



**YGOR OLIVEIRA MARTINS**

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DE ALTERNATIVAS DE  
PROCESSAMENTO DO BAGAÇO DE MALTE DE CEVADA**

**LAVRAS-MG  
2020**

**YGOR OLIVEIRA MARTINS**

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DE ALTERNATIVAS DE PROCESSAMENTO  
DO BAGAÇO DE MALTE DE CEVADA**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para a obtenção do título de Bacharel.

Prof (a). Dr(a). Lidja Dahiane Menezes Santos Borél  
Orientador (a)

**LAVRAS-MG  
2020**

## RESUMO

A cerveja é uma das bebidas mais consumidas no mundo. Em 2016, o Brasil já ocupava a 3ª posição no ranking dos maiores produtores com 13,3 bilhões de litros produzidos. Durante a produção da bebida são gerados resíduos, como o bagaço de malte. Normalmente tal resíduo é queimado por combustão direta ou direcionado para aterros sanitários, porém estudos mostram que o bagaço tem potencial para aplicação de processos de valorização. Este trabalho propôs um fluxograma para processamento do bagaço de malte, avaliando diferentes rotas tecnológicas e seus correspondentes subsistemas para obtenção de produtos com maior valor agregado. Foram avaliadas rotas físicas (moagem, secagem e compactação), bioquímicas (aeróbias e anaeróbias) e termoquímicas (carbonização, gaseificação e pirólise). Uma árvore de estados representativa do problema foi elaborada e, em seguida, regras heurísticas foram utilizadas para identificar alternativas de investimento. A análise pelo método heurístico indicou necessidade de secagem para a rota termoquímica e moagem do bagaço antes de processamento. As rotas de compostagem e pirólise mostraram-se adequadas para estudo econômico. Por fim, uma análise econômica foi realizada para selecionar um fluxograma promissor com base nas medidas de lucratividade. A compostagem mostrou-se a única alternativa economicamente viável, com valor presente líquido de R\$763,20 descontado a uma taxa mínima de atratividade de 10% com um *payback* descontado de 8,84 anos.

**Palavras-chave:** Cerveja. Conversão de biomassa. Lucratividade.

## ABSTRACT

Beer is one of the world's most widely consumed drinks. In 2016, Brazil already ranked third among the largest producers with 13.3 billion liters produced. During the production of the drink, residues such as malt bagasse are generated. Usually this waste is burned by direct combustion or directed to landfills, but studies show that the brewers' spent grain has potential to be used in valorization processes. This work proposed a flowchart for processing barley spent grain by evaluating different technological routes and their corresponding to obtain products with greater added value. Physical routes (milling, drying and compacting), biochemical (aerobic and anaerobic) and thermochemical (carbonization, gasification and pyrolysis) routes were evaluated. Then a tree representation of the synthesis problem was made and heuristic rules were used to identify investment alternatives. The heuristic analysis indicated the need of a drying step for the thermochemical route and a grinding step before the conversion of the biomass. Composting and pyrolysis proved to be suitable for economic study. Finally, the economic analysis was performed to select a promising process flow diagram based on profitability measures. Composting proved to be the only economically viable alternative. The calculated net present value was R\$763.20 discounted by a minimum attractiveness rate of 10% with a discounted payback of 8.84 years.

**Keywords:** Beer. Biomass conversion. Profitability.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Dados da indústria cervejeira no Brasil. ....	10
Figura 2 – Fluxograma básico do processo de produção de cerveja. ....	11
Figura 3 – Esquema de unidade de pirólise em leito de jorro. ....	17
Figura 4 – Esquema de unidade de pirólise em leito fixo. ....	17
Figura 5 – Fluxo de caixa de um empreendimento químico. ....	22
Figura 6 – Fluxo de caixa acumulado de um projeto. ....	24
Figura 7 – Representação do processamento do bagaço de malte.....	26
Figura 8 – Regras heurísticas de decisão para a tecnologia de secagem. ....	27
Figura 9 – Rotas de Conversão possíveis.....	29
Figura 10 – Fluxo de Caixa Acumulado Descontado para a Compostagem.....	39
Figura 11 – Análise de sensibilidade para a compostagem na TMA de 10%. ....	40
Figura 12 – Fluxo de Caixa Acumulado para a Pirólise em Leito Fixo. ....	41
Figura 13 – Análise de sensibilidade para a RPLF na TMA de 10%.....	41
Figura 14 – Fluxo de Caixa Acumulado para a Pirólise em Leito de Jorro. ....	42
Figura 15 – Análise de sensibilidade para a RPLJ na TMA de 10%. ....	43
Figura 16 – Rota promissora. ....	44

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Rotas tecnológicas para conversão de biomassa.....	13
Tabela 2 – Classificação do tipo de pirólise.....	16
Tabela 3 – Comparação entre rotas tecnológicas.....	18
Tabela 4 - Características físicas e químicas da biomassa.....	26
Tabela 5 – Taxas de Depreciação. Fonte: IN RFB N° 1700 (2017).....	30
Tabela 6 – Custos associados ao beneficiamento.....	31
Tabela 7 – Custos associados à redução granulométrica.....	31
Tabela 8 – Custos operacionais de compostagem.....	32
Tabela 9 – Fluxo de caixa ao longo do tempo para RBA.....	32
Tabela 10 – Custo de instalação da pirólise em leito fixo.....	34
Tabela 11 – Custos operacionais de pirólise focada em bio-óleo.....	35
Tabela 12 – Fluxo de caixa ao longo do tempo para RPLF.....	35
Tabela 13 – Custo de instalação da pirólise em leito de jorro.....	36
Tabela 14 – Custos operacionais de pirólise focada em bio-óleo.....	37
Tabela 15 – Fluxo de caixa ao longo do tempo para RPLJ.....	37
Tabela 16 – Análise econômica para a compostagem.....	39

## LISTA DE SÍMBOLOS

N	Ano	[-]
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>	[-]
CM	Com moagem	[-]
$C_0$	Custo de compra do equipamento	[\$]
$C_{\text{prod}}$	Custo de produção	[\$]
C	Custo operacional	[\$]
D	Depreciação	[\$]
FC	Fluxo de Caixa	[\$]
IRPJ	Imposto de Renda da Pessoa Jurídica	[\$]
I	Investimento	[\$]
LA	Lucro antes do imposto de renda	[\$]
LD	Lucro após imposto de renda	[\$]
LB	Lucro Bruto	[\$]
RPLF	Reação de pirólise em leito fixo	[-]
RPLJ	Reação de pirólise em leito de jorro	[-]
R	Receita de venda	[\$]
RBA	Rota biológica aeróbia	[-]
ECA	Secagem em estufa com convecção forçada	[-]
SV	Sólidos Voláteis	[-]
i	Taxa de Juros	[%]
TIR	Taxa Interna de Retorno	[\$]
TMA	Taxa Mínima de Atratividade	[%]
VPL	Valor Presente Líquido	[\$]
S	Valor residual do equipamento	[\$]
n	Vida útil do equipamento	[ano]
x	Fração mássica	[-]
 <i>Símbolos gregos</i>		
$\alpha$	Ângulo de repouso estático	[°]
$\theta_d$	Ângulo de repouso dinâmico	[°]
$\beta$	Taxa de aquecimento	[°C/min]
$\rho_b$	Densidade de empacotamento	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_p$	Massa específica aparente	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_s$	Massa específica real das partículas	[kg/m <sup>3</sup> ]

## SUMÁRIO

RESUMO .....	3
ABSTRACT .....	4
LISTA DE FIGURAS .....	5
LISTA DE TABELAS.....	6
LISTA DE SÍMBOLOS.....	7
1. INTRODUÇÃO .....	10
2. OBJETIVO .....	10
3. REFERENCIAL TEÓRICO .....	11
3.1. PROCESSO DE PRODUÇÃO DE CERVEJA .....	11
3.2. TÉCNICAS DE CONVERSÃO DE BIOMASSA .....	13
3.2.1. DIGESTÃO ANAERÓBIA .....	14
3.2.2. COMBUSTÃO.....	14
3.2.3. CARBONIZAÇÃO.....	14
3.2.4. GASEIFICAÇÃO.....	15
3.2.5. PIRÓLISE.....	15
3.2.6. COMPOSTAGEM .....	18
3.3. SÍNTESE DE PROCESSOS.....	19
3.4. ESTUDO DE AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DE UM PROCESSO .....	21
4. METODOLOGIA .....	25
4.1. PROBLEMATIZAÇÃO DO ESTUDO DE CASO .....	25
4.2. ÁRVORE DE ESTADOS REPRESENTATIVA DO PROBLEMA.....	26
4.3. MÉTODO HEURÍSTICO .....	27
4.4. AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR .....	29
4.4.1. PROJEÇÃO DO FLUXO DE CAIXA PARA CADA ALTERNATIVA .....	29
4.4.1.1. BENEFICIAMENTO.....	30
4.4.1.2. REDUÇÃO GRANULOMÉTRICA .....	31
4.4.1.3. COMPOSTAGEM .....	31
4.4.1.4. PIRÓLISE EM LEITO FIXO.....	33
4.4.1.5. PIRÓLISE EM LEITO DE JORRO .....	35
4.4.2. CÁLCULO DAS MEDIDAS DE LUCRATIVIDADE .....	37
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	38
5.1. ROTA 1 – COMPOSTAGEM.....	38
5.2. ROTAS 2 – PIRÓLISE EM LEITO FIXO .....	40
5.3. ROTAS 3 – PIRÓLISE EM LEITO DE JORRO .....	42
6. CONCLUSÃO .....	44



<b>7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS</b> .....	44
<b>REFERÊNCIAS</b> .....	45

## 1. INTRODUÇÃO

A cerveja é uma bebida que faz parte do dia a dia do brasileiro e seu processo produtivo é alvo de diversos estudos. De acordo com o Sindicato Nacional da Indústria de Cerveja, em 2016 o Brasil já era o terceiro maior fabricante mundial, com 13,3 bilhões de litros produzidos, atrás, somente, da China (46 bilhões) e dos Estados Unidos (22,1 bilhões). Na Figura 1 são apresentados números que demonstram a importância da indústria cervejeira para o país.

Figura 1 – Dados da indústria cervejeira no Brasil.



Fonte: SINDICERV (2017).

Em 2019 o Brasil alcançou 1.209 cervejarias registradas em 26 Unidades da Federação, sendo que apenas o Acre não possuía cervejarias registradas. A maior parte se concentra na região Sul-Sudeste, com mais de 80% dos estabelecimentos (MAPA, 2019).

O decreto 2.314, de 4 de setembro de 1997, definiu a cerveja como uma bebida resultante de uma fermentação alcoólica por ação de leveduras no mosto cervejeiro, geralmente com uso de grãos de cevada, podendo também ser utilizados outros cereais (arroz, milho, trigo, sorgo), e água com adição de lúpulo para dar o amargor característico da bebida.

O bagaço de malte é o principal resíduo do processo, sendo obtido após filtração do mosto cervejeiro. Esse resíduo é normalmente queimado em fornalhas para geração de energia térmica, porém buscam-se alternativas de processamento que permitam adicionar valor a esse rejeito, além de produzir energia limpa, sem interferir na oferta de alimento para a população.

Diferentes rotas químicas já são alvos de estudos, como é o caso de compostagem, digestão anaeróbia, carbonização, gaseificação e pirólise. Tais opções podem ser avaliadas para se propor opções de processamento que gerem valor agregado. O bagaço de malte pode ser usado como fonte de biomassa para produção de combustível ou precursor de produtos químicos.

## 2. OBJETIVO

O objetivo deste trabalho foi determinar um fluxograma técnica e economicamente viável para o processo de aproveitamento do bagaço de malte gerado em uma cervejaria de

médio porte com base na comparação da performance econômica de diferentes tecnologias de conversão de biomassa. Para atingir o objetivo proposto, foram cumpridas as seguintes etapas:

- Seleção das rotas tecnológicas a serem avaliadas;
- Definição dos subsistemas envolvidos no processo de obtenção de produto;
- Confeção da árvore de estados representativa do problema;
- Síntese estrutural por meio de regras heurísticas;
- Avaliação econômica preliminar para recomendação de uma tecnologia promissora.

