

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE
TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE CELULASE POR
FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO

Gustavo Ferreira Santos

Trabalho de Graduação apresentado ao
Departamento de Engenharia Química da
Universidade Federal de São Carlos

Orientador: Prof^ª.Dr^ª. **Alice Medeiros de Lima**

São Carlos – SP
2024

BANCA EXAMINADORA

Orientador: Prof^ª. Dr^ª. Alice Medeiros de Lima, DEQ/UFSCar

Convidado: Prof^ª. Dr^ª. Fernanda Perpétua Casciotori, DEQ/UFSCar

Professor da Disciplina: Prof. Dr. José Mansur Assaf, DEQ/UFSCar

Trabalho de Graduação apresentado no dia 10 de setembro de 2024 perante a seguinte banca examinadora:

AGRADECIMENTOS

À minha orientadora, Prof^ª. Dr^ª. Alice Medeiros de Lima, que esteve comigo em toda caminhada durante esta reta final, mesmo nos momentos mais difíceis, me auxiliando em cada etapa.

Aos meus pais Wealton e Ana Paula por todo apoio dado ao longo da vida, que me ensinaram o valor da dedicação e do esforço e que sempre estiveram ao meu lado.

Aos meus familiares que sempre torceram por mim e vibraram por cada conquista.

Aos meus amigos, que extraíram desta difícil jornada momentos de alegria e prazer.

Ao Departamento de Engenharia Química e seus professores, que me ensinaram muito mais do que apenas o conteúdo técnico.

A todos que, de alguma forma, contribuíram para o meu crescimento como pessoa e como profissional ao longo desses anos.

RESUMO

Atualmente, o avanço tecnológico e a busca por métodos de produção mais sustentáveis têm impulsionado o desenvolvimento de diversas metodologias que garantem o reaproveitamento de matéria-prima ou o descarte consciente. Um exemplo é a produção de etanol de segunda geração (E2G), que visa utilizar resíduos agrícolas e industriais, como palha e bagaço de cana-de-açúcar, subprodutos da produção de etanol de primeira geração (E1G). A produção de etanol via fermentação da celulose requer a separação da celulose de outros componentes presentes na biomassa lignocelulósica, como hemicelulose e lignina. Posteriormente, realiza-se a hidrólise da celulose para gerar glicose, sendo as duas principais rotas a hidrólise química e a enzimática. A rota enzimática é preferida devido às suas vantagens, como menores taxas de degradação da glicose, menor formação de coprodutos inibidores e melhores rendimentos, embora apresente um custo elevado associado às enzimas celulolíticas, o que torna o processo economicamente desafiador. Uma alternativa promissora para reduzir os custos das enzimas é o uso do Cultivo em Estado Sólido (CES), no qual fungos termófilos produzem celulasas em biorreatores de leito empacotado. Neste contexto, Gouveia (2021) propôs um método industrial inovador para a produção de enzimas celulolíticas, integrando etapas fundamentais como preparo de inóculo, inoculação e transporte à planta de E1G. A proposta visa reduzir custos ao compartilhar infraestruturas e processos com a planta de etanol de primeira geração. Este estudo buscou avaliar a viabilidade econômica do projeto proposto por Gouveia, realizando o dimensionamento dos equipamentos necessários e utilizando o software CAPCOST para calcular os indicadores econômicos, como NPV, ROI e tempo de payback. Os resultados demonstraram que, apesar das inovações, o projeto enfrenta grandes desafios econômicos. Os custos de instalação dos equipamentos e os rendimentos limitados das enzimas — que hidrolisam apenas 10% da biomassa disponível — tornam o processo inviável na escala proposta, apresentando um retorno econômico desfavorável. Diante desses desafios, torna-se evidente a necessidade de aprofundamento em pesquisas que busquem otimizar a produção enzimática, seja por meio do aumento da eficiência do processo de CES ou pela busca de novos métodos de redução de custos. Assim, melhorias na atividade enzimática das celulasas produzidas e na eficiência da planta poderão contribuir para viabilizar economicamente o projeto e permitir sua implementação em larga escala.

Palavras-chave: E2G, biomassa, cultivo em estado sólido, enzimas, análise econômica

ABSTRACT

Currently, technological advancements and the pursuit of more sustainable production methods have driven the development of various methodologies that ensure the reuse of raw materials or conscious disposal. One example is the production of second-generation ethanol (E2G), which aims to utilize agricultural and industrial residues, such as sugarcane straw and bagasse, byproducts of first-generation ethanol (E1G) production. Ethanol production via cellulose fermentation requires the separation of cellulose from other components present in lignocellulosic biomass, such as hemicellulose and lignin. Subsequently, cellulose hydrolysis is carried out to generate glucose, with the two main pathways being chemical and enzymatic hydrolysis. The enzymatic route is preferred due to its advantages, such as lower glucose degradation rates, reduced formation of inhibitory byproducts, and higher yields, although it comes with high costs associated with cellulolytic enzymes, making the process economically challenging. A promising alternative to reduce enzyme costs is the use of Solid-State Cultivation (SSC), where thermophilic fungi produce cellulases in packed bed bioreactors. In this context, Gouveia (2021) proposed an innovative industrial method to produce cellulolytic enzymes, integrating key steps such as inoculum preparation, inoculation, and transport to the E1G plant. The proposal aims to reduce costs by sharing infrastructure and processes with the first-generation ethanol plant. This study sought to assess the economic feasibility of Gouveia's proposed project by sizing the necessary equipment and using the CAPCOST software to calculate economic indicators such as NPV, ROI, and payback period. The results demonstrated that, despite the innovations, the project faces significant economic challenges. The installation costs of the equipment and the limited yields of the enzymes — which hydrolyze only 10% of the available biomass — make the process unviable at the proposed scale, presenting an unfavorable economic return. In light of these challenges, it becomes evident that further research is needed to optimize enzyme production, either by increasing the efficiency of the SSC process or by seeking new methods to reduce costs. Thus, improvements in the enzymatic activity of the produced cellulases and in plant efficiency could contribute to economically viable projects and enable large-scale implementation.

Keywords: E2G, biomass, solid-state cultivation, enzymes, economic analysis

SUMÁRIO

Banca Examinadora.....	i
Dedicatória.....	ii
Agradecimentos.....	iii
Resumo.....	iv
Abstract.....	v
Lista de Figuras.....	vi
Lista de Tabelas e Quadros.....	vii
Nomenclatura.....	viii
1- INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....	9
2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	11
2.1- Etanol de Segunda Geração.....	11
2.2- Enzimas Celulolíticas.....	14
2.2.1. Cultivo em Estado Sólido.....	15
2.3-Análise e Indicadores Econômicos.....	18
3- MATERIAIS E MÉTODOS.....	20
3.1- Métodos e Equipamentos Propostos por Gouveia, A. 2021	20
3.2- Procedimento de Cálculo.....	24
3.2.1- Capcost.....	24
3.2.2- Dimensionamento dos equipamentos.....	25
3.2.3- Custo de equipamentos.....	28
3.2.4- Custo de alimentação.....	31
3.2.5- Custo de mão-de-obra.....	31
3.2.6- Custo de tratamento de resíduos.....	32
3.2.7- Custo de utilidades.....	32
3.2.8- Fluxo de caixa e indicadores econômicos.....	32
3.2.9- Receita.....	33
4- RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	34
4.1- Resultados do Dimensionamento.....	34
4.2- Análise Econômica.....	37
5- CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	42
5.1- CONCLUSÕES.....	42
5.2- SUGESTÕES.....	43
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	44
APÊNDICE A – Custo dos Equipamentos.....	49
APÊNDICE B – Fluxos de Caixa.....	53

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1.	Diagrama simplificado de produção de E2G.....	12
Figura 2.2.	Composição da biomassa lignocelulósica.....	13
Figura 2.3.	Representação esquemática da ação das enzimas.....	15
Figura 3.1.	Diagrama simplificado da produção da PPE.....	20
Figura 3.2.	Interface do CAPCOST.....	25
Figura 3.3.	Dimensões dos tambores rotativos.....	26
Figura 3.4.	Dimensões do transportador helicoidal.....	27
Figura 3.5.	Uso das capacidades e CEPCI para determinação do custo.....	29
Figura 3.6.	Parâmetros utilizados para o cálculo.....	30
Figura 4.1.	Distribuição dos custos por etapa.....	37
Figura 4.2.	Equipamentos utilizados na proposição de Mendes <i>et al.</i>	40

LISTA DE TABELAS E QUADROS

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1.	Parâmetros adotados por Gouveia no balanço material.....	21
Tabela 3.2.	Resultados obtidos por Gouveia.....	21
Tabela 3.3.	Equipamentos da etapa de preparo do substrato.....	23
Tabela 3.4.	Equipamentos da etapa de preparo do Inóculo.....	23
Tabela 3.5.	Equipamentos da etapa de Mistura e Inoculação.....	24
Tabela 3.6.	Equipamentos da etapa de CES.....	24
Tabela 3.7.	Equipamentos para etapa de extração.....	24
Tabela 3.8.	Principais parâmetros da análise econômica.....	33
Tabela 4.1.	Equipamentos dimensionados.....	34
Tabela 4.1.	Custos referentes a instalação dos equipamentos.....	37
Tabela 4.2.	Resultados da Análise Econômica.....	38
Tabela 4.3.	Resultados da análise econômica para diferentes volumes.....	41

NOMENCLATURA

Abreviações

E1G	Etanol de primeira geração
E2G	Etanol de segunda geração
CES	Cultivo em estado sólido
PPE	Planta produtora de enzimas
NPV	Net Present Value ou Valor Presente Líquido
ROI	Return on Investment

1- INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

As celulasas são enzimas que constituem um complexo capaz de atuar sobre materiais celulósicos, promovendo sua hidrólise, tais como as endoglucanases, que atacam regiões internas da cadeia de celulose, criando extremidades livres, as exoglucanases ou celobiohidrolases que removem unidades de celobiose das extremidades da cadeia de celulose e as Beta-glucosidases, que hidrolisam a celobiose e outros oligossacarídeos em glicose livre. Ou seja, são biocatalisadores que atuam diretamente na liberação de açúcares. (CASTRO, A. M., PEREIRA JR, 2010)

A celulose é um polissacarídeo composto por longas cadeias de moléculas de glicose, que é o principal componente estrutural das paredes celulares das plantas. Devido à sua estrutura complexa e resistente, a celulose é de difícil degradação.

As celulasas são utilizadas em diversas aplicações biotecnológicas, como na indústria têxtil para acabamento dos tecidos, na indústria de bebidas para produção de sucos de frutas e processos de vinificação, na nutrição animal ao serem incorporadas nas rações, e, principalmente, no processo de produção de etanol de segunda geração. Processo este que tem aumentado consideravelmente o interesse nas celulasas nos últimos anos. (ZANCHETTA, A., 2013)

As fontes de carbono ainda dominam a matriz energética do mundo, com participação considerável do petróleo, carvão mineral e gás natural. No entanto, o uso dessas fontes apresenta diversos fatores que contribuem negativamente para o meio ambiente, como uma alta emissão de dióxido de carbono, metano e óxidos de nitrogênio. Dado isso, há uma busca cada vez maior por fontes e processos mais sustentáveis, com menor impacto ambiental. Uma dessas fontes é o uso do etanol. No entanto, apesar de ser mais sustentável, a produção do etanol de primeira geração (E1G) ainda é um método que gera resíduos e, para que essa busca por sustentabilidade seja viável, é de suma importância que os métodos também sejam eficientes, reduzindo custos e viabilizando diferentes processos. (NUNES, R. M. *et al.*, 2013)

Dentre a busca por eficiência e melhor gestão dos resíduos, surge como alternativa a produção do etanol de segunda geração, utilizando os resíduos da produção do E1G como a palha de milho e o bagaço da cana de açúcar (materiais lignocelulósicos) para a produção do biocombustível.

A considerável quantidade de material lignocelulósico disponível nas usinas

sucroenergéticas brasileiras contribui para uma maior viabilidade econômica do processo e estimula investimentos em pesquisas, como foco em outro insumo da produção de etanol de segunda geração (E2G): as enzimas celulolíticas. A rota enzimática, é preferida ao método químico por ser mais ambientalmente correta. No entanto, os custos comerciais das enzimas são consideravelmente altos, dado o monopólio de empresas sobre a produção destas enzimas. (GOUVEIA, A.)

Uma alternativa a compra dessas enzimas é a produção local a partir da fermentação em estado sólido, que pode ser empregada para cultivar microrganismos, como fungos, capazes de produzir as enzimas necessárias para a hidrólise da celulose em açúcares fermentáveis. A fermentação em estado sólido permite que os microrganismos cresçam em substratos sólidos, como resíduos agrícolas, promovendo um contato mais íntimo entre os microrganismos e o substrato, o que pode aumentar a eficiência na produção das enzimas desejadas. Além disso, a utilização de substratos naturais ou inertes como suporte sólido na SSF pode contribuir para a redução dos custos de produção das enzimas celulolíticas em comparação com métodos de fermentação submersa (BARGHAV *et al*, 2008).

Trabalhos passados foram realizados com o intuito de mapear esse processo e seus custos. Mendes *et al* (2017) realizou um estudo econômico, propondo uma planta simplificada que compartilha diversas sinergias com a planta produtora do E1G de forma a reduzir os custos, chegando a resultados favoráveis à utilização do método.

No entanto, esta simplificação faz com que se perca aspectos essenciais de um processo real, como preparo do inóculo, inoculação, entre outros, afastando a análise da realidade, o que fez com que Gouveia, A. (2021) revisitasse o processo e propusesse uma nova planta, considerando todas as etapas e equipamentos necessários para a real utilização de uma usina.

Nesse contexto, esta dissertação propõe a análise econômica do processo criado por Gouveia, A. (2021), com o intuito de analisar a viabilidade de implementação deste processo. Para isso, serão utilizados indicadores como Valor Presente Líquido (NPV/VPL), Payback, Retorno de Investimento (ROI), e a comparação destes resultados com o comumente aceito para investimentos desta magnitude.

2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Etanol de Segunda Geração (E2G)

O etanol de segunda geração (E2G), também conhecido como etanol celulósico ou verde, é um biocombustível obtido a partir dos resíduos vegetais gerados no processo de produção do etanol de primeira geração (E1G) e do açúcar, que podem ser palha de milho, colmos de bambu, palha de trigo, palha e bagaço de cana-de-açúcar, talos de algodão, palha e casca de arroz (GOUVEIA, A.)

