

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”

INSTITUTO DE QUÍMICA DE ARARAQUARA

DIOGO FLEURI MONTERO

Simulação de um processo industrial para o reaproveitamento de levedura residual proveniente da indústria cervejeira.

ARARAQUARA-SP

2023

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”

INSTITUTO DE QUÍMICA DE ARARAQUARA

DIOGO FLEURI MONTERO

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao curso de engenharia química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de engenheiro químico.

Orientador: Elias de Souza Monteiro Filho

ARARAQUARA - SP

2023


DIOGO FLEURI MONTERO

Simulação De Um Processo Industrial Para O Reaproveitamento De Levedura Residual
Proveniente Da Indústria Cervejeira

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao
Instituto de Química, UNESP, Campus de Araraquara,
como parte das exigências para graduação em
Engenharia Química.

Araraquara, 10 de janeiro de 2023

BANCA EXAMINADORA

Documento assinado digitalmente
 ELIAS DE SOUZA MONTEIRO FILHO
Data: 19/01/2023 08:28:10-0300
Verifique em <https://verificador.itb.br>

Prof. Dr. Elias de Souza Monteiro Filho

Documento assinado digitalmente
 EDSON MARCELINO ALVES
Data: 23/01/2023 10:27:31-0300
Verifique em <https://verificador.itb.br>

Prof. Dr. Edson Marcelino Alves

Documento assinado digitalmente
 LEINIG ANTONIO PERAZOLLI
Data: 23/01/2023 11:05:49-0300
Verifique em <https://verificador.itb.br>

Prof. Dr. Leinig Antônio Perazolli

Agradecimentos

Dedico meu TCC à minha mãe, Luciana Francisco Fleuri, que em uma conversa na cozinha de casa trouxe a ideia de realização do presente trabalho. E meu pai Thiago José Delosi Montero, por todo suporte dado durante meus anos de graduação.

Gostaria de agradecer a participação do meu orientador Prof.Dr.Elias de Souza Monteiro Filho, que sempre esteve disponível para me ajudar, esclarecer minhas dúvidas e me incentivar todas as semanas a prosseguir com o trabalho. Além disso, esse trabalho é fruto de uma colaboração de grande importância do Prof.Dr. Edson Marcelino Alves, que me orientou e me ajudou em muitas proposições do projeto.

Sem essas pessoas, este trabalho não seria possível.

“Doubt thou the stars are fire,

Doubt that the sun doth move,

Doubt truth to be a liar,

But never doubt I love.”

-William Shakespeare

Resumo

A levedura do processo produtivo de cerveja gera um grande volume de resíduos e ainda possui poucos destinos de reaproveitamento. No entanto, essa levedura residual possui componentes intracelulares de interesse para diversos setores das indústrias alimentícias, cosméticas e farmacêuticas. Dentre os principais componentes, destacam-se as enzimas invertases, 5'-ribonucleotídeos, extrato de levedura, beta-glucanas insolúveis e mananoproteínas, cujas propriedades bioativas são extremamente sensíveis às suas condições de obtenção. Diversos métodos de extração foram desenvolvidos com o intuito de extrair esses componentes do interior da célula e da parede celular da levedura com um alto rendimento, pureza e sem interferir na estrutura orgânica, de forma a preservar suas características orgânicas. A partir da proposição de métodos extrativos sustentáveis, com possível aplicação industrial economicamente viável, o presente trabalho visou desenvolver um fluxograma de processos contendo as operações unitárias referentes a cada etapa necessária dos métodos extrativos escolhidos, representando dessa forma uma planta industrial planejada que minimize custos e otimize o tempo do processo a partir de um diagrama de Gantt. Também foram feitas estimativas de fluxo mássico com base em dados da literatura, quantidade de energia requerida por batelada e uma avaliação econômica preliminar da planta proposta. Obteve-se um processo com duração de 54 horas por ciclo, quantidade de energia térmica necessária 32.372165 KJ para o aquecimento e 15.326.426,09 KJ para o resfriamento e diversos indicativos financeiros que demonstram a viabilidade do projeto.

Palavras-chave: Resíduo, Levedura, Extração, Indústria

Abstract

The yeast from the beer production process generates a large volume of waste and still has few reuse destinations. However, this residual yeast has intracellular components of interest to several sectors of the food, cosmetic and pharmaceutical industries. Among the main components, the enzymes invertases, 5'-ribonucleotides, yeast extract, insoluble beta-glucans and mannanproteins stand out, which bioactive properties are extremely sensitive to their production conditions. Several extraction methods have been developed aiming to extract these components from the interior of the cell and the cell wall with a high yield, purity and without interfering with the organic structure, in order to preserve their organic characteristics. From the proposition of sustainable extractive methods, with possible economically viable industrial application, the present work aimed to develop a process flowchart containing the unit operations referring to each necessary step of the chosen extractive methods, thus representing a planned industrial plant that minimizes costs and optimize process time from a Gantt chart. Mass and energy flow estimates were also made based on literature data, amount of energy required per batch and a preliminary economic evaluation of the proposed plant. A process lasting 54 hours per cycle was obtained, the amount of thermal energy required of 32,372,165 Kj for heating and – 15,326,426.09 Kj for cooling and several financial indicators that demonstrate the feasibility of the project.

Keywords: Residue, Yeast, Extraction, Industry

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	7
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	8
2.1 MATÉRIAS PRIMAS, PRODUTOS E SUBPRODUTOS	8
2.1.1 Levedura Residual.....	8
2.1.2 Extrato de Levedura	10
2.1.3 Invertases.....	11
2.1.4 Mananoproteínas (MP)	12
2.1.5 Beta-Glucanas (BG)	13
2.2 PROCESSOS DE OBTENÇÃO	14
2.2.1 Lavagem Preliminar.....	14
2.2.2 Obtenção de Invertases.....	14
2.2.3 Autólise e Produção de Extrato de Levedura	15
2.2.4 Obtenção de 5'-Fosfodiesterase (5'-PDE).....	16
2.2.5 Obtenção de B-glucanas e Mananoproteínas	17
3. OBJETIVO.....	19
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	19
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	28
5.1 FLUXOGRAMA DE PROCESSOS	28
5.2 PROGRAMAÇÃO	31
5.3 BALANÇO DE MASSA	33
5.4 ESTIMATIVA ENERGÉTICA	35
5.5 AVALIAÇÃO ECONÔMICA	36
6. CONCLUSÃO.....	45
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	46

1. INTRODUÇÃO

A cerveja é uma bebida milenar, consumida em grande escala por todo o mundo, obtida principalmente a partir do processo de fermentação alcoólica de cevada e cereais maltados, pela adição de levedura e lúpulo. A levedura, por sua vez, desempenha um papel fundamental no processo produtivo, realizando a fermentação do mosto de cereais e produzindo etanol, dióxido de carbono, álcoois superiores, ácidos orgânicos, ésteres, aldeídos, cetonas e compostos de enxofre, que afetam fundamentalmente a qualidade, sabor, cor e aroma do produto (CORDEAN e SCUTARU, 2022).

Durante esse processo fermentativo, a levedura utilizada pode se multiplicar de três a cinco vezes no biorreator, sendo possível sua reutilização limitada para subseqüentes fermentações, que por fim interferem nas características físico-químicas do resíduo gerado. Depois de saturada a reutilização das leveduras, elas devem passar por um período de repouso em baixas temperaturas, gerando um resíduo biológico contendo de 70% a 90% de umidade, com massa total de 1,5 kg a 3 kg por cada 100 litros de cerveja produzida. Como durante o processo produtivo de cerveja ocorre a geração de três resíduos, sendo eles o bagaço de malte, o resíduo de levedura e o resíduo do lúpulo, a levedura residual perde apenas para o resíduo de bagaço de malte, em termos de volume (MATHIAS et al. 2015).

A levedura residual também possui alto teor de proteínas (35% a 60% de matéria seca), destacando seu alto valor nutricional devido à sua estrutura contendo aminoácidos essenciais e vitaminas do complexo B, minerais, lipídios, enzimas e RNA (CORDEAN e SCUTARU, 2022).

Atualmente a aplicação dessa levedura residual possui poucos destinos, sendo utilizada basicamente para formulação de ração animal e tem recebido pouca atenção como mercadoria comercializável, uma vez que várias toneladas dessa levedura residual de cerveja são descartadas todos os anos ao redor do mundo, gerando até mesmo problemas ambientais (Silva Araújo et al. 2014). Com isso, novas maneiras de aproveitar esse resíduo têm sido exploradas principalmente na indústria farmacêutica e alimentícia como suplemento alimentar, sendo as leveduras reconhecidamente seguras para consumo humano - "Generally Recognized As Safe - GRAS" (KIM E CHAE, 2005).

As principais espécies de levedura *Saccharomyces* utilizadas industrialmente para fabricação de cerveja incluem *Saccharomyces bayanus*, *S. uvarum*, *S. cariocanus*, *S. cerevisiae*, *S. kudriavzevii*, *S. mikatae* e *S. paradoxus*. Estas possuem características favoráveis, como rápido crescimento, boa capacidade de produção de etanol e tolerância a várias pressões ambientais, como altas concentrações de etanol e baixos níveis de oxigênio (CORDEAN e SCUTARU, 2022).

O presente trabalho visa propor um processo produtivo limpo e com viabilidade econômica para a obtenção quatro compostos presentes na célula e na parede celular das células das leveduras. Os componentes de interesse são invertases, extrato de levedura, b-glucanas e mananoproteínas.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 MATÉRIAS PRIMAS, PRODUTOS E SUBPRODUTOS

2.1.1 Levedura Residual

Durante a produção de cerveja são utilizadas leveduras, fungos unicelulares, majoritariamente pertencentes ao gênero *Saccharomyces*. Basicamente, a levedura consome o açúcar extraído do malte, convertendo-o em álcool e gás carbônico, além de agregar aroma, sabor e cor ao produto (MOREIRA et al., 2015). O elemento mais abundante nas células de levedura é o carbono, que compõe cerca de 50% do peso seco. Outros constituintes elementares importantes são o oxigênio (30-35%), nitrogênio (5%), hidrogênio (5%) e fósforo (1%) (DRAGONE et al., 2009).

Tabela 1: Composição percentual da biomassa de levedura de cerveja

Componentes	Composição mássica
Proteínas	48,51
RNA	7,52
Lipídeos	3,44
Cinzas	8,33
Carboidratos	32,86
Fibras solúveis	9,59
Fibras insolúveis	2,60

Fonte: CABALLERO-CÓRDOBA, PACHECO E SGARBIERI (1997).

De acordo com a Tabela 1 as proteínas são a principal classe de macromoléculas, presentes na levedura residual em 35-60% em base seca, incluindo todos os aminoácidos essenciais. A levedura é uma excelente fonte de proteína de alta qualidade, comparável à proteína da soja e representa uma fonte de nitrogênio com propriedades nutricionais favoráveis (BRIGGS et al., 2004). Os carboidratos são o segundo maior composto em 35-45% em base seca. A levedura também é considerada uma rica fonte de outros nutrientes, como minerais, vitaminas, especialmente vitaminas do complexo B, enzimas e lipídios.

A liberação do conteúdo intracelular é necessária e muito importante para obter as substâncias de interesse. O fracionamento de levedura pode ser alcançado por ruptura celular a partir de processos mecânicos ou não mecânicos (MOREIRA et al., 2015). A aplicação da biotecnologia na levedura de cerveja, como recuperação e reaproveitamento para extração de compostos e desenvolvimento de ingredientes inovadores têm sido temas relevantes nos estudos recentes (AMORIM et al., 2016). A busca pela inovação está ligada à superação dos desafios atuais na alimentação, ciência e tecnologia, bem como lidar com a proteção ambiental e um olhar melhor sobre a gestão de resíduos.

A levedura de cerveja é considerada um ingrediente dietético benéfico que fornece aos animais de fazenda uma alimentação saudável e rica em nutrientes. (COSTA, 2012). Como alimento proteico, a levedura de cerveja foi listada em receitas de dieta para vários peixes, incluindo salmão (YONEMURA, 2011) ou como potencial alternativa à farinha de peixe e alimentos vivos (OLIVA-TELES e GONÇALVES, 2001). A levedura de cerveja é também usada como meio de cultura microbiana em que seu autolisado e hidrolisado são usados como fontes de nutrientes para o crescimento de microrganismos. O uso de biomassa de levedura também tem sido relatado como biossorventes de íons metálicos adequados, como chumbo, zinco, cobre e níquel (FERREIRA et al., 2010).

Tendo em vista as aplicações de leveduras para nutrição humana existem algumas limitações. Altos níveis de consumo de levedura podem levar a certas doenças devido seu alto teor de ácidos nucleicos (PODPORA et al., 2015). De acordo com os resultados de (RAKOWSKA et al. 2017) a dose de ácido nucleico que não teve efeito sobre os níveis de ácido úrico no sangue foi de 2 g/dia, equivalente a um consumo médio de 30 a 50 g de fermento seco. Sendo assim, os principais produtos

que podem ser obtidos da levedura correspondem a fração solúvel (extrato de levedura) e fração insolúvel (parede celular).

2.1.2 Extrato de Levedura

O extrato de levedura é um aditivo alimentar comum usado para dar sabor e aroma a caldos, sopas e condimentos (DIMOPOULOS et al., 2018). Também desempenha um papel importante na alimentação, utilizado industrialmente como agente de enriquecimento proteico, devido ao alto teor de proteína, multivitaminas e excelente equilíbrio de aminoácidos (STRINBNY et al., 2015). Ao adicionar uma certa quantidade de extrato de levedura a alimentos, este pode aumentar os sabores e diminuir a quantidade de sal em 4% dado a presença de nutrientes e 5'-ribonucleotídeos (BASSO et al., 2008). O extrato é obtido a partir do autolisado que corresponde ao conteúdo total. Os ingredientes se dissolvem ativando as enzimas degradantes presentes dentro da própria célula (ŠUKLJE et al., 2016). A parte solúvel obtida do processo é chamada de extrato de levedura e corresponde a concentrados de proteína, que são naturalmente liberados pelas células após a degradação do conteúdo (POZO-BAYÓN et al., 2009). O extrato de levedura vem em diferentes sabores, dependendo dos métodos usados para fazê-los e influenciados por interações entre os aminoácidos, nucleotídeos, carboidratos e peptídeos presentes no extrato. A palatabilidade do extrato pode ser obtida pela degradação dos nucleotídeos a partir da adição de um extrato enzimático rico em 5'-fosfodiesterases, obtido a partir das radículas de malte e adicionado durante o processo de autólise celular (RAKOWSKA et al. 2017). O principal desafio do setor de produção de extrato de levedura é a otimização dos parâmetros de autólise para aumentar os lucros e reduzir os custos. Desta forma, o estudo e a compreensão de parâmetros físicos e químicos e os fatores envolvidos no processo de autólise são importantes por causa de sua influência e interação dos aditivos que podem inferir nos resultados esperado.