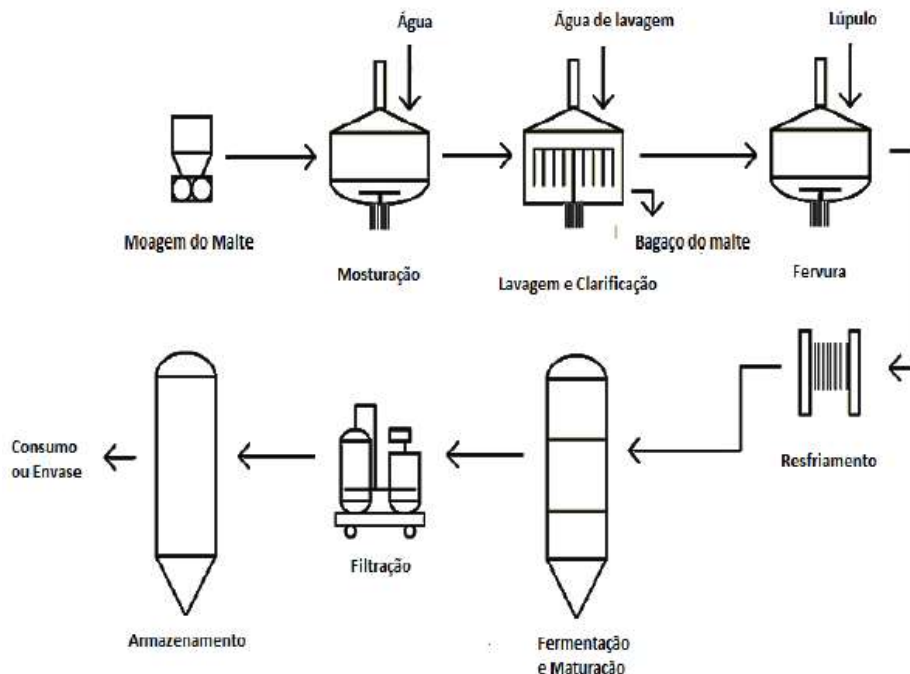
### 3. REFERENCIAL TEÓRICO

#### 3.1. PROCESSO DE PRODUÇÃO DE CERVEJA

O malte é a matéria-prima mais importante do processo de produção da cerveja. Ele é resultado da conversão do amido presente num determinado cereal em açúcares fermentescíveis. Esse processo é conhecido por malteação e ao final se tem a fonte de carbono que será nutriente para as leveduras na etapa de fermentação. Normalmente, o cereal utilizado é a cevada, podendo também pode ser utilizado sorgo, milho e trigo (BELETI et al., 2012; LEWIS e YOUNG, 2002).

Venturini Filho (2016) descreveu o processo de produção da cerveja em oito etapas: moagem do malte; mosturação ou tratamento enzimático do mosto; filtração do mosto; fervura do mosto; tratamento do mosto (remoção do precipitado, resfriamento e aeração); fermentação; maturação e clarificação conforme apresentado na Figura 2.

Figura 2 – Fluxograma básico do processo de produção de cerveja.



Adaptado de: Tozzeto (2017).

Como ilustrado na Figura 2, o processo se inicia em moinhos com a moagem do malte, a fim de se expor seu amido interno para facilitar o processo de hidrólise, que ocorre logo em seguida. Além disso, um grão fino ajuda a evitar a formação excessiva de pasta dentro da solução.

Então a mosturação é feita em tinas de mosturação ou em tanques agitadores com aquecimento com adição de água e sob temperatura controlada, a fim de se solubilizar as substâncias solúveis – expostas pela etapa anterior – e, com auxílio das enzimas, das insolúveis. Assim, grandes moléculas de amido se transformam em açúcares simples por um processo de hidrólise.

A filtração do mosto é feita após a conclusão do processo de hidrólise, em que se separa a fase aquosa dos sólidos insolúveis. Nessa etapa se obtém o bagaço de malte. Quando a etapa anterior é realizada em tinas também se consegue a separação dos sólidos no mesmo equipamento. Também podem ser utilizados filtros de grade.

A fervura é feita em tinas de fervura, que são tanques de aço inox com aquecimento e isolamento térmico. O lúpulo é adicionado nesta etapa. Este processo serve para inativação de enzimas, esterilização do mosto, extração de compostos indesejados e formação de substâncias que dão sabor e aroma para a bebida.

O mosto deve ser tratado para remoção do precipitado, adequação da temperatura e adição de oxigênio dissolvido que será importante para a etapa de fermentação. O precipitado é rico em proteína desnaturada, resinas e taninos e é conhecido por *trub* sendo considerado um resíduo sólido do processo cervejeiro.

A fermentação é feita por ação de leveduras, as quais convertem os açúcares em etanol e gás carbônico. Diferentes fontes de carbono são utilizadas, como glicose, frutose e maltose. Os organismos também geram subprodutos, sendo que alguns são consumidos e outros se mantêm após a fermentação. Tais subprodutos são responsáveis por dar importantes características, influenciando no sabor e aroma da cerveja.

O produto da fermentação precisa passar por uma etapa de maturação, a fim de se refinar as características da cerveja. Ela é mantida em tanques por algum período de tempo, que pode ser de horas ou dias, onde as leveduras não removidas após a etapa anterior realizam um processo de fermentação secundária.

Substâncias insolúveis encontram-se ainda presentes e precisam ser removidas. A etapa de clarificação é feita após a maturação e gera um produto brilhante e límpido. Ocorre pela realização única ou combinada de sedimentação por gravidade, uso de agentes clarificantes, centrifugação e filtração. Após este processo a cerveja está pronta para envase.

As cervejarias geram vários resíduos sólidos. Muitos desses já possuem destino e alternativas precisam ser buscadas próximas à indústria, para que o transporte desses resíduos não encareça o material (VENTURINI FILHO, 2011).

O *trub* é gerado após filtração do mosto já fervido e é rico em gordura vegetal e proteína. É utilizado como ração animal. Já o bagaço de malte é gerado após a mosturação e constitui aproximadamente 85% dos subprodutos da indústria cervejeira, logo há interesse particular em seu processamento (VENTURINI FILHO, 2011). Algumas cervejarias vendem esse material para criadores de ruminantes para ser utilizado como ração de elevado valor nutricional, porém há baixo valor agregado (NIGAM, 2017; OHRA-AHO et al., 2016; VENTURINI FILHO, 2011).

Segundo Becidan et al. (2007), a cada litro de cerveja se obtém 0,03 kg de bagaço de malte seco. Este resíduo é fonte de biomassa. Biomassa é todo material não fóssil constituído de matéria orgânica. A biomassa vem de várias fontes, como: biomassa terrestre (biomassa florestal, gramíneas, culturas enérgicas e culturas cultivadas); biomassa aquática (algas e plantas aquáticas); resíduo municipal (resíduos sólidos, esgoto, gás de aterro sanitário), resíduo sólido da agricultura (adubo e resíduo da colheita), resíduos florestais (casca, folhas e resíduos) e restos da indústria (madeira de demolição, serragem, resíduo de óleo ou gordura) (BASU, 2010). Inclui frações orgânicas biodegradáveis e sua composição elementar é de carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e pequenas quantidades de enxofre (BASU, 2010; SHARMA, 2015).

A biomassa lignocelulósica é o principal tipo encontrado. Compreende a parte fibrosa dos materiais vegetais. Esse tipo é formado por três grupos de materiais poliméricos: celulose (cerca de 50% em base seca), hemicelulose (20 a 40% em base seca) e lignina (10 a 40% em base seca), além de compostos extrativos (4 a 10% em base seca) (BASU, 2010; SHARMA, 2015).

### 3.2. TÉCNICAS DE CONVERSÃO DE BIOMASSA

O estudo de técnicas de conversão de biomassa tem sido motivado pelos esforços pela sustentabilidade, pois permitem adicionar valor aos rejeitos agroindustriais e gerir o passivo ambiental produzindo energia limpa sem interferir no mercado alimentício. A conversão de biomassa visa transformar um resíduo volumoso e de difícil transporte em combustíveis sólidos, líquidos e gasosos, além de poder gerar energia térmica, no caso de combustão direta (SHARMA et al., 2015).

A biomassa oriunda de cultivos vegetais é uma fonte de carboidratos, amidos e açúcares. Enquanto a biomassa lignocelulósica é proveniente do corpo da planta ou árvore, este tipo é a própria fruta em cereais e vegetais. É um processo menos importante por fazer uso de possíveis fontes de alimento para humanos. Quando utilizados, são mais focados para produção de combustíveis, pela facilidade de conversão de carboidratos presentes (BASU, 2010).

Os resíduos são considerados biomassa secundária por serem derivados de biomassa primária. São exemplos os resíduos sólidos urbanos (parte renovável, englobando restos de comida, aparas de grama, folhas e papéis), serragem e lodo de esgoto. Normalmente, utiliza-se biodigestão para converter esse tipo de biomassa.

De acordo com a natureza da técnica de conversão aplicada à biomassa pode-se classificá-la em rota físico-química, termoquímica ou bioquímica como representado na Tabela 1.

Tabela 1 - Rotas tecnológicas para conversão de biomassa.

<b>Técnicas de Conversão da Biomassa</b>		
<b>Física</b>	<b>Termoquímica</b>	<b>Bioquímica</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Esmagamento/ Moagem</li> <li>• Secagem</li> <li>• Peletização/ Briquetagem               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Carvão</li> </ul> </li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Carbonização               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Carvão densificado</li> </ul> </li> <li>• Combustão               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Energia térmica</li> </ul> </li> <li>• Gaseificação               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Gás de síntese</li> </ul> </li> <li>• Pirólise               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Bio-óleo, carvão e gás</li> </ul> </li> <li>• Liquefação               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Bio-óleo</li> </ul> </li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fermentação               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Bioetanol</li> </ul> </li> <li>• Digestão anaeróbica               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Biogás</li> </ul> </li> <li>• Digestão aeróbia               <ul style="list-style-type: none"> <li>• Composto orgânico</li> </ul> </li> </ul>

Adaptado de: Sharma et al. (2015).

A biomassa de bagaço de malte após processamento pode ser utilizada como combustível ou precursor de produtos químicos. O tratamento físico é feito por meio de densificação da biomassa por meio de aplicação de esmagamento, calor e pressão para geração de biocombustíveis. No caminho bioquímico bactérias ou enzimas agem para reduzir o tamanho das moléculas de biomassa e gerar produtos energéticos desejáveis. Os processos termoquímicos usam energia térmica e catalisadores para gerar produtos de alto valor

energético, com possibilidade de formação de combustíveis sólidos, líquidos e gasosos, além de energia térmica (BASU, 2010; SHARMA et al., 2015).

### 3.2.1. DIGESTÃO ANAERÓBIA

Na digestão anaeróbia, bactérias convertem a matéria orgânica em metano (55-70%), dióxido de carbono (35-40%) e água, sulfeto de hidrogênio, nitrogênio, oxigênio, hidrogênio e amônia em menores quantidades, além de um resíduo sólido. Tudo isso ocorre com o microrganismo utilizando o oxigênio obtido a partir da própria biomassa (BASU, 2010).

Esse processo requer uma pré-etapa com adição de solução básica (BATISTA et al., 2015). Alguns fatores necessitam ser ajustados para que o processo aconteça adequadamente, como composição do substrato, tamanho da partícula, carga orgânica, pH, alcalinidade, umidade, balanceamento de macro e micronutrientes, temperatura, tempo de retenção hidráulica e frequência de agitação (GUERI et al., 2018).