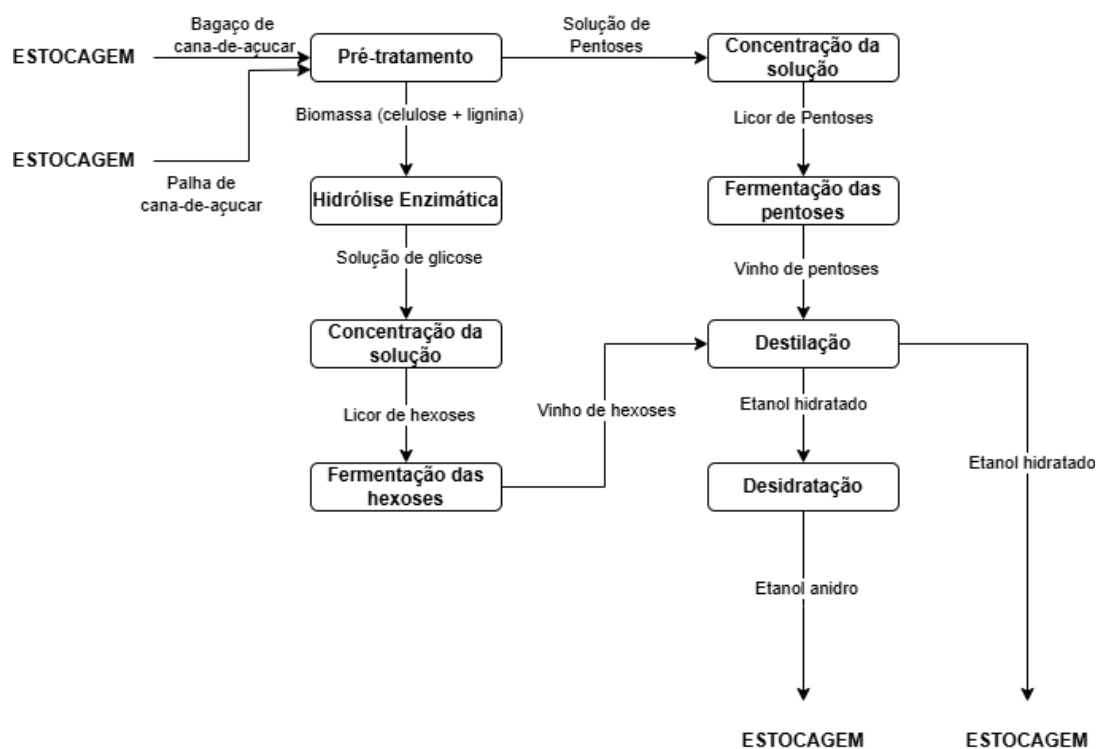
No Brasil, a produção de E1G já é consolidada e difundida. 88,5% de todos os veículos produzidos em território nacional em 2015 eram flex, ou seja, utilizavam como combustível tanto a gasolina quanto o etanol. O bagaço da cana e a palha, resíduos dessa produção, representam respectivamente 25% e 16% do total da cana, e na safra 2014/2015 representaram 142 milhões de toneladas e 94 milhões de toneladas respectivamente. (MENDES *et al*, 2017, ANFAVEA, 2016)

A estimativa, segundo Pacheco (2011), é que o aproveitamento desse bagaço e da palha eleve a produção de álcool em 30 a 40% para uma mesma área. Isso, somado ao grande volume gerado de resíduo por safra, faz com que esta produção tenha ganhado maior interesse nos últimos anos.

Existem, atualmente, duas usinas em escala comercial produzindo E2G no Brasil (GranBio e Raízen), que utilizam da rota bioquímica (hidrólise enzimática) do material sólido e da fermentação dos açúcares.

O processo simplificado de produção do etanol de segunda geração está representado pela figura 2.1.

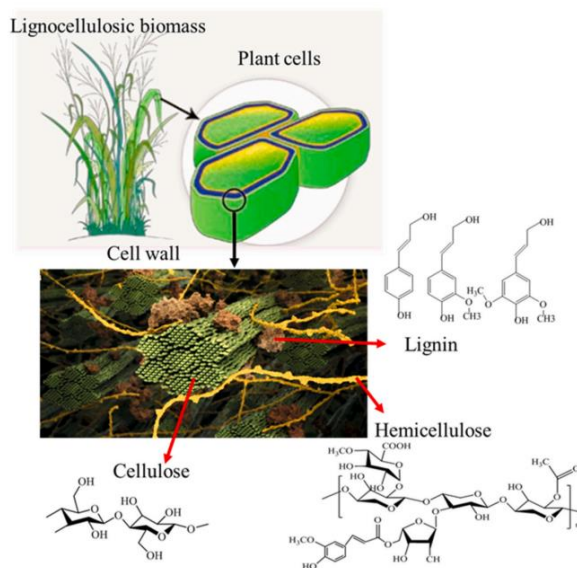
Figura 2.1 – Diagrama simplificado de produção de E2G



Fonte: GOUVEIA, A. 2021

O bagaço e a palha residuais da produção de primeira geração ou do açúcar são armazenados e enviados ao pré-tratamento, dando início à produção do E2G. Nesta etapa, estes materiais são submetidos a um pré-tratamento para facilitar a quebra das ligações complexas da lignocelulose, tornando a celulose e a hemicelulose mais acessíveis para as enzimas que atuarão posteriormente, conforme figura 2.2. Durante o pré-tratamento, é gerada uma solução de hemicelulose.

Figura 2.2 - Composição da biomassa lignocelulósica



Fonte: Zhang, H *et al*, 2021.

Após o pré-tratamento, a biomassa resultante, composta por celulose e lignina, passa pelo processo de hidrólise enzimática. Nesta etapa, as enzimas decompõem a celulose em glicose. Nem toda a biomassa é completamente hidrolisada; a parte não hidrolisada, ainda composta por celulose e lignina, pode ser direcionada para a cogeração, onde é utilizada como combustível para a produção de energia necessária para o processo.

A solução de glicose resultante da hidrólise enzimática é então concentrada, resultando no licor de hexoses. Este licor de hexoses é submetido à fermentação, onde microrganismos convertem os açúcares em etanol, produzindo o vinho de hexoses.

Paralelamente, a solução de hemicelulose gerada no pré-tratamento também é concentrada, formando o licor de pentoses. Este licor é fermentado de maneira semelhante ao licor de hexoses, resultando no vinho de pentoses.

Os vinhos de hexoses e pentoses obtidos das fermentações são então submetidos a um processo de destilação. A destilação separa o etanol hidratado dos outros componentes presentes nos vinhos.

O etanol hidratado obtido da destilação passa por um processo adicional de desidratação para remover a água, produzindo etanol anidro.

Apesar de o processo ser vantajoso no sentido de otimização e reaproveitamento de safra, ainda há um alto custo na sua produção, que pode chegar a 30% maior do que

a de produção do E1G. Grande parte desse custo se dá devido ao custo de compra das enzimas, que são produzidas por poucos grandes players do mercado. (MELO, N. 2020).

2.2. Enzimas celulolíticas

As enzimas celulolíticas são proteínas especializadas que catalisam a quebra da celulose, desempenhando um papel crucial na conversão da biomassa lignocelulósica (como o bagaço e a palha da cana-de-açúcar) em açúcares fermentáveis e são divididas em três enzimas, as endoglucanases, exoglucanases e betaglicosidades.

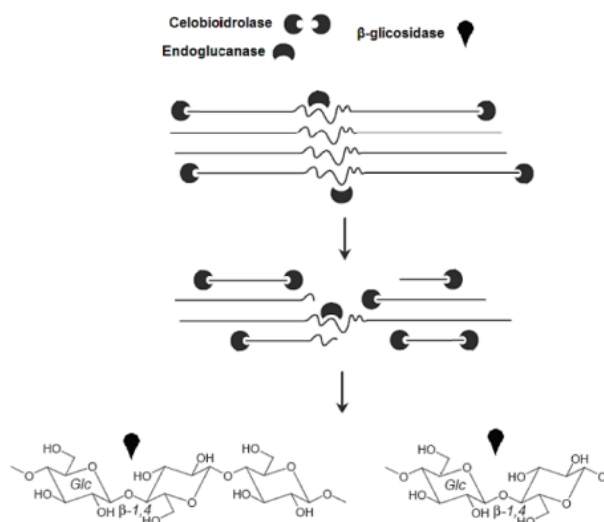
As endoglucanases atacam aleatoriamente as ligações β -1,4-glicosídicas internas na cadeia de celulose, criando terminais e reduzindo o grau de polimerização da celulose. Elas produzem segmentos de celulose mais curtos, conhecidos como oligossacarídeos.

As exoglucanases atuam nas extremidades não redutoras das cadeias de celulose, liberando unidades de celobiose (dois monômeros de glicose ligados). Atuando para a quebra da celulose em açúcares simples e trabalhando em conjunto com as Endoglucanases.

As β -glucosidases hidrolisam a celobiose e outros oligossacarídeos solúveis em glicose monomérica e atuam evitando a inibição por celobiose acumulada, garantindo a liberação contínua de glicose, a qual é diretamente fermentável pelas leveduras.

As matérias primas lignocelulósicas contém de 20 a 60% de celulose, que passam pelo processo da hidrólise enzimática gerando a glicose para a fermentação, como representado pela figura 2.3.

Figura 2.3 - Representação esquemática da ação das enzimas



Fonte: GOUVEIA, A. 2021

Apesar de o processo ser interessante do ponto de vista de otimização, o mercado de enzimas é dominado principalmente por três empresas – Novozymes, DuPont e DSM, fazendo com que haja um alto custo envolvido na compra dessas enzimas. Dessa forma, são buscadas formas otimizadas de produção in-house para uso nas usinas de E2G, como o cultivo submerso ou o cultivo em estado sólido. (MENDES *et al.*, 2017)

2.2.1. Cultivo em Estado Sólido

O cultivo em estado sólido (CES) é uma técnica de bioprocessamento que envolve o crescimento de microrganismos em substratos sólidos, na ausência ou quase ausência de água livre. Esse método é amplamente utilizado para a produção de enzimas, antibióticos, compostos bioativos e outros produtos de interesse industrial. O CES se destaca por sua capacidade de utilizar resíduos agroindustriais como substratos, o que não só reduz os custos de produção, mas também contribui para a sustentabilidade ambiental. Além disso, o CES pode ser realizado em condições de baixa umidade, o que é vantajoso para o crescimento de certos tipos de microrganismos que são adaptados a ambientes secos (PANDEY *et al.*, 2000).

O CES apresenta várias vantagens em comparação com o cultivo submerso (CSm), incluindo maior concentração de produtos, menor volume de efluentes e menor custo de produção. A utilização de resíduos agroindustriais como substratos não só reduz os

custos, mas também promove a reciclagem de resíduos, contribuindo para a sustentabilidade ambiental. Além disso, o CES permite a produção de produtos com características específicas que podem ser difíceis de obter em sistemas submersos. Por exemplo, a produção de enzimas como celulasas e pectinases pode ser otimizada em CES devido às condições de baixa umidade que favorecem a atividade enzimática (SOCCOL, VANDENBERGHE, 2003).

O CES é utilizado em diversas áreas, como na produção de enzimas (celulasas, pectinases, lipases), biopesticidas, biofertilizantes e biocombustíveis. Por exemplo, a produção de lipases por *Aspergillus brasiliensis* em bagaço de malte tem mostrado alta eficiência e sustentabilidade. Além disso, o CES é utilizado na produção de compostos bioativos, como antibióticos e antioxidantes, que têm aplicações na indústria farmacêutica e alimentícia. A capacidade de utilizar substratos de baixo custo e a alta eficiência de produção tornam o CES uma técnica atraente para a produção de uma ampla gama de produtos biotecnológicos (SOCCOL ET AL., 2017).

Apesar das vantagens, o CES enfrenta desafios como a dificuldade de controle de parâmetros como temperatura, umidade e aeração. A modelagem matemática e a automação de biorreatores são áreas de pesquisa em desenvolvimento para superar essas limitações. A falta de homogeneidade no substrato sólido pode levar a variações na produção de biomassa e produtos, o que pode afetar a eficiência do processo. Além disso, a remoção de produtos e a manutenção de condições ótimas de crescimento são desafios que requerem soluções inovadoras, como o uso de biorreatores especialmente projetados para CES (MITCHELL ET AL., 2006).

A integração do CES com outras técnicas, como a fermentação submersa, pode otimizar a produção de bioprodutos. Por exemplo, a combinação de CES para a produção de enzimas e fermentação submersa para a produção de etanol pode aumentar a eficiência do processo. Essa abordagem integrada permite a utilização completa dos substratos, maximizando a produção de bioprodutos e minimizando os resíduos. Além disso, a integração de CES com técnicas de bioprocessamento downstream pode melhorar a recuperação e purificação dos produtos finais, aumentando a viabilidade econômica do processo (HOLKER *et al.*, 2004).

O CES contribui para a economia circular ao utilizar resíduos agroindustriais como substratos, reduzindo a geração de resíduos e promovendo a reciclagem de nutrientes. Isso é particularmente relevante em um contexto de crescente demanda por práticas agrícolas sustentáveis. A utilização de resíduos como bagaço de cana-de-açúcar, casca

de arroz e resíduos de frutas não só reduz os custos de produção, mas também ajuda a resolver problemas ambientais associados ao descarte desses resíduos. Além disso, o CES pode ser integrado a sistemas de produção agrícola, onde os resíduos de uma cultura podem ser utilizados como substrato para a produção de bioprodutos, criando um ciclo fechado de produção e consumo (THOMAS *et al.*, 2013).

Diversos estudos de caso demonstram a eficácia do CES. Por exemplo, a produção de celulases por *Myceliophthora sp.* em bagaço de cana-de-açúcar mostrou-se eficiente e economicamente viável, destacando o potencial do CES para a valorização de resíduos agroindustriais. Outro exemplo é a produção de pectinases por *Aspergillus niger* em casca de laranja, que demonstrou alta eficiência e baixo custo de produção. Esses estudos de caso ilustram como o CES pode ser aplicado em diferentes contextos industriais para produzir uma ampla gama de produtos biotecnológicos de maneira sustentável e econômica (SINGHANIA *et al.*, 2009).

O CES tem se mostrado uma técnica promissora na produção de enzimas para a geração de etanol de segunda geração (E2G), permitindo a produção eficiente dessas enzimas utilizando substratos de baixo custo, como resíduos agroindustriais, o que reduz significativamente os custos de produção de E2G. Estudos têm demonstrado que o CES pode aumentar a produtividade enzimática e a estabilidade das enzimas, tornando o processo de produção de E2G mais viável economicamente (KORDALA *et al.*, 2022).