Espera-se obter ganhos substanciais no futuro devido à sua ampla utilização em inúmeras aplicações, como panificação e confeitaria, carnes, laticínios, medicamentos, e suplementos alimentares. A forma em pó é um intensificador de sabor natural ou agente aromatizante, que é usado como substituto do Glutamato Monossódico (GMS). A utilização do produto em pó é muito mais conveniente em relação à sua forma pastosa. A pesagem de produtos em pó é moderadamente

precisa; a adição é acessível, o corte da embalagem pode ser descartado, e não há dificuldade de baixa fluidez do produto.

O tamanho do mercado global de extrato de levedura foi avaliado em US\$ 1,3 bilhão em 2019 e espera-se que cresça a uma taxa de crescimento anual composta (CAGR) de 5,9% de 2020 a 2027. O aumento no consumo de bebidas alcoólicas e o aumento da demanda por produtos alimentícios de panificação espera-se que impulsionem o crescimento do mercado (YEAST MARKET, 2022).

2.1.3 Invertases

A invertase ou β -D-frutofuranosidase é uma enzima que catalisa a reação de hidrólise da sacarose. Esta enzima também é capaz, sob algumas condições, de reação de transfrutossilacção de frutooligosacarídeos. A invertase atua como um catalisador na hidrólise da sacarose, produzindo uma mistura conhecida como açúcar invertido, com quantidades equivalentes de glicose e frutose. A sacarose possui outras propriedades químicas além da glicose e frutose, sendo chamada de açúcar não redutor. A ligação glicosídica presente nesta molécula ocorre entre o carbono 1 da glicose e o carbono 2 da frutose, o que a torna incapaz de atuar como agente redutor. A solução de açúcar invertido tem monossacarídeos capazes de reduzir outros compostos, além de ser amplamente utilizado na indústria alimentícia, principalmente na produção de geleias, balas, doces e xaropes, devido fator edulcorante 40% maior que a sacarose, e sua cristalização lenta, que melhora a textura dos alimentos (KULSHRESTHA et al., 2013).

A invertase pode ser encontrada em invertebrados, vertebrados, algas verdes, bactérias, vegetais, fungos e leveduras, principalmente da espécie *S. cerevisiae* (NOVAKI et al., 2010). Quando usadas industrialmente, essas enzimas são produzidas principalmente por leveduras, apresentando-se em duas formas: uma intracelular (20%) e uma extracelular (80%). Ambas as frações têm atividade catalítica semelhante, mas diferem na composição. A forma externa é encontrada como glicoproteína com aproximadamente 50% de carboidratos e tem cisteína em sua composição. A porção interna não os possui (CHEN et al., 2016).

Os fatores que limitam comercialmente a produção de invertase são sua obtenção, extração e purificação, o que eleva seu custo (NOVAKI et al., 2010). Assim, estudos com foco na redução dos custos de produção, como o uso de levedura de

cerveja residual podem ser estratégias viáveis para obter esta enzima com custos mais baixos.

O tamanho do mercado global de enzimas foi estimado em US\$ 10,0 bilhões em 2019 e deve chegar a US\$ 14,7 bilhões até 2025, registrando um crescimento anual de 6,7% em termos de valor. Os avanços na engenharia de enzimas e outras tecnologias levaram ao crescimento do mercado de enzimas. Sendo assim, o mercado de enzimas é segmentado em carboidrases, proteases, lipases, polimerases, nucleases e outras enzimas. O segmento de carboidrases é ainda segmentado em amilases, celulasas e outros carboidratos. O impulso para invertase decorre de seu uso em uma ampla gama de aplicações nas indústrias de alimentos, farmacêutica e de cuidados pessoais. As aplicações mais notáveis são na indústria alimentícia (INVERTASE MARKET, 2022).

2.1.4 Mananoproteínas (MP)

As MP são glicoproteínas responsáveis principalmente pela regulação, adesão e permeabilidade celular, existem na camada externa da parede celular da levedura, que é representada por 90% de manose e 10% de proteína. A principal cadeia de controle de mananas em resíduo de levedura são ligados por ligação glicosídica α -(1-6), cujas cadeias laterais foram ligadas por várias moléculas de manose via ligações glicosídicas α -(1-2) e α -(1-3). As proteínas são covalentemente ligadas à porção de carboidrato, em átomos de oxigênio ou nitrogênio (LIU et al., 2011).

Pesquisas têm encontrado efeitos interessantes de emulsificação e estabilização de alimentos. Essas características estão relacionadas a estrutura anfifílica da molécula de MP, que é hidrofílica (DA SILVA ARAUJO et al. 2021). A manose ligada à proteína é comprovadamente bom emulsificante e estabilizante *in vitro* quando testado em diferentes ambientes, pH e concentrações de sal, que são comumente aplicados na indústria para formular e conservar alimentos (COSTA et al., 2012). Apesar de sua aplicação já ser consolidada em alguns setores industriais, como a vinificação, suas propriedades funcionais impulsionam sua aplicação em outros diversos campos da biotecnologia (DA SILVA ARAUJO et al. 2021).

O tamanho do mercado de proteínas fúngicas ultrapassou US\$ 3,9 bilhões em 2020 e estima-se que registre mais de 7,6% CAGR entre 2021 e 2027 (MARKETS RESEARCH, 2022).

2.1.5 Beta-Glucanas (BG)

As BG são polissacarídeos estruturais que constituem a parede celular de leveduras, e se estabelece na camada interna da parede celular de levedura e consiste em um espinha dorsal de β -(1-3) glucano com a cadeia lateral anexa de β -(1-6)-glucano, em que β -(1-3)-glucano é conectado por ligações glicosídicas β -(1-3) e β -(1-6)-glucano é conectado por ligações glicosídicas β -(1-6), e seus monossacarídeos são glicose junto a cadeia principal e as cadeias laterais de BG , formando uma estrutura em hélice, única ou tripla, sob a ação de ligações de hidrogênio (YIANNIKOURIS et al. 2006).

Quando extraídos possuem diversas aplicações de acordo com a pureza obtida e o método extrativo empregado (COSTA et al., 2012). Por pureza abaixo de 70% é usada em aplicações de ração animal, acima de 70% é utilizada na fabricação de preparações cosméticas como loções, lavagem e hidratantes, de 70% a 85% de pureza as BG também são utilizadas na indústria de alimentos e bebidas e acima de 85% é possível ser utilizada na fabricação de preparações farmacêuticas (LIU et al. 2021).

A BG também apresenta inúmeros benefícios, como a redução do nível de colesterol no sangue, melhorando o sistema imunológico, limitando os riscos de infecção e diminuindo o risco de câncer e diabetes. Também são usados para o tratamento de gripes, resfriados, alergias, infecção de ouvido, asma, doença de Lyme, gripe suína, artrite reumatoide e doença de Crohn (COSTA et al., 2012). Quando se trata de modulação imunológica BG de leveduras se ligam aos fagócitos e macrófagos em certos sítios receptores, que ativa suas habilidades de combate a infecções e tumores atuando como um novo alimento com regulação imunológica, antialérgico, anti-infeccioso, antirradiação e efeitos antitumorais (BASTOS et al. 2022).

Na indústria farmacêutica, a BG é usada para tratar eczema, escaras, queimaduras, diabetes úlceras, dermatite e queimaduras por radiação. Além disso, a BG é injetada sob a pele para reduzir e tratar tumores de pele, resultantes da disseminação do câncer (BASTOS et al. 2022). Também pode ser usada em produtos alimentícios como espessantes, retentores de água ou aglutinantes de óleo agente e estabilizador de emulsificação (THAMMAKITI et al. 2004). Tendo em vista a ingestão continuada de BG em humanos e animais, é possível diminuir o risco de doenças crônicas estimulando o sistema imunológico da mucosa intestinal permanentemente

exposta a patógenos, se destacando como ingredientes usados na produção de alimentos funcionais (TOKUNAKA et al. 2002).

O tamanho do mercado global de BG de levedura foi avaliado em US\$ 174,2 milhões em 2021 e deve se expandir a uma taxa de crescimento anual composta (CAGR) de 8,2% de 2022 até 2030. Espera-se uma crescente demanda de produtos em aplicações de alimentos funcionais e ração animal para ser um fator-chave de condução para o mercado durante o período de previsão (BETA-GLUCAN MARKET SIZE, 2022).

2.2 PROCESSOS DE OBTENÇÃO

2.2.1 Lavagem Preliminar

Inicialmente o creme de fermento deve ser submetido a uma série de 3 lavagens para a remoção de resíduos do meio de cultura do processo fermentativo. Então a biomassa deve ser centrifugada a 3800 rpm (RCF = 4794 x G) por 10 min a 10 °C. O sobrenadante obtido por sua vez é rico em extrato de malte e invertases.

Após a limpeza, as células devem ser homogeneizadas por 30 minutos com adição de 0,2% Solução de NaOH 1:1 (m/v) para promover o desamargamento da biomassa. Esta etapa é importante uma vez que a levedura residual das cervejarias apresenta um sabor marcadamente amargo devido à adsorção na superfície das células de componentes amargos, como iso-alfa ácidos, resinas e taninos de lúpulo. O principal método de remover o amargor do fermento residual consiste na hidrólise destes componentes na presença de hidróxido de sódio (ALVES, 2020).

2.2.2 Obtenção de Invertases

A purificação de enzimas é um processo no qual uma enzima de interesse é obtida a partir de uma amostra biológica a fim de otimizar o rendimento catalítico para diversos processos. O nível de purificação da enzima depende da aplicação subsequente a ser utilizado e os processos de separação baseiam-se principalmente nas características físico-químicas e propriedades proteicas (ZUÑIGA et al., 2003).

Uma vez purificada, a enzima pode ser utilizada diretamente nos processos que envolvem reações enzimáticas ou sendo imobilizado com possibilidades de reciclagem. A imobilização de enzimas consiste no confinamento delas em um suporte

sólido para a posterior reutilizar como biocatalisador. As vantagens associadas a este procedimento incluem a possibilidade de operação contínua, maior estabilidade quanto ao pH e temperatura, facilidade de interrupção da reação e redução de custos entre outros (MENDES et al., 2011).

Uma variedade de métodos tem sido desenvolvida para imobilização de enzimas, mas não existe uma metodologia geral de aplicação. Assim, as características do alvo enzimas precisam ser estudadas para definir o procedimento mais adequado para garantir simplicidade operacional e estabilidade (MENDES et al., 2011).

Diante das características expostas, o uso de métodos integrados como autólise de leveduras seguida de liofilização e imobilização da enzima em microesferas de alginato podem ser estratégias viáveis para a obtenção de um produto final que possa ser utilizado em escala industrial. O processo de liofilização é amplamente utilizado na indústria farmacêutica e indústria alimentícia garantindo estabilidade, segurança e facilidade de armazenamento e transporte dos produtos finais. No contexto deste trabalho, ele foi apresentado como uma estratégia ótima para concentração de invertase após a primeira centrifugação do resíduo de levedura residual proveniente da indústria cervejeira.

O método de extração enzimática, a partir da concentração por liofilização, purificação com carvão ativado e imobilização com alginato de sódio mostrou-se eficaz em produzir enzimas com atividade de 305,1 U por grama de fermento seco. O método de liofilização foi eficaz, não apresentando perda de atividade enzimática

durante o processo. A imobilização da enzima em alginato apresentou perdas de 32% e foi possível atingir 100% de hidrólise da sacarose 60 g/100 mL em período de 17h e 30h para a reação com enzima livre e imobilizada, respectivamente. Essa metodologia é capaz de uma melhor utilização da levedura de processos fermentativos, facilitando a descoberta de novas aplicações e o consequente aumento do seu valor agregado (Alves, 2020).

2.2.3 Autólise e Produção de Extrato de Levedura

A autólise de leveduras pode ser entendida como um processo endógeno e irreversível, ou seja, eventos líticos que ocorrem nas células causados pela ação de enzimas intracelulares, proteases e carboidrases (PODPORA et al., 2015). As células

ativam esses mecanismos quando encontram estresse fisiológico. O fenômeno é caracterizado pela perda de permeabilidade da membrana citoplasmática e porosidade alterada da parede celular, atividade enzimática respiratória é reduzida, material citoplasmático é gradualmente hidrolisado por enzimas endógenas e posteriormente são liberados produtos de degradação (nutrientes) em meio extracelular. A levedura autolisada, possui diferentes características que podem ser obtidas com base na eclosão de temperatura. (ALEXANDRE, 2011). Pequenas alterações em fatores físicos, químicos e biológicos, como temperatura, osmolaridade, pH ou característica celular podem afetar significativamente resultados da autólise (REED e NAGODAWITHANA, 1991).

Processos de autólise industrial para produção de extrato de levedura geralmente podem ser 24 horas a vários dias a temperaturas relativamente altas (40 a 55°C). Apesar disso, a contaminação por microrganismos, como bactérias proteolíticas e bactérias patogênicas, como espécies de *Clostridium* podem aparecer nesse período (ANDERSSON et al., 1995). As bactérias deste gênero preferem um ambiente rico em proteínas e um pH próximo ao neutro. Além de causar doenças, essas bactérias também podem causar odores desagradáveis e cores escuras, isso reduz a qualidade do extrato de levedura produzido (ANDERSSON et al., 1995).