Pode ser de dois tipos: mesofílica (30-40°C e carga orgânica de 0,4-6,4 kgSV.m<sup>3</sup>.dia<sup>-1</sup>) e termofílica (40-70°C e carga orgânica de 1,0-7,5 kgSV.m<sup>3</sup>.dia<sup>-1</sup>). A temperatura ideal para formação de biogás é de 40°C. Outros parâmetros importantes são: pH (6,3-7,9), alcalinidade (1000 a 5000 mg CaCO<sub>3</sub>/L) e relação C/N (20 a 30). O tempo de retenção gira em torno de 9 a 95 dias, a depender das condições empregadas no processo. É um processo que ainda precisa de muitos estudos para operações a nível industrial, principalmente no início do processo (GUERI et al., 2018).

Vitanza et al. (2016) realizaram a biometanização do bagaço de malte em reatores de vidro de volume de 5 L e obtiveram rendimento de 52,4% de metano. Castro *et al.* (2017) realizaram a biodigestão de bagaço de malte, lodo mesofílico e água num reator de 4,3 L por 40 dias, obtendo rendimentos de aproximadamente 70% de metano, 30% de CO<sub>2</sub> e outras pequenas frações.

### 3.2.2. COMBUSTÃO

A combustão direta da biomassa gera energia térmica de moderada a alta temperatura (800-1600°C) e é adequada para geração de energia elétrica ou uso em fornalhas. É uma reação rápida de combustível e oxigênio para gerar energia térmica e gás de combustão, consistindo principalmente de dióxido de carbono e água (BROWN, 2011).

A combustão direta da biomassa apresenta maior diversidade de produtos, menor tempo de reação e menor custo de catalisadores que a conversão bioquímica, além da capacidade de reciclo e de dispensar procedimentos de esterilização, entretanto pode ser energeticamente ineficiente e desperdiçar químicos finos (BROWN, 2011).

### 3.2.3. CARBONIZAÇÃO

A carbonização é uma reação de decomposição térmica que ocorre na ausência ou presença controlada de oxigênio. É um processo que requer controle sobre o oxigênio para realizar combustão incompleta. Gera como principal produto combustíveis sólidos densificados com valores caloríficos mais altos e morfologia homogeneizada.

A carbonização pirolítica e a carbonização hidrotérmica são as principais rotas utilizadas (GARJIC e KOCH, 2012; THEPPITAK et al., 2020). A carbonização pirolítica, um tipo de pirólise a baixas temperaturas, converte a biomassa em *biochar* em maior quantidade, além de bio-óleo e bio-gás. A partir de 200°C se inicia gradualmente um aumento de densidade energética, pela redução de oxigênio através da liberação de CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O e CO

(THEPPITAK et al., 2020). A carbonização hidrotérmica é mais adequada para tratar biomassas úmidas. Ocorre através de uma série de reação simultâneas em ambiente aquoso, com pressão autógena e faixa de temperaturas entre 180 e 350°C: hidrólise, desidratação, descarboxilação, aromatização e recondensação. Gera um produto de alta densidade energética (THEPPITAK et al., 2020).

A carbonização geralmente é utilizada para se produzir carvão vegetal em carvoarias, porém essa indústria costuma não focar na recuperação dos condensáveis da fumaça. Essa fração é conhecida por bio-óleo e possui componentes que podem ser utilizados para produzir vários produtos, como combustíveis, aromas, aglomerantes e resinas. Vieira et al. (2015) realizaram a carbonização de madeira da espécie *Eucalyptus Grandis* em escala de laboratório em um forno mufla, obtendo 49,90% de carvão, 17,10% de condensáveis e 33,00% de não condensáveis e perdas. O ambiente para ocorrência de carbonização normalmente são grandes fornos, que possuem alto valor de investimento para construção (GARJIC e KOCH, 2012). Outra grande desvantagem é o tempo necessário para o processo, o qual pode durar dias.

### 3.2.4. GASEIFICAÇÃO

A gaseificação é uma forma de conversão termoquímica que gera um biocombustível. Nesse processo, a biomassa é submetida à secagem, pirólise, combustão e redução. Ao final, se obtém um gás de síntese formado principalmente por uma mistura de CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>. O resíduo sólido também possui valor agregado, podendo ser queimado diretamente em caldeiras para geração de energia (SILVA et al., 2016).

Basu (2010) apresenta a reação química de conversão via gaseificação, conforme Equação 1:



Silva et al. (2016) estudaram a gaseificação do bagaço de cana a pressão atmosférica e 700°C, obtendo alta proporção de carbono e hidrogênio (44,80% C, 5,35% H), alto teor de voláteis (73,78%) e baixo teor de cinzas (9,79%) e de enxofre (0,01%). Essa alta taxa de carbono e hidrogênio é um indicativo de que o bagaço de malte pode vir a ser utilizado em reações de geração de bio-óleo, com alta possibilidade de geração de combustíveis com maior valor agregado. Para a temperatura de 700°C o bagaço de cana apresentou as seguintes conversões em gases de síntese: 14,6-16,6% CO, 16,0-17,3% CO<sub>2</sub>, 12,1-13,6% CH<sub>4</sub> e 2,0-2,8% CH<sub>4</sub>.

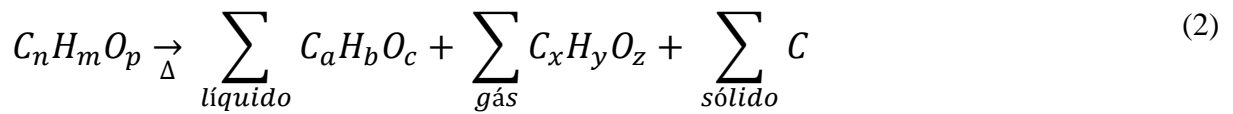
O controle do processo é extremamente importante para se maximizar a produção de compostos de interesse. Deve-se ficar atento à temperatura, pressão, tempo de residência, matéria-prima, tipo de reator e características do ar e oxigênio.

### 3.2.5. PIRÓLISE

A pirólise é uma reação de decomposição termoquímica da biomassa na ausência ou presença controlada de oxigênio. É uma das etapas do processo de gaseificação. Durante esse processo, complexas moléculas de hidrocarbonetos da biomassa se decompõem em moléculas mais simples, formando produtos sólido, líquido e gasoso de alto valor agregado.

A pirólise tem semelhanças e se sobrepõe a processos como o de carbonização, porém se diferem do processo de gaseificação. Ambas as técnicas são de conversão termoquímicas,

porém a temperatura que a pirólise normalmente ocorre varia de 300 a 650°C, enquanto a gaseificação pode chegar a 1000°C (BASU, 2010). A Equação 2 descreve o processo.



Conforme a Equação 2, há formação de carvão e gases condensáveis e não condensáveis. O carvão pode ser processado para produção de carvão ativado ou utilizado na adubação para reposição de nutrientes do solo. Os gases não condensáveis são formados por gases de síntese (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>) com amplo uso na indústria. O bio-óleo (fração condensável) é formado por alcatrão, hidrocarbonetos mais pesados e água. As condições operacionais influenciam significativamente na proporção de cada fase (BASU, 2010).

Existem diversos tipos de pirólise conforme a condição operacional de taxa de aquecimento e temperatura conforme apresentado na Tabela 2.

Tabela 2 – Classificação do tipo de pirólise.

Técnica	Tempo de Residência	Taxa de aquecimento (°C/min)	Temperatura de operação (°C)	Produtos
<b>Carbonização</b>	Dias	Muito baixa	400	Carvão
<b>Convencional</b>	5 a 30 min	Baixa	600	Carvão, bio-óleo e gás
<b>Rápida</b>	< 2 s	Alta	≈ 500	Bio-óleo
<b>Flash</b>	< 1 s	Muito alta	< 650	Bio-óleo e gás
<b>Ultra-rápida</b>	< 0,5 s	Muito alta	≈ 1000	Químicos e gás
<b>A vácuo</b>	2 a 30 s	Moderada	400	Bio-óleo
<b>Hidropirólise</b>	< 10 s	Alta	< 500	Bio-óleo
<b>Metanopirólise</b>	< 10 s	Alta	> 700	Químicos

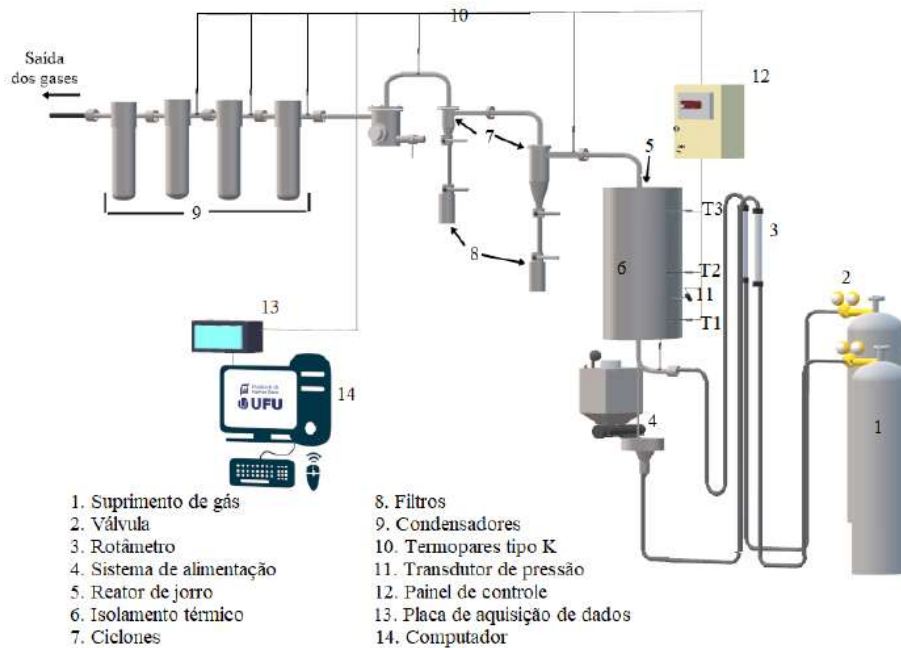
Fonte: Basu (2010).

Os principais reatores empregados para a pirólise são o reator de leito fixo, leito fluidizado e de jorro. A pirólise em leito fixo possui baixo processamento e ausência de sistema de remoção contínua de carvão, ao contrário da pirólise em reatores móveis, como o leito fluidizado e de jorro, que possuem remoção contínua de carvão e uso de um inerte, normalmente areia. Esse inerte auxilia na transferência de massa e de energia durante o processo pirolítico.

Reis Filho et al. (2019) realizaram a pirólise em leito de jorro preenchido com 200 g de areia e sob fluxo de N<sub>2</sub> a uma vazão de 4 m<sup>3</sup>/h. O sistema foi aquecido por quatro aquecedores de cerâmica cada um com potência de 1900 W e 220 V de voltagem. O carvão foi recolhido em dois ciclones em série. O bio-óleo foi recolhido usando três *cold traps* em série e precipitador eletrostático. O esquema do processo utilizado é apresentado na Figura 3.



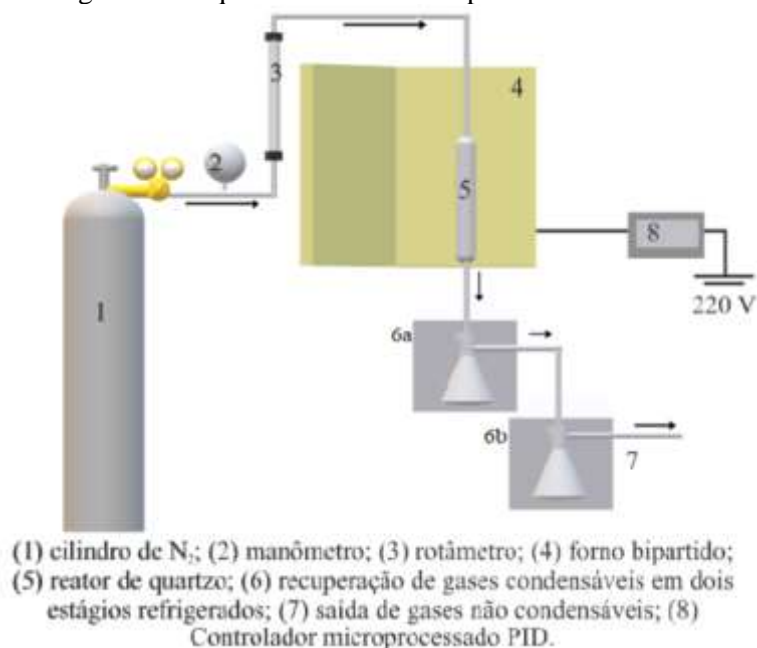
Figura 3 – Esquema de unidade de pirólise em leito de jorro.