Diversos estudos econômicos já foram realizados para a produção de enzimas celulósicas ou etanol de segunda geração. Segundo o estudo de Ferreira *et al.* (2018), um dos principais desafios é o alto custo de produção das enzimas, especialmente quando se utiliza *E. coli* recombinante para a produção de β -glucosidase. O estudo estimou um custo de produção de 316 US\$/kg, significativamente mais alto do que o custo das enzimas fúngicas, que é de aproximadamente 10 US\$/kg. No entanto, o estudo sugere que a otimização do processo pode reduzir drasticamente esses custos, destacando a importância de fontes de carbono mais baratas e estratégias de indução alternativas.

Outro estudo, realizado por Kazi *et al.* (2010), focou na análise tecnoeconômica da produção de etanol celulósico por fermentação. O estudo identificou que os custos de matéria-prima e enzimas são os fatores mais sensíveis que impactam o valor do produto final. A análise mostrou que o processo de pré-tratamento com ácido diluído, sem variações no processo downstream, apresentou o menor valor de produto, de 3,40 US\$/galão de etanol (5,15 US\$/galão equivalente de gasolina), em dólares de 2007.

Além disso, o estudo analisou diferentes cenários bioquímicos para a produção de etanol celulósico, destacando que a viabilidade econômica do processo ainda enfrenta várias incertezas técnicas e econômicas. No entanto, a pesquisa sugere que a otimização do processo, especialmente no que diz respeito ao aumento do rendimento enzimático e à escolha adequada do design do processo, pode reduzir os custos para valores mais competitivos

2.3. Análise e Indicadores Econômicos

NPV é uma métrica fundamental para avaliar a viabilidade de um projeto ou investimento ao longo do tempo. Estima-se o NPV descontando os fluxos de caixa futuros esperados de um investimento ao seu valor presente, utilizando uma taxa de desconto adequada, geralmente o custo de capital ou a taxa mínima de atratividade. Um NPV positivo indica que o investimento provavelmente gerará valor, enquanto um NPV negativo sugere que ele pode não ser financeiramente vantajoso (ROSS, WESTERFIELD & JAFFE, 2013).

O payback time é utilizado para medir quanto tempo levará para que o investimento inicial seja recuperado através dos fluxos de caixa acumulados do projeto. Estima-se essa métrica com base no tempo em que as entradas de caixa acumuladas igualam o investimento inicial. Apesar de ser uma medida intuitiva, o payback time apresenta limitações, uma vez que não considera o valor do dinheiro ao longo do tempo, nem leva em conta os fluxos de caixa após o período de recuperação, o que pode prejudicar a análise de projetos de longo prazo (BREALEY, MYERS & ALLEN, 2017).

O RROI é utilizado para ajustar a métrica tradicional de retorno sobre o investimento (ROI), levando em consideração os riscos associados ao projeto. O cálculo base do ROI é realizado dividindo-se o lucro líquido pelo custo do investimento, mas o RROI incorpora a incerteza dos fluxos de caixa futuros, oferecendo uma perspectiva mais precisa do retorno esperado em cenários de maior risco. Portanto, o RROI é particularmente útil em contextos em que o risco pode ter um impacto substancial nos resultados financeiros do projeto (MUN, 2006).

Realiza-se a análise de fluxo de caixa para examinar todas as entradas e saídas de dinheiro de uma empresa ou projeto ao longo de um período específico. Considera-se essa análise crucial para avaliar a liquidez de um negócio ou projeto, garantindo sua sustentabilidade financeira. O fluxo de caixa operacional reflete a capacidade do

negócio de gerar dinheiro por meio de suas atividades principais, enquanto os fluxos de caixa de investimento e financiamento estão relacionados a transações de longo prazo. Dessa forma, a análise de fluxo de caixa permite a identificação da capacidade de financiar atividades, distribuir dividendos, ou quitar dívidas, proporcionando uma visão mais ampla da saúde financeira de uma empresa ou projeto (GITMAN & ZUTTER, 2015).

A integração dessas métricas proporciona uma análise mais robusta e abrangente dos projetos de investimento. O NPV, ao considerar o valor do dinheiro no tempo, oferece uma visão clara do valor agregado pelo projeto. No entanto, o payback time pode complementar essa análise ao fornecer uma estimativa rápida do período de recuperação do investimento, o que é particularmente útil em cenários onde a liquidez é uma prioridade (ROSS, WESTERFIELD & JAFFE, 2013; BREALEY, MYERS & ALLEN, 2017).

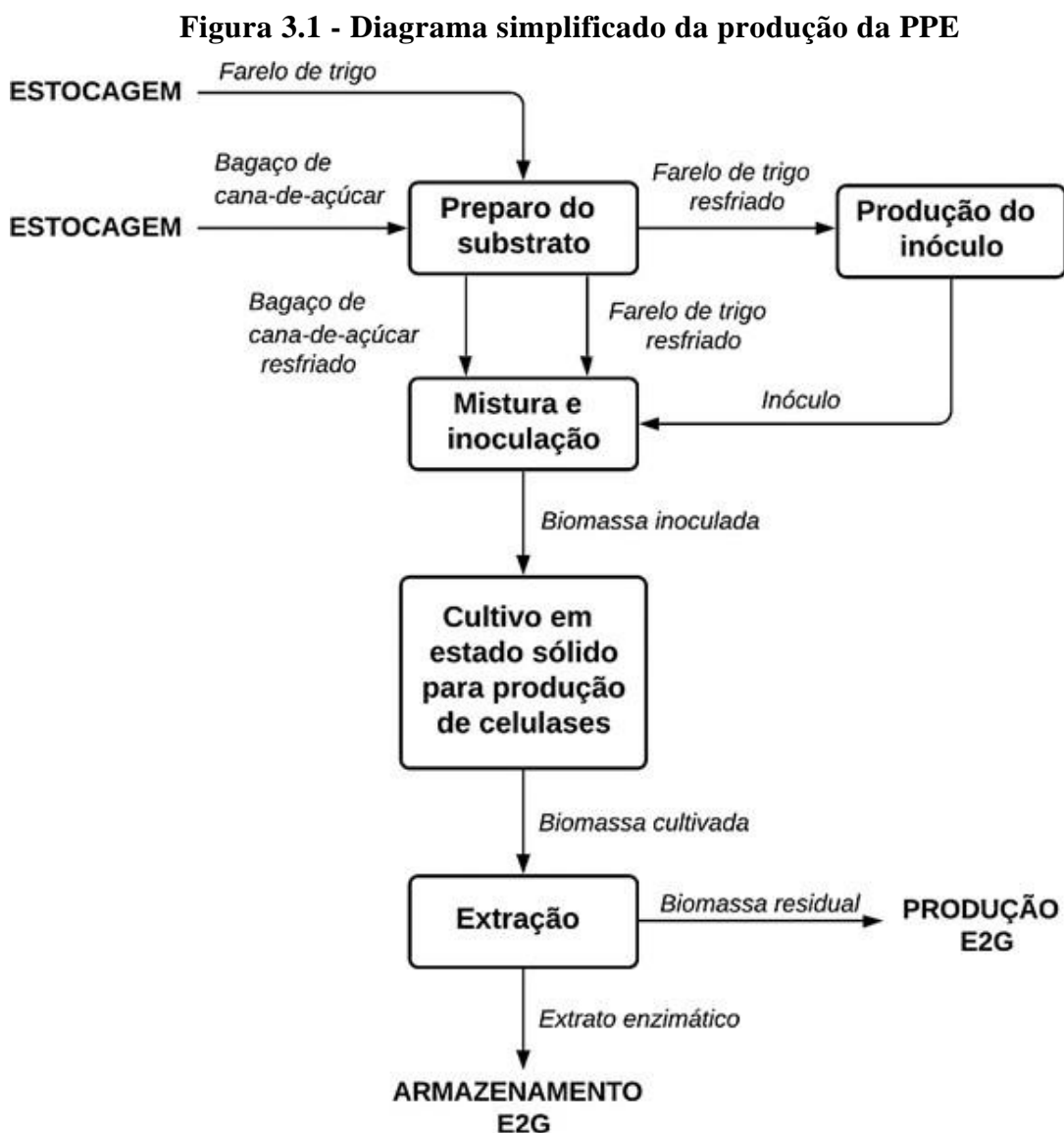
Além disso, o RROI ajusta o retorno esperado para refletir os riscos inerentes ao projeto, oferecendo uma perspectiva mais realista em ambientes de alta incerteza. A combinação dessas métricas permite que os gestores avaliem não apenas a viabilidade financeira dos projetos, mas também a rapidez com que o investimento será recuperado e os riscos associados (MUN, 2006; GITMAN & ZUTTER, 2015).

Por exemplo, em um projeto de tecnologia, onde a inovação e a volatilidade do mercado são fatores críticos, o NPV pode indicar o valor presente dos fluxos de caixa futuros, enquanto o payback time fornece uma estimativa do tempo necessário para recuperar o investimento inicial. Simultaneamente, o RROI ajusta esses cálculos para refletir a incerteza e os riscos específicos do setor, proporcionando uma análise mais completa e informada (DAMODARAN, 2012).

3- MATERIAIS E MÉTODOS

3.1. Métodos e Equipamentos Propostos por Gouveia, A. 2021

Para a realização da análise econômica do método proposto pelo estudo de Gouveia, A. (2021) é necessário um entendimento do funcionamento da planta, seus equipamentos e balanços de massa. Segundo a autora, o balanço material utilizado é baseado no artigo de Mendes et al. (2017), que prevê o processamento de 12.000 toneladas/safra da mistura bagaço/farelo para produção, bem como uma série de premissas de projeto dos autores. O diagrama simplificado do processo é representado pela Figura 3.1.



Fonte: Gouveia, A. 2021

Considerando os parâmetros de umidade representados na Tabela 3.1, a autora

determinou, por meio dos cálculos e balanços de massa, o tempo efetivo de safra, a quantidade de bagaço de cana gerada na usina por safra, a quantidade disponível para uso na PPE, o consumo da planta de bagaço, farelo e a biomassa e a atividade enzimática da planta. Os resultados são apresentados na Tabela 3.2.

Tabela 3.1 – Parâmetros adotados por Gouveia no balanço material

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
Umidade do bagaço de cana	50	% base úmida (b.u.)	(MENDES, 2015)
Umidade do farelo de trigo	20	% b.u.	(MENDES, 2015)
Umidade da biomassa no início do cultivo	75	% b.u.	(MENDES; ATALA; THOMÉO, 2017)
Umidade do farelo de trigo usado na preparação do inóculo	70	% b.u.	(GOUVEIA, 2021)
Umidade da biomassa residual	70	% b.u.	(SANTOS, 2009)

Fonte: Gouveia, A. 2021

Tabela 3.2 – Resultados obtidos por Gouveia

Parâmetro	Valor	Unidade
Tempo efetivo de safra	4.896,00	horas
Bagaço de cana gerado por safra	91,50	t/h
Quantidade disponível para uso na PPE	16,99	t/h
Consumo de bagaço na PPE	1,93	t/h
Consumo de farelo de trigo na PPE	0,52	t/h
Consumo de biomassa na PPE	2,45	t/h
Atividade Enzimática na PPE	1,73E+07	FPU/h

Fonte: Gouveia, A. 2021

Uma vez calculadas as vazões materiais globais da PPE, foi estruturado um processo industrial para uma usina sucroenergética, otimizando a produção e compartilhando facilidades. As melhorias incluem a separação e esterilização contínua dos substratos, resfriamento antes da mistura e inoculação, e um processo paralelo para o preparo do inóculo.

O processo é semi-contínuo, com etapas contínuas e em batelada. Para manter o processo funcionando de forma contínua, foi calculado a quantidade de equipamentos necessários para a manutenção da planta.

A etapa de preparo do substrato inclui a esterilização e resfriamento do bagaço de cana e farelo de trigo, com operações realizadas em linhas separadas. Os materiais são armazenados em silos, esterilizados com vapor saturado, e resfriados em tambor rotativo. Após resfriamento, o bagaço de cana e parte do farelo de trigo seguem para a mistura e inoculação, enquanto outra parte do farelo é usada para preparo do inóculo. A planta de

produção é isolada para evitar contaminação, e o transporte dos materiais é feito por transportador helicoidal.

A etapa de produção do inóculo inclui a mistura, inoculação, cultivo em biorreatores de bandeja, armazenamento e transporte. Antes disso, há uma etapa laboratorial para manter a cepa original do fungo e produzir matrizes de trabalho para inoculação. A cepa é armazenada a -80 °C e as matrizes são usadas para obter esporos para o processo. A produção do inóculo envolve três cultivos sucessivos (1G, 2G, 3G) em biorreatores, com o farelo inoculado mantido a 45 °C por 96 horas. Após cada cultivo, o farelo é armazenado em tanques refrigerados por até 1 dia.

A terceira etapa envolve a mistura e inoculação de bagaço de cana, farelo de trigo, inóculo 3G e solução nutriente em um tambor rotativo para produzir biomassa inoculada com 75% de umidade. O material é então transportado continuamente para o biorreator de leite empacotado por transportadores helicoidais.

A quarta etapa envolve a operação do CES para produzir enzimas celulolíticas, com suporte de sistemas para manter condições ideais de cultivo, incluindo injeção de ar umidificado e circulação de água de resfriamento. A biomassa inoculada é distribuída no biorreator por um transportador helicoidal, que também injeta ar umidificado para remover o calor gerado. Após 96 horas de cultivo, a extração das enzimas ocorre com a entrada de água, seguida pelo descarregamento do biorreator. O biorreator é então limpo e esterilizado, pronto para um novo ciclo.

A etapa de extração envolve a agitação e filtração do material descarregado do biorreator após o cultivo. A biomassa cultivada e a água de extração são agitadas por 30 minutos em um tanque, e depois transportadas para um filtro rotativo a vácuo para separar o extrato enzimático da biomassa residual. A biomassa residual é enviada para o processo de produção de E2G, enquanto o extrato é armazenado para uso na planta de E2G.

Considerando o processo apresentado e a necessidade de operação contínua, nas tabelas 3.3, 3.4, 3.5, 3.6, 3.7 estão disponíveis o tamanho e a quantidade necessária de cada equipamento nas diferentes etapas.