2.2.4 Obtenção de 5'-Fosfodiesterase (5'-PDE)

As enzimas 5'-Fosfodiesterase podem ser obtidas em forma de extrato enzimático, a partir radículas de malte de cevada, que são subprodutos da indústria cervejeira e, portanto, materiais mais baratos para a preparação de 5'-PDE. De acordo com PRENTICE (1983), 5'-PDE pode ser obtido por simples decocção de um pó de raiz de malte em solução aquosa para o processo extrativo. As radículas de cevada também são uma boa fonte de outras enzimas, incluindo desoxirribonuclease, ribonuclease e adenosina-5'-fosfomonoesterase (DEODA et al., 1985).

Considerando os aspectos econômicos, as preparações de 5'-PDE a partir de um resíduo de fonte barata como raízes de malte é muito promissor. Além disso, pode servir como boa matéria-prima para produção em larga escala. Esta estratégia é muito promissora porque engloba outro resíduo do processo cervejeiro, além da levedura residual, que está intimamente ligado em um ciclo que até agora ainda não é explorado comercialmente por falta de estudos (ALVES, 2022).

O peneiramento de radículas de malte influencia a granulometria, proporção de água e tempo para a extração de enzimas. A extração de 5'-PDE é influenciada principalmente pela finura das radículas e quantidade de solvente de extração (água). Quanto menor o diâmetro da radícula, maior o rendimento da extração. Os melhores resultados encontrados para granulometria de radículas de malte e razão de água foram de 80 a 100 μm e 8:1 respectivamente (HUA E HUANG, 2010).

2.2.5 Obtenção de B-glucanas e Mananoproteínas

A preparação de BG e MP a partir de levedura envolve tipicamente um processo de extração que consiste em várias extrações alcalinas, sucessivas lavagens ácidas e orgânicas. Dessa forma, podem ser obtidas três frações principais, uma porção rica em MP com uma pequena quantidade de BG, outra com quitina e BG insolúvel, e a terceira com BG solúvel (MANNERS et al., 1973). As substâncias solúveis são utilizadas principalmente no tratamento de úlceras do pé diabético, capacidade imunomoduladora e ativação leucocitária, que são importantes para acelerar o processo de cicatrização de feridas, enquanto as substâncias insolúveis são utilizadas como suplementos alimentares dietéticos, nutrientes para fortalecer o sistema imunológico, sendo também utilizadas amplamente na fabricação de soluções alimentícias fortificadas e suplementos de grau farmacêutico

As atividades biológicas de BG e MP podem ser melhoradas modificando quimicamente sua estrutura primária, aumentando ou reduzindo o comprimento da cadeia de polissacarídeos. Além disso, alguns métodos para extrair ou isolar BG e MP podem destruir a estrutura, ocorrendo fenômeno de despolimerização em polissacarídeos (ISHIMOTO et al., 2018). Portanto, para obtenção desses compostos orgânicos é necessário avaliar cuidadosamente métodos extrativos, processos tecnológicos, combinação de tempo de operação, temperatura e pH, de forma a preservar a estrutura desejada e manter as propriedades bioativas relevantes (DA SILVA ARAUJO et al., 2021).

Para melhorar a especificidade e o rendimento do extrato de BG de levedura, (LIU et al., 2008) se utilizou de uma pasta de levedura de cerveja gasta, ou seja, o resíduo de uma indústria cervejeira, com um teor de sólidos de cerca de 18%, para o isolamento de BG de células de levedura por autólise celular induzida, extração com água e solventes orgânicos, homogeneização, hidrólise proteolítica e secagem por

pulverização. Consistindo em etapas suaves que não degradam as cadeias MP e BG, mantendo sua estrutura original e suas propriedades já descritas, com rendimento e pureza elevados. Também é importante considerar que o método em questão é ecologicamente amigável e não se utiliza de produtos químicos e corrosivos ao meio ambiente.

A composição dos produtos secos tratados em cada estágio é mostrada na Tabela 2.

Tabela 2: Dados Experimentais da Obtenção de b-Glucanas

Amostra	Proteína Bruta	Glicose	Glucanas *	Mananas *	Gorduras	Cinzas	Massa total seca	Rendimento de sólidos **
Levedura gasta	59,67	35,09	20,58	12,72	4,90	7,07	140,03	100
Levedura Autolisada	19,69	57,92	33,81	22,56	3,68	2,95	135,73	52,32
Levedura tratada com água	10,38	53,74	46,92	7,29	4	4,2	126,53	29,25
Levedura Homogeneizada	4,30	89,76	84	1,67	2,68	3,95	180,36	13,33
Parede celular desengordurada	4,68	90,06	85,56	1,82	0,28	3,36	185,76	12,13
Glucano Final	2,99	95,84	93,12	0,29	Tr	3,87	196,11	11,18

Fonte: LIU, et al. 2008

Observa-se que os teores de carboidratos e glucanos aumentaram com o tempo ao longo do processo de extração, principalmente no tratamento de homogeneização, de 53,74% para 90,06% e de 46,92% para 84,00% respectivamente. Em contraste, o teor de proteína bruta diminuiu de 59,67% para 2,99% ao longo do processo de extração, principalmente na etapa de autólise induzida. O teor de gordura do BG foi obtido em relação ao teor original, sendo esse de 4,90%, tendo um declínio significativo, principalmente nas etapas de homogeneização e o tratamento com solvente orgânico, além de um teor de cinzas de 3,87%, que pode ser atribuído ao isolamento suave, evitando ambientes extremamente ácidos ou alcalinos.

O uso deste método de extração não apenas protege o BG da degradação ácida ou alcalina, mas também preserva a estrutura original do BG na maior extensão possível, uma vez que as alterações morfológicas e mudanças na estrutura interna

das células de levedura em cada etapa do tratamento foram observadas, obtendo um rendimento de 11% do peso celular seco (m/m) , o que significa que a proporção original de BG na parede celular da levedura é de cerca de 91%, adicionalmente obtém-se um rendimento de 4,16% de MP do peso celular seco.

Em relação a MP, DA SILVA ARAUJO et al., (2014) descreve uma etapa adicional de obtenção a partir da utilização de um tratamento com etanol dos sobrenadantes obtidos nas etapas de autólise celular induzida e extração com água quente, obtendo um rendimento de cerca de 4%, próximo do obtido adicionalmente por LIU et al., (2008).

O processo de secagem dos produtos foi estudado por HROMADKOVA et al. (2003), sendo avaliados três métodos de secagem para as BG, estes são a liofilização, a extração por solvente e a secagem por pulverização. Descobriu-se que o método de secagem teve um efeito significativo na microestrutura das partículas de BG, pois a secagem por pulverização produziu um produto com o dobro da atividade imunológica em comparação com a liofilização e a extração com solvente.

Com tudo, esses estudos inferem a possibilidade de aplicação industrial, a partir da proposição e adaptação dos métodos descritos.

3. OBJETIVO

O presente trabalho tem como objetivo propor um projeto de processo industrial de reaproveitamento de levedura residual da indústria cervejeira, com intuito de inferir a viabilidade econômica e industrial de obtenção dos produtos de alto valor agregado já descritos, a partir da construção de um fluxograma de processos, estimativas de balanços de massa, estimativa de gasto energético, programação do processo a partir de um diagrama de Gantt e uma avaliação econômica do projeto.

4. MATERIAL E MÉTODOS

O fluxograma de processos foi desenvolvido a partir do software de desenhos e fluxogramas industriais Edraw Max® 2.0. Tendo como base os principais métodos de obtenção dos produtos de interesse revisados no presente trabalho, em conjunto com a proposição de operações unitárias condizentes com cada etapa de tratamento e de extração da levedura residual.

Em paralelo, o balanço de massa proposto foi baseado nas variações mássicas dos componentes que constituem a levedura residual, eficiências propostas de

operações unitárias e rendimentos dos métodos extrativos observados por LIU et al (2008), DA SILVA ARAÚJO et al. (2014) e ALVES, (2020). Utilizando o software MS Excel da Microsoft as seguintes considerações foram adotadas. As centrífugas realizam uma separação contendo 20% de água e 80% de sólidos no precipitado; As Centrífugas realizam uma separação contendo 80% de água e 20% de sólidos no sobrenadante; a filtração a vácuo remove toda água presente na solução contendo invertases e 80% da água e dos macronutrientes solúveis presentes na corrente final de BG; os processos de secagem por pulverização eliminam 98% da água residual dos produtos. Toda água utilizada no tratamento hidrotérmico sai do sistema em forma de vapor; O liofilizador sublima 90% da água residual.

O mesmo software foi utilizado para proposição da programação do processo a partir da construção de um diagrama de Gantt, levando em consideração o tempo de operação e o tempo de carga e descarga de cada operação unitária proposta. A partir desse método, também foi possível inferir equipamentos que podem ser utilizados para mais de uma operação durante o ciclo produtivo, que por sua vez foi proposto em batelada.

Já a estimativa do gasto energético da planta industrial proposta, foi baseada na quantidade mássica, composição da levedura residual a concentrações de água de 0 à 70% e variação de temperatura de cada corrente do fluxograma utilizando as equações de modelagem de HELDMAN, (2001) presentes na Tabela 3.

Tabela 3: Cálculo do calor específico para alimentos

Componentes	Cálculo Cp
Proteínas	$C_{pi} = 1,9842 + 1,4733 \times 10^{-3} T - 4,8008 \times 10^{-6} T^2$
Carboidratos	$C_{pi} = 1,54884 + 1,9625 \times 10^{-3} T - 5,9399 \times 10^{-6} T^2$
Lipídeos	$C_{pi} = 1,9842 + 1,4733 \times 10^{-3} T - 4,8008 \times 10^{-6} T^2$
Cinzas	$C_{pi} = 1,0926 + 1,8896 \times 10^{-3} T - 3,6817 \times 10^{-6} T^2$

Fonte: Heldman, 2001

A partir do calor específico foi calculado o calor necessário para aquecimento e resfriamento das correntes do processo utilizando a equação 1

$$Q = m \times C_p \times \Delta T \quad (1)$$

Os calores obtidos foram divididos em utilidade quente quando positivo e como utilidade fria quando negativos. A partir da soma desses obteve-se a quantidade total de energia térmica requerida para o aquecimento e resfriamento do material.

Então estabeleceu-se a fonte de geração de calor como gás natural e a utilidade quente como vapor. A energia para gerar 1 kg de vapor à 10 bar é de 584 kcal/kg, considerando um rendimento de 90% estima-se gastar cerca de 94,00 R\$ por tonelada de vapor.

De forma análoga foi realizado para a utilidade fria, estabeleceu-se como fonte de resfriamento a energia elétrica e como utilidade fria a água. Estima-se 12,49 R\$ para resfriar a 4°C um quilograma de água.

A partir das equações de Heldman, (2001) foi calculada a densidade da mistura de levedura residual presente no processo, as equações estão descritas na Tabela 4 utilizando uma média ponderada entre os componentes da mistura a uma concentração de água de 70% a 0%:

Tabela 4: Cálculo da densidade para alimentos

Componentes	Cálculo Densidade
Proteínas	$\rho = 1,3299x10 - 5,184x10^{-1} T$
Carboidratos	$\rho = 1,59919x10 - 3,1046x10^{-1} T$
Lipídeos	$\rho = 9,2559x10^2 - 4,1757x10^{-1} T$
Cinzas	$\rho = 2,4238x10^3 - 2,8063x10^{-1} T$

Fonte: Heldman, 2001

A densidade foi utilizada para estimar o volume do material, e assim propor a compra de equipamentos adequados, de acordo com o volume ocupado pelo material em fluxo durante o processo, a partir da equação 2.

$$V = m \div \rho \quad (2)$$

Neste trabalho, os parâmetros econômicos fundamentais foram analisados seguindo as abordagens propostas por Couper (2003) visando determinar 4 aspectos principais de um investimento, sendo estes, o Capital Total de Investimento (CTI), o Custo Operacional Anual (COA), a Receita Anual (RA) e os Lucros Anuais (LA). A moeda de referência utilizada foi o real brasileiro (BRL).

O Capital Total de Investimento (CTI) se refere aos custos fixos associados ao processo e foi calculado pela soma do Capital Fixo Direto (CFD), Capital de Giro (CG) e Custo Inicial (CI) em todas as áreas da planta. Conforme equação 1 abaixo.

$$CTI = CFD + CG + CI \quad (3)$$

O CFD remete os ativos fixos de um investimento como a planta e os equipamentos. Este foi estimado como a soma dos custos diretos, indiretos e custos diversos que estão ligados ao investimento de capital na planta. Neste estudo, nos Custos Diretos Totais da Planta (CDTP) foram considerados o Custo Total da Compra de Equipamentos (CTCE), o Custo de Instalação (CIN), Custo de Tubulação do Processo (CTbP), Custo de Instrumentação (CInstru), Custo de Isolamento (CIsol), Melhorias no Pavilhão (MPV) e Custos de Instalações Auxiliares (CIAux). Os Custos Indiretos Totais da Planta (CITP), Custo de Edifícios (CEd), Custos de Engenharia (CEng), Custos de Construção (CCo), Custos de Instalação Elétrica (CIE) e as Taxas do Empreiteiro e o Custo de Contingência foram condensadas em Outros Custos (OC). Outros custos considerados nesse estudo foram: Custo de Equipamentos Listados (CEL), Custo de Equipamentos Não Listados (CENL), Custo de Instalação de Equipamentos Listados (CIEL) e Custo de Instalação de Equipamentos Não Listados (CIENL).