Fonte: Bórel (2018).

Borél (2018) processou bagaço de malte em reator do tipo leito fixo, com adição de 25 g de amostra. Operou-se na faixa de temperaturas de 450 a 650°C e taxa de aquecimento de 10 a 50°C/min, obtendo-se rendimentos de 26,92%, 55,26% e 17,82% em carvão, bio-óleo e gás, respectivamente. Foram identificados na fase líquida compostos nitrogenados, fenólicos, ésteres e hidrocarbonetos. No mesmo trabalho, também foi feita a pirólise rápida do bagaço de malte em leito de jorro a 550°C obtendo-se os seguintes rendimentos: gás (52,3%), bio-óleo (42,4%) e carvão (5,4%). O bio-óleo foi analisado e verificou-se a presença de compostos oxigenados leves, furânicos e fenólicos. A unidade experimental é apresentada na Figura 4.

Figura 4 – Esquema de unidade de pirólise em leito fixo.



Fonte: Bórel (2018).

### 3.2.6. COMPOSTAGEM

A compostagem é um processo aeróbio de bioconversão de resíduos orgânicos em substâncias semelhantes a húmus. Diferentemente das rotas já apresentadas, a compostagem não é uma técnica de recuperação energética. Seu produto principal é um composto orgânico rico em carbono que pode ser aproveitado para a adubação de culturas agrícolas. Este processo depende do controle de diversas propriedades, como tipo e quantidade de nutrientes, razão C/N, temperatura, pH, aeração e teor de umidade.

Os materiais utilizados para compostagem podem ser divididos em dois grupos: os ricos em carbono e ricos em nitrogênio. Entre os ricos em carbono podem ser citados materiais lenhosos, como casca de árvores, aparas de madeira, podas de jardim, folhas, podas de árvore, palhas e papel. Os nitrogenados incluem folhas verdes, estrumes animais, solo, resto de vegetais hortícolas, entre outros (OLIVEIRA et al., 2008). A relação C/N mais frequentemente utilizada é de 30/1. Os materiais ricos em carbono fornecem matéria orgânica e energia para a compostagem, enquanto os nitrogenados são utilizados para o crescimento dos microrganismos decompositores.

Recomenda-se para o processo partículas devem ter entre 1,3 e 7,6 cm de diâmetro, se possível não maiores que 3 cm. O processo deve ser iniciado em umidades nos valores de 50 a 60%, sendo necessário regar as leiras, caso não chova. Para que o processo ocorra são necessários de 90 a 120 dias de espera (OLIVEIRA et al., 2008). As leiras devem ser feitas intercalando restos vegetais e camadas de esterco. Demarca-se uma largura de 3 a 4 metros por fileira, sendo cada fileira espaçada por 2 metros. Inicialmente, coloca-se uma camada vegetal de 15 a 25 cm, irriga-se bem o material e procede uma camada esterco de 5 a 7 cm de espessura. Segue esse processo sempre irrigando e sobrepondo camadas, até se atingir uma altura de 1,5 a 1,8 m. A última camada deve ser de material vegetal, a fim de proteger a leira. O material deve ser revirado a cada 5 dias nos primeiros quinze dias, depois apenas a cada 10 dias. Se o processo for bem feito será obtido rendimento da ordem de 1/3 a 1/2 do volume inicial (OLIVEIRA et al., 2008).

Jurado et al. (2014) construiu pilhas trapezoidais de resíduos de tomate seco e lascas de pinus (1,5m largura x 3m comprimento x 1m altura) de cerca de 500 kg e a submeteu por 42 dias a areação forçada, seguido de 147 dias de cura. Essa pilha foi mexida três vezes durante o processo.

Barizon et al. (2017) realizaram a compostagem de resíduo cervejeiro com adição de cama de aviário de peru, obtendo redução de sólidos voláteis de 48% em 20 semanas, sendo que o recomendado para a compostagem é de no mínimo 40%. Uma queda de cerca de 40% de sólidos voláteis pôde ser observada até a semana 8.

A principal desvantagem da compostagem está no tempo que o composto demora para ser formado e nas grandes áreas requeridas para o processo. A Tabela 3 mostra uma comparação entre as principais rotas apresentadas.

Tabela 3 – Comparação entre rotas tecnológicas

(continua)

	<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>	<b>Principal Produto</b>
<b>Combustão</b>	- Gera energia e calor - Processo consolidado	- Baixo valor agregado	- Energia térmica
<b>Gaseificação</b>	- Produção de gases de sínteses com grande aplicação industrial	- Processo grande e complexo - Alta temperatura de operação (até 1000°C)	- Gases de síntese

(continuação)

	<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>	<b>Principal Produto</b>
<b>Carbonização</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Formação de compostos precursores para produção de combustíveis, aromatizantes, aglomerantes e resinas</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Baixa formação de produtos de alto valor agregado em relação a outros processos</li><li>- Mais indicado para carvoarias</li><li>- Longo tempo para processamento</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Carvão densificado</li></ul>
<b>Compostagem</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Processo simples</li><li>- Consegue processar a biomassa com baixa geração de compostos prejudiciais ao meio ambiente</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Baixo valor agregado ao produto</li><li>- Necessidade de grandes áreas para processamento</li><li>- Longo tempo para conversão</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Composto orgânico</li></ul>
<b>Digestão Anaeróbia</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Formação de gases que podem ser queimados para geração de energia</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Longo tempo para conversão</li><li>- Dificuldade de controle de parâmetros de processo, principalmente ambiente anaeróbio</li><li>- Pouco estudo sobre processamento de bagaço de malte</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Metano</li></ul>
<b>Pirólise em Leito Fixo</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Maior facilidade de controle de parâmetros de processo</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Processo não é contínuo</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Bio-óleo e carvão</li></ul>
<b>Pirólise em Leito de Jorro</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Taxas elevadas de transferência de calor e de massa</li><li>- Permite partículas de diferentes granulometrias</li><li>- Alta taxa de circulação de partículas no leito</li><li>- Remoção contínua de carvão do leito</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Requer maiores vazões de alimentação de gás que o leito fluidizado, para se atingir o estado de jorro estável</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Bio-óleo e carvão</li></ul>

### 3.3. SÍNTESE DE PROCESSOS

A síntese de um processo químico é a etapa do projeto em que são selecionadas as etapas de processamento e a maneira de interconexão de unidades de processamento para compor o fluxograma de processos. A interconexão de unidades de processamento é chamada de estrutura do sistema de processo, por isso quando se determina a melhor maneira de interconexão é feita uma otimização estrutural do processo (NISHIDA et al., 1981).

A síntese estrutural do processo é portanto um problema de natureza combinatória que consiste em selecionar um sistema específico dentre o grande número de alternativas que atendem ao desempenho especificado. Segundo Perlingeiro (2005), uma estratégia de resolução deste problema consiste em proceder a sua representação e decomposição em

subproblemas. Todos os fluxogramas possíveis são gerados para que em uma etapa de análise seja decidido qual exibe melhor performance. Em termos de performance econômica, verifica-se qual apresenta maior lucro ou menor custo.

O passo zero de resolução do problema se trata da escolha da rota química promissora. Estuda-se a literatura a fim de se identificar diferentes caminhos para transformação da matéria a nível industrial. Também se levanta detalhes do processo que precisam ser considerados.

Em seguida, uma representação do problema é feita. Uma das formas de representação é a árvore de estados. Essa árvore é construída levando em consideração quatro subtarefas importantes: reação (processos de transformação da matéria no produto de interesse), separação (ajuste da composição de correntes, separando o produto principal de subprodutos e reagentes em excesso), integração (movimentação de matéria e trocas de energia) e controle (operação segura e estável do processo).

Há duas grandes abordagens para a resolução do problema de síntese: a abordagem hierárquica que conduz à uma estrutura irreduzível e abordagem algorítmica que conduz a uma estrutura reduzível para aplicação de uma otimização estrutural paramétrica.

- **Abordagem hierárquica:** os métodos de resolução são o heurístico e o evolutivo.
  - **Método heurístico:** consiste no uso de regras heurísticas para eliminar fluxogramas inviáveis. Cada possibilidade é analisada e no final tem-se um único fluxograma. A solução não é considerada ótima, mas dependendo da análise, pode-se apresentar bons resultados. É um método extremamente importante, sendo base para análises mais detalhadas. Deve-se fazer um completo estudo da literatura para se levantar todas as informações possíveis a respeito do processo.
  - **Método evolutivo:** consiste em aprimorar progressivamente um fluxograma existente ou um resultado encontrado via método heurístico. A evolução progressiva é feita com base em regras evolutivas e estratégia evolutiva. As regras evolutivas indicam que fluxogramas vizinhos, ou seja, aqueles que se diferem por apenas um elemento estrutural, devem ser analisados. A estratégia evolutiva diz que a partir do fluxograma base (heurístico) deve-se comparar os vizinhos estruturais, sempre escolhendo aquele de menor custo. Como os processos sintetizados por métodos evolutivos dependem do fluxograma de caso base ou inicial, é muito importante que esses fluxogramas iniciais sejam razoáveis, o que pode eventualmente levar a fluxogramas ótimos ou satisfatórios por modificações sucessivas (NISHIDA et al., 1981).
- **Abordagem algorítmica:** pode-se usar o método de busca orientada por uma árvore de estados ou por uma superestrutura.
  - **Busca orientada por árvore de estados:** é feita percorrendo sistematicamente a árvore. Isso pode ser feito de duas maneiras: busca exaustiva ou busca por ramificação limitada. A busca exaustiva é feita percorrendo todos os ramos da árvore de estados. É um método que demanda maior tempo, sendo normalmente menos utilizado. Já a busca por ramificação é feita a partir do fluxograma base, onde o custo parcial de cada ramo é somado. Ramos vizinhos são percorridos sempre realizando somas parciais. O resultado da busca orientada é sempre um resultado ótimo.
  - **Busca orientada por uma superestrutura:** consiste em representar o problema por uma superestrutura que incorpora todas as possíveis interconexões entre as unidades de processo de maneira integrada. Os parâmetros estruturais, que variam entre zero e um, indicam a fração do fluxo que deixa uma unidade e vai para cada uma de

suas possíveis unidades de destino. A superestrutura é otimizada por meio de técnicas de otimização não linear apropriadas. Um parâmetro estrutural com valor zero indica então que a interconexão correspondente não existe na solução ideal (NISHIDA et al., 1981).

Os métodos heurísticos fornecem uma solução simples e rápida para a análise de processos, porém pode acarretar em erros por simplificação exagerada. Desta maneira, tal método é utilizado em combinação com métodos evolutivos ou algorítmicos.

É possível ainda utilizar uma busca orientada com critérios baseados em regras heurísticas. Batista *et al.* (2015) avaliaram diferentes rotas para processamento de casca de café e casca de cacau. Uma árvore de estados representativa do problema foi elaborada e examinada exaustivamente. Três diferentes rotas foram estudadas: rota da biodigestão anaeróbia, rota da pirólise e rota da combustão direta. A otimização foi feita por meio da aplicação de regras heurísticas. Para a casca de cacau escolheu-se a rota de digestão anaeróbia, visto que o pré-tratamento por secagem e por compactação não eram necessários e pela possibilidade de reação em batelada. Para casca de café foi escolhida a pirólise, pois esse material pode ser facilmente secado em terreiros horizontais e por ter alto poder calorífico, o que favorece a reação pirolítica.