Tabela 3.3 – Equipamentos da etapa de preparo do substrato

Linha do bagaço de cana			
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade
Silo de alimentação	60	m ³	2
Transportador de correia	20	m ³ /h	-
Esterilizador	2	t/h	1
Resfriador em tambor rotativo	7	t/h	1
Transportador helicoidal	20	m ³ /h	-

Linha de farelo de trigo			
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade
Silo de alimentação	30	m ³	1
Transportador de correia	0.2	m ³ /h	-
Esterilizador	0.5	t/h	1
Resfriador em tambor rotativo	3	t/h	1
Transportador helicoidal	0.2	m ³ /h	-

Fonte: Gouveia, A. 2021

Tabela 3.4 – Equipamentos da etapa de preparo do Inóculo

Linha inóculo 1G			
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade
Tambor rotativo	0.46	kg/h	2
Biorreator de bandeja	1	m ²	4
Tanque pulmão	0.05	m ³	2
Transportador helicoidal	0.002	m ³ /h	-

Linha inóculo 2G			
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade
Tambor rotativo	4.6	kg/h	2
Biorreator de bandeja	1	m ²	4
Tanque pulmão	0.5	m ³	2
Transportador helicoidal	0.02	m ³ /h	-

Linha inóculo 3G			
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade
Tambor rotativo	46	kg/h	2
Biorreator de bandeja	1	m ²	28
Tanque pulmão	2.5	m ³	4
Transportador helicoidal	0.2	m ³ /h	-

Fonte: Gouveia, A. 2021

Tabela 3.5 – Equipamentos da etapa de Mistura e Inoculação

Mistura e Inoculação			
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade
Tambor rotativo	6	t/h	2
Transportador helicoidal	20	m ³ /h	-
Tanque	7	m ³	2
Bomba centrífuga	3.5	m ³ /h	4

Fonte: Gouveia, A. 2021

Tabela 3.6 – Equipamentos da etapa de CES

CES			
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade
Biorreator de leito empacotado	150	m ³	20
Transportador helicoidal	170	m ³ /h	20
Bomba centrífuga	70	m ³ /h	1
Tanque de água de extração	80	m ³ /h	1

Fonte: Gouveia, A. 2021

Tabela 3.7 – Equipamentos para etapa de extração

Extração			
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade
Tanque agitado	90	m ³	2
Transportador helicoidal	85	m ³ /h	2
Filtro rotativo à vácuo	98	m ²	3
Tanque de passagem	50	m ³	1
Bomba centrífuga	40	m ³ /h	2

Fonte: Gouveia, A. 2021

3.2. Procedimento de cálculo

3.2.1. Capcost

O CAPCOST é um programa desenvolvido para simplificar a estimativa de custos de capital em processos industriais complexos, substituindo os demorados cálculos manuais por uma abordagem interativa e automatizada. O software permite a inserção detalhada de informações essenciais, como capacidade, pressão de operação e materiais de construção, ajustando os dados de custo conforme o índice CEPCI. As opções de equipamentos são amplas, abrangendo desde misturadores e compressores até reatores e

torres (Turton et al.).

O uso da ferramenta é relativamente simples, sendo necessário colocar os equipamentos de interesse e suas dimensões calculadas, informações econômicas como a taxa de juros e o tempo de vida do projeto, receita esperada e, se necessário, custo do terreno (no caso de uma nova construção). Em seguida, o programa gera o custo total do projeto, custo modular do projeto, custo de base – considerando construção (grassroots cost), custo utilizando fator de Lang, custo de utilidades, NPV, Payback time, RROI, análise de fluxo de caixa. A interface do programa é representada pela figura 3.2.

Figura 3.2 – Interface do CAPCOST

This is Table 7.12 for Example 7.14
Hit "Remove All Equipment" to start a new file

User Added Equipment										
Exchangers	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	
E-101	Floating Head	5	5	Carbon Steel / Carbon Steel	170	\$ 45,000	\$ 148,000	\$ 45,000	\$ 148,000	
E-102	Floating Head	6	18	Stainless Steel / Carbon Steel	205	\$ 96,800	\$ 243,000	\$ 50,300	\$ 166,000	
E-103	Double Pipe		5	Carbon Steel / Carbon Steel	10	\$ 5,090	\$ 16,800	\$ 5,090	\$ 16,800	
Pump	Type	Power (kilowatts)	# Spares	Discharge Pressure (barg)		Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	
P-101	Centrifugal	5	1	Carbon Steel	5	\$ 13,400	\$ 34,500	\$ 8,670	\$ 28,100	
Towers	Tower Description	Height (meters)	Diameter (meters)	Tower MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
T-101	32 Stainless Steel Sieve Trays	23	2.1	Carbon Steel		5	\$ 290,000	\$ 549,000	\$ 173,000	\$ 402,000
Vessels	Orientation	Length/Height (meters)	Diameter (meters)	MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
V-101	Horizontal	6	1.8	Carbon Steel		5	\$ 24,800	\$ 65,100	\$ 18,400	\$ 55,500
Totals						\$ 475,090	\$ 1,056,400	\$ 300,460	\$ 816,400	
Total Module Cost						\$ 1,250,000				
Total Grass Roots Cost						\$ 1,660,000				
Total Equipment Cost						\$ 475,090				
Lang Factor						4.74				
Lang Factor Cost						\$ 2,300,000				

Fonte: Turton *et al*, 2021

3.2.2. Dimensionamento dos equipamentos

Para calcular os custos de compra, instalação e mão de obra utilizando o CapCost, as dimensões de cada equipamento foram ajustadas conforme exigido pelo software. Para simplificar o processo, uma série de premissas foram adotadas, como a adoção do mínimo solicitado pelo software em casos de a área ou volume serem abaixo do recomendado.

Para grande parte dos equipamentos, o dimensionamento para o requisitado pelo software foi simples, sendo necessária a adoção ou da quantidade mínima solicitada ou não sendo necessária nenhuma adequação.

No entanto, para uma pequena parcela, foi necessária a conversão de unidades para

obtenção de uma estimativa ou a busca de informações de equipamentos em guias de venda, de forma a encontrar especificações que atendessem o volume necessário.

Para o dimensionamento dos tambores rotativos, utilizou-se como base o catálogo de vendas Baichy, determinando a área do equipamento dado o volume, conforme representado pela figura 3.3.

Figura 3.3 – Dimensões dos tambores rotativos

Spec. (Dia.x Length mm)	Volume (m³)	Capacity (t/h)	Gradient (%)
Φ600x6000	1.7	0.5-1.5	3~5
Φ800x8000	4.1	0.8-2.0	3~5
Φ800x10000	5.1	0.8-2.5	3~5
Φ1000x10000	7.9	1.0-3.0	3~5
Φ1000x12000	9.4	1.2-3.2	3~5
Φ1200x8000	9	1.9-2.4	3~5
Φ1200x10000	11.3	2.2-3.0	3~5
Φ1200x12000	13.6	2.4-3.2	3~5
Φ1500x12000	21.2	4.5-5.7	3~5
Φ1500x14000	24.7	5.3-6.6	3~5

Fonte: Baichy Machinery

O dimensionamento do transportador helicoidal também seguiu o mesmo procedimento, onde determinou-se a área do transportador de acordo com a vazão requisitada e o catálogo do vendedor. Além disso, adotou-se como premissa que o comprimento dos transportadores é de 2m. A figura 3.4 representa os valores considerados.

Figura 3.4 – Dimensões do transportador helicoidal

Model Specifications	Spiral diameter (mm)	Pitch (mm)	Rotating speed (r/min)	Transport capacity (m ³ /h)	Rotating speed (r/min)	Transport capacity (m ³ /h)
QLS-100	100	100	140	2.2	112	1.7
QLS-125	125	125	125	3.8	100	3
QLS-160	160	160	112	7.1	90	5.7
QLS-200	200	200	100	12.4	80	9.9
QLS-250	250	250	90	21.8	71	17.2
QLS-315	315	315	80	38.8	63	30.5
QLS-400	400	355	71	62.5	56	49.3
QLS-500	500	400	63	97.7	50	77.6
QLS-630	630	450	50	138.5	40	110.8
QLS-800	800	500	40	198.5	32	158.8

Fonte: Hebei Technology

A partir dos valores da figura 3.4, utilizou-se um cálculo simples para determinar a área, multiplicando-se o diâmetro da espiral pelo comprimento, pois leva em consideração a sombra projetada do equipamento, conforme representado pela equação 1.

$$A = L * D \quad \text{(Equação 1)}$$

onde A = área (m²)

L = comprimento (m)

D = diâmetro da espiral (m)

Para determinação do comprimento do transportador de correia, método similar fora empregado. Utilizou-se de informações do projeto especificado pelo fabricante Ultimation Inc, considerando uma largura do cinto de 0,4 m e 2m de comprimento como suficiente para o transporte do material.

Por fim, determinou-se a potência da bomba utilizada no processo. Como não há informações de projeto acerca das distâncias percorridas e diferenças de altura, foram consideradas premissas para a especificação. O cálculo foi realizado conforme a equação 2.

$$Ps(kW) = \frac{\left(\frac{q \times \rho \times g \times h}{3.6 \times 10^6}\right)}{\eta} \quad \text{(Equação 2)}$$

Onde:

P – Potência de eixo (kW)

q – vazão (m³/h)

ρ – Massa específica (kg/m³)

g – Gravidade (m/s²)

h – Variação de altura (m)

η – Eficiência da bomba

Com as equações e tabelas devidamente separadas, foi possível dimensionar o projeto para uso do Capcost.

3.2.3. Custo de equipamentos

Para os cálculos do custo de equipamentos, o programa adota o método de estimativa de preços, considerando o efeito da capacidade e realizando ajustes com base no índice CEPCI. A relação entre os atributos de custo do equipamento e sua capacidade é estabelecida utilizando os expoentes de custo definidos por Perry, R.H., Green, D.W., e Maloney, J.O. (1997). Estes expoentes estão diretamente relacionados à capacidade do equipamento, fazendo com que a curva de custo seja diferente para cada conforme estimado. A equação 3 representa a relação do custo do equipamento, capacidade e expoente de custo.

$$\frac{C_a}{C_b} = \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n \quad (\text{Equação 3})$$

Onde

C – Custo do equipamento

A – Atributo de custo do equipamento

a – Referência ao equipamento com o atributo desejado

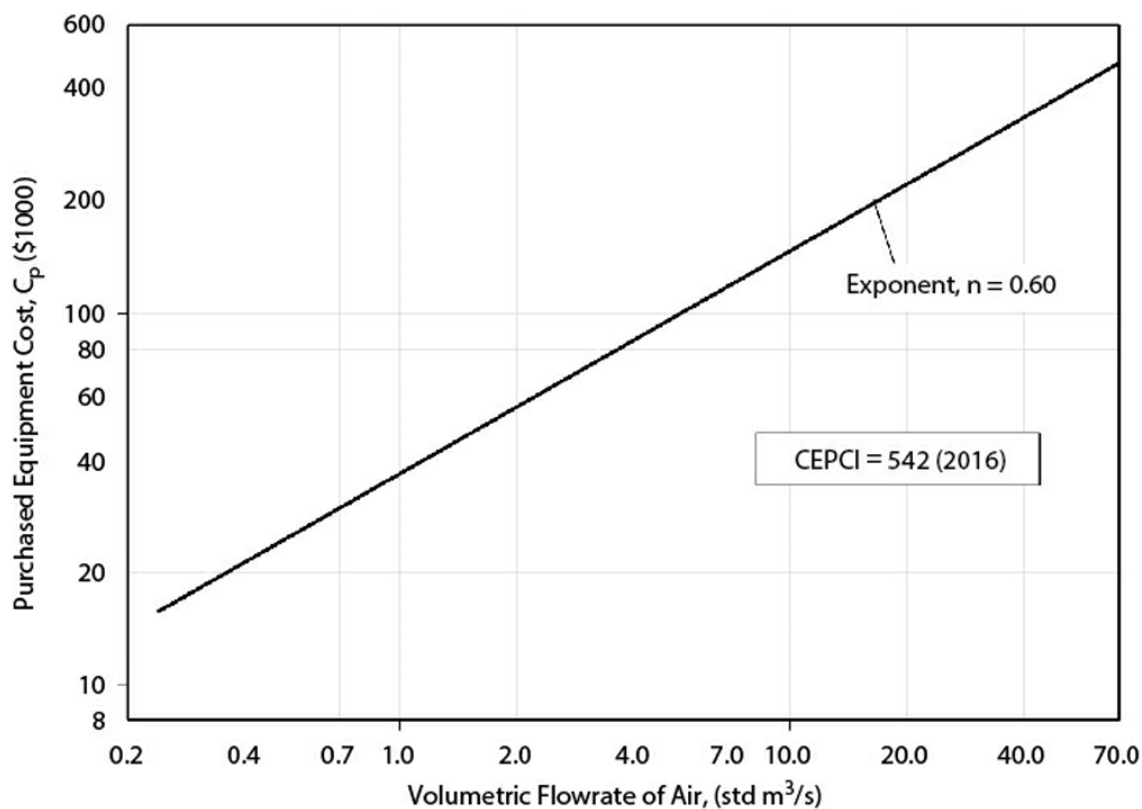
b – Referência ao equipamento com o atributo base

n – Expoente de custo

Em seguida, essa equação é plotada em um gráfico logarítmico comparando Ca vs

Aa e o custo do projeto é determinado pelo CEPCI e o expoente, conforme ilustrado na figura 3.4 para um soprador de estágio único.

Figura 3.5 – Uso das capacidades e CEPCI para determinação do custo



Fonte: Turton *et al*, 2017.

O programa utiliza uma tradução numérica dessa equação para a realização dos cálculos de forma automática, representado pela equação 4.

$$\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 [\log_{10} A]^2 \quad (\text{Equação 4})$$

Alguns dos parâmetros estão representados pela figura 3.6, abaixo.

Figura 3.6 – Parâmetros utilizados para o cálculo

Equipment Type	Equipment Description	K_1	K_2	K_3	Capacity, Units	Min Size	Max Size
Blenders	Kneader	5.0141	0.5867	0.3224	Volume, m ³	0.14	3
	Ribbon	4.1366	0.5072	0.0070	Volume, m ³	0.7	11
	Rotary	4.1366	0.5072	0.0070	Volume, m ³	0.7	11
Centrifuges	Auto batch separator	4.7681	0.9740	0.0240	Diameter, m	0.5	1.7
	Centrifugal separator	4.3612	0.8764	-0.0049	Diameter, m	0.5	1
	Oscillating screen	4.8600	0.3340	0.1063	Diameter, m	0.5	1.1
	Solid bowl w/o motor	4.9697	1.1689	0.0038	Diameter, m	0.3	2
Compressors	Centrifugal, axial, and reciprocating	2.2897	1.3604	-0.1027	Fluid power, kW	450	3000
	Rotary	5.0355	-1.8002	0.8253	Fluid power, kW	18	950

Fonte: Turton *et al*, 2017.

Por fim, para a realização dos cálculos, o índice CEPCI utilizado foi de 789,6, publicado em dezembro de 2023.