Nesta avaliação econômica preliminar os custos relacionados ao CDTP foram calculados pela multiplicação do CTCE por um fator de correção adequado de acordo com Couper (2003). As equações de 2 a 21 a seguir foram usadas no cálculo de cada um dos parâmetros.

$$CTCE = CEL + CENL \quad (4)$$

$$CENL = CTCE. 0,2 \quad (5)$$

$$CTbP = CTCE. 0,35 \quad (6)$$

$$CInst = CTCE. 0,40 \quad (7)$$

$$CIsol = CTCE. 0,03 \quad (8)$$

$$CIE = CTCE. 0,10 \quad (9)$$

$$CEd = CTCE. 0,45 \quad (10)$$

$$MPV = CTCE. 0,15 \quad (11)$$

$$CIAux = CTCE. 0,40 \quad (12)$$

$$CIN = CIEL + CIENL \quad (13)$$

$$CIENL = CENL. 0,50 \quad (14)$$

$$CDTP = CTCE + CIN + CTbP + CInst + CIsol + CIE +CEd + MPV +CIAux \quad (15)$$

$$CEng = CDTP. 0,25 \quad (16)$$

$$CCo =CDTP. 0,35 \quad (17)$$

$$CITP = CEng + CCo \quad (18)$$

$$Custo Total da Planta (CTP) = CDTP + CITP \quad (19)$$

$$Taxa Empreiteiro =CTP. 0,05 \quad (20)$$

$$Custo Contingência = CTP . 0,10 \quad (21)$$

$$OC = Taxa Empreiteiro + Custo Contingência \quad (22)$$

$$CFD =CTP + OC \quad (23)$$

O CTCE corresponde ao preço de aquisição dos equipamentos industriais e foi estimado a partir de cotação direta com os fornecedores em julho de 2022. Quanto mais especulativo é o desenvolvimento de um processo, mais provável que elementos chaves possam ser negligenciados durante os estágios iniciais do processo. Assim sendo, o Custo de Equipamentos Não Listados refere-se justamente a estes equipamentos negligenciados e sua estimativa é de extrema importância por tornar a avaliação econômica mais precisa.

O Custo da Tubulação do Processo incorpora os custos de fluido de processo, tubulações que conectam os equipamentos (válvulas, suportes de tubulação, isolamento e outros itens associados com as tubulações da planta).

O Custo de Instrumentação inclui os custos de transmissores e controladores com toda a fiação e tubulação necessárias para instalação (painéis, terminais, alarmes, analisadores on-stream, computadores e sala de controle).

O Custo do Isolamento abrange o custo do isolamento e pintura. O custo das instalações elétricas envolve subestações de energia e linhas de transmissão, centros de controle, fontes de alimentação de emergência, fiação e conduíte.

O Custo de Edifícios incorpora o custo de torres de processo, lajes de concreto, escadas, salas de controle e outros edifícios (por exemplo, vestiários, quartos, cozinha, escritórios, armazéns, guaritas etc.). As Melhorias no Pavilhão referem-se aos custos de estradas, cercas, hidrantes, vagas de estacionamento, jardinagem e outros.

O Custo das Instalações Auxiliares inclui principalmente a construção das instalações de controle e recepção monitoradas por satélite, que são vitais para a operação adequada da planta.

O Custo de Instalação refere-se à montagem dos equipamentos no novo local da fábrica e inclui o custo de fundações, lajes, suportes e serviços.

O Custo de Engenharia inclui a preparação de livros de projeto que documentam todo o processo (por exemplo, o projeto de equipamentos, manuais para equipamentos e instrumentos, o projeto do software de controle, a preparação de desenhos) e outros custos relacionados à engenharia.

O Custo de Construção inclui os custos associados à organização do esforço total de construção. Neste não incluem o custo da mão de obra de construção, já que este já foi incorporado nos Custos Diretos Totais da Planta. A Taxa do Empreiteiro refere-se ao lucro deste prestador. E finalmente, o Custo de Contingência tenta compensar os elementos imponderáveis para dar conta de problemas inesperados durante a construção, como greves, atrasos, acidentes e flutuações de preços.

O Capital de Giro representa os fundos vinculados necessários para operar o negócio e inclui o investimento em matérias-primas e consumíveis. Neste trabalho, foi estimado como a soma dos principais custos operacionais, os custos de mão de obra, matérias-primas e utilitários, cobertos por um período de operação de 30 dias. O custo diário de cada item foi calculado e multiplicado por 30 (número especificado de dias).

O Custo Inicial inclui despesas únicas de pré-abertura atrelados ao preparo de uma nova planta para operação. Neste trabalho, esse custo foi estimado em 5% da CFD.

O Custo Operacional Anual (COA) da planta de reaproveitamento das leveduras residuais do processo de cerveja foi estimado a partir do custo dos seguintes itens, matérias primas, materiais consumíveis, custos de mão de obra e funcionamento, utilidades, custos de instalação e custos de transporte.

O Custo Anual de Matérias Primas (CAMP) corresponde ao custo total de todos os insumos utilizados no processo, sendo estes puros ou misturas, fluidos de processo ou não. O custo anual de cada material foi calculado multiplicando seu preço de compra unitário pela quantidade anual correspondente que foi utilizada no processo.

O Custo Anual dos Materiais Consumíveis (CAMC) englobam os gastos relacionados à reposição periódica de elementos necessários à operação da planta. Este foi calculado multiplicando o preço de compra unitário do insumo pela quantidade anual correspondente que foi utilizada no processo. Já quantidade anual utilizada foi calculada multiplicando a quantidade utilizada do material à ser repostos pela quantidade de reposições feitas no ano.

Os Custos de Mão de Obra e Funcionamento da Planta (CMO) incluem todos os gastos operacionais dependentes da mão de obra, e estes foram calculados considerando cada seção dos custos trabalhistas de diferentes tipos, operadores e/ou supervisores que podem ser necessários em determinada área da produção.

O Custo de Utilidades (CUtd) quentes ou frias foi estimado a partir da soma dos custos totais dos fluidos de aquecimento ou refrigeração e a energia utilizada em cada processo.

Os Custos de Instalação (CInst) englobam custos adicionais relacionados ao uso da instalação, sendo este normalmente calculado como a soma dos custos de manutenção dos equipamentos, depreciação dos custos de capital fixo, e custos diversos como seguros, segurança, impostos locais, entre outros. Neste trabalho, por simplificação, este parâmetro foi aproximado a 6% do CFD.

Os Custos de Transporte (CTrans) correspondem aos gastos de traslado de longas distâncias das matérias primas e produtos por caminhão. Este foi estimado considerando o número de remessas por ano, o custo fixo de cada remessa, a quantidade transportada por remessa e a distância percorrida.

Por fim, o Custo Unitário de Produção (R\$/kg) foi calculado dividindo-se o COA específico para cada produto por sua vazão mássica anual.

A Receita Anual da planta foi calculada como a soma das receitas de todos os fluxos indicados como receita.

Foi realizada uma análise de rentabilidade para determinar o Lucro Anual Bruto (LAB), o Lucro Anual Líquido do investimento (LAL), bem como os principais indicadores econômicos como a Margem Bruta (MBru), o Retorno do Investimento (ROI), o Tempo de Retorno do Investimento (TRI), o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR). Todos os parâmetros econômicos foram determinados de acordo com Couper (2003).

O Lucro Anual Bruto da planta projetada foi calculado pela subtração da Custo Operacional Anual (COA) e a da depreciação dos custos de capital fixo da Receita Anual Total (RAT), desta forma:

$$LAB = RAT - COA - Depreciação \quad (24)$$

A depreciação é uma dedução do imposto de renda que representa uma perda de capital fixo, que se deve principalmente ao desgaste e obsolescência dos equipamentos, desta forma, pode ser considerado como um custo operacional dependente do tempo, distribuído por um período de depreciação predefinido.

De acordo com o sistema tributário brasileiro, as empresas estão sujeitas a taxa de 15% sobre o Lucro Anual com adicional de 10% sobre a parcela do lucro que exceder R\$20.000,00/mês. Além desse imposto, estão sujeitos a outros tributos federais, como CSLL, PIS e COFINS. Neste trabalho, a carga tributária total foi definida como 43% do Lucro Bruto Anual para fins de simplificação. Assim, o Lucro Líquido Anual, por definição, foi calculado como o Lucro Bruto Anual menos o Imposto de Renda Anual (IRA) mais a depreciação anual, conforme:

$$LAL = LAB - IRA + Depreciação \quad (25)$$

A Margem Bruta (MBru) foi calculada pela divisão do Lucro Anual Bruto (LAB) pela Receita Anual Total (RAT). Este indicador é uma medida de lucro que informa diretamente qual porcentagem das Receitas Anuais é o Lucro Bruto.

$$MBru = (LAB/RAT). 100 \quad (26)$$

O Tempo de Retorno do Investimento (TRI) foi calculado pela divisão do Lucro Anual Líquido (LAL) pelo CTI. Este indicador é usado para avaliar a viabilidade de um investimento ou para comparar a rentabilidade de vários investimentos diferentes.

$$TRI = (LAL/CTI). 100 \quad (27)$$

O Payback é uma medida do tempo necessário para que o CTI seja igualado pelo Lucro Anual Líquido acumulado (Couper, 2003). Foi calculado dividindo-se o CTI pelo LAL. Quanto menor o tempo de retorno, mais atraente o projeto parece ser. Conforme:

$$Payback = CTI/LAL \quad (28)$$

Também foi realizada uma análise de Fluxo de Caixa para determinar o Lucro Líquido e o Fluxo de Caixa Líquido para cada ano ao longo do projeto. Neste trabalho, o tempo de vida do projeto, o período de construção e o período de partida foram projetados para ser de 20 anos, 2 anos e 4 meses, respectivamente. Além disso, a distribuição do CFD foi estimada nos dois primeiros anos do projeto de acordo com as respectivas porcentagens de 40% e 60%. Para cada ano antes do início da operação (ou seja, durante a construção e startup) o Fluxo de Caixa Líquido (FCL) consistiu na quantidade de dinheiro emprestado menos as despesas daquele ano. Para cada ano operacional durante a vida útil esperada do projeto, o Fluxo de Caixa Líquido consistiu no Lucro Líquido.

Como medida de rentabilidade, foi calculado o Valor Presente Líquido (VPL) para três diferentes taxas de juros de acordo com a equação abaixo:

$$VPL = \sum FCL/(1+i)^k \quad (29)$$

Onde “i” é a taxa de juros, FCL é o Fluxo de Caixa Líquido no ano k. Este indicador foi utilizado para avaliar a viabilidade do investimento. Isto representa o valor total dos fluxos de caixa líquidos futuros durante a vida útil do projeto descontado para refletir o valor do dinheiro no tempo no início de um projeto (ou seja, no momento zero). Se um investimento não tiver um VPL positivo ou se houver outras

oportunidades com um VPL maior, então o investimento não deve ser realizado (Couper, 2003).

Por fim, a Taxa Interna de Retorno (TIR) foi calculada com base nos fluxos de caixa antes e depois dos impostos de renda. O Fluxo de Caixa após os impostos de renda correspondeu ao Fluxo de Caixa Líquido. O Fluxo de Caixa antes dos impostos de renda foi calculado como o Fluxo de Caixa Líquido mais os impostos de renda. O método é análogo ao método VPL, mas em vez de perguntar o que é o VPL para uma taxa de juros prescrita, buscou-se um valor da taxa de juros que torna o VPL de todos os fluxos de caixa igual a zero, conforme:

$$0 = NPV = \sum_{k=1}^N \frac{NCF_k}{(1+i)^k} \quad (30)$$

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 FLUXOGRAMA DE PROCESSOS

O processo começa com o resíduo obtido através da indústria cervejeira (15000Kg) contendo 30% de levedura gasta, rica em nutrientes como carboidratos, proteínas, glicoproteínas, vitaminas e ácidos nucleicos e de mosto cervejeiro, rico em invertases, sendo armazenado em um tanque (V-101 A) com capacidade de 18.000L. A levedura então é destinada a uma operação de centrifugação (DS-101 A) com capacidade de 4500L/h tempo de operação de 1h, com o intuito de separar o mosto cervejeiro da levedura residual. A fração insolúvel (Levedura residual) obtida é destinada ao procedimento downstream para obtenção de extrato de levedura com palatabilidade, b-glucanas insolúveis e mananoproteínas. Já a fração solúvel obtida é destinada para recuperação de invertases.

A levedura residual é destinada ao processo de desamargamento, a partir de uma operação de mistura das células à 10% com uma solução de 0,2% de hidróxido de sódio (R-101 A) por 30 minutos. Esta etapa é importante uma vez que a levedura residual das cervejarias apresenta um sabor marcadamente amargo devido a adsorção na superfície das células de componentes amargos, como iso-alfa ácidos, resinas e taninos de lúpulo. O principal método de remover o amargor do fermento

residual é justamente a hidrólise destes componentes na presença de um catalisador (NAOH).

A levedura desarmargada é destinada ao procedimento de autólise celular, portanto, no biorreator (R-102 A) com capacidade de 18.000L, as células de levedura são ajustadas para o teor de sólidos de 10% com uma solução de 0,065% de H₂SO₄, com o intuito de promover um choque ácido, ajuste do pH para 5,8 e neutralização do hidróxido de sódio residual proveniente da etapa anterior. Também será adicionado o extrato de malte rico em nucleases com o intuito de lise do material genético da célula, também uma pequena quantidade de levedura gasta (500 kg) com o intuito de recuperar as enzimas inativadas no procedimento de desamargamento. Posteriormente em conjunto com a operação de mistura é realizado um tratamento térmico a 55°C, com intuito de proporcionar condições de estresse para promover uma autólise que hidrólise todos seus nutrientes intracelulares com exceção da parede celular. Totalizando um tempo de processo de 24 horas. Por fim, é empregada uma operação de centrifugação (DS-101 C), com capacidade de 4500L/h por 1 hora, obtendo uma fração solúvel (extrato de levedura) e uma fração insolúvel (parede celular).

Para produção do extrato enzimático rico em 5'-Fosfodiesterase, radículas de malte residual (144kg) são misturados com água no tanque (V-201 A) por 12h à 20 °C para extração enzimática. Então a fração solúvel é separada por centrifugação (DS-101 B) com capacidade de 1500L/h por 1h. A fração insolúvel é descartada, podendo ser utilizada para algum procedimento de fermentação em estado sólido, e o extrato enzimático obtido é destinado para um tanque de armazenamento (V-202 A) e 1.000L que é utilizado no procedimento de autólise.