### **3.4. ESTUDO DE AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DE UM PROCESSO**

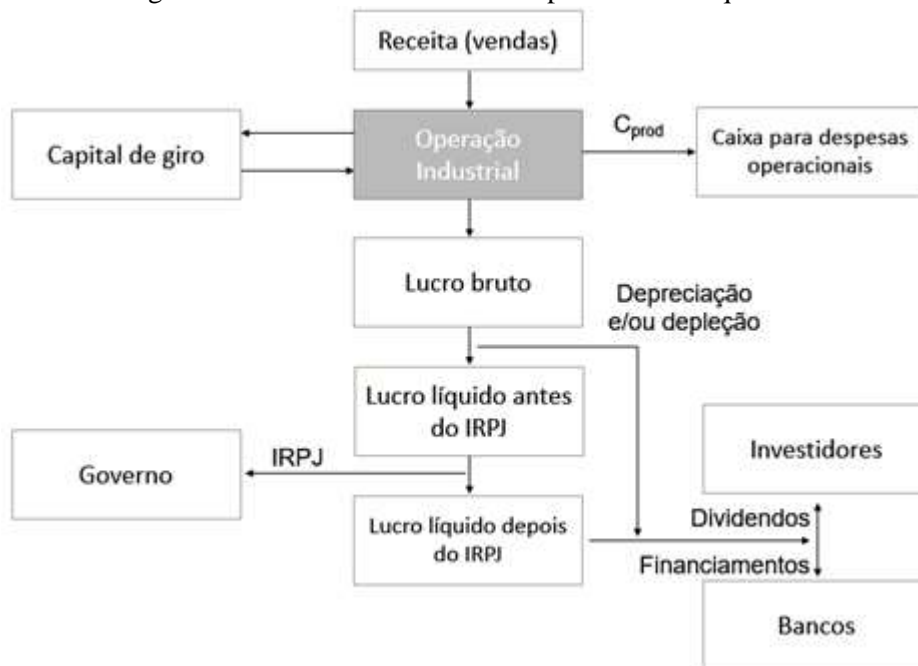
A existência das empresas está condicionada à sua capacidade de gerar lucro. Para garantir a competitividade da empresa, o custo de capital investido em um processo deve ser economicamente justificável. Portanto o retorno do investimento deve atender ou exceder os critérios da empresa (BROWN, 2016). A avaliação econômica pode inclusive determinar a localização de um futuro empreendimento conforme a aceitação, tamanho e localização do mercado para o produto (VAZZOLER, 2017).

Para determinar se o projeto é economicamente viável, deve-se projetar o fluxo de caixa correspondente ao empreendimento químico em um horizonte de planejamento. Os fatores envolvidos no fluxo de caixa do empreendimento químico estão representados na Figura 5.

Como representado na Figura 5, o empreendimento deve gerar receita associada à venda do bem produzido. Para que esse bem seja produzido, diversos pagamentos devem ser realizados, sendo contabilizados na forma de custo. Gastos diretos são relacionados diretamente à produção, como matéria-prima, utilidades, mão de obra, segurança e equipamentos. Os indiretos envolvem pagamento de salários, contabilidade, segurança, *marketing*, inovação e custo com distribuição.

A diferença entre a receita e o custo é o Lucro Bruto (LB). Esse lucro não representa o quanto está se obtendo de retorno, porque antes deve-se descontar o capital total depreciável e os impostos (PERLINGEIRO, 2005; VAZZOLER, 2017).

Figura 5 – Fluxo de caixa de um empreendimento químico.



Adaptado de: Couper (2013).

Ainda como representado na Figura 5, a depreciação (D) é uma parcela que é descontada diretamente do lucro bruto. Ela corresponde ao ressarcimento do valor investido nas instalações físicas que se deterioram durante a vida útil do processo. As taxas de depreciação são estipuladas pelas autoridades tributárias na Instrução Normativa RFB Nº 1700, de 14 de março de 2017. Normalmente, a depreciação é feita em 10 anos com valor da parcela limitado a 10% do custo de compra. Vazzoler (2017) apresenta os principais métodos de depreciação.

- **Método Linear:** é considerado que o preço do bem de capital decai linearmente com o tempo.
- **Método do Saldo Decrescente:** é um método de depreciação acelerada em que as taxas são maiores nos primeiros anos de projeto. Isso acelera o retorno devido a riscos envolvidos no projeto.
- **Sistema de recuperação de custos acelerados e modificados (MACRS):** É o sistema utilizado nos Estados Unidos. O MACRS utiliza uma combinação dos métodos do saldo decrescente e do modelo linear. No início é utilizado o método do salto decrescente e depois método linear. O método linear é utilizado quando a parcela de depreciação anual é maior que o calculado pelo método do salto decrescente.

Após a dedução da depreciação, tem-se o Lucro Líquido Antes do Imposto de Renda (LA). Esse lucro é então tributado e tem-se o Lucro Líquido Depois do Imposto de Renda (LD). Esse valor é utilizado para fins de fluxo de caixa (PERLINGEIRO, 2005). A Instrução Normativa RFB Nº 1700, de 14 de março de 2017 regulamente que empresas com faturamento de até R\$ 20.000,00/mês recolham o valor do Imposto de Renda da Pessoa Jurídica (IRPJ) considerando uma alíquota de 15%.

Uma parte do Lucro Líquido após deduzido o IRPJ pode então ser dividido entre os investidores na forma de dividendos ou reinvestido integralmente no empreendimento. Outra parte deste montante é frequentemente destinada ao pagamento do financiamento do valor

referente ao investimento inicial da planta. Portanto para construir o modelo do fluxo de caixa, as duas informações requeridas inicialmente são o custo de capital e o custo de produção ( $C_{\text{prod}}$ ). A estimativa de custos para instalação de um empreendimento normalmente pode ser de cinco diferentes tipos: estimativa detalhada, estimativa definitiva, estimativa preliminar, estimativa de estudo e estimativa por ordem de grandeza (TURTON et al., 2009).

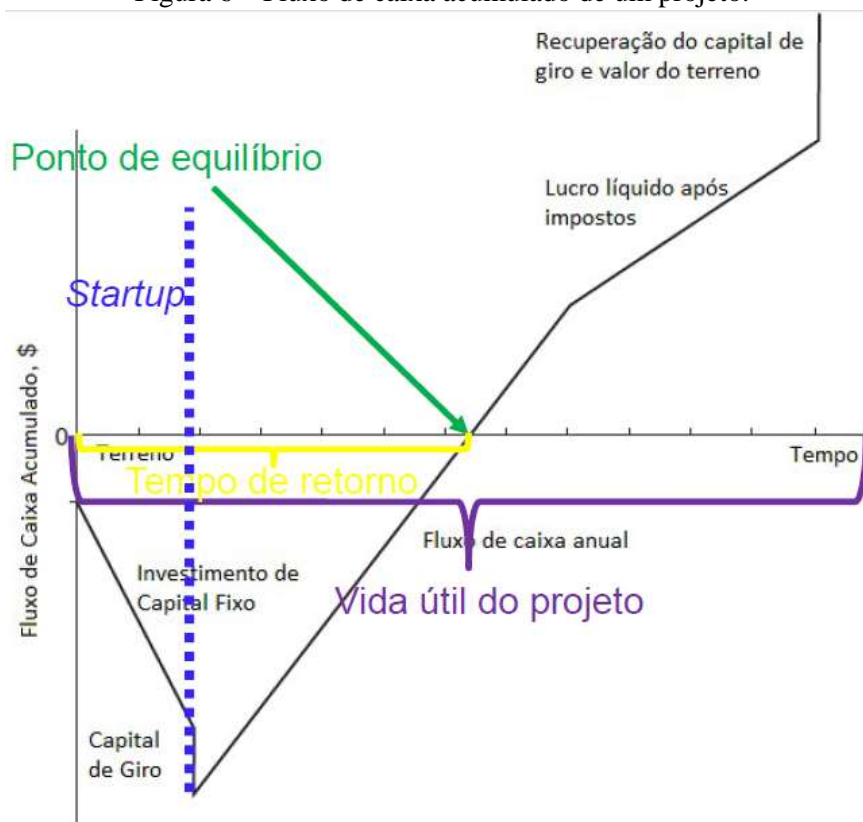
- A estimativa por ordem de grandeza é feita com base em um diagrama de blocos do processo em estudo. Utiliza-se plantas já construídas para se obter informações de custo, os quais são ajustados com fatores de escala apropriados (TURTON et al., 2009).
- A estimativa de estudo é feita a partir de um fluxograma PFD (do inglês, *process flow diagram*) preliminar do processo. Os principais equipamentos do processo são levados em conta, como bombas, compressores, turbinas, vasos, reatores e trocadores de calor. Estima-se o custo individual com base no tamanho e, então, corrige-se com um fator temporal, conhecido por *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) (TURTON et al., 2009).
- A estimativa preliminar é feita com base no PFD com informações mais detalhadas de alguns equipamentos, mas ainda não um esboço completo de toda a planta. Também é feito estimativa de tubulação, instrumentação e requerimentos elétricos (TURTON et al., 2009).
- Estimativa definitiva utiliza o PFD consolidado, esboço de vasos, utiliza balanços e o diagrama P&ID (do inglês, *piping and instrumentation diagram*) preliminar. É mais complexo que estimativa preliminar, abrangendo com mais detalhes tubulação, instrumentação e elétrica (TURTON et al., 2009).
- A estimativa do tipo detalhada é a mais completa e é feita com base em diagramas PFD e P&ID completos. Toda parte do processo é levada em conta, inclusive acessórios utilizados, como parafusos (TURTON et al., 2009).

Os custos de alguns equipamentos podem ser estimados utilizando o Apêndice A de Turton et al. (2009). Tais valores são apresentados para o ano de 2001. Para apresentá-los em 2019, deve-se multiplicar o valor do equipamento pelo CEPCI de 2019 (607,5) e dividi-lo pelo CEPCI de 2001 (397), sendo tais valores apresentados no site *Chemical Engineering* (2020). Além disso, deve-se fazer uma correção espacial dos valores através do Fator de Internação e de Tropicalização, visto que a maioria dos valores apresentados no apêndice é para o Golfo dos EUA ou noroeste da Europa. Para o Brasil, esse fator vale 1,14 e deve ser corrigido ao se multiplicar o valor atual do dólar (1 dólar = 5,36 reais brasileiro) e dividir pelo valor em 2001 (1 dólar = 2,902 reais brasileiro, ao final de 2001).

Após a estimativa dos custos, parte-se para a elaboração do fluxo de caixa do processo. A Figura 6 mostra o comportamento do fluxo de caixa de um empreendimento ao longo do tempo de operação da planta.

O valor do terreno é incluído como parte do investimento total, juntamente com o capital de giro e investimento de capital fixo e auxiliar. No ano 2, tem-se o início da operação do empreendimento. A partir desse momento o lucro líquido após impostos (LD) e capital de depreciação (D) começam a ser contabilizados. No ponto de equilíbrio, o retorno em capital é suficiente para pagar os investimentos realizados para instalação do projeto. A partir daí os lucros se acumulam até o final da vida útil do empreendimento. Nesse momento, a produção se encerra e o capital de giro ainda está disponível. Supõe-se também que o terreno pode ser vendido pelo valor original.

Figura 6 – Fluxo de caixa acumulado de um projeto.



Adaptado de: Petters e Timmerhaus (1968).

A Figura 6 apresenta apenas o fluxo de caixa ao longo do tempo, não representando o valor do dinheiro no tempo, porém essa informação é importante e caso esquecida pode influenciar nas medidas de lucratividade que serão abordadas (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).