A partir disso, são calculados três indicadores de custo: Bare Module Cost (BMC), Lang Factor Cost e Grass Roots Cost.

O Bare Module Cost (BMC) é o custo total de aquisição e instalação de um único equipamento, incluindo despesas como o preço de compra do equipamento, mão de obra direta, materiais e pequenos equipamentos. Exclui custos indiretos, como engenharia, despesas gerais de construção e honorários de contratantes. Geralmente, inclui o custo do equipamento e todos os custos diretos necessários para tornar o equipamento funcional, mas não abrange custos adicionais como tubulação, sistemas elétricos ou instrumentação que possam estar associados ao equipamento. (TURTON, 2017)

O Lang Factor Cost é um método de estimativa de custos que aplica um multiplicador (conhecido como fator de Lang) ao custo do módulo básico para estimar o custo total instalado de uma planta de processamento ou de uma seção específica da planta. O fator de Lang geralmente varia entre 3 e 5, dependendo da complexidade da planta. Esse fator leva em conta custos indiretos, como tubulação, trabalho elétrico, instrumentação, mão de obra e outros custos de construção. O fator de Lang é um método rápido e aproximado usado nas etapas iniciais do projeto para estimar o custo total instalado com base na soma dos custos dos módulos básicos. (TURTON, 2017)

O Grass Roots Cost refere-se ao custo total de construção de uma nova planta ou

instalação do zero, em um local onde não existe infraestrutura. Isso inclui todos os custos desde a aquisição de terrenos, preparação do local, infraestrutura, engenharia, aquisição, construção e comissionamento. Esse é o custo mais abrangente, cobrindo tudo, desde o planejamento inicial até o início da operação da planta. Os custos grass roots são frequentemente muito mais elevados do que apenas o custo do equipamento ou mesmo o custo total instalado, pois incluem desenvolvimento do local, utilidades, vias de acesso e outras infraestruturas. (TURTON, 2017)

Dadas as definições, neste trabalho será considerado o Lang Factor Cost como custo base, de modo a considerar com maior precisão os custos envolvidos na instalação da planta. O fator utilizado foi de 4,74, indicando um considerável nível de complexidade.

3.2.4. Custo de alimentação

Foi estimada, para a PPE, um consumo de 2,45 t/h da biomassa composta pelo Farelo de Trigo e Bagaço de Cana. No entanto, dada a proposta de ser uma planta integrada ao processo do E1G, não serão atribuídos custos a este consumo, dado que são resíduos da primeira etapa do processo.

No entanto, esta quantidade será considerada para o comparativo com o potencial de receita obtido a partir da venda do material.

3.2.5. Custos de mão-de-obra

Os custos de trabalho serão calculados com base na quantidade de equipamentos, tipo de equipamento e dimensionamento da equipe necessária para atuar em cada um, considerando que não há um compartilhamento de funcionários do processo do E1G e do E2G.

A técnica utilizada para estimar os requisitos de mão de obra operacional é baseada em dados obtidos de cinco empresas químicas e correlacionados por Alkhatat e Gerrard. De acordo com este método, a necessidade de mão de obra operacional para plantas de processamento químico é determinada pela Equação 5:

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{np})^{0,5} \quad (\text{Equação 5})$$

N: Número de operadores por turno.

P: Número de etapas de processamento que envolvem o manuseio de sólidos particulados,

como:

Transporte e distribuição

Controle de tamanho de partículas

Remoção de partículas

N_{np} : Número de etapas de processamento não particuladas, que incluem:

Compressão

Aquecimento e resfriamento

Mistura

Reação

Em geral, para os processos considerados neste texto, o valor de P é zero, e o valor de N é dado por

$$N_{np} = \sum \textit{Equipamentos} \quad (\text{Equação 6})$$

3.2.6. Custo de tratamento de resíduos

Existem diversas possibilidades de tratamento dos resíduos gerados pela PPE, como destinação à alimentação animal, por exemplo. No entanto, esses custos não serão abordados por este trabalho.

3.2.7. Custos com utilidades

O custo com utilidades varia de acordo com os equipamentos utilizados e a atividade enzimática estimada. Neste trabalho, dadas as simplificações adotadas, consideraremos somente os custos associados ao consumo de energia elétrica, calculados pelo software.

3.2.8. Fluxo de caixa e indicadores econômicos

Para cálculo do fluxo de caixa do projeto é importante a definição de uma série de parâmetros econômicos, como o CapEX do projeto, tempo de construção estimado, taxa de juros anual e estimativa de impostos a serem pagos pelo projeto.

A planta proposta por Gouveia, A. possui um tempo de vida estimado em 30 anos. No entanto, por limitação do software, será considerado para a estimativa do FC um tempo de vida de 20 anos, suficiente para um entendimento inicial dos resultados financeiros da

planta.

O CapEX do projeto será dividido em 3 anos, seguindo a proposta de Mendes et al, com divisão de 15% no primeiro ano, 35% no segundo ano e 50% no terceiro ano. Dessa forma, é possível estabelecer uma base de comparação direta entre os dois projetos.

A taxa de juros anual considerada será de 10% para efeitos de cálculo, e o imposto utilizado de 35%.

A partir dos custos e do fluxo de caixa é possível realizar a análise econômica, sendo escolhidos os seguintes indicadores: Retorno de Investimento (ROI), Valor Presente Líquido (NPV) e Payback (tempo de retorno).

3.2.9. Receita

Como fonte de receita, será considerado o valor de venda da enzima por litro de etanol gerado encontrado na literatura. Kazi et al, 2010 define o valor da enzima estimado em US\$0,89 a US\$1,25 por litro de etanol gerado. Considerando que a planta é capaz de gerar 1214,76 L etanol/dia, serão testados diferentes valores de venda para determinar a viabilidade econômica da planta.

O compilado das informações estão representadas na tabela 3.8.

Tabela 3.8 – Principais parâmetros da análise econômica

Parâmetro	Valor
Ano da avaliação	2024
Vida útil do projeto	20 anos
Taxa de Juros Anual	10% a.a.
Impostos	35% a.a.
Investimento no primeiro ano	15%
Investimento no segundo ano	35%
Investimento no terceiro ano	50%
Custo da Enzima	US\$0,89 a US\$1,25 / L etanol Gerado
Produção diária de E2G	1214,76 L

Fonte: Elaborado pelo autor, 2024.

4- RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1. Resultados do dimensionamento

Com base nas equações apresentadas anteriormente, foram dimensionados os equipamentos para utilização no Capcost. O resultado doo dimensionamento é apresentado no quadro 1.

Tabela 4.1 – Equipamentos dimensionados

Linha do bagaço de cana						
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade	Equipamento no CAPCOST	Qt. Necessária no CAPCOST	Unidade solicitada no CAPCOST
Silo de alimentação	60	m ³	2	-	90	m ³
Transportador de correia	20	m ³ /h	1	-	0.8	m ²
Esterilizador	2	t/h	1	Jacketed Agitated Reactor	7.22569457	m ³
Resfriador em tambor rotativo	7	t/h	1	Drum Dryer	21.6	m ²
Transportador helicoidal	20	m ³ /h	1	-	0.6	m ²
Linha de farelo de trigo						
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade	Equipamento no CAPCOST	Qt. Necessária no CAPCOST	Unidade solicitada no CAPCOST
Silo de alimentação	30	m ³	1	-	90	m ³
Transportador de correia	0.2	m ³ /h	1	-	0.5	m ²
Esterilizador	0.5	t/h	1	Jacketed Agitated Reactor	1.806423642	m ³
Resfriador em tambor rotativo	3	t/h	1	Drum Dryer	14.4	m ²
Transportador helicoidal	0.2	m ³ /h	1	-	0.5	m ²
Linha inóculo 1G						
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade	Equipamento no CAPCOST	Qt. Necessária no CAPCOST	Unidade solicitada no CAPCOST
Tambor rotativo	0.46	kg/h	2	-	0.5	m ²

Biorreator de bandeja	1	m ²	4	-	1.8	m ²
Tanque pulmão	0.05	m ³	2	Personalizado	0.1	m ³
Transportador helicoidal	0.002	m ³ / h	1	-	0.5	m ²
Linha inóculo 2G						
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade	Equipamento no CAPCOST	Qt. Necessária no CAPCOST	Unidade solicitada no CAPCOST
Tambor rotativo	4.6	kg/ h	2	-	0.5	m ²
Biorreator de bandeja	1	m ²	4	-	1.8	m ²
Tanque pulmão	0.5	m ³	2	Personalizado	0.5	m ³
Transportador helicoidal	0.02	m ³ / h	1	-	0.5	m ²
Linha inóculo 3G						
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade	Equipamento no CAPCOST	Qt. Necessária no CAPCOST	Unidade solicitada no CAPCOST
Tambor rotativo	46	kg/ h	2	-	0.5	m ²
Biorreator de bandeja	1	m ²	28	-	1.8	m ²
Tanque pulmão	2.5	m ³	4	Personalizado	2.5	m ³
Transportador helicoidal	0.2	m ³ / h	1	-	0.5	m ²
Mistura e Inoculação						
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade	Equipamento no CAPCOST	Qt. Necessária no CAPCOST	Unidade solicitada no CAPCOST
Tambor rotativo	6	t/h	2	-	21	m ²
Transportador helicoidal	20	m ³ / h	1	-	0.6	m ²
Tanque	7	m ³	2	Personalizado	7	m ³
Bomba centrífuga	3.5	m ³ / h	4	-	1	kW
CES						
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade	Equipamento no CAPCOST	Qt. Necessária no CAPCOST	Unidade necessária p/ CAPCOST
Biorreator de leite empacotado	150	m ³	20		150	Fermentador, m ³
Transportador helicoidal	170	m ³ / h	20		1.6	m ²
Bomba	70	m ³ / h	1		1.28	kW

centrífuga		h				
Tanque de água de extração	80	m ³ / h	1		90	m ³
Extração						
Equipamento	Capacidade nominal	Unidade	Quantidade	Equipamento no CAPCOST	Qt. Necessária no CAPCOST	Unidade necessária p/ CAPCOST
Tanque agitado	90	m ³	2	-	90	m ³
Transportador helicoidal	85	m ³ / h	2	-	1	m ²
Filtro rotativo à vácuo	98	m ²	3	Disc and Drum	98	m ²
Tanque de passagem	50	m ³	1		90	m ³
Bomba centrífuga	40	m ³ / h	2		1	kW

Fonte: Autoria própria

Analisando os resultados do dimensionamento, percebe-se que, em muitos casos, a dimensão solicitada pelo software CAPCOST difere significativamente da capacidade nominal dos equipamentos. Essa diferença não é apenas um reflexo das necessidades operacionais, mas também um indicativo das complexidades envolvidas na implementação prática de um projeto industrial.

O CAPCOST considera vários fatores que vão além da simples capacidade de processamento. Por exemplo, ele leva em conta o tamanho físico dos equipamentos, que afeta diretamente a área ocupada na planta, o custo dos materiais de construção, e a mão de obra necessária tanto para a instalação quanto para a operação dos equipamentos. Esses aspectos são críticos, pois o tamanho do equipamento pode influenciar o layout da planta, a facilidade de manutenção e a escalabilidade futura.

Na prática, isso significa que, mesmo que um equipamento tenha a capacidade nominal adequada para o processo, sua eficiência operacional e custo total podem variar dependendo de como ele é dimensionado e integrado ao restante do sistema. Um esterilizador ou um transportador de correia com capacidade nominal suficiente pode exigir ajustes no dimensionamento para otimizar a ocupação de espaço ou minimizar custos adicionais associados a materiais e instalação.

Outro ponto importante é o impacto do dimensionamento no tempo de operação e manutenção. Equipamentos maiores ou mais complexos podem necessitar de mais tempo de instalação e serem mais difíceis de manter, o que pode aumentar os custos e o tempo de inatividade da planta.

4.2. Análise Econômica

A partir do dimensionamento, os dados foram imputados no CAPCOST, obtendo-se os resultados exibidos na Tabela 4.1.

Tabela 4.2 – Custos referentes a instalação dos equipamentos

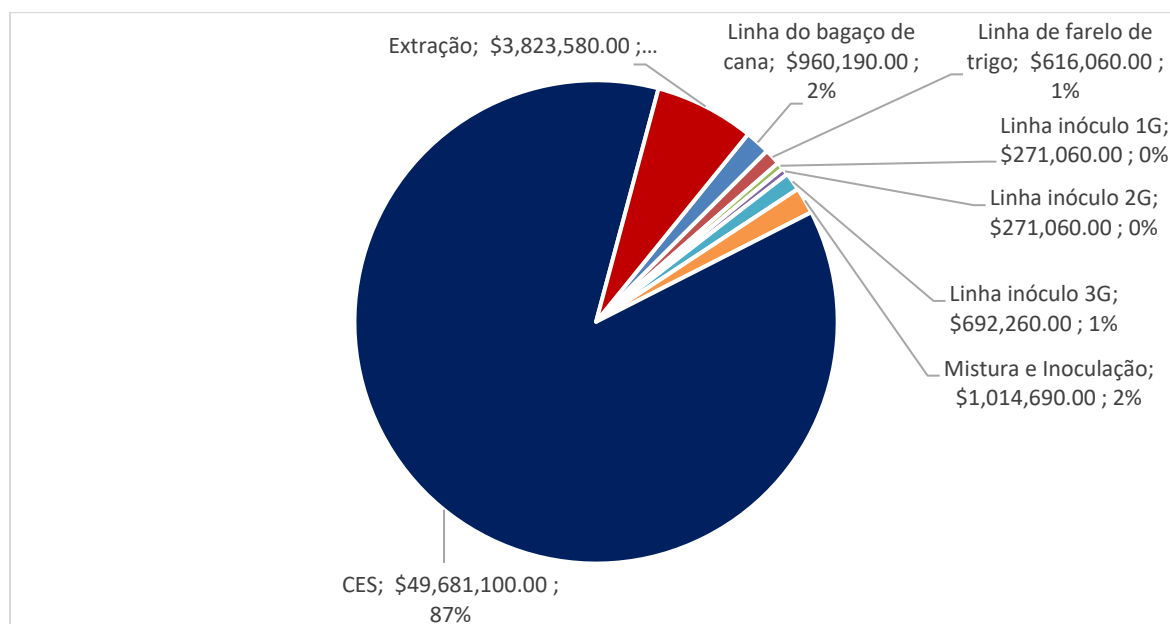
Categoria	Valor
Total Module Cost	\$ 67,650,000.00
Total Grass Roots Cost	\$ 96,250,000.00
Total Equipment Cost	\$ 17,429,140.00
Lang Factor	4.74
Lang Factor Cost	\$ 82,600,000.00

Fonte: Autoria própria

Mendes et al, estimou, em 2017, um CAPEX de US\$ 38,90 M – equivalente a US\$ 50,4M com reajuste de inflação. O investimento associado à compra e instalação dos equipamentos é representado pelo Lang Factor Cost, de US\$ 82,600,000.00.