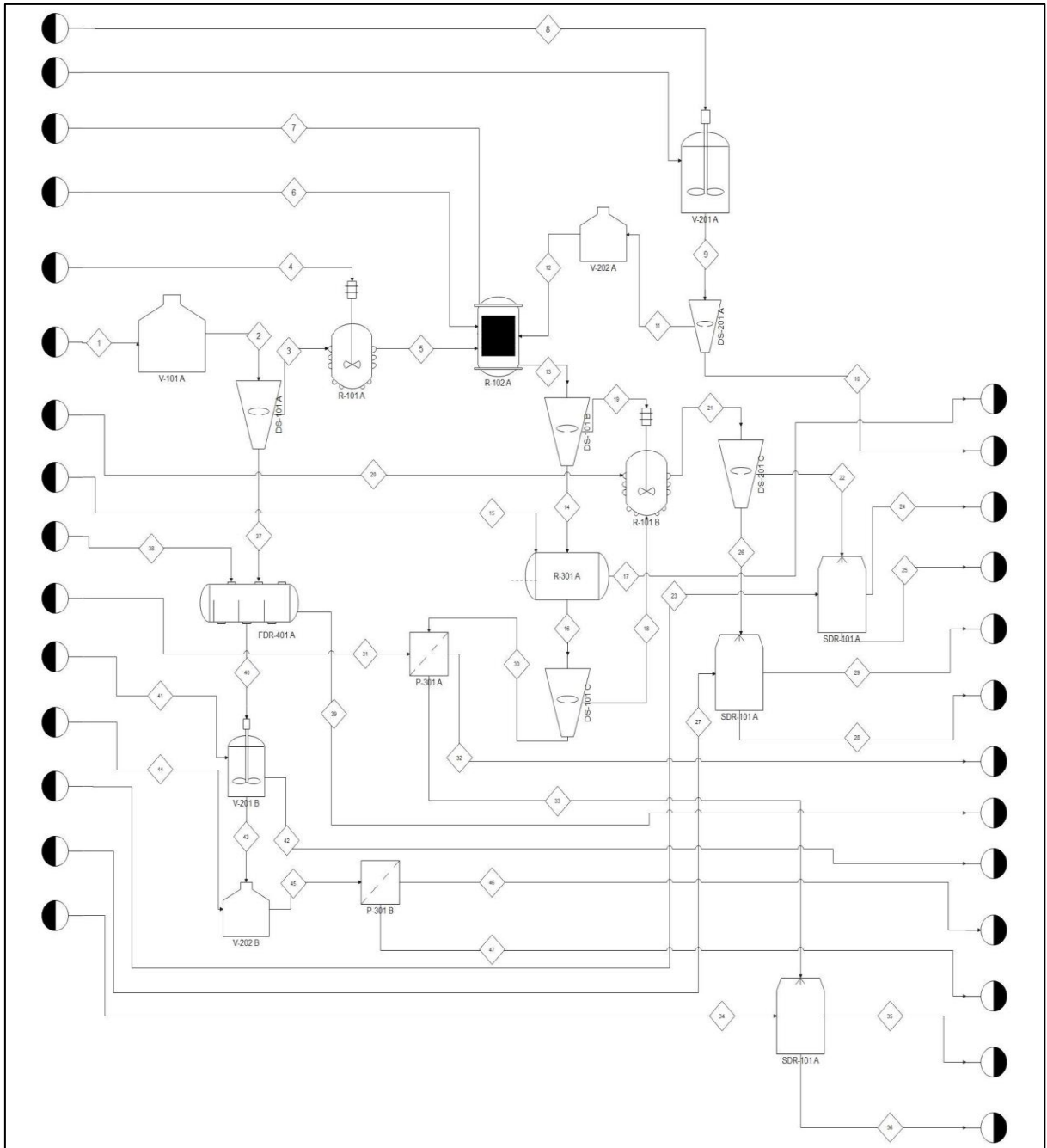
A parede celular é ajustada para 10% (m/m) e armazenada, então é destinada a uma autoclave (R-301 A) com capacidade de 18.000 litros em uma solução básica de hidróxido de cálcio e cloreto de cálcio 0,2M de pH 7,5. A suspensão deve ser aquecida a 121 °C por 4 h a 70 MPA e depois resfriado a 45 °C. Os produtos são obtidos por centrifugação (DS-101 C) de forma que a fração insolúvel, rica em beta-glucanas, e a fração solúvel rica em mananoproteínas, são separadas.

As frações solúveis obtidas após os processos de autólise e de autoclave são destinadas a um tanque com capacidade de 8.000L (R-101 B), em que será adicionado uma proporção de 3:1 de etanol por 18h com intuito de precipitar as mananoproteínas, separando-as do extrato de levedura. Então essas frações são

separadas por centrifugação (DS-101 D) com capacidade de 4500L/h por 1h. Por fim, o extrato de levedura e as mananoproteínas são destinadas ao spray dryer (SDR-101 A/B), com capacidade de 5.000L/h, para o processo de secagem a uma temperatura do ar de entrada de 180 °C e um ar de saída de temperatura de 85 °C. Já a fração insolúvel é destinada a uma filtração a vácuo com uma solução de acetona em proporção 3:1 com intuito de remover os lipídios residuais das BG. Por fim, esses carboidratos insolúveis são lavados com acetona em uma proporção 3:1 em um filtro de sucção a vácuo (P-301 A) por 1 hora e posteriormente secos pelo mesmo procedimento de secagem utilizado anteriormente (SDR-101 C).

Para obtenção das invertases a partir de procedimentos de purificação, recuperação e imobilização, o mosto cervejeiro obtido na primeira centrifugação do processo é destinado a um processo de liofilização (FDR-401 A) de capacidade de 600 kg por ciclo por um período de 72h a fim de remover parte da água e promover a concentração da invertase. Então a enzima é imobilizada em duas etapas, no primeiro tanque (V-201 B) de 1.500L em que alginato de sódio, carvão ativado e água são adicionados para atingir as respectivas concentrações finais de 2%, 0,3% e 50% e sistema é agitado por 1h para homogeneizar a mistura. A transferência da solução enzimática obtida é destinada para o segundo tanque (V-202 B) com capacidade de 5.110 L, que contém uma solução de CaCl_2 0,3M, por 0,5 horas. O alginato, quando em contato com o cátion metálico bivalente, forma um gel com características como uniformidade e porosidade suficientes para matriz para adsorver a enzima no interior, permitindo a difusão do substrato e do produto. Por fim, a mistura passa pelo filtro (P-401 A) com fluxo de 250 L/m²-h e área de filtro de 30 m², separando a enzima imobilizada e a solução de cloreto de cálcio de forma que essa solução pode ser reutilizada no próximo lote, o produto obtido é então embalado. O fluxograma de processos proposto está explicitado na Figura 1.

Figura 1: Fluxograma de processos



Fonte: Autoria Própria.

5.2 PROGRAMAÇÃO

Para a programação do processo foi proposto um diagrama de Gantt em batelada, baseado na Tabela 5. Esta tabela engloba o tempo de operação, tempo de início, tempo de fim e o tempo de disponibilidade para reuso, para cada operação unitária do processo.

Tabela 5: Tempos das operações unitárias.

ID	Descrição	TO (h)	TI (h)	TF (h)	TC/D (h)	ODR (h)
V-101 A	Tanque de Armazenamento - 18.000L	0,0	0,0	0,0	1,0	1,0
DS-101 A	Centrífuga - 4500 L/h	1,0	0,0	1,0	1,0	2,0
R-101 A	Misturador Reativo - 8.000 L	0,5	1,0	1,5	1,0	2,5
V-201 A	Misturador com Gotejamento - 14.000L	12,0	0,0	12,0	1,0	13,0
DS-101 B	Centrífuga - 4500 L/h	1,0	12,0	13,0	1,0	14,0
V-202 A	Tanque Enzimático 10.000L	0,5	13	13,5	1	14,5
R-102 A	Reator Autolítico Operação 1 - 50.000L	12	1,5	13,5	1	14,5
R-102 A	Reator Autolítico Operação 2 - 50.000L	12	13,5	25,5	1	26,5
DS-101 C	Centrífuga - 4500 L/h	1	25,5	26,5	1	27,5
R-301 A	Autoclave Pressurizado - 20.000L	4	26,5	30,5	1	31,5
DS-101 D	Centrífuga - 4500 L/h	1	30,5	31,5	1	32,5
P-301 A	Filtro a Vácuo - 30m ² e 250L/m ² -h	1	31,5	32,5	1	33,5
SDR-101 A	Spray Drier - 5000L/h	2	32,5	34,5	1	35,5
R-101 B	Misturador - 8.000 L	18	31,5	49,5	1	50,5
DS-101 E	Centrífuga - 4500 L/h	0,5	49,5	50	1	51
SDR-101 B	Spray Drier - 5000L/h	2	50	52	1	53
SDR-101 C	Spray Drier - 5000L/h	2	52	54	1	55
FDR-401 A	Liofilizador Industrial - 600 kg/h	18	1	19	1	20
V-201 B	Misturador com Gotejamento - 14.000L	1	19	20	1	21
V-202 B	Tanque Enzimático 10.000L	0,5	20	20,5	1	21,5
P-301 B	Filtro a Vácuo - 30m ² e 250L/m ² -h	1	20,5	21,5	1	22,5

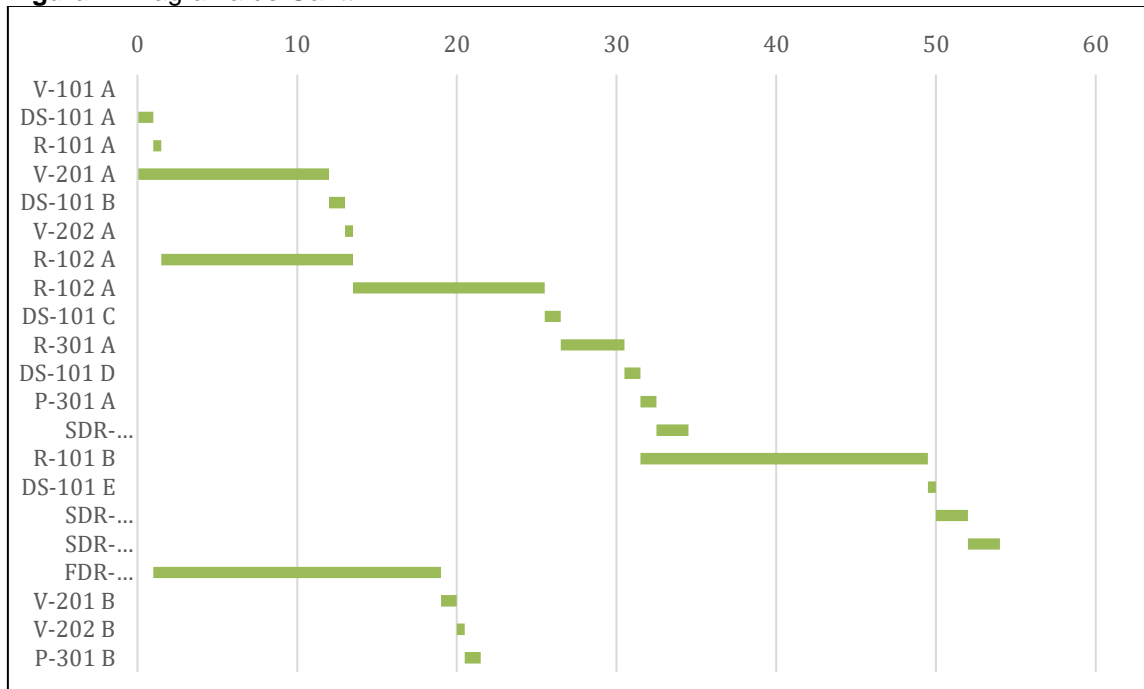
TO - Tempo de Operação; TI - Tempo de Início; TF - Tempo de Fim; TC/D - Tempo de Carga/Descarga; ODR - "Operação Disponível para Reuso a partir de".

Considerou-se também um tempo de carga e descarga de uma hora para cada operação. Como resultado obteve-se o tempo necessário de 21,5h; 32,5; 52h e 54h para produzir invertases, extrato de levedura, MP e BG respectivamente.

Sendo assim, foi possível verificar a possibilidade de utilização e rearranjo do processo para diferentes formatos, em casos de falhas, quebras, desgaste de equipamentos e contaminações cruzadas. A partir dos dados demonstrados

anteriormente foi construído um diagrama de Gantt, ilustrado na figura 2, que permite a visualização da programação do processo.

Figura 2: Diagrama de Gantt



Fonte: Autoria Própria

Observa-se que um ciclo completo de produção leva cerca de 54 horas. Inferindo a possibilidade de realização de 3 bateladas por semana, e uma jornada de trabalho de 7 dias por semana, em que seis dias estão voltados para produção, enquanto um dia para manutenção.

5.3 BALANÇO DE MASSA

No balanço de massa foi proposto o tratamento de 15500 kg de levedura residual com um teor de 70% de umidade. Na entrada do processo tem-se 15000 kg da levedura, a demais fração utilizada de 500 kg corresponde a entrada de levedura no reator de autólise para reconstituição enzimática do material.

Durante o processo de purificação observa-se um decaimento mássico nas correntes. Característica de um processo downstream, que nesse caso visa separar macronutrientes, micronutrientes, enzimas e umidade. Pode-se observar tal fenômeno, bem como todo fluxo de material presente no processo pela Tabela 6.