Uma empresa é continuamente confrontada com decisões de investimento. A administração tem a responsabilidade de investir em empreendimentos financeiramente atraentes, aumentando os ganhos. Por isso, engenheiros ao propor um novo projeto precisam verificar sua viabilidade financeira, ou seja, garantir que esse produto tenha um valor agregado suficientemente alto para pagar a produção. Medidas de rentabilidade econômica são utilizadas para essa verificação, a partir de informações de fluxo de caixa com uma taxa, normalmente fixa, de juros. As principais medidas utilizadas para avaliação são o Valor Presente Líquido (VPL) e Método da Taxa Interna de Retorno (TIR). Indicadores de risco também podem ser utilizados, como é o caso do Método do Período de Retorno Descontado (*Payback* descontado) e a Análise de Sensibilidade.

Antes, determina-se uma taxa mínima de atratividade (TMA) para o projeto (COUPER, 2013; VAZZOLER, 2017). A Taxa Mínima de Atratividade é um valor mínimo de juros que o investidor exige para aceitar um investimento. Ela é proporcional ao risco envolvido no projeto (VAZZOLER, 2017).

O Valor Presente Líquido é a soma algébrica dos valores do fluxo de caixa a cada ano durante a vida de um projeto descontados a taxa mínima de atratividade (COUPER, 2013). Usando o VPL, um tempo zero, tempo presente, é selecionado como base de cálculo. Ele pode ocorrer quando os primeiros investimentos são realizados no projeto ou, alternativamente, quando o início do projeto é iniciado. Pode ser calculado pela Equação 3:



$$VPL = \sum_{N=0}^N \frac{\overline{FC}_N}{(1+i)^N} \quad (3)$$

A interpretação desse resultado pode ser feita da seguinte forma: se  $VPL > 0$ , o projeto deve ser aceito;  $VPL = 0$  é indiferente aceitar ou não; e  $VPL < 0$  deve ser recusado (VAZZOLER, 2017). Quando esse método é aplicado a dois ou mais casos alternativos, o projeto com o maior VPL produzirá um valor futuro maior para a empresa e, portanto, é preferido. Deve-se tomar cuidado para que os projetos a serem comparados tenham vidas iguais ou que vidas possam ser ajustadas a uma base de tempo comum (COUPER, 2013).

A Taxa Interna de Retorno é a taxa de juros que torna o valor presente dos rendimentos esperados igual ao valor presente dos desembolsos do fluxo de caixa projetado. Portanto, é a taxa de desconto que produz um VPL igual a zero na Equação 3 (VAZZOLER, 2017). Quanto maior a TIR mais lucrativo será o empreendimento, desde que seja maior que a TMA escolhida.

O Método do Período de Retorno Descontado indica quanto tempo é necessário para que o fluxo de caixa fique maior ou igual a zero, levando-se em consideração uma determinada TMA. Um projeto deve ser aceito caso o *Payback time* seja menor ou igual ao prazo máximo de recuperação do empreendimento (COUPER, 2013).

Dificilmente os valores utilizados para estimar o fluxo de caixa permanecem constantes ao longo do tempo. Para que isso seja avaliado surge a Análise de Sensibilidade, onde uma margem de imprecisão é considerada para avaliar diferentes custos associados ao processo (COUPER, 2013).

## 4. METODOLOGIA

O objetivo deste trabalho foi determinar um fluxograma para o processo de aproveitamento do bagaço de malte gerado em uma cervejaria de médio porte. Inicialmente, um estudo foi feito para identificar alternativas de investimento para processar o material visando gerar valor agregado a esse resíduo na própria indústria, ao invés de descartar diretamente para aterros ou queima por combustão direta e, em seguida, a performance econômica de cada alternativa foi avaliada.

### 4.1. PROBLEMATIZAÇÃO DO ESTUDO DE CASO

O primeiro passo foi a escolha da capacidade de processamento. De acordo com o Sebrae (2019), 49% das cervejarias independentes com produção própria no Brasil produzem entre 1000 a 4999 L de cerveja mensalmente. Assim, definiu-se para este estudo de caso uma cervejaria com produção de 4000 L mensais de cerveja.

Considerando que cada 1 L de cerveja corresponde a 0,03 kg de bagaço (BECIDAN et al., 2007), a capacidade mínima de processamento da planta projetada seria de 120 kg bagaço seco por mês. Adicionando uma provisão para futuras expansões, a capacidade projetada foi de 200 kg bagaço seco mensais.

Consideraram-se as propriedades apresentadas na Tabela 4 para o bagaço de malte neste trabalho (BORÉL, 2018):

Tabela 4 - Características físicas e químicas da biomassa.

<i>Propriedades físicas</i>						
$d_{\#}$ (mm)	$\rho_b$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_p$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\alpha$ (°)	$\theta_d$ (°)	<i>Geldart</i>
3,23	180 ± 8	828 ± 69	1386 ± 4	57 ± 1	43 ± 0	<i>D</i>
<b>Composição elementar</b>						
C (%)		H (%)	N (%)	S (%)	O (%)	
47,2 ± 1,3		7,2 ± 0,1	3,6 ± 0,4	1,1 ± 0,0	37,6 ± 1,7	
<b>Análise Imediata (%)</b>						
Umidade Bagaço antes pré-secagem (b.u)	Umidade Bagaço após pré-secagem (b.u)	Teor de Voláteis	Cinzas	Carbono Fixo		
69,51 ± 0,15	3,97±0,04	83,30 ± 0,29	3,22 ± 0,03	9,51 ± 0,31		

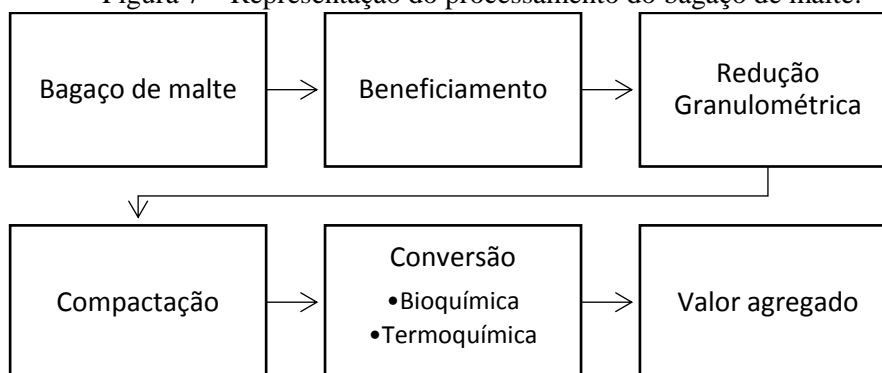
Fonte: Borél (2018).

#### 4.2. ÁRVORE DE ESTADOS REPRESENTATIVA DO PROBLEMA

A valorização do bagaço de malte pode ser feita de diferentes maneiras. Inicialmente levantamento bibliográfico foi feito para identificar os principais processos promissores para tratamento do bagaço de malte, os quais foram representados de maneira sistemática pela construção de uma árvore de estados.

A árvore de estados possui uma raiz (estado 0) que é o rejeito agroindustrial e os ramos que correspondem aos fluxogramas para alcançar o produto final (produto final com maior valor agregado). Na Figura 7, são representadas as etapas que originaram os ramos pela consideração das tecnologias existentes para cada uma delas.

Figura 7 – Representação do processamento do bagaço de malte.



Cada etapa de processamento na Figura 7 representa um subsistema para a qual se considerou a realização pelas seguintes tecnologias:

- **Beneficiamento:** via úmida (VU) ou secagem em secador agitado a batelada (SAB), de bandejas (SB), fluidizado (SF), pneumático (SP) secagem solar (SSO) ou em estufa com convecção forçada (ECA).
- **Redução granulométrica:** com moagem (CM) ou sem moagem (SM).
- **Compactação:** peletização (CP), briquetagem (CB) ou eliminação desta etapa (SC).

- Conversão: biodigestão anaeróbia (RBAN) ou digestão aeróbia/compostagem (RBA), combustão (RC), carbonização (RCA), gaseificação (RG), pirólise em leito fixo (RPLF), pirólise em leito de jorro (RPLJ).

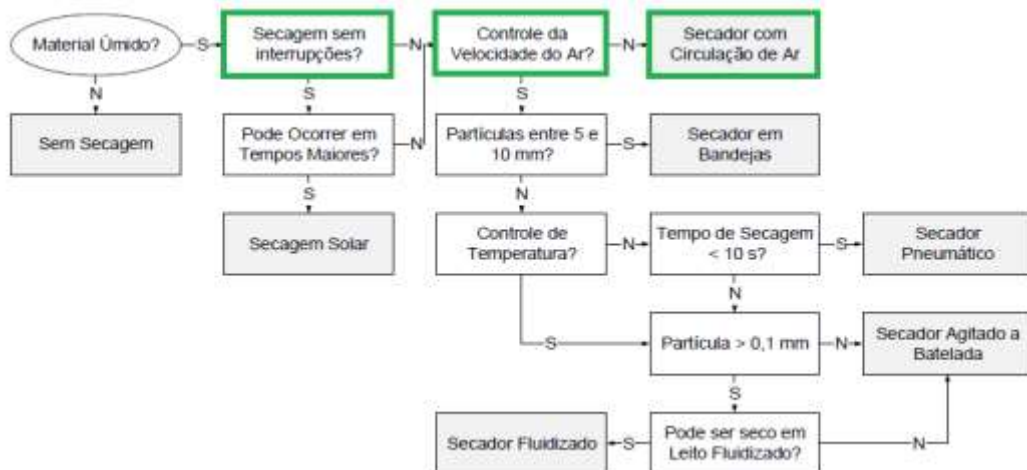
### 4.3. MÉTODO HEURÍSTICO

Os fluxogramas alternativos identificados na etapa anterior foram analisados utilizando o método heurístico. Para isso reuniram-se regras heurísticas para cada subsistema, com base em resultados experimentais reportados na literatura para outras biomassas (DAL-BÓ, 2016).

#### *Beneficiamento*

No primeiro nível, o beneficiamento foi analisado. O elevado teor de umidade do bagaço de malte (69,51%, Tabela 4) implica que, para aplicação de processos termoquímicos de conversão, a secagem é obrigatória. A tecnologia de secagem foi escolhida utilizando as regras de decisão propostas por Dal-Bó (2016) para a secagem sob condições controladas de um material particulado com partículas de 3,23 mm de diâmetro, conforme mostrado na Figura 8. Para este trabalho foi empregado secador com circulação de ar, pois é adequado para secagem com interrupções e sem controle da velocidade do ar.

Figura 8 – Regras heurísticas de decisão para a tecnologia de secagem.



Fonte: Dal-Bó (2016).

Alternativamente, a digestão anaeróbia (RBAN) dispensa a secagem do material. Entretanto, esta rota é caracterizada por baixas taxas de conversão e consequentemente longos tempos de retenção. São reportadas baixas eficiências e necessidade de pré-tratamento (BORÉL, 2018). Além disso, demanda-se vários tanques para se obter a condição de ausência de oxigênio e a necessidade de cuidados especiais devido ao manuseio de microrganismos.

Por outro lado, na digestão aeróbia, as leiras devem ter valores iniciais de 50 a 60% de umidade (OLIVEIRA et al., 2008). Isso indica que este processo pode dispensar a realização da secagem, desde que umidade da leira seja menor ou esteja na faixa recomendada. Por isso, neste trabalho, considerou-se a compostagem como alternativa, dispensando a etapa de secagem.

### *Redução Granulométrica*

No segundo nível, avaliou-se a etapa de redução granulométrica. O tamanho da partícula deve ser adequado para a tecnologia de conversão escolhida. Dal-Bó (2016) propôs duas regras para a escolha da técnica aplicada nesta etapa:

- Regra 1 – Se o tamanho das partículas na alimentação for maior que 5 cm, aplicar britadores primários. Se não, aplicar britadores secundários ou moinhos finos.
- Regra 2 – Se a partícula de alimentação estiver entre 0,5 e 5 cm, aplicar britadores secundários. E se for menor que 0,5 cm aplicar moinhos finos.