A figura 4.1. representa a distribuição dos custos por etapa. Como é possível perceber, a grande maioria dos custos é concentrada na etapa do CES, devido à grande quantidade de equipamentos de grande porte.

Figura 4.1 – Distribuição dos custos por etapa



Fonte: Autoria própria

Como forma de comparação de resultados, serão considerados os dois custos para o cálculo dos indicadores econômicos, mapeando impacto desta etapa na viabilidade da fábrica.

Na tabela 4.3. se encontram os resultados obtidos considerando os seguintes cenários:

- Cenário 1: Somente custo de equipamento e valor da enzima de US\$0,89/L de etanol
- Cenário 2: Somente custo de equipamento e valor da enzima de US\$1,25/L de etanol
- Cenário 3: Somente custo de equipamento e valor mínimo de enzima para payback dentro de 5 anos
- Cenário 4: Custo considerando fator de Lang e valor da enzima de US\$0,89/L de etanol
- Cenário 5: Custo considerando fator de Lang e valor da enzima de US\$1,25/L de etanol
- Cenário 6: Custo considerando fator de Lang e valor mínimo de enzima para payback de 5 anos.

Tabela 4.3 – Resultados da Análise Econômica

Cenário	Custo de projeto (US\$)	Valor da enzima (US\$/L)	NPV (US\$)	ROI (%)	Payback (anos)
1	17.429.140,00	0,89	-52.02	-38.72	-
2	17.429.140,00	1,25	-51.38M	-38.15	-
3	17.429.140,00	49,00	14.12M	21.04%	5
4	82,600,000.00	0,89	-145,49M	-19,71	-
5	82,600,000.00	1,25	-144,86M	-19,59	-
6	82,600,000.00	156,00	68.47M	21.36	5

Fonte: Autoria Própria

Quando analisados os indicadores econômicos, percebe-se que o NPV negativo em diversos cenários indica que o fluxo de caixa descontado gerado pelo projeto não é suficiente para cobrir o investimento inicial, o que resulta em uma perda financeira. Um NPV negativo é um claro indicativo de que o projeto, nas condições analisadas, não agrega valor para os investidores. Para que o projeto fosse considerado viável, o NPV precisaria

ser positivo, demonstrando que o retorno financeiro esperado supera o custo do capital investido.

O ROI, que mede a eficiência do investimento, também é negativo na maioria dos cenários, refletindo a baixa atratividade financeira do projeto. Um ROI negativo significa que, para cada dólar investido, há uma perda em vez de um ganho. Em termos de investimento, isso é altamente indesejável, pois indica que os retornos gerados são insuficientes para compensar os custos incorridos, tornando o projeto economicamente insustentável.

Além disso, o payback, que representa o tempo necessário para recuperar o investimento inicial, não foi atingido em vários cenários devido aos retornos financeiros insuficientes. Nos cenários em que o payback é alcançado, ele ocorre em um período muito longo, o que torna o investimento menos atrativo, especialmente em setores onde o risco é elevado e os investidores buscam retornos rápidos.

Demais resultados, como variação do fluxo de caixa, se encontram nos anexos adjacentes ao trabalho.

A análise mostra que, para alcançar viabilidade econômica, o valor mínimo da enzima necessário varia de US\$ 49 a US\$ 156 por litro de etanol produzido, dependendo do cenário. Esses valores são substancialmente elevados e fora da realidade de mercado, indicando um desafio significativo para a viabilidade do projeto com os parâmetros atuais.

Busca-se então, em posse das informações, o entendimento das razões que fazem com que esse custo seja tão alto, e algumas hipóteses podem ser levantadas, como o alto custo dos equipamentos, o uso de uma grande quantidade de equipamentos ou mesmo a baixa eficiência da planta.

Em relação à quantidade de equipamentos, alguns valores podem contribuir e chamam a atenção, como por exemplo a etapa de CES, que conta com 20 reatores de 150 m³ e 20 transportadores helicoidais com capacidade de transporte de 170m³/h. Ao comparar estes equipamentos com a lista de equipamentos utilizada por Mendes et al exibido na figura 4.2, percebe-se que, apesar de a quantidade total de equipamentos ser parecida, o tamanho deles varia consideravelmente.

Figura 4.2 – Equipamentos utilizados na proposição de Mendes *et al*

Equipment	Capacity/Power	Cost	Quantity of equipment		
			Unit (US\$)	SIM1	SIM2
Sterilizer	25 m ³	181,427	12	24	36
Compressor	75 kW	88,999	10	19	28
Mixer	50 m ³	89,508	3	5	8
Inoculation tank	50 m ³	251,908	3	5	8
Packed-bed bioreactor	25 m ³	251,908	10	19	28
Centrifuge/filter	10 ft × 20 ft	387,881	3	3	3
Ultrafilter	58 m ²	387,881	3	3	3
Storage tank	90 m ³	94,270	1	1	1
Tank for the solid residues	100 m ³	94,270	2	4	6
Conveyor belt	25 m	1064/m	–	–	–
Helical transporter	25 m	6080/m	–	–	–

Fonte: Mendes *et al*, 2017

No entanto, somente isso não é suficiente para justificar os resultados obtidos. Apesar do alto custo calculado de equipamentos, o principal fator está no rendimento da planta. Segunda Gouveia, A. o extrato enzimático produzido pela PPE proposta é capaz de hidrolisar cerca de 10% do total de bagaço de cana disponível por safra. Ou seja, possui um rendimento muito aquém ao esperado, produzindo cerca de 247.810,57L de etanol por safra. Além disso, é dito no texto que a planta produtora do etanol de 1ª geração processa em torno de 1,6M de toneladas de cana de açúcar por safra.

Segundo estudo do Conab, Mapa (2008), constatou-se que para produção de 1 litro de etanol anidro, utiliza-se 13kg de cana de açúcar. Ou seja, com o processamento indicado pela autora, são produzidos aproximadamente 100 milhões de litros de etanol por safra. Um valor condizente com uma usina de pequeno/médio porte no Brasil.

Ainda, segundo estudo do Nipe (2007), é esperado um rendimento da produção do E2G de cerca de 40% do volume produzido pelo E1G, dessa forma, em um cenário ideal, a planta do E2G seria capaz de gerar cerca de 40 milhões de litros de etanol por safra dado a produção.

Como é visto no processo, a planta proposta gera cerca de 0,7% daquilo que é esperado. Isso, dado a magnitude da planta, faz com que os custos associados ao processo indicado não sejam convidativos. Dessa forma, entende-se que a maior causa para os resultados negativos encontrados na análise econômica seja o rendimento da célula utilizada.

Diante dessa realidade, é essencial explorar métodos para aumentar a eficiência enzimática das enzimas celulolíticas na planta. Além disso, uma avaliação técnica da

planta é necessária para identificar oportunidades de otimização, tanto no sentido de reduzir os custos associados aos equipamentos quanto de aumentar o rendimento geral da produção. A Tabela 4.3 apresenta uma análise econômica mais realista, considerando um aumento considerável na eficiência do processo como um todo para gerar, em volume de etanol de segunda geração, 15% do volume gerado pela planta de E1G. Além disso, determinou-se o volume mínimo de E2G produzido por ano para atingir um payback de 5 anos.

Tabela 4.4 – Resultados da análise econômica para diferentes volumes

Custo de projeto (US\$)	Valor da enzima (US\$/L etanol)	NPV (US\$)	ROI (%)	Payback (anos)	Vol. Etanol produzido (L)
82,600,000.00	1,25	-14.14M	7.08	-	15.000.000
82.600.000,00	1,25	67,50M	21,22	5	24.213.810

Fonte: Autoria Própria

Ou seja, para que a planta proposta tenha um payback mais atrativo, de 5 anos, é necessário um volume de E2G produzido de 24,2M de litros por safra – 24,2% da produção do E1G da mesma planta.

Isso representa não só um aumento na capacidade de hidrolisar o bagaço disponível, visto que mesmo com hidrólise de 100% do total disponível não seria possível alcançar os valores apresentados, mas também uma necessidade de mudança em diversos aspectos da planta proposta, como a redução dos custos por um estudo de otimização da operação da planta e equipamentos.

Segundo Ferreira, Azzoni (2018), a combinação das otimizações nos processos upstream e um aumento da eficiência downstream, pode ocasionar em uma redução do custo por kg de enzima de até 88% - fazendo com que o processo se torne mais economicamente vantajoso.

Portanto, é necessário que sejam estudados métodos para o aumento da atividade enzimática das enzimas celulolíticas produzidas na proposta do PPE. Bem como uma avaliação técnica da planta, buscando otimizações para redução do custo associado aos equipamentos e incremento do rendimento, tornando a proposta economicamente viável.

5- CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1. Conclusões

Com base na proposta da planta produtora de enzimas da autora Gouveia, A. Buscou-se, por meio deste trabalho, o estudo da viabilidade econômica do método apresentado, identificando as principais fontes de custo, calculando indicadores econômicos e proposição de hipóteses acerca de gargalos financeiros.

Para tanto, inicialmente foi realizado o dimensionamento dos equipamentos com base nas capacidades propostas pelo meio, utilizando uma série de premissas para simplificação dos cálculos, bem como o uso de heurísticas de equipamentos, permitindo uma aproximação mais correta da realidade. Em seguida, utilizou-se o CAPCOST e a metodologia de cálculo de custos pelo CEPCI para obtenção dos resultados econômicos.

Com base nos resultados obtidos, conclui-se que o projeto de produção de etanol de segunda geração (E2G) enfrenta desafios significativos em termos de viabilidade econômica.

A análise dos diferentes cenários indicou que, com os atuais custos de equipamento e os valores praticados para as enzimas, o retorno sobre o investimento (ROI) e o valor presente líquido (NPV) são negativos, demonstrando que, nas condições propostas, o investimento não é atrativo. Um dos principais fatores que contribuem para esse cenário é o baixo rendimento da planta produtora de enzimas celulolíticas, que produz uma quantidade de enzimas capaz de hidrolisar uma proporção muito pequena do bagaço, que faz com que a produção de etanol seja muito aquém ao esperado.

Mesmo com ajustes no volume de produção de etanol, como demonstrado nos cálculos considerando um volume de 15 milhões de litros por safra, o retorno financeiro ainda é limitado, com um payback superior a 20 anos. Para alcançar um retorno mais competitivo, com payback em torno de 5 anos, seria necessário produzir pelo menos 24,2 milhões de litros de etanol de segunda geração por safra, o que representa 24,2% da produção de etanol de primeira geração (E1G) realizado pela planta – um valor pouco factível considerando a quantidade de bagaço disponível para hidrólise.

Portanto, recomenda-se o estudo de alternativas para aumentar a eficiência do processo, tanto na produção enzimática quanto na operação da planta. Isso pode incluir a otimização do rendimento enzimático, a redução do número e tamanho dos equipamentos, e a busca por métodos mais eficientes de extração e conversão do bagaço de cana. A melhoria dessas etapas poderá viabilizar economicamente a planta proposta, tornando-a

uma alternativa sustentável e competitiva no mercado de biocombustíveis.

5.2. Sugestões para continuidade do projeto

De forma a tornar o estudo mais completo e viabilizar a proposta, são propostos os seguintes temas para continuidade do projeto:

- Aprofundamento da viabilidade econômica do projeto: como o cálculo foi feito com auxílio de aproximações e heurísticas, algumas características da planta podem ter sido deixadas de fora, dessa forma, recomenda-se o aprofundamento do cálculo utilizando de métodos que enderecem a análise de maneira mais completa, como o uso de simuladores de processo.
- Análise técnica do projeto, buscando melhores opções para otimização dos resultados, como a escala dos equipamentos utilizados, quantidade, de forma a obter melhor integração entre as plantas do E1G, PPE e E2G, aprimorando o cenário econômico.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

GOUVEIA, A. O. **Balanço material de uma planta industrial produtora de enzimas celulolíticas por cultivo em estado sólido.** Disponível em: <<https://repositorio.unesp.br/items/20faff30-e60f-4e24-b335-0da945df1c88>>. Acesso em: 01 mai. 2024.

MENDES, F.; IBRAIM, D.; THOMÉO, J. **Is cellulase production by solid-state fermentation economically attractive for the second generation ethanol production?** v. 114, p. 525–533, 1 dez. 2017.

TURTON, R. et al. **Analysis, synthesis, and design of chemical processes.** 5. ed. Boston: Prentice Hall, 2018.

FAPESP. **Metas para o etanol.** Disponível em: <<https://agencia.fapesp.br/metasp-para-o-etanol/6871#:~:text=O%20relat%C3%B3rio%20do%20Nipe%20aponta%20ainda%20que%2C>>. Acesso em: 10 ago. 2024.

REDAÇÃO. **Estudo revela cana e ATR necessários para produzir etanol e açúcar • JornalCana.** Disponível em: <<https://jornalcana.com.br/mercado/estudo-revela-cana-e-atr-necessarios-para-produzir-etanol-e-acucar/#:~:text=J%C3%A1%20para%201%20litro%20de>>. Acesso em: 10 ago. 2024.

KAZI, F. K. et al. **Techno-economic comparison of process technologies for biochemical ethanol production from corn stover.** *Fuel*, v. 89, p. S20–S28, nov. 2010.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W.; MALONEY, J. O. **Perry's Chemical Engineers' Handbook.** 7. ed. New York: McGraw-Hill, 1997.

FEROZ KABIR KAZI et al. Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol. **OSTI OAI (U.S. Department of Energy Office of Scientific and Technical Information)**, 1 jun. 2010.

ROCHA, N. UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA **ETANOL 2G: PROCESSO PRODUTIVO E SEU CONTEXTO ATUAL NO BRASIL**. [s.l.: s.n.]. Disponível em: <<https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/31885/1/Etanol2GProcesso.pdf>>.

PACHECO, T. F. **Produção de Etanol: Primeira ou Segunda Geração?**. Circular Técnica 04, v. 1, p. 6, 2011.

CASTRO, A. M. DE; PEREIRA JR, N. **Produção, propriedades e aplicação de celulasas na hidrólise de resíduos agroindustriais**. Química Nova, v. 33, n. 1, p. 181–188, 2010.

ZANCHETTA, Ariane. **Celulasas e suas Aplicações**. [São Paulo], 2013. Disponível em: <<http://www.rc.unesp.br/ib/ceis/mundoleveduras/2013/Celulasas.pdf>>. Acesso em: 16 maio 2024.