Tabela 6: Fluxo mássico

Corrente	Temperatura	Vazão Total (Kg)	Macronutrientes (Kg)	Água (Kg)	Teor de Água/Solventes (Kg)	Teor de Sólidos (Kg)	Hidróxido de Sódio (Kg)	Ácido Sulfúrico (kg)	Cloreto de Cálcio (Kg)	Hidróxido de Cálcio (Kg)	Etanol (Kg)	Ar (Kg)	Acetona (Kg)	Alginato de Sódio (Kg)	Carvão Ativado(Kg)
1	25,0	15000,0	4500,0	10500,0	0,7	0,3	X	X	X	X	X	X	X	X	X
2	25,0	15000,0	4500,0	10500,0	0,7	0,3	X	X	X	X	X	X	X	X	X
3	10,0	5700,0	3600,0	2100,0	0,4	0,6	X	X	X	X	X	X			
4	25,0	35280,0	0,0	35000,0	1,0	0,0	280,0	X	X	X	X	X	X	X	X
5	45,0	40980,0	3600,0	37100,0	0,9	0,1	X	X	X	X	X	X	X	X	X
6	25,0	500,0	150,0	350,0	0,7	0,3	X	X	X	X	X	X	X	X	X
7	45,0	1509,6	0,0	1500,0	1,0	0,0	X	9,6	X	X	X	X	X	X	X
8	25,0	1296,0	144,0	1152,0	0,9	0,1	X	X	X	X	X	X	X	X	X
9	20,0	1296,0	144,0	1152,0	0,9	0,1	X	X	X	X	X	X	X	X	X
10	10,0	345,6	115,2	230,4	0,7	0,3	X	X	X	X	X	X	X	X	X
11	10,0	950,4	28,8	921,6	1,0	0,0	X	X	X	X	X	X	X	X	X
12	10,0	950,4	28,8	921,6	1,0	0,0	X	X	X	X	X	X	X	X	X
13	60,0	43940,0	3778,8	39871,6	0,9	0,1	280,0	9,6	X	X	X	X	X	X	X
14	10,0	10997,4	3023,0	7974,3	0,7	0,3	280,0	9,6	X	X	X	X	X	X	X
15	121,0	16535,5	0,0	15948,6	1,0	0,0	X	X	350,9	236,0	X	X	X	X	X
16	121,0	10707,8	3023,0	7974,3	0,7	0,3	X	X	X	X	X	X	X	X	X
17	121,0	16825,1	0,0	15948,6	0,9	0,1	280,0	9,6	350,9	236,0	X	X	X	X	X
18	10,0	6984,1	604,6	6379,5	0,9	0,1	X	X	X	X	X	X	X	X	X
19	10,0	32942,6	755,8	31897,3	1,0	0,0	X	X	X	X	X	X	X	X	X
20	25,0	4081,1	0,0	0,0	1,0	0,0	X	X	X	X	4081,1				
21	4,0	39926,7	1360,4	38276,7	1,0	0,0	X	X	X	X	4081,1	X		X	X
22	4,0	35382,7	1088,3	30621,4	0,9	0,1	X	X	X	X	3673,0	X	X	X	X
23	180,0	68588,8	X	X	X	X	X	X	X	X	X	68588,8	X	X	X
24	85,0	102270,7	X	30009,0	0,3	0,7	X	X	X	X	3673,0	68588,8	X	X	X
25	85,0	1116,3	1088,3	612,4	0,5	0,5	X	X	X	X	X	X	X	X	X
26	4,0	8335,5	272,1	7655,3	0,9	0,1	X	X	X	X	408,1	X	X	X	X
27	180,0	16126,9	X	X	X	X	X	X	X	X	X	16126,9	X	X	X
28	85,0	7910,4	X	7502,2	0,9	0,1	X	X	X	X	408,1	16126,9	X	X	X
29	85,0	425,2	272,1	153,1	0,4	0,6	X	X	X	X	X	X	X	X	X
30	10,0	3723,7	2418,4	1594,9	0,4	0,6	X	X	X	X	X	X	X	X	X
31	25,0	3723,7	0,0	0,0	1,0	0,0	X	X	X	X	X	X	3723,7	X	X
32	25,0	5658,5	1934,7	1275,9	0,7	0,3	X	X	X	X	X	X	3723,7	X	X
33	25,0	1789,0	483,7	319,0	0,2	0,8	X	X	X	X	X	X	X	X	X
34	180,0	637,9	X	X	X	X	X	X	X	X	X	637,9	X	X	X
35	85,0	950,5	0,0	312,6	0,3	0,7	X	X	X	X	X	637,9	X	X	X
36	85,0	490,1	483,7	6,4	0,0	1,0	X	X	X	X	X	X	X	X	X
37	10,0	9300,0	900,0	8400,0	0,9	0,1	X	X	X	X	X	X	X	X	X
38	-4,0	7560,0	0,0	7560,0	1,0	0,0	X	X	X	X	X	X	X	X	X
39	-4,0	1740,0	900,0	840,0	0,5	0,5	X	X	X	X	X	X	X	X	X
40	25,0	925,7	0,0	870,0	0,9	0,1	X	X	X	X	X	X	X	3,5	52,2
41	25,0	55,7	756,0	0,0	0,0	1,0	X	X	X	X	X	X	X	3,5	52,2
42	10,0	1014,0	144,0	870,0	0,9	0,1	X	X	X	X	X	X	X	X	X
43	10,0	889,3	0,0	870,0	1,0	0,0	X	X	X	19,3	X	X	X	X	X
44	10,0	1903,3	144,0	1740,0	0,9	0,1	X	X	X	19,3	X	X	X	X	X
45	25,0	1759,3	0,0	1740,0	1,0	0,0	X	X	X	19,3	X	X	X	X	X
46	25,0	144,0	0,0	144,0	1,0	0,0	X	X	X	X	X	X	X	X	X

Fonte: Autoria Própria.

Os rendimentos observados estão de acordo com a literatura já mencionada e estão explicitados na Tabela 7

Tabela 7: Rendimentos Mássicos

Produtos	Rendimentos por massa seca de Levedura %	Massa seca Por Batelada (Kg)	Rendimento Por Batelada (Kg)	Rendimento Anual (3 bateladas na semana Ton)
Extrato de Levedura	0,40	4650,00	1860,00	290,16
Beta-Glucanas Insolúveis	0,11	4650,00	511,50	79,79
Mananoproteínas	0,041	4650,00	193,44	30,17
Invertases (350 u/g)	0,032	4500,00	144,00	22,46

Fonte: (Liu et al, 2020; Alves et al, 2020)

Considerando o processo em batelada programado para realizar três ciclos por semana, observa-se que se pode produzir anualmente extrato de levedura, BG, MP e invertases com rendimentos aproximados de 290 ton, 80 ton, 30 ton e 22 ton, respectivamente.

5.4 ESTIMATIVA ENERGÉTICA

Na estimativa energética foram calculados o calor específico e a densidade para cada temperatura e composição do fluxo de matéria do processo. Sendo assim, foi possível obter o calor de aquecimento e calor de resfriamento necessários, referente a cada equipamento da planta, a partir de uma média ponderada, conservando a composição mássica presente no equipamento e desprezando os fenômenos de transmissão de calor. Obteve-se também a quantidade de vapor necessária para realizar o processo de aquecimento. A quantidade de energia térmica necessária para o aquecimento e resfriamento de 32372165 Kj e -15326426,09 Kj, respectivamente, considerando a composição das correntes nas operações unitárias do processo, desprezando a perda de energia para a superfície dos equipamentos e ambiente e a possibilidade de reaproveitamento energético. Esses dados Tabela 8

são utilizados na avaliação econômica para estimar a os custos de vapor e água gelada necessária para as respectivas trocas térmicas.

Tabela 8: Estimativa Energética

ID	Descrição	Vazão (Kg)	Densidade (Kg/L)	Volume (L)	Ti (°C)	Tf (°C)	Cp (Kj/kgC)	Energia Requerida (kJ)	Custo da geração de Vapor
V-101 A	Tanque de Armazenamento	15000	1,137	13189	25	25	3,471	0	R\$ 0,00
DS-101 A	Centrífuga	15000	1,137	13189	25	10	3,471	-781144	R\$ 0,00
R-101 A	Misturador Reativo	40980	1,043	39257	25	60	3,942	5654226	R\$ 191,18
V-201 A	Misturador com Gotejamento	1296	0,997	1299	25	20	4,177	-27069	R\$ 0,00
DS-101 B	Centrífuga	1296	0,997	1299	20	10	4,177	-54138	R\$ 0,00
V-202 A	Tanque Enzimático	950	0,997	953	10	10	4,177	0	R\$ 0,00
R-102 A	Biorreator Autolítico Operação 1	42989	1,043	41182	25	55	3,942	5084138	R\$ 171,91
R-102 A	Biorreator Autolítico Operação 2	43939	1,043	42092	50	60	3,942	1732179	R\$ 58,57
DS-101 C	Centrífuga	43939	1,043	42092	60	10	3,942	-8660895	R\$ 0,00
R-301 A	Autoclave Pressurizado	27532	1,043	26375	10	121	3,942	12047815	R\$ 407,37
DS-101 D	Centrífuga	10707	1,043	10257	121	10	3,942	-468550	R\$ 0,00
P-301 A	Filtro a Vácuo	7447	1,043	7134	10	25	3,9421	440386	R\$ 14,89
SDR-101 A	Spray Drier	1788	1,137	1573	25	180	1,012	280621	R\$ 9,49
R-101 B	Misturador	39926	0,790	50540	10	4	2,395	-573779	R\$ 0,00
DS-101 E	Centrífuga	39926	0,790	50540	4	4	2,395	0	R\$ 0,00
SDR-101 B	Spray Drier	35382	1,137	31111	25	180	1,012	5550126	R\$ 187,66
SDR-101 C	Spray Drier	8335	1,137	7329	25	180	1,012	1307511	R\$ 44,21
FDR-401 A	Liofilizador Industrial	9300	0,997	9326	10	-4	4,177	-543890	R\$ 0,00
V-201 B	Misturador com Gotejamento	2665	0,997	2673	-4	10	4,177	155896	R\$ 5,27
V-202 B	Tanque Enzimático	1903	0,997	1908	10	10	4,177	0	R\$ 0,00
P-301 B	Filtro a Vácuo	1903	0,997	1908	10	25	4,177	119262	R\$ 4,03

5.5 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Os equipamentos utilizados no processo estão listados na Tabela 9 abaixo, com seus respectivos custos e quantidades necessárias. O custo desses equipamentos foi estimado de acordo com Alves, 2020.

Tabela 9: Lista de equipamentos.

Equipamento	Custo (R\$)	Quantidade
Tanque de Armazenamento - 18.000L	R\$ 35.000,00	1
Centrífuga - 4500 L/h	R\$ 100.000,00	5
Misturador Reativo - 8.000 L	R\$ 15.000,00	1
Misturador com Gotejamento - 14.000L	R\$ 8.000,00	2
Tanque Enzimático 10.000L	R\$ 10.000,00	2
Reator Autolítico - 50.000L	R\$ 50.000,00	2
Autoclave Pressurizado - 20.000L	R\$ 100.000,00	1
Filtro a Vácuo - 30m2 e 250L/m2-h	R\$ 10.000,00	2
Spray Drier - 5000L/h	R\$ 250.000,00	3
Misturador - 8.000 L	R\$ 15.000,00	1
Liofilizador Industrial - 600 kg/h	R\$ 3.600.000,00	1

Fonte: Autoria Própria

Portanto, o custo total de equipamentos listado é de R \$5.171.000,00. Esse valor é utilizado como base para os demais cálculos referentes ao custo direto da planta.

Os custos diretos, já explicados anteriormente, estão dispostos na Tabela 10.

Tabela 10: Custos diretos.

Custos	Valor
Custo Tubulação	R\$ 1.809.850,00
Custo Instrumentação	R\$ 2.068.400,00
Custo Isolamento	R\$ 155.130,00
Custo Instalações Elétricas	R\$ 517.100,00
Custo de Construção	R\$ 2.326.950,00
Custo de Melhorias de Pátio	R\$ 775.650,00
Custo de Instalações equipamentos listados	R\$ 2.068.400,00
Custo total equipamentos não listados	R\$ 1.034.200,00
Custo Instalações Equipamentos não listados	R\$ 517.100,00
Custo total de equipamentos	R\$ 6.205.200,00

Fonte: Autoria Própria

Assim, o valor total de custo direto foi a somatória dos custos listados e chegou a R\$ 16.443.780,00.

Já o custo indireto, engloba custo com engenharia e custo de construção, relacionados na Tabela 11, totalizando R\$ 9.866.268,00.

Assim, somando o custo direto total e o custo indireto total, se tem o custo total da planta de R\$ 26.310.048,00.

O capital fixo direto é a soma do custo total da planta com outros custos, que estão relacionados na Tabela 12.

Tabela 11: Custos indiretos.

Custos	Valor
Custos engenharia	R\$ 4.110.945
Custos construção	R\$ 5.755.323

Fonte: Autoria Própria

Tabela 12: Outros custos.

Custos	Valor
Taxa de empréstimo (5%)	R\$ 1.315.502,40
Contingência (1%)	R\$ 2.631.004,80

Fonte: Autoria Própria

Portanto, o capital fixo direto encontrado foi de R\$ 30.256.555,20. Ademais, considerando o custo inicial (CI) como sendo 5% do capital fixo direto, se tem um CI de R\$ 1.512.827,76.

As utilidades do processo e seus respectivos custos estão listado na Tabela 13.

Tabela 13: Custos de utilidades.

Utilidades	Custo Unitário (R\$/kg)	Quantidade (M³)	Custo Batelada (R\$)	Quantidade Anual (ton)	Custo Anual (R\$)
Uq (Vapor)	94	2.32	218,09	361,9	34.023.412,80
Uf (Água Fria)	12,78	6,4	81,79	1	12.759,55
Eletricidade (Kw-h)	0,98	350	343,00	55	53.508,00

Fonte: Autoria Própria

Assim, o custo das utilidades anual total é de R\$ 35.035.172,4. Vale ressaltar que essa estimativa desconsidera uma integração energética e estima os fenômenos de transferência de calor. Portanto o dado obtido está superestimado.

O custo de cada matéria prima utilizada no processo foi cotado em diversos sites on-line de vendas e está disponível na Tabela 14, e o valor total encontrado é de R\$ 6.608.473,57.

Para encontrar o custo total de mão de obra, primeiro é necessário relacionar os encargos trabalhistas. Os encargos estão disponíveis na tabela 15.

Tabela 14 Custo de matéria prima.

