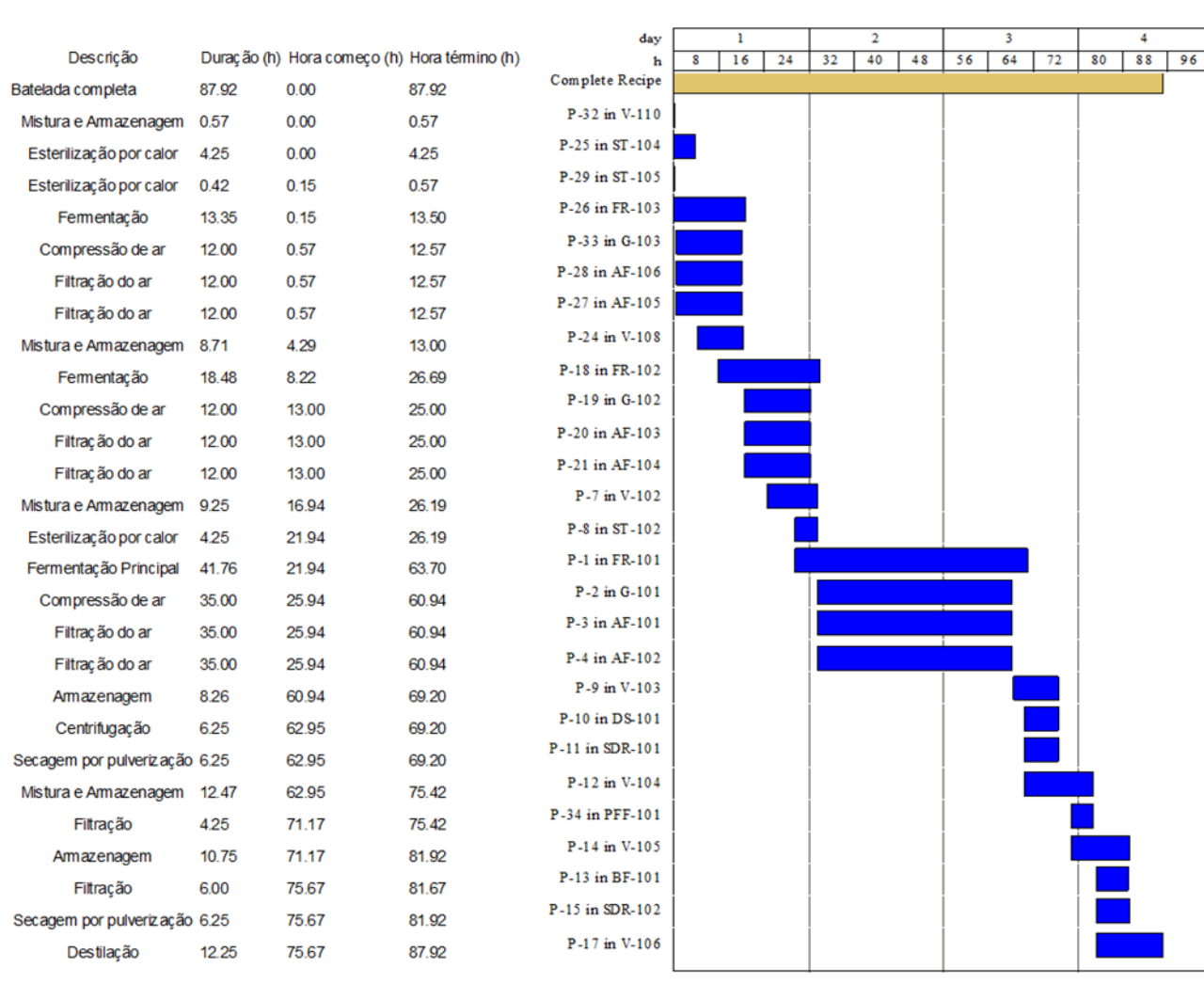
Fonte: este trabalho.

Tabela 14- Custos de capital e de operação separados por categoria para cenário com água como não-solvente

Capital de Investimento		Custo de Operação	
Custos Diretos	10 ³ US\$	Custo de manufatura	
Compra de Equipamentos	7281,1	Custos Diretos da Produção	10 ³ US\$/ano
Equipamentos Listados	6553,0	Matérias-primas e consumíveis	3080,1
Equipamentos Não Listados	728,1	Mão-de-obra	175,3
Instalação	2839,6	Supervisão da operação	26,3
Instrumentação	946,5	Tratamento de rejeitos	49,4
Tubulação	2257,2	Utilidades	370,0
Materiais e instalação elétrica	728,1	Manutenção e reparos	2214,9
Civil	2111,5	Suprimentos para operação	332,2
Melhoria da área	728,1	Taxas fixas	10 ³ US\$/ano
Serviços de utilidades	4004,6	Depreciação de equipamentos	728,1
Total Custos Diretos	28178,0	Depreciação de construções	63,3
Custos Indiretos	10 ³ US\$	Taxas locais	738,3
Engenharia e Supervisão	2330,0	Seguro	369,2
Construção	2475,6	Plant-Overhead	1449,9
Honorários Contratados	1310,6	Despesas Gerais	10 ³ US\$/ano
Contingência	2621,2	Administrativo	362,5
Total Custos Indiretos	8737,4	Distribuição e Venda	524,2
Capital de Investimento Total	36915,4	Custo do Produto	10483,7