ROSS, S. A. et al. **Corporate Finance**. 12. ed. [s.l.] New York Mcgraw-Hill Education, 2019.

BREALEY, R. A.; MYERS, S. C.; ALLEN, F. **Principles of Corporate Finance**. 11. ed. Maidenhead: Mcgraw-Hill Education, 2014.

MUN, J. **Modeling Risk**. [s.l.] John Wiley & Sons, 2006.

GITMAN, L. J.; ZUTTER, C. J. **Principles of Managerial Finance**. Upper Saddle River, Nj: Pearson Education, 2015.

ASWATH DAMODARAN. **Investment Valuation: tools and techniques for determining the value of any asset.** New York: Wiley, 2012.

PANDEY, A., SOCCOL, C. R., NIGAM, P., & SOCCOL, V. T. **Biotechnological potential of agro-industrial residues. I: Sugarcane bagasse.** *Bioresource Technology*, 74(1), 69-80, 2000.

SOCCOL, C. R., & VANDENBERGHE, L. P. S. **Overview of applied solid-state fermentation in Brazil.** *Biochemical Engineering Journal*, 13(2-3), 205-218, 2003.

SOCCOL, C. R., DA COSTA, E. S. F., LETTI, L. A. J., Karp, S. G., Woiciechowski, A. L., & de Souza Vandenberghe, L. P. **Recent developments and innovations in solid state fermentation.** *Biotechnology Research and Innovation*, 1(1), 52-71, 2017.

MITCHELL, D. A., BEROVIC, M., & KRIEGER, N. **Solid-state fermentation bioreactors: Fundamentals of design and operation.** Springer Science & Business Media, 2016.

HOLKER, U., HOFER, M., & LENZ, J. **Biotechnological advantages of laboratory-scale solid-state fermentation with fungi.** *Applied Microbiology and Biotechnology*, 64(2), 175-186, 2004.

THOMAS, L., LARROCHE, C., & PANDEY, A. **Current developments in solid-state fermentation.** *Biochemical Engineering Journal*, 81, 146-161, 2013.

SINGHANIA, R. R., PATEL, A. K., SOCCOL, C. R., & PANDEY, A. **Recent advances in solid-state fermentation.** *Biochemical Engineering Journal*, 44(1), 13-18, 2009.

KORDALA, N. et al. 2G-biofuel ethanol: an overview of crucial operations, advances and limitations. **Biomass Conversion and Biorefinery**, 31 maio 2022.

FERREIRA, R. DA G.; AZZONI, A. R.; FREITAS, S. Techno-economic analysis of the industrial production of a low-cost enzyme using *E. coli*: the case of recombinant β -glucosidase. **Biotechnology for Biofuels**, v. 11, n. 1, 29 mar. 2018.

BIBLIOGRAFIA

CARPIO, R. R. et al. Techno-economic evaluation of second-generation ethanol from sugarcane bagasse: Commercial versus on-site produced enzymes and use of the xylose liquor. **Journal of Cleaner Production**, v. 369, p. 133340–133340, 1 out. 2022.

SINNOTT, R. K. **Coulson & Richardson's chemical engineering. Vol. 6, Chemical engineering design**. 4. ed. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann, 2005. v. 6

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. **Plant design and economics for chemical engineers**. Boston: Mcgraw-Hill, 2006.

BECHARA, R. et al. Review of design works for the conversion of sugarcane to first and second-generation ethanol and electricity. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 91, p. 152–164, ago. 2018.

BECHARA, R. et al. Methodology for the optimal design of an integrated first and second generation ethanol production plant combined with power cogeneration. **Bioresource Technology**, v. 214, p. 441–449, ago. 2016.

YAN, J.; CHAUDHARY AWAIS SALMAN. Design and analysis of centralized waste-integrated biorefinery concept. **Elsevier eBooks**, p. 157–191, 1 jan. 2023.

AGOSTINHO, F. et al. Influence of cellulase enzyme production on the energetic–environmental performance of lignocellulosic ethanol. **Ecological Modelling**, v. 315, p. 46–56, nov. 2015.

JESSEN, H. **“Researchers Delve Into Enzyme Costs”**. Disponível em <<https://ethanolproducer.com/articles/researchers-delve-into-enzyme-costs-8712>> Acesso em 23 Jul 2024

ZHANG, H.; HAN, L.; DONG, H. An insight to pretreatment, enzyme adsorption and enzymatic hydrolysis of lignocellulosic biomass: Experimental and modeling studies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 140, p. 110758, abr. 2021.

DIAS, M. O. S. et al. Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production? **Bioresource Technology**, v. 102, n. 19, p. 8964–8971, out. 2011.

Fuel ethanol average sale price in Brazil 2020. Disponível em: <<https://www.statista.com/statistics/982451/brazil-hydrous-ethanol-fuel-sale-price/>>.

KLEIN-MARCUSCHAMER, D. et al. The challenge of enzyme cost in the production of lignocellulosic biofuels. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 109, n. 4, p. 1083–1087, 21 nov. 2011.

IMAGENET TECNOLOGIA. **Ethanol - Center for Advanced Studies on Applied Economics.** Disponível em: <<https://www.cepea.esalq.usp.br/en/indicator/ethanol.aspx>>. Acesso em: 24 ago. 2024.

APÊNDICE A – Custo dos Equipamentos

Quadro A.1 – Custo dos transportadores

Conveyors	Type	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
Cv-101	Belt	0.8	\$ 21,800	\$ 27,300	\$ 21,800	\$ 27,300
Cv-102	Belt	0.5	\$ 19,900	\$ 24,900	\$ 19,900	\$ 24,900
Cv-103	Screw	0.6	\$ 7,170	\$ 7,890	\$ 7,170	\$ 7,890
Cv-104	Screw	0.5	\$ 6,960	\$ 7,660	\$ 6,960	\$ 7,660
Cv-105	Screw	0.5	\$ 6,960	\$ 7,660	\$ 6,960	\$ 7,660
Cv-106	Screw	0.5	\$ 6,960	\$ 7,660	\$ 6,960	\$ 7,660
Cv-107	Screw	0.5	\$ 6,960	\$ 7,660	\$ 6,960	\$ 7,660
Cv-108	Screw	0.6	\$ 7,170	\$ 7,890	\$ 7,170	\$ 7,890
Cv-109	Screw	1	\$ 8,030	\$ 8,840	\$ 8,030	\$ 8,840
Cv-110	Screw	1	\$ 8,030	\$ 8,840	\$ 8,030	\$ 8,840
Cv-111	Screw	1.6	\$ 185,600	\$ 204,000	\$ 185,600	\$ 204,000

Fonte: Autor

Quadro A.2 – Custo de Secadores

Dryers	Type	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
Dy-101	Drum	21.6	\$ 281,000	\$ 450,000	\$ 281,000	\$ 450,000
Dy-102	Drum	14.4	\$ 220,000	\$ 352,000	\$ 220,000	\$ 352,000
Dy-103	Drum	0.5	\$ 59,700	\$ 95,500	\$ 59,700	\$ 95,500
Dy-104	Drum	0.5	\$ 59,700	\$ 95,500	\$ 59,700	\$ 95,500
Dy-105	Drum	0.5	\$ 59,700	\$ 95,500	\$ 59,700	\$ 95,500
Dy-106	Drum	0.5	\$ 59,700	\$ 95,500	\$ 59,700	\$ 95,500
Dy-107	Drum	0.5	\$ 59,700	\$ 95,500	\$ 59,700	\$ 95,500
Dy-108	Drum	0.5	\$ 59,700	\$ 95,500	\$ 59,700	\$ 95,500
Dy-109	Drum	21	\$ 276,000	\$ 442,000	\$ 276,000	\$ 442,000
Dy-110	Drum	21	\$ 276,000	\$ 442,000	\$ 276,000	\$ 442,000
Dy-111	Tray	1.8	\$ 478,800	\$ 601,200	\$ 478,800	\$ 601,200

Fonte: Autor

Quadro A.3 – Custo com Filtros

Filters	Type	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
Fr-101	Disc And Drum	98	\$ 2,106,000	\$ 3,480,000	\$ 2,106,000	\$ 3,480,000

Fonte: Autor

Quadro A.4 – Custo com Bombas

Pump	Type	Power (kilowatts)	# Spare s	Discharge Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
P-101	Centrifugal	1	0	0	\$ 44,400	\$ 96,800	\$ 19,480	\$ 62,300
P-102	Centrifugal	1.28	0	0	\$ 11,300	\$ 24,600	\$ 4,960	\$ 16,100
P-103	Centrifugal	1	0	0	\$ 22,200	\$ 48,400	\$ 9,740	\$ 31,600

Fonte: Autor

Quadro A.5 – Custo com Reatores

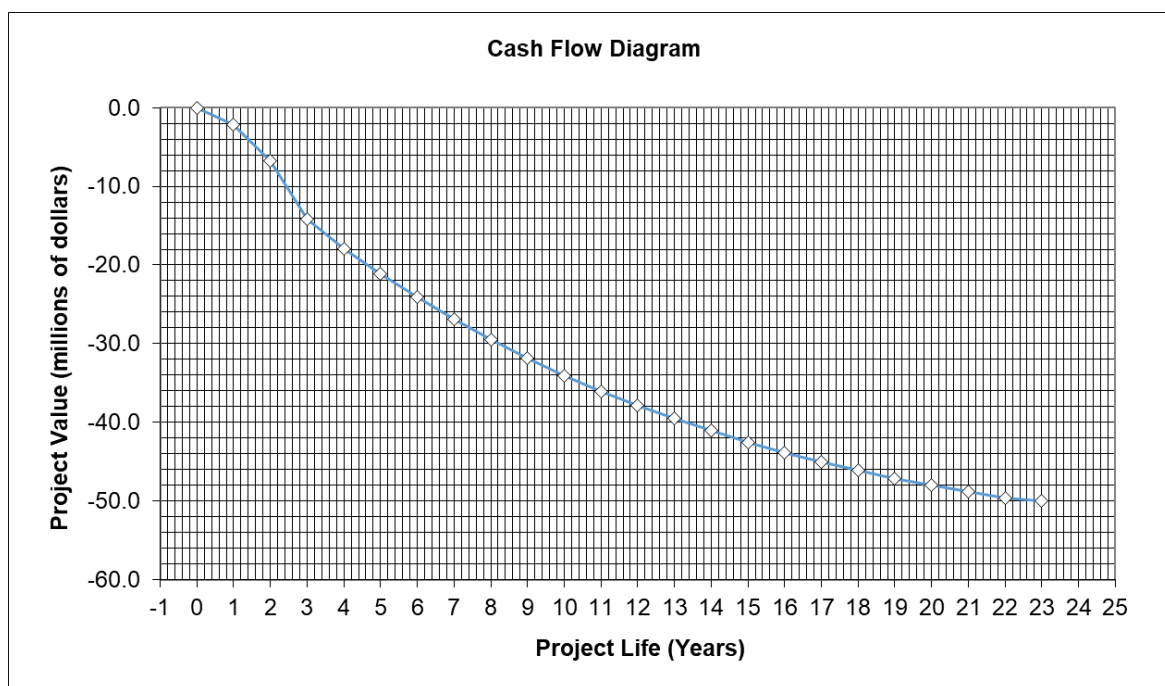
Reactors	Type	Volume (cubic meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
R-101	Jacketed Agitated	7.23	\$ 72,500	\$ 290,000	\$ 72,500	\$ 290,000
R-102	Jacketed Agitated	1.81	\$ 34,700	\$ 139,000	\$ 34,700	\$ 139,000
R-103	Fermenter	30	\$ 12,320,000	\$ 49,360,000	\$ 12,320,000	\$ 49,360,000

Fonte: Autor

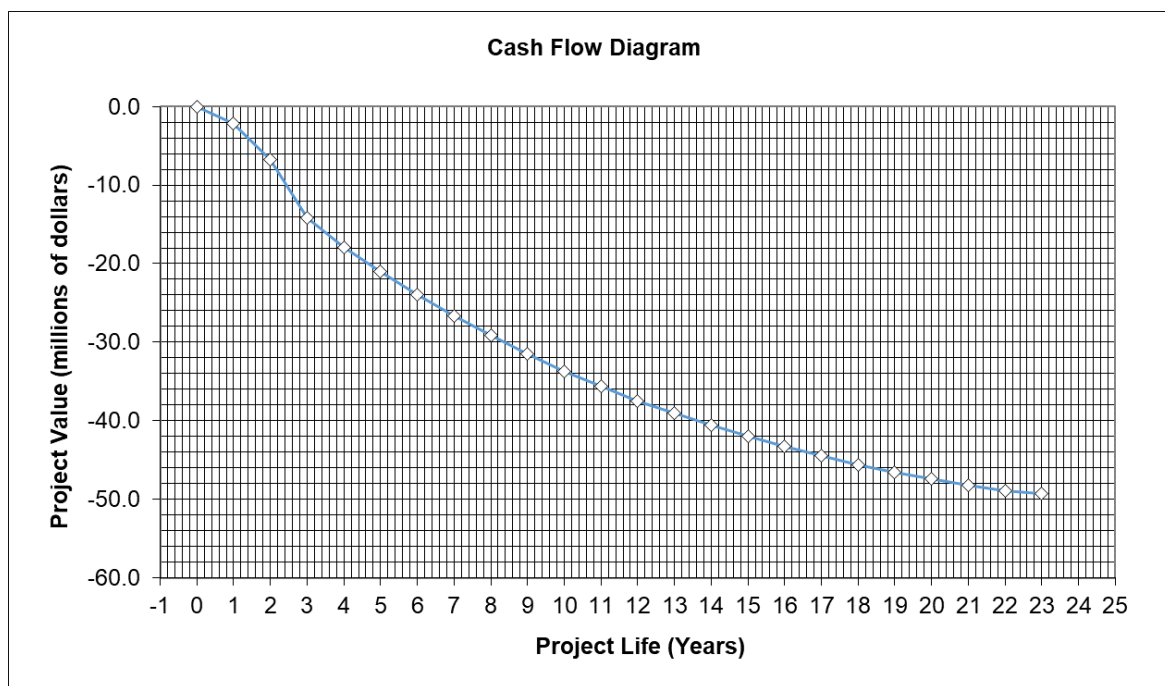
Quadro A.6 – Custo com Tanques

Storage Tanks	Tank Type	Volume (cubic meters)		Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
Tk-101	Fixed Roof	90		\$ 84,100	\$ 92,500	\$ 84,100	\$ 92,500
Tk-102	Fixed Roof	90		\$ 84,100	\$ 92,500	\$ 84,100	\$ 92,500
Tk-103	Fixed Roof	90		\$ 84,100	\$ 92,500	\$ 84,100	\$ 92,500
Tk-104	Fixed Roof	90		\$ 84,100	\$ 92,500	\$ 84,100	\$ 92,500
Tk-105	Fixed Roof	90		\$ 84,100	\$ 92,500	\$ 84,100	\$ 92,500
Tk-106	Fixed Roof	90		\$ 84,100	\$ 92,500	\$ 84,100	\$ 92,500
Tk-107	Fixed Roof	90		\$ 84,100	\$ 92,500	\$ 84,100	\$ 92,500
User Added Equipment	Description	BMF0	Actual BMF	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
Z-101	Tanque Pulmão	1	1.1666666666666667	\$ 4,800	\$ 5,600		
Z-102	Tanque Pulmão 2	1	1.1666666666666667	\$ 4,800	\$ 5,600		
Z-103	Tanque Pulmão 3	1	1.12068965517241	\$ 23,200	\$ 26,000		
Z-104	Tanque	1	1.23809523809524	\$ 21,000	\$ 26,000		