Matérias Primas	Custo Unitário (R\$/Kg)	Quantidade Batelada (Kg)	Custo Batelada	Quantidade Anual (ton)	Custo Anual
Levedura Residual Úmida	0,16	15500	R\$ 2.480,00	2418	R\$ 386.880,00
Hidróxido de Sódio (Kg)	2,2	280	R\$ 616,00	43,68	R\$ 96.096,00
Ácido Sulfúrico (kg)	2,2	9,6	R\$ 21,12	1,50	R\$ 3.294,72
Cloreto de Cálcio (Kg)	18	350.87	R\$ 6,32	54,74	R\$ 985,24
Hidroxido de Calcio (Kg)	2,95	236	R\$ 696,20	36,82	R\$ 108.607,20
Etanol (Kg)	0,95	4081	R\$ 3.876,95	636,64	R\$ 604.804,20
Acetona (Kg)	1,5	3,723,741	R\$ 5.585,61	580,90	R\$ 871.355,39
Alginato de Sódio (Kg)	736	34,8	R\$ 25.612,80	5,42	R\$ 3.995.596,80
Carvão ativado (Kg)	50	52,2	R\$ 2.610,00	8,14	R\$ 407.160,00
Água (M³)	20	39742	R\$ 805,17	6199,75	R\$ 125.606,98
Raiz de Malte	0,36	144	R\$ 51,84	22,46	R\$ 8.087,04

Fonte: Autoria Própria

Tabela 15: Encargos trabalhistas.

Encargos trabalhistas	
INSS	20,00%
Risco de Acidente de Trabalho (RAT)	3,00%
Salário Educação	2,50%
INCRA/SENAI/SESI/SEBRAE	3,30%
FGTS	8,00%
FGTS/Provisão de multa para Rescisão	4,00%
13 Salário	8,33%
Férias	11,11%
Previdenciário sobre 13 / Férias / DSR	7,93%

Fonte: Autoria Própria

Sabendo os encargos trabalhistas e visto que são necessários 31 funcionários para operar a planta, o custo de total de mão de obra pode ser encontrado, sendo R\$ 2.347.989,54 conforme a Tabela 16.

Tabela 16: Custo de mão de obra.

Cargo	Quantidade	Salário	Total mensal
Diretor	1	R\$ 20.900,00	\$35.147,53
Secretária	1	R\$ 3.135,00	\$5.272,13
Gerente Industrial	1	R\$ 8.360,00	\$14.059,01
Analista de Qualidade	2	R\$ 2.612,00	\$8.785,20
Operador	8	R\$ 2.090,00	\$28.118,02
Assistente de manutenção	2	R\$ 2.090,00	\$7.029,51
Gerente Administrativo	1	R\$ 8.360,00	R\$ 14.059,01
Coordenador administrativo	1	R\$ 5.225,00	R\$ 8.786,88
Analista administrativo sênior	1	R\$ 4.140,00	R\$ 6.962,24
Analista administrativo júnior	1	R\$ 3.135,00	R\$ 5.272,13
Vigia	2	R\$ 2.090,00	R\$ 7.029,51
Estoquista	1	R\$ 2.567,00	R\$ 4.316,92
Recepcionista	1	R\$ 2.090,00	R\$ 3.514,75
Faxineiro	2	R\$ 1.567,00	R\$ 5.270,45
Coordenador financeiro	1	R\$ 5.225,00	R\$ 8.786,88
Analista financeiro sênior	1	R\$ 4.140,00	R\$ 6.962,24
Analista financeiro júnior	1	R\$ 3.135,00	R\$ 5.272,13
Coordenador comercial	1	R\$ 5.225,00	R\$ 8.786,88
Analista comercial sênior	1	R\$ 4.140,00	R\$ 6.962,24
Analista comercial júnior	1	R\$ 3.135,00	R\$ 5.272,13

Fonte: Autoria Própria

Os custos de operação englobam os custos anuais com matérias primas, utilidades, mão de obra, transporte e dependentes das instalações. Os custos dependentes das instalações são estimados em 6% do CFD, totalizando R\$ 1.815.393,31. Os custos de transporte foram definidos arbitrariamente em R\$ 120.000,00. Os custos de mão de obra, como já dito anteriormente, totalizam em R\$ 2.347.989,54

Portanto, a soma de todos os custos citados acima nos proporciona o custo total anual de operação (COA) da planta de reaproveitamento de levedura residual, sendo R\$ 44.981.536,78

Logo, o investimento total necessário é dado pela soma do CFD com o COA e com o CI, totalizando R\$ 76.750.919,74.

A receita anual é calculada com os valores descritos na Tabela 17, resultando em uma receita anual de R\$ R\$ 70.827.213,60.

Tabela 17: Receita de produção

Produtos	Custo Unitário Anual (R\$/Kg)	Preço unitário (R\$/Kg)	Preço unitário Anual (R\$/Kg)	Rendimentos por massa seca de Levedura (%)	Rendimento Por Batelada (Kg)	Rendimento Anual (3 bateladas na semana Ton)
Extrato de Levedura	264,51	132	38.301.120	40	1860	290,16
Beta-Glucanas	961,86	330	26.332.020	11	511	79,794
Mananoproteínas	2.543,39	115	3.470.313	4	193	30,17664
Invertases	3.416,62	121	2.723.760	3	144	22,464

Fonte: Autoria Própria

Sendo o lucro bruto anual o valor da receita menos o custo operacional, e o lucro líquido anual o lucro bruto menos impostos. Assim, a Tabela 18 mostra os valores de lucro bruto e lucro líquido. A margem bruta e o retorno sobre investimento estão disponíveis na Tabela 20. Outros parâmetros, assim como o imposto utilizado para o cálculo do lucro estão disponíveis na Tabela 19.

Tabela 18: Lucro anual.

Lucro Bruto Anual	R\$ 25.845.676,82
Lucro Líquido Anual	R\$ 12.367.942,61

Fonte: Autoria Própria

Tabela 19: Imposto de renda, contribuição social, financiamento de seguridade social e impostos.

Imposto de renda pessoa Jurídica	R\$ 5.169.135,36
Contribuição social sobre o lucro líquido	R\$ 2.326.110,91
Financiamento de Seguridade social	R\$ 5.982.487,94
Impostos Nacionais (43% LBA)	R\$ 13.477.734,21

Fonte: Autoria Própria

Tabela 20: Margem bruta e retorno sobre investimento.

Margem Bruta (%)	36,49
Retorno Sobre investimento (%)	16,11

Fonte: Autoria Própria

O fluxo de caixa disponível na Tabela 21, estima todo capital de giro da empresa em 20 anos, considerando dois anos de inicialização da empresa, um aumento de 5% ao de receita ao ano, um aumento de 9% ao ano de custos operacionais e uma taxa de depreciação linear sobre o capital fixo direto. Um parâmetro calculado que tem grande importância para a análise de gestão de uma empresa é o capital acumulado ao longo dos anos.

Tabela 21: Fluxo de caixa.

Ano	CFD	Custo de trabalho	Custo de Inicialização	Custo de Inicialização	Receita das vendas (+0,05)	Custo Operacional (+0,09)	Depreciação	Lucro Bruto	Impostos (43%)	Lucro Líquido	Fluxo de Caixa Líquido	Capital Acumulado
0	R\$ 12.102.622	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	-R\$ 12.102.622	-R\$ 12.102.622
1	R\$ 18.153.933	R\$ 884.000	R\$ 2.396.828	R\$ 1.512.828	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	-R\$ 20.550.761	-R\$ 32.653.383
2	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 70.827.214	R\$ 44.981.537	R\$ 1.512.828	R\$ 24.332.849	R\$ 10.463.125	R\$ 13.869.724	R\$ 24.332.849	-R\$ 8.320.534
3	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.368.574	R\$ 49.029.875	R\$ 3.025.656	R\$ 22.313.044	R\$ 9.594.609	R\$ 12.718.435	R\$ 22.313.044	R\$ 13.992.510
4	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.545.642	R\$ 49.394.226	R\$ 4.538.483	R\$ 20.612.933	R\$ 8.863.561	R\$ 11.749.372	R\$ 20.612.933	R\$ 34.605.443
5	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.496	R\$ 49.427.017	R\$ 6.051.311	R\$ 19.076.168	R\$ 8.202.752	R\$ 10.873.416	R\$ 19.076.167	R\$ 53.681.610
6	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.938	R\$ 49.429.968	R\$ 7.564.139	R\$ 17.560.831	R\$ 7.551.157	R\$ 10.009.674	R\$ 17.560.831	R\$ 71.242.441
7	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.961	R\$ 49.430.234	R\$ 9.076.967	R\$ 16.047.760	R\$ 6.900.537	R\$ 9.147.223	R\$ 16.047.760	R\$ 87.290.201
8	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.258	R\$ 10.589.794	R\$ 14.534.909	R\$ 6.250.011	R\$ 8.284.898	R\$ 14.534.909	R\$ 101.825.110
9	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 12.102.622	R\$ 13.022.080	R\$ 5.599.494	R\$ 7.422.585	R\$ 13.022.079	R\$ 114.847.189
10	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 13.615.450	R\$ 11.509.252	R\$ 4.948.978	R\$ 6.560.273	R\$ 11.509.251	R\$ 126.356.441
11	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 15.128.278	R\$ 9.996.424	R\$ 4.298.462	R\$ 5.697.962	R\$ 9.996.423	R\$ 136.352.864
12	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 16.641.105	R\$ 8.483.596	R\$ 3.647.946	R\$ 4.835.650	R\$ 8.483.596	R\$ 144.836.460
13	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 18.153.933	R\$ 6.970.768	R\$ 2.997.430	R\$ 3.973.338	R\$ 6.970.768	R\$ 151.807.227
14	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 19.666.761	R\$ 5.457.941	R\$ 2.346.914	R\$ 3.111.026	R\$ 5.457.940	R\$ 157.265.167
15	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 21.179.589	R\$ 3.945.113	R\$ 1.696.399	R\$ 2.248.714	R\$ 3.945.112	R\$ 161.210.280
16	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 22.692.416	R\$ 2.432.285	R\$ 1.045.883	R\$ 1.386.403	R\$ 2.432.284	R\$ 163.642.564
17	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 24.205.244	R\$ 919.457	R\$ 395.367	R\$ 524.091	R\$ 919.457	R\$ 164.562.020
18	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 25.718.072	-R\$ 593.370	-R\$ 255.149	-R\$ 338.221	-R\$ 593.371	R\$ 163.968.649
19	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 27.230.900	-R\$ 2.106.198	-R\$ 905.665	-R\$ 1.200.533	-R\$ 2.106.199	R\$ 161.862.450
20	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 28.743.727	-R\$ 3.619.026	-R\$ 1.556.181	-R\$ 2.062.845	-R\$ 3.619.027	R\$ 158.243.423
21	R\$ 0	R\$ 884.000	R\$ 884.000	R\$ 0	R\$ 74.554.962	R\$ 49.430.260	R\$ 30.256.555	-R\$ 5.131.854	-R\$ 2.206.697	-R\$ 2.925.157	-R\$ 6.015.855	R\$ 152.227.568

Fonte: Autoria Própria

A Tabela 22 demonstra a partir dos valores presentes atuais, o valor presente líquido (VPL), que representa a diferença entre os recebimentos e os pagamentos de um projeto em valores monetários, para diferentes taxas de juros.

Tabela 22: Valor presente líquido (VPL) para diferentes taxas de juros.

	Taxa 7% 0.07	Taxa 9% 0.09	Taxa 11% 0.11	Taxa 14% 0.14	Taxa 16% 0.16
0	-\$12.102.622	-\$12.102.622	-\$12.102.622	-\$12.102.622	-\$12.102.622
1	-\$19.206.318	-\$18.853.909	-\$18.514.198	-\$18.026.983	-\$17.716.173
2	\$21.253.252	\$20.480.472	\$19.749.086	\$18.723.337	\$18.083.270
3	\$18.214.090	\$17.229.763	\$16.315.105	\$15.060.668	\$14.295.022
4	\$15.725.508	\$14.602.721	\$13.578.377	\$12.204.511	\$11.384.339
5	\$13.601.043	\$12.398.199	\$11.320.776	\$9.907.563	\$9.082.411
6	\$11.701.523	\$10.470.949	\$9.388.737	\$8.000.478	\$7.207.707
7	\$9.993.738	\$8.778.674	\$7.729.538	\$6.413.283	\$5.678.171
8	\$8.459.449	\$7.294.580	\$6.307.082	\$5.095.344	\$4.433.517
9	\$7.083.148	\$5.995.727	\$5.090.653	\$4.004.392	\$3.424.194
10	\$5.850.719	\$4.861.632	\$4.053.379	\$3.104.549	\$2.608.958
11	\$4.749.228	\$3.873.942	\$3.171.698	\$2.365.327	\$1.953.470
12	\$3.766.817	\$3.016.212	\$2.424.957	\$1.760.847	\$1.429.170
13	\$2.892.620	\$2.273.715	\$1.795.072	\$1.269.163	\$1.012.340
14	\$2.116.683	\$1.633.269	\$1.266.213	\$871.687.	\$683.308
15	\$1.429.890	\$1.083.083	\$824.545	\$552.696	\$425.784
16	\$823.898	\$612.618	\$457.980	\$298.907	\$226.301
17	\$291.076	\$212.461	\$155.969	\$99.117	\$73.747
18	-\$175.557	-\$125.791	-\$90.680	-\$56.109	-\$41.028
19	-\$582.381	-\$409.633	-\$289.976	-\$174.705	-\$125.544
20	-\$935.225	-\$645.746	-\$448.882	-\$263.326	-\$185.965
21	-\$1.452.907	-\$984.783	-\$672.225	-\$383.968	-\$266.489
VPL	\$93.497.677	\$81.695.539	\$71.510.589	\$58.724.159	\$51.563.893
Taxa Interna de retorno	44%	41%	39%	35%	33%
Taxa de Lucratividade 2		1.82	1.59	1.31	1.15

Fonte: Autoria Própria

Portanto, como VLP é maior que zero, significa que o projeto é viável. Os índices econômicos de taxa interna de retorno e taxa de lucratividade também demonstraram cenários positivos. Já a tabela 23, mostra o valor presente líquido (VPL) para diferentes taxas de juros e os respectivos Payback Time que representa quanto tempo irá demorar para os rendimentos se igualarem ao investimento que foi feito.