Para a pirólise em leito de jorro, a redução granulométrica é dispensada, pois este equipamento é adequado para fluidização de partículas grosseiras (XAVIER, 2016). Para as demais tecnologias de conversão, uma vez que o bagaço de malte apresenta diâmetro de peneira de 3,23 mm (Tabela 4), foi considerada uma etapa de moagem em moinhos finos.

### *Compactação*

No terceiro nível, avaliou-se a compactação do material. A compactação da matéria-prima auxilia no seu transporte e condicionamento durante o processo. São exemplos de estratégias de compactação: a briquetagem e a peletização. Ao final, tem-se um material com maior densidade, o que aumenta a densidade energética. Podem ser necessários diversos pré-tratamentos antes da compactação, como secagem e moagem (EMBRAPA, 2012). A literatura apresentada neste trabalho não aborda a necessidade de compactação da matéria-prima, portanto esta etapa foi dispensada para eliminar custos.

### *Conversão*

Por fim, analisou-se tecnologia de conversão a ser empregada. Para a etapa de conversão, Dal-Bó (2016) propôs três regras heurísticas de decisão.

- Regra 1 – Se o resíduo apresentar teor de água maior que 80%, aplicar biodigestão anaeróbia. Caso contrário, aplicar combustão direta, gaseificação ou pirólise.
- Regra 2 – Se houver interesse em maximizar a eficiência de geração de energia elétrica, aplicar gaseificação ou pirólise. Caso contrário aplicar combustão direta.
- Regra 3 – Se houver a necessidade de maximizar a produção de gás de síntese, aplicar gaseificação. Se houver a necessidade de maximizar a produção de bio-óleo aplicar pirólise.

O resíduo em questão apresenta teor de umidade inferior a 80%; por isso, conforme Regra 1, um processo de conversão termoquímica foi preferido.

Das técnicas de conversão termoquímica, a pirólise apresenta maior eficiência que a combustão (RC) direta da biomassa, portanto de acordo com a Regra 2, avaliou-se a gaseificação e pirólise (BASU, 2010).

A gaseificação conduz à formação majoritária de produtos gasosos. Produtos gasosos demandam maiores cuidados e novas etapas devem ser incluídas no processo, o que provavelmente resultaria em maior investimento. Portanto, de acordo com a Regra 3, considerando o interesse em maximizar a produção de bio-óleo, devido à atratividade comercial associada a este produto, considerou-se a aplicação da pirólise.

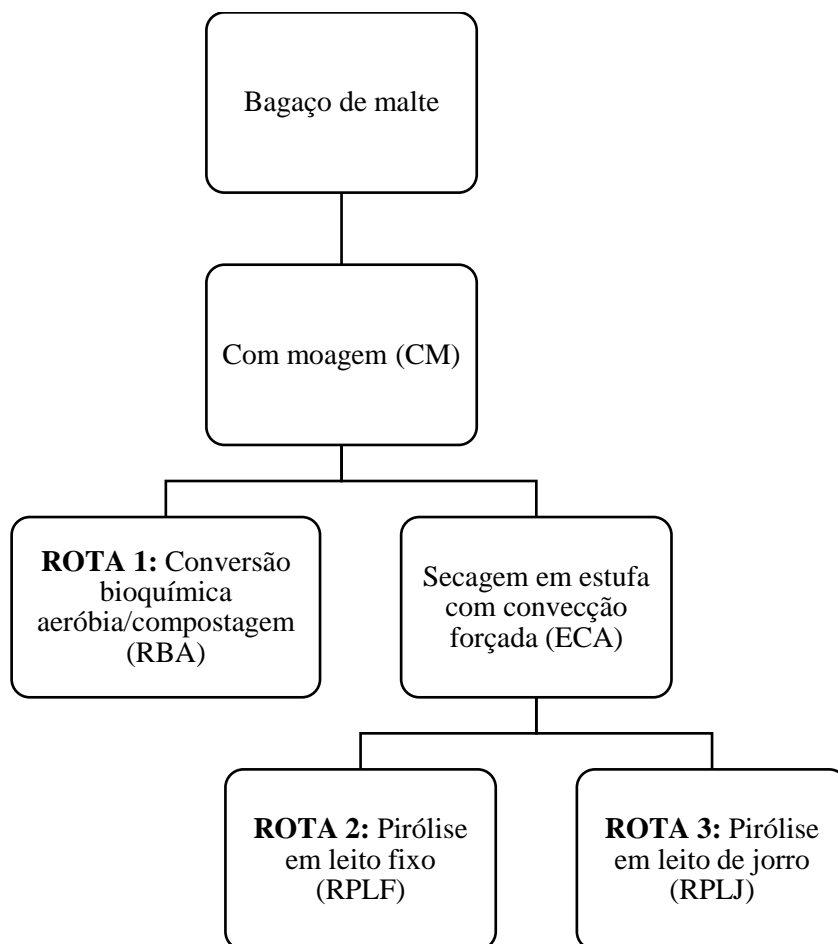
A pirólise em leito fixo, em condições adequadas, forma um *biochar* com alto valor agregado, além de se coletar o bio-óleo. Em função dessa maior diversidade de produtos obtidos em relação à carbonização (RCA), esta última foi eliminada da árvore.

Dal-Bó (2016) não comparou em seu trabalho a digestão aeróbia. Porém, Borsato (2015) estudou a viabilidade técnico-econômica-financeira da implantação de um empreendimento de compostagem para processar 50 t de resíduos orgânicos por dia e obteve um alto VPL (R\$3.228.468,00) e tempo de *Payback* descontado de 3,46 anos. Isso mostra que

a compostagem é uma opção que deve ser avaliada, visto a possibilidade de alto retorno financeiro.

Portanto, a partir dos ramos eliminados, a árvore de estados que representa o problema estudado neste trabalho está mostrada na Figura 9.

Figura 9 – Rotas de Conversão possíveis.



Para a seleção da tecnologia da rota de conversão a ser recomendada executou-se uma avaliação preliminar da performance econômica de cada alternativa. Por ser tratar de uma árvore de estados pequena considerou-se adequado realizar uma busca orientada exaustiva.

#### 4.4. AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR

##### 4.4.1. PROJEÇÃO DO FLUXO DE CAIXA PARA CADA ALTERNATIVA

Realizou-se a estimativa dos custos associados a cada fluxograma alternativo, tanto de instalação quanto de operação. A avaliação do horizonte de projeto foi feita considerando 10 anos de funcionamento. Isso foi feito por se tratar de um projeto de longo prazo.

Assumiu-se o projeto como uma expansão da cervejaria de maneira que a unidade de reaproveitamento seria instalada em um terreno disponível e, portanto, o custo do terreno não foi considerado na análise. Também foram desconsiderados gastos de projeto e mão de obra para instalação e operação. O tempo de operação considerado foi de 8 h diárias, 20 dias por mês.

A alíquota de 15% foi utilizada para cálculo do Imposto de Renda da Pessoa Jurídica, conforme Instrução Normativa RFB N° 1700, de 14 de março de 2017.

Em seguida, para projetar o fluxo de caixa para cada empreendimento foram determinadas as taxas de depreciação dos equipamentos com base na Instrução Normativa RFB N° 1700, de 14 de março de 2017 conforme mostrado na Tabela 5.

Tabela 5 – Taxas de Depreciação. *Fonte:* IN RFB N° 1700 (2017).

<b>Equipamento</b>	<b>Tempo de Depreciação (anos)</b>	<b>Taxa de Depreciação Anual (%)</b>
Estufa	10	10
Moinho	10	10
Reator (Vaso)	10	10
Banho Ultratermostático	10	10
Controlador PID	10	10
Reator de Jorro	10	10
Aquecedor de Cerâmica	5	20
Ciclone	10	10
<i>Cold Trap</i>	10	10
Precipitador Eletrostático	10	10

A Equação 4 foi utilizada para calcular a depreciação conforme o método de depreciação linear.

$$D = \frac{C_0 - S}{n} \quad (4)$$

em que  $C_0$  é o custo de compra do equipamento,  $S$  é o valor residual após uso e  $n$  é tempo de vida do equipamento. O valor residual foi considerado como nulo.

#### 4.4.1.1. BENEFICIAMENTO

##### *Custo de capital*

Para a secagem do bagaço de malte considerou-se uma Estufa com Circulação e Renovação de Ar da Tecnal 64 L (TE-394/1-MP 1000 W) no valor de R\$7.500,00. A estufa pode ser depreciada pelo método linear no valor de R\$750,00/ano por 10 anos.

##### *Custo operacional*

Alves et al. (2018) apresentaram a cinética de secagem do bagaço de malte. Nesse trabalho, a umidade inicial do bagaço utilizado foi de 39,23% e final aproximadamente 0%. Os testes foram feitos em secador com circulação de ar forçada do tipo Pratic Driex, na temperatura de 60°C. A partir disso, foi apresentada a seguinte correlação para a cinética de secagem a partir do ajuste dos dados:

$$y = \frac{U(t)}{39,23} = 1 - 0,00593t - 0,33 \times 10^{-4}t^2 \quad (5)$$

em que  $U(t)$  é a umidade no instante  $t$  e  $t$  é o tempo de secagem. Tal ajuste pode ser aplicado para umidades menores de 39,23%.

A partir da Equação 5, para atingir um teor de umidade de 3,97% devem ser necessários 98,1 min em estufa a 60°C. Se forem secados 10 kg de bagaço por dia serão gastos 32,70 kWh de energia para secar 200 kg de bagaço.

A tarifa para uma indústria operando em sistema de baixa tensão e com bandeira verde o custo é R\$ 0,62833/kWh (CEMIG, 2020). Assim, o custo associado a esta etapa é de R\$20,55 mensais. Os custos referentes ao beneficiamento do bagaço de malte são mostrados na Tabela 6.

Tabela 6 – Custos associados ao beneficiamento

<b>Custo de capital (R\$)</b>	<b>Depreciação (R\$/ano)</b>	<b>Custo operacional (R\$/ano)</b>
7.500,00	750,00 (10 anos)	246,60

#### **4.4.1.2. REDUÇÃO GRANULOMÉTRICA**

##### *Custo de capital*

A moagem do bagaço pode ser feita num moinho de faca tipo Willey SL-31 Solab 736W que custa R\$10.400,00. O moinho pode ser depreciado linearmente ao valor de R\$1040,00/ano por 10 anos.

##### *Custo operacional*

Para um tempo de moagem de 20 minutos/dia serão gastos R\$4,62/mês com o moinho Willey.

O resumo dos custos de redução granulométrica é apresentado na Tabela 7.

Tabela 7 – Custos associados à redução granulométrica

<b>Custo de capital (R\$)</b>	<b>Depreciação (R\$/ano)</b>	<b>Custo operacional (R\$/ano)</b>
10.400,00	1.040,00 (10 anos)	55,44

#### **4.4.1.3. COMPOSTAGEM**

A compostagem é feita com um material rico em carbono e outro rico em nitrogênio. Conforme Borél (2018), a relação percentual C/N do bagaço de malte é de 13,1. Para fonte de carbono considerou-se utilizar esterco bovino com relação 32:1 (COOPER et al., 2010), o qual existe disponível para a indústria.

A compostagem deve ser iniciada levando a umidade da mistura para o teor de 60% para que ocorra adequadamente o processo. Segundo Paniago (2006), a umidade do esterco é de 31,9%. Caso necessário, a leira deve ser novamente molhada ao longo da compostagem.

O rendimento esperado da compostagem é entre 33% a 52% (BARIZON et al., 2017; OLIVEIRA et al., 2008). Para fins de estudo, foi considerada então uma conversão de 40% com leiras montadas 1 vez ao mês.