Fonte: Autor

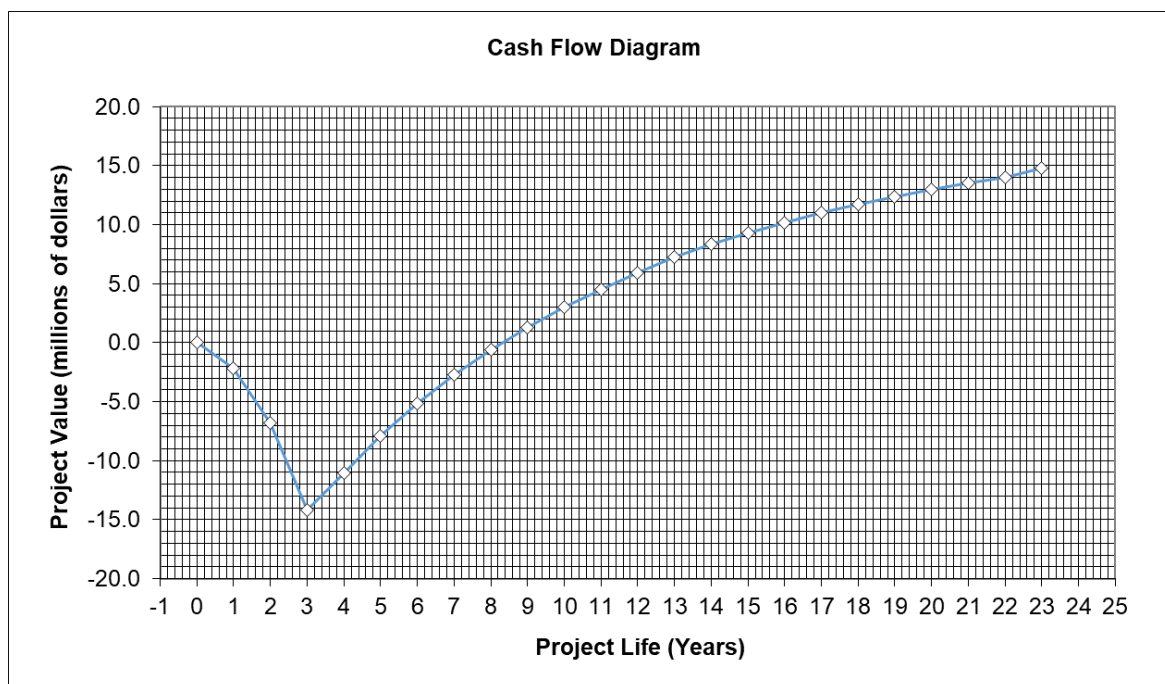
APÊNDICE B – Fluxos de Caixa Calculados**Figura B.1 – Fluxo de Caixa do Cenário 1**

Fonte: Autor

Figura B.2 – Fluxo de Caixa do Cenário 2

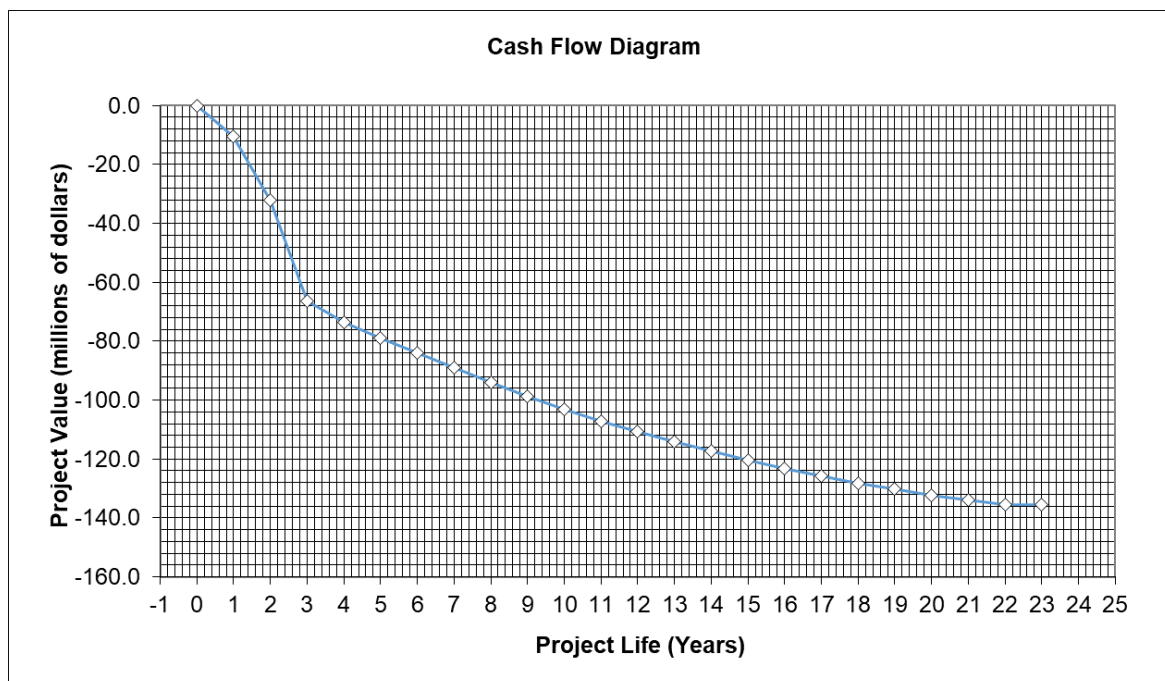
Fonte: Autor

Figura B.3 – Fluxo de Caixa do Cenário 3



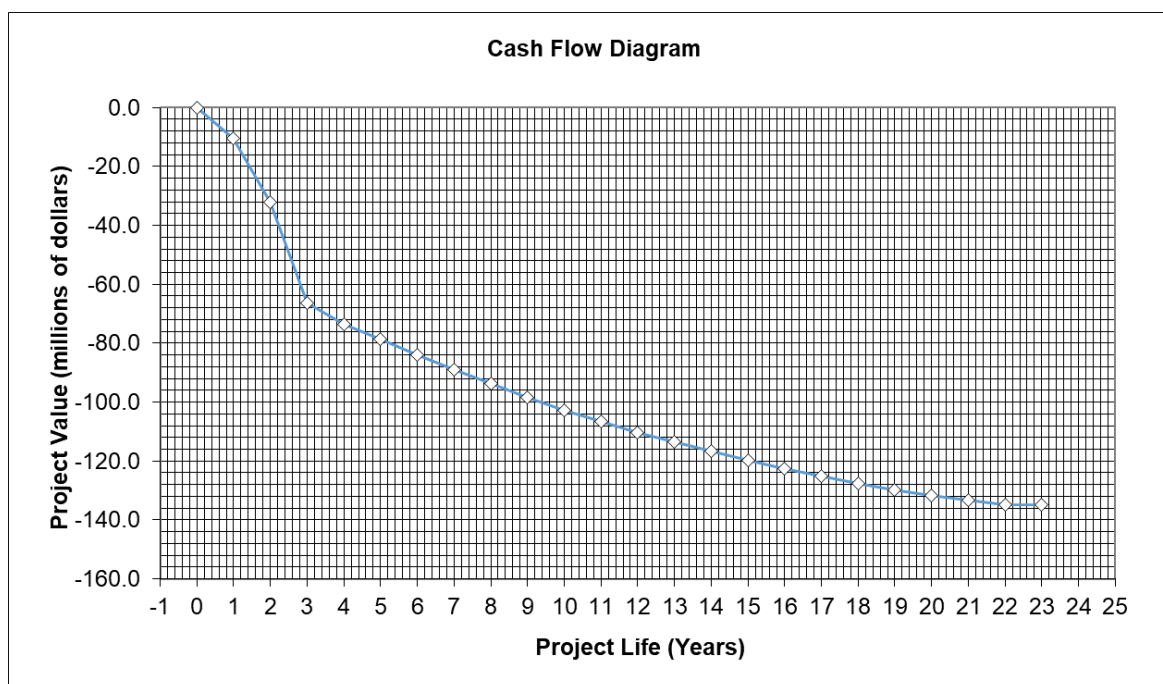
Fonte: Autor

Figura B.4 – Fluxo de Caixa do Cenário 4



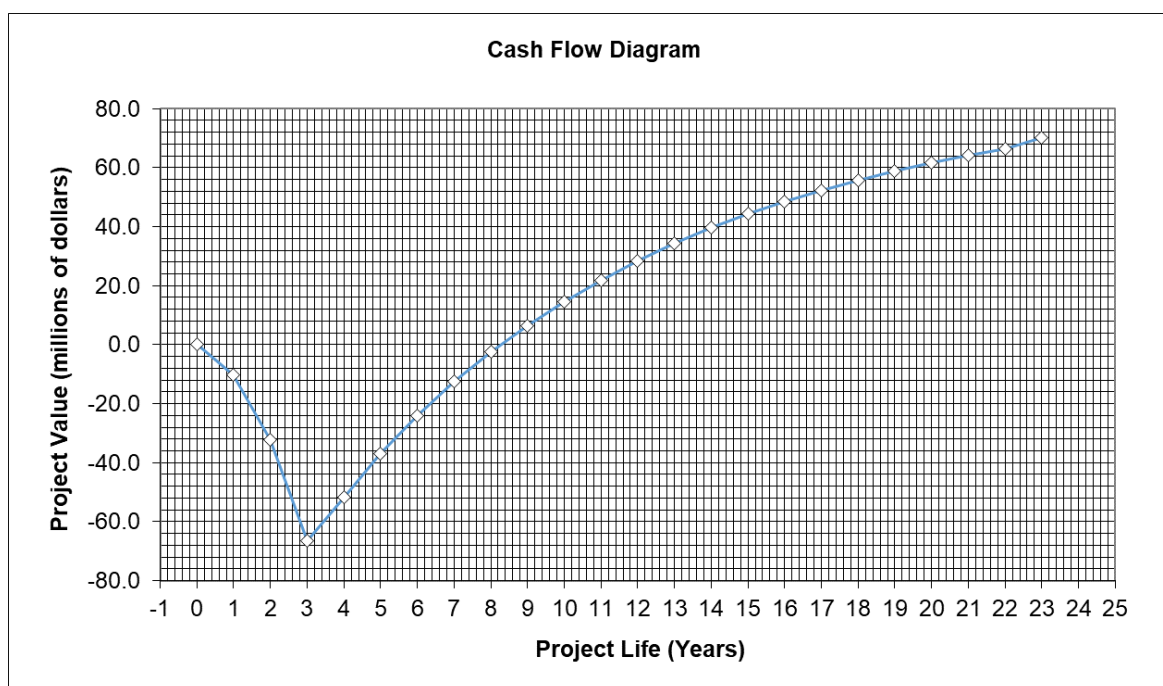
Fonte: Autor

Figura B.5 – Fluxo de Caixa do Cenário 5

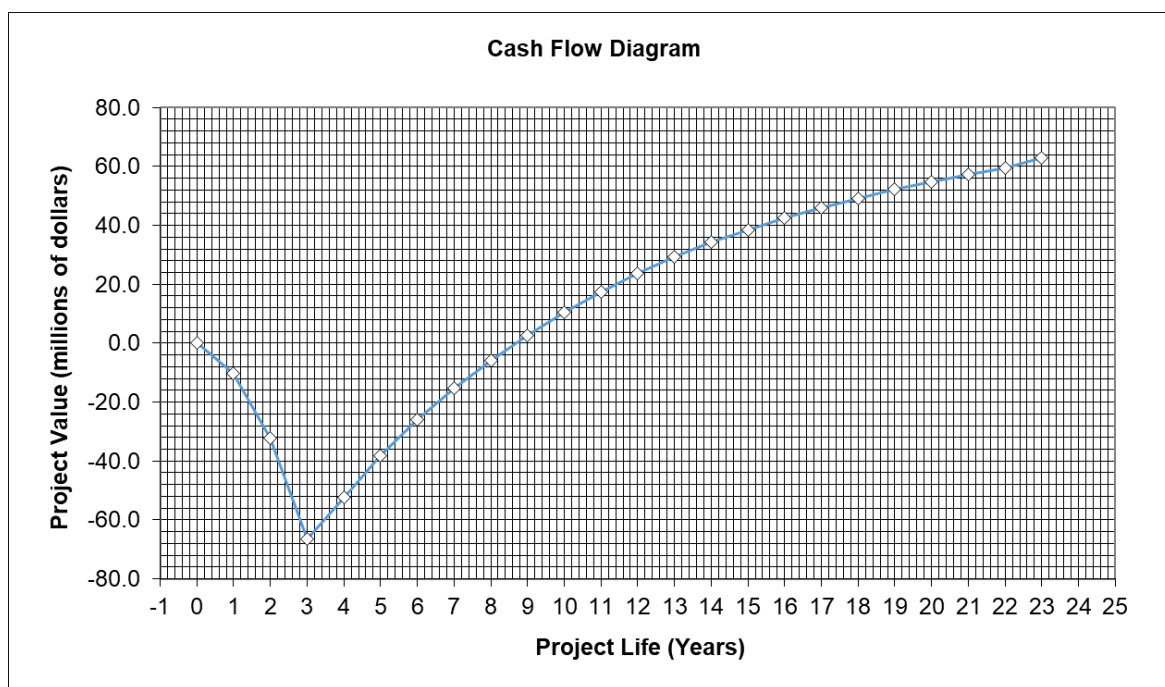


Fonte: Autor

Figura B.6 – Fluxo de Caixa do Cenário 6



Fonte: Autor

Figura B.7 – Fluxo de Caixa do Cenário com Lucro

Fonte: Autor