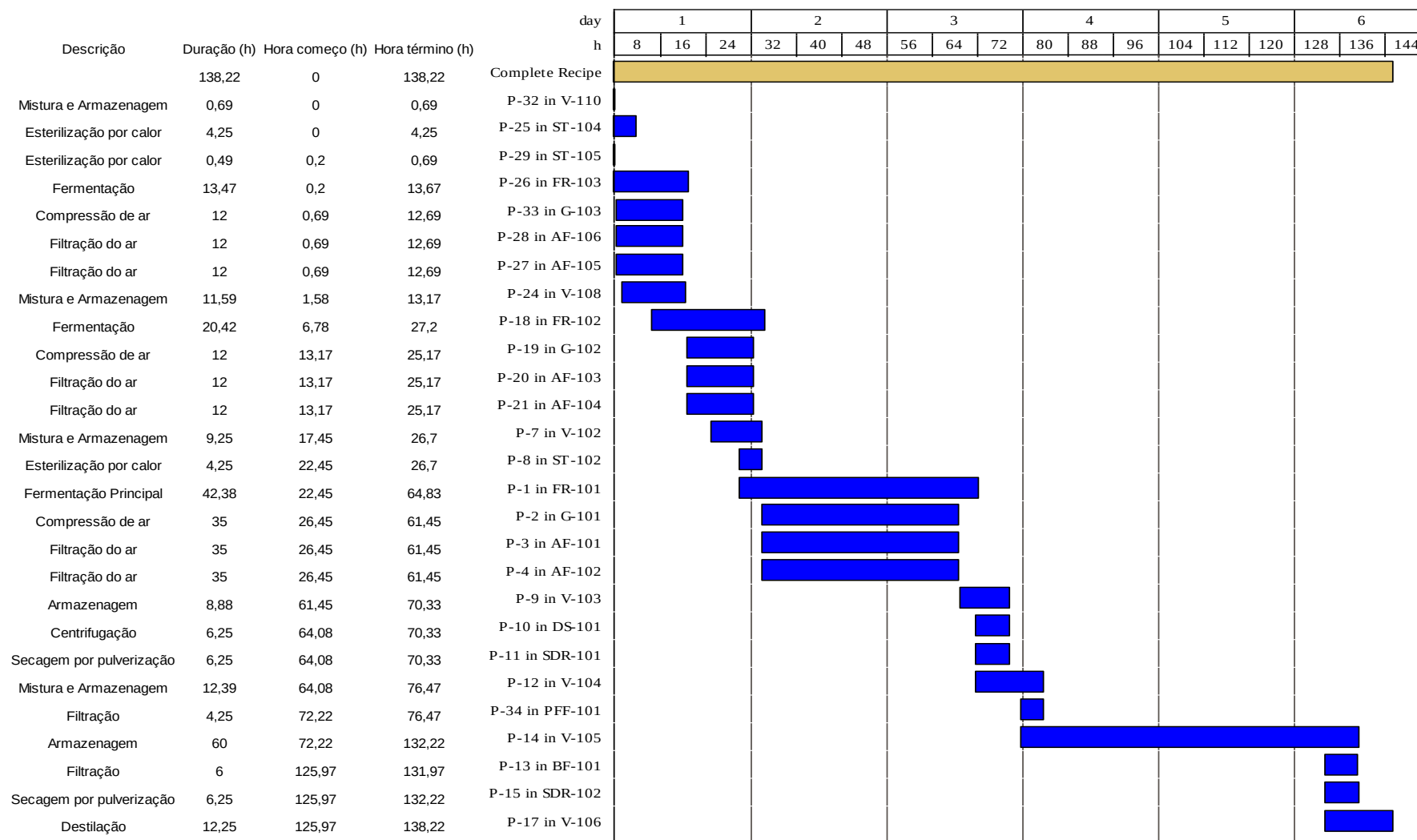
Fonte: este trabalho.

Figura 15 - Diagrama de Gantt para cenário com água como não-solvente



Fonte: este trabalho.

Figura 16 - Diagrama de Gantt para cenário base



Fonte: este trabalho