Tabela 23: Valor presente líquido (VPL) para diferentes taxas de juros e Payback Time.

	Taxa 11% 0,11	Taxa 14% 0,14	Taxa 16% 0,16
0	-12102622,08	-12102622,08	-12102622,08
1	-30616821,07	-30129605,31	-29818795,25
2	-10867734,95	-11406268,12	-11735524,58
3	5447370,205	3654400,73	2559498,00
4	19025747,87	15858912,03	13943837,59
5	30346524,75	25766475,61	23026249,18
6	39735262,13	33766953,99	30233956,26
7	47464800,58	40180237,73	35912127,54
8	53771882,77	45275581,73	40345644,83
9	58862536,12	49279974,53	43769839,37
10	62915915,76	52384523,79	46378797,91
11	66087614,1	54749851,27	48332267,98
12	68512572,05	56510698,76	49761438,62
13	70307644,12	57779862,18	50773779,45
14	71573857,95	58651549,71	51457088,08
15	72398403,53	59204246,05	51882872,25
16	72856383,71	59503153,49	52109173,28
17	73012353,53	59602270,62	52182920,45
18	72921673,24	59546160,76	52141892,23
19	72631696,73	59371454,99	52016347,75
20	72182814,68	59108128,36	51830382,40
21	71510589,49	58724159,98	51563893,23
Payback Time	2,66	2,75	2,82

Fonte: Autoria Própria

Portanto, a partir dos indicadores financeiros calculados foi possível estimar e realizar uma avaliação econômica preliminar da planta de reaproveitamento da levedura residual, demonstrando previsões que inferem a viabilidade do projeto. No entanto alguns pontos que podem gerar divergência de dados devem ser considerados: As aproximações para obtenção dos custos fixos diretos podem ser superestimadas; São necessárias melhorias nas estimativas de utilidades e deve-se considerar as variações dos custos e preços unitários dos produtos.

6. CONCLUSÃO

O projeto realizado infere uma nova possibilidade viável de processo para a indústria alimentícia. O fluxograma demonstra o processo de maneira clara, porém sem a inclusão de elementos de controle, transmissão, válvulas e bombas. A programação demonstrou o tempo de obtenção dos produtos, enquanto o balanço de massa estimou o fluxo de matéria orgânica. Já a estimativa de energia demonstrou o gasto energético e a dimensão dos equipamentos desconsiderando fenômenos de transmissão de calor e possível reaproveitamento energético. Todos esses pontos foram fundamentais para proposição da avaliação econômica preliminar que buscou englobar os mais diversos custos referentes à construção e gestão de uma planta industrial.

Para estudos futuros deve-se buscar a proposição de um balanço de massa, energia, avaliação econômica e programação a partir de um simulador de processos. Bem como se vê necessário a realização de experimentos extrativos e analíticos do processo com intuito de viabilizar uma possível implementação real.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALEXANDRE, H. Downstream Processing and Product Recovery - Autolysis of yeasts. In: MOO-YOUNG, M. *Comprehensive Biotechnology*, 2. ed. Oxford: Pergamon Press, Oxford, 2011, p. 641-648.

ALVES, EDSON MARCELINO. *Fracionamento de Levedura Residual Cervejeira Para Produção de Biomoléculas de Alto Valor Agregado*, 2020.

AMORIM, Cíntia Martins; DE OLIVEIRA, João Carlos Maia Dornelas. *CARACTERIZAÇÃO E AVALIAÇÃO DA ATIVIDADE ENZIMÁTICA DE LEVEDURAS ISOLADAS A PARTIR DE COMPOSTAGEM*, 2016

ANDERSSON, A.; RONNER, U.; GRANUM, P. E. What problems does the food industry have with the spore-forming pathogens *Bacillus cereus* and *Clostridium perfringens*. *International Journal of Food Microbiology*, v. 28, n. 2, p. 145-155, 1995.

BASSO, T. S.; PUNGARTNIK, C.; BRENDDEL, M. Low productivity of ribonucleotide reductase in *Saccharomyces cerevisiae* increases sensitivity to stannous chloride. *Genetics and Molecular Research*, v. 7, n. 1, p. 1-6, 2008.

BASTOS, Rita et al. Brewer's yeast polysaccharides—A review of their exquisite structural features and biomedical applications. *Carbohydrate Polymers*, v. 277, p. 118826, 2022.

Beta-Glucan Market Size, Share, Global Trends and Forecast to 2026". *MarketsandMarkets*, <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/beta-glucan-market-5191796.html>. Acessado 3 de dezembro de 2022.

BRIGGS, Dennis E. et al. *Brewing: science and practice*. Woodhead Publishing, 2004.

CHEN, Jee-song et al. Purification and partial characterization of the high and low molecular weight form (S-and F-form) of invertase secreted by *Aspergillus nidulans*. *Biochimica et Biophysica Acta (BBA)-Protein Structure and Molecular Enzymology*, v. 1296, n. 2, p. 207-218, 1996.

CODREAN, Scifos Aliona; SCUTARU, Iurie. The influence of microorganisms on beer quality. *Journal of Engineering Sciences*, n. 2, p. 161-171, 2022.

COSTA, Ariane Gaspar; MAGNANI, Marciane; CASTRO-GOMEZ, Raul Jorge Hernan. Obtenção e caracterização de manoproteínas da parede celular de leveduras de descarte em cervejaria. *Acta Scientiarum. Biological Sciences*, v. 34, n. 1, p. 77-84, 2012.

COSTA, Cláudia Andreia Pacheco. Respostas biológicas de juvenis de robalo peva (*Centropomus parallelus*) a dietas com substituição parcial da farinha de peixe por levedura da cerveja (*Saccharomyces cerevisiae*). 2012

DA SILVA ARAÚJO, Vilma Barbosa et al. Followed extraction of β -glucan and mannoprotein from spent brewer's yeast (*Saccharomyces uvarum*) and application of the obtained mannoprotein as a stabilizer in mayonnaise. *Innovative food science & emerging technologies*, v. 23, p. 164-170, 2014.

DEODA, A. J.; SINGHAL, R. S. 5'-Phosphodiesterase (5'-PDE) from germinated barley for hydrolysis of RNA to produce flavour nucleotides. *Bioresource Technology*, v. 88, n. 3, p. 245-250, 2003.

DIMOPOULOS, Georgios et al. Effect of pulsed electric fields on the production of yeast extract by autolysis. *Innovative Food Science & Emerging Technologies*, v. 48, p. 287-295, 2018.

DING, Junzhou et al. Optimised methodology for carboxymethylation of (1 \rightarrow 3)- β -d-glucan from Y east (*S accharomyces cerevisiae*) and promotion of mechanical activation. *International journal of food science & technology*, v. 48, n. 2, p. 253-259, 2013.

DRAGONE, Giuliano et al. Characterisation of volatile compounds in an alcoholic beverage produced by whey fermentation. *Food Chemistry*, v. 112, n. 4, p. 929-935, 2009.

FERREIRA, IMPLVO et al. Brewer's *Saccharomyces* yeast biomass: characteristics and potential applications. *Trends in food science & technology*, v. 21, n. 2, p. 77-84, 2010.

HELDMAN, Dennis R. Prediction models for thermophysical properties of foods. *FOOD SCIENCE AND TECHNOLOGY-NEW YORK-MARCEL DEKKER-*, p. 1-24, 2001.

HROMÁDKOVÁ, Z. et al. Influence of the drying method on the physical properties and immunomodulatory activity of the particulate (1 \rightarrow 3)- β -D-glucan from *Saccharomyces cerevisiae*. *Carbohydrate Polymers*, v. 51, n. 1, p. 9-15, 2003.

HUA, J.; HUANG, K. L. Preparation and Characterization of 5'-Phosphodiesterase from Barley Malt Rootlets. *Natural Product Communications*, v. 5, n. 2, 1934578X1000500220, 2010.

IN, Man-Jin; KIM, Dong Chung; CHAE, Hee Jeong. Downstream process for the production of yeast extract using brewer's yeast cells. *Biotechnology and Bioprocess Engineering*, v. 10, n. 1, p. 85-90, 2005.

Invertase Market. <https://www.transparencymarketresearch.com/invertase-market.html>. Acessado 3 de dezembro de 2022.

ISHIMOTO, Yuina et al. Production of low-molecular weight soluble yeast β -glucan by an acid degradation method. *International journal of biological macromolecules*, v. 107, p. 2269-2278, 2018.

KULSHRESTHA, Samarth et al. Invertase and its applications—a brief review. *Journal of Pharmacy Research*, v. 7, n. 9, p. 792-797, 2013.

LIU, Hong-Zhi; WANG, Qiang; HE, Yin. Immunoactivities and antineoplastic activities of *Saccharomyces cerevisiae* mannoprotein. *Carbohydrate polymers*, v. 83, n. 4, p. 1690-1695, 2011.

LIU, Xiao-Yong et al. A new isolation method of β -D-glucans from spent yeast *Saccharomyces cerevisiae*. *Food Hydrocolloids*, v. 22, n. 2, p. 239-247, 2008.

LIU, Yana et al. Structure, preparation, modification, and bioactivities of β -glucan and mannan from yeast cell wall: A review. *International Journal of Biological Macromolecules*, v. 173, p. 445-456, 2021.

MANNERS, David J. et al. The structure of a β -(1 \rightarrow 6)-D-glucan from yeast cell walls. *Biochemical Journal*, v. 135, n. 1, p. 31-36, 1973.

Markets, Research. "Global Specialty Yeast Market Report (2022 to 2027) - New Variants of Yeast Ingredients for Improved Functionality Presents Opportunities". *GlobeNewswire News Room*, 18 de outubro de 2022, <https://www.globenewswire.com/en/news-release/2022/10/18/2536285/28124/en/Global-Specialty-Yeast-Market-Report-2022-to-2027-New-Variants-of-Yeast-Ingredients-for-Improved-Functionality-Presents-Opportunities.html>.

MATHIAS, T. R. S.; MELLO, PPM de; SERVULO, E. F. C. Caracterização de resíduos cervejeiros. In: *Congresso Brasileiro de Engenharia Química*. 2014. p. 1-8.

MENDES, A. A. et al. Aplicação de quitosana como suporte para a imobilização de enzimas de interesse industrial. *Química Nova*, v. 34, n. 5, p. 831-840, 2011.

MOREIRA, Crislaine Santos et al. Análise dos parâmetros morfofisiológicos de linhagens de leveduras industriais com potencial biotecnológico para a produção de etanol. *Ciência e Natura*, v. 37, n. 3, p. 55-63, 2015.

NOVAKI, Lexandra et al. Produção de invertase por fermentação em estado sólido a partir de farelo de soja. *Engevista*, v. 12, n. 2, 2010.

OLIVA-TELES, Aires; GONÇALVES, Paula. Partial replacement of fishmeal by brewers yeast (*Saccharomyces cerevisiae*) in diets for sea bass (*Dicentrarchus labrax*) juveniles. *Aquaculture*, v. 202, n. 3-4, p. 269-278, 2001.

PODPORA, B. et al. Spent brewer's yeast autolysates as a new and valuable component of functional food and dietary supplements. *Journal of Food Processing & Technology*, v. 6, n. 12, p. 1, 2015.

PODPORA, B. et al. Spent brewer's yeast autolysates as a new and valuable component of functional food and dietary supplements. *Journal of Food Processing & Technology*, v. 6, n. 12, p. 1, 2015.

POZO-BAYÓN, M. Ángeles; ANDÚJAR-ORTIZ, Inmaculada; MORENO-ARRIBAS, M. Victoria. Scientific evidences beyond the application of inactive dry yeast preparations in winemaking. *Food research international*, v. 42, n. 7, p. 754-761, 2009.

PRENTICE, N. Comparison of malts for nuclease and nucleobase potentials. *Journal of the American Society of Brewing Chemists*, v. 41, n. 4, p. 133-140, 1983.

RAKOWSKA, Rita et al. Spent yeast as natural source of functional food additives. *Roczniki Państwowego Zakładu Higieny*, v. 68, n. 2, 2017.

REED, G.; NAGODAWITHANA, T. W. Yeast-derived products. In: *Yeast technology*. Netherlands: Springer, 1991. p. 369-412.

STRIBNY, Jiri et al. *Saccharomyces kudriavzevii* and *Saccharomyces uvarum* differ from *Saccharomyces cerevisiae* during the production of aroma-active higher alcohols and acetate esters using their amino acidic precursors. *International journal of food microbiology*, v. 205, p. 41-46, 2015.

ŠUKLJE, Katja et al. Inactive dry yeast application on grapes modify Sauvignon Blanc wine aroma. *Food chemistry*, v. 197, p. 1073-1084, 2016.

THAMMAKITI, Saowanee et al. Preparation of spent brewer's yeast β -glucans for potential applications in the food industry. *International journal of food science & technology*, v. 39, n. 1, p. 21-29, 2004.

TOKUNAKA, Kazuhiro et al. Application of *Candida* solubilized cell wall β -glucan in antitumor immunotherapy against P815 mastocytoma in mice. *International immunopharmacology*, v. 2, n. 1, p. 59-67, 2002.

Yeast Market. <https://www.futuremarketinsights.com/reports/yeast-market>. Acessado 15 de novembro de 2022.

YIANNIKOURIS, Alexandros et al. Chemical and conformational study of the interactions involved in mycotoxin complexation with β -D-glucans. *Biomacromolecules*, v. 7, n. 4, p. 1147-1155, 2006.

YONEMURA, Cassia Yumi. Efeitos da utilização da levedura hidrolisada como fonte de nucleotídeos sobre o desempenho e imunidade de frangos de corte. 2011. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo.

ZUÑIGA, A. D. G. et al. Revisão: Técnicas usadas no processo de purificação de Biomoléculas. *Boletim do Centro de Pesquisa de Processamento de Alimentos*, v. 21 n. 1, p. 61-82, 2003.