O composto orgânico pronto pode ser vendido a R\$200,00/t no site MF Rural (2020). Para um rendimento de processo de 40% serão produzidos 963,08 kg composto/mês. Assim, a receita esperada pela venda do composto é de R\$192,62/mês.

##### *Custo de capital*

Considerando o terreno disponível na indústria e tratores para revirar as leiras, não há gastos de instalação associado à etapa de conversão ou beneficiamento.

### Custo operacional

A determinação da quantidade de esterco necessária para se atingir a relação C/N de 30 foi feita resolvendo as Equações 6 e 7.

$$13,1x_{bagaço} + 32x_{esterco} = 30 \quad (6)$$

$$x_{bagaço} + x_{esterco} = 1 \quad (7)$$

Logo, o teor de bagaço deve ser de 10,6% e o de esterco de 89,4%. Como foram gerados 200 kg de bagaço serão necessários 1.691 kg de esterco para se obter uma leira com relação C/N adequada.

A quantidade de água que o bagaço deverá perder e a quantidade que o esterco deverá ganhar para se atingir a umidade de 60% podem ser calculadas a partir das Equações 8 e 9.

$$m_{\text{água,perdida (bagaço)}} = 200 * (0,60 - 0,6951) \quad (8)$$

$$m_{\text{água,ganha (esterco)}} = 1691 * (0,60 - 0,319) \quad (9)$$

Logo, o bagaço deverá perder 19,02 kg e o esterco receber 475,17 kg de água para se atingir a umidade adequada para se iniciar a compostagem. A diferença de 456,15 kg deverá ser adicionada na leira, ou 0,46 m<sup>3</sup>/mês. A COPASA, principal fornecedora de água em Minas Gerais, cobra R\$12,280 para cada m<sup>3</sup> consumido de água para indústrias com consumo acima de 200 m<sup>3</sup>. A faixa foi escolhida por se tratar de uma indústria de bebida, com alta demanda de água.

A Tabela 8 mostra os custos envolvidos para realização de compostagem.

Tabela 8 – Custos operacionais de compostagem

Matéria prima	Fonte	Quantidade necessária	Custos (R\$)
Bagaço de malte	-	200 kg/mês	Disponível na indústria
Esterco bovino	-	1691 kg/mês	Disponível para uso
Água (mínimo)	Site COPASA (2019)	0,46 m <sup>3</sup> /mês	12,280/m <sup>3</sup>
<b>Total</b>			<b>5,65/mês</b>

A Tabela 9 mostra o fluxo de caixa para a Rota 1, considerando todas as etapas envolvidas.

Tabela 9 – Fluxo de caixa ao longo do tempo para RBA.

Rota 1 / Ano	0 (R\$)	1-10 (R\$)
<b>Investimentos - I</b>	10.400,00	-
<b>Receita de Venda - R</b>	-	2.311,44
<b>Custo Operacional - C</b>	-	357,60
<b>Lucro Bruto (LB = R-C)</b>	-	1.953,84
<b>Depreciação - D</b>	-	1.040,00
<b>Lucro Antes do IRPJ (LA = LB - D)</b>	-	913,84
<b>IRPJ</b>	-	137,08
<b>Lucro Depois do IRPJ (LD = LA-IRPJ)</b>	-	776,76
<b>Fluxo de Caixa (FC = LD+D-I)</b>	-10.400,00	1.816,76



#### 4.4.1.4. PIRÓLISE EM LEITO FIXO

Através da pirólise podem ser produzidos o bio-óleo, o *biochar* e uma fração gasosa não condensável. A SP Pesquisa e Tecnologia (2020) vende o extrato aquoso gerado de cereal em Reator Termoquímico ao preço de R\$6,00/L para bio-óleo filtrado e R\$8,00/L para bio-óleo destilado. O preço de venda do *biochar* é de R\$1,20/kg (MFRural, 2020).

Uma planta de pirólise é tipicamente composta pelo sistema de fornecimento de gás, o sistema de alimentação de biomassa, o reator, o sistema de retenção e coleta do carvão e o sistema de tratamento da corrente gasosa e condensação do bio-óleo.

Para a pirólise em leito fixo, tomou-se como base o estudo realizado por Bórel (2018) sobre a pirólise em leito fixo de bagaço de malte com 25 g de amostra sob fluxo de gás N<sub>2</sub> a uma vazão de 200 mL/min. A pirólise foi feita em reator tubular de quartzo com 3 cm de diâmetro interno e 23 cm de comprimento a pressão atmosférica instalador num Forno Tubular Bipartido (Fortlab, São Carlos – SP, modelo FT 1200/H/V 3000 W). A temperatura de reação foi mantida por 30 min após ser atingida. Então, o reator foi resfriado sob fluxo de nitrogênio até 60°C por cerca de 1 h.

Bórel (2018) obteve as correlações descritas nas Equações 10 e 11 entre o rendimento de produtos e as condições operacionais. As correlações são válidas para  $450^{\circ}\text{C} \leq T \leq 650^{\circ}\text{C}$  e taxa de aquecimento  $10^{\circ}\text{C}/\text{min} \leq \beta \leq 50^{\circ}\text{C}/\text{min}$ .

$$\begin{aligned} \% \text{Bio} - \text{óleo} = & 55,35 + 1,67 \left( \frac{T - 550}{100} \right) + 3,23 \left( \frac{\beta - 30}{20} \right) + 1,46 \left( \frac{\beta - 30}{20} \right)^2 \\ & - 1,25 \left( \frac{T - 550}{100} \right) \left( \frac{\beta - 30}{20} \right) \end{aligned} \quad (10)$$

$$\begin{aligned} \% \text{Bio} - \text{char} = & 26,92 + 1,09 \left( \frac{T - 550}{100} \right)^2 - 1,01 \left( \frac{\beta - 30}{20} \right)^2 \\ & - 0,80 \left( \frac{T - 550}{100} \right) \left( \frac{\beta - 30}{20} \right) \end{aligned} \quad (11)$$

A pirólise em leito fixo foi então avaliada na condição em que poderia ser obtido os maiores teores de bio-óleo e *biochar* e o menor teor de gás ( $T = 533,33^{\circ}\text{C}$  e  $\beta = 50^{\circ}\text{C}/\text{min}$ , com desejabilidade de 0,895), por se tratarem dos produtos com maior interesse comercial. Assim considerou-se o rendimento de 29,11% de carvão, 57,28% de bio-óleo e 13,61% de gás. Considerando a densidade de 1200 kg/m<sup>3</sup> para o bio-óleo (OLIVEIRA RODRIGUES et al. (2011), portanto, tal operação pode produzir 95,47 L de bio-óleo e 58,22 kg de carvão a cada mês de operação. Como o produto é apenas filtrado, a receita esperada é de R\$7.712,21.

##### *Custo de capital*

A fim de se processar 200 kg de bagaço seco por mês fez-se o dimensionamento de um sistema capaz de processar 10 kg por dia em uma única batelada. Isso foi feito mantendo o tempo de residência e o preenchimento do reator iguais ao do sistema experimental usado por Boré (2018). O tempo de residência pode ser calculado a partir da Equação 12.

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (12)$$

em que  $\tau$  é o tempo de residência,  $V$  é o volume do reator e  $Q$  é a vazão de gás.

Nas condições de Bórel (2018), o tempo de residência calculado foi de 48,95 s com preenchimento do reator de 85%. Calculando nas novas condições obteve volume do reator de 0,066 m<sup>3</sup> e demanda de gás de 38,88 m<sup>3</sup> por batelada.

Foram levantados os custos associados à compra dos equipamentos necessários para realizar a pirólise em leito fixo em escala laboratorial utilizando a Análise de Custo Modular (TURTON et al., 2009). Dessa maneira, calculou-se o custo do módulo do reator, considerando um vaso horizontal de aço inoxidável utilizando a Equação 13.

$$C_{BM,vaso} = F_{BM}c_p = (B_1 + B_2F_pF_M)c_p \quad (13)$$

em que  $c_p$  é o custo de compra do equipamento F.O.B. (do inglês, *free on board*) na condição base e  $F_{BM}$  é o fator de custo do módulo. Para o vaso horizontal  $B_1=1,49$  e  $B_2=1,52$ . Considerando a operação em pressão atmosférica  $F_p=1$  e para o vaso de aço inoxidável  $F_M=3,15$ .

Para a determinação do custo de compra do vaso, utilizou-se as Equação 14, proposta por Turton et al. (2009):

$$\log_{10} c_p = 3,5565 + 0,3776\log_{10}(V) + 0,0905[\log_{10}(V)]^2 \quad (14)$$

em que  $V$  é o volume do vaso entre 0,1 e 628 m<sup>3</sup>.

A análise de custo foi feita com a menor capacidade disponível (0,1 m<sup>3</sup>). Assim, obteve um custo de US\$11.674,04 (em 2001) para o vaso. A correção temporal do valor foi feita multiplicando o valor calculado pela razão entre o índice CEPCI de 2019 (607,5) e o CEPCI de 2001 (397). Além disso, considerou-se o Fator de Internação dos custos igual a 1,14 e a conversão da moeda considerando o valor atual do dólar (1 dólar = 5,36 reais brasileiro) e o valor em 2001 (1 dólar = 2,902 reais brasileiro, ao final de 2001). Desta maneira, o custo do vaso utilizado foi de R\$37.613,97.

O sistema de condensação foi substituído pelo uso de dois *Cold Traps* para a planta em unidade piloto proposta. A corrente de efluente gasosa passa pelo equipamento, onde o bio-óleo é condensado. Os resultados estão apresentados na Tabela 10.

Tabela 10 – Custo de instalação da pirólise em leito fixo

Equipamento	Referência	Quantidade necessária	Custo unitário (R\$)	Capital Depreciável (R\$/ano)
Manômetro Digital	Rucken (2020)	1	1255,00	-
Rotâmetro	Mercado Livre (2020)	1	198,68	-
Reator (vaso)	Turton et al. (2009)	1	37.613,97	3.761,40 (10 anos)
Aquecedor de banda de cerâmica – 1550W	AliExpress (2020)	2	367,29	73,46 (5 anos)
<i>Cold Trap</i>	Sigma-Aldrich (2020)	2	2738,00	273,80 (10 anos)
Controlador de Temperatura Digital	Mercado Livre (2020)	1	47,90	4,97 (10 anos)
				4.460,89
		<b>Total</b>	45.326,13	(primeiros 5 anos) / 4.313,97 (5 anos finais)

### Custo operacional

Os custos operacionais associados à realização de 1 batelada por dia para processar o bagaço estão apresentados na Tabela 11.

Tabela 11 – Custos operacionais de pirólise focada em bio-óleo

Matéria prima	Referência	Quantidade necessária	Custos (R\$)
Bagaço de malte	-	200 kg/mês	Disponível na indústria
Energia	CEMIG (2020)	496,00 kWh/mês	0,62833/kWh
Nitrogênio	Alfagás (2020)	777,60 m <sup>3</sup> /mês	340,00/10 m <sup>3</sup>
<b>Total</b>			<b>26.750,05/mês</b>

A Tabela 12 mostra o fluxo de caixa para a Rota 2, considerando todas as etapas envolvidas.

Tabela 12 – Fluxo de caixa ao longo do tempo para RPLF.

Rota 2 / Ano	0 (R\$)	1-5 (R\$)	6-10 (R\$)
<b>Investimentos - I</b>	63.226,13	-	-
<b>Receita de Venda - R</b>	-	7.712,21	7.712,21
<b>Custo Operacional - C</b>	-	321.302,64	321.302,64
<b>Lucro Bruto (LB = R-C)</b>	-	-313.590,43	-313.590,43
<b>Depreciação - D</b>	-	6.250,89	6.103,97
<b>Lucro Antes do IRPJ (LA = LB - D)</b>	-	-319.841,32	-319.694,40
<b>IRPJ</b>	-	-	-
<b>Lucro Depois do IRPJ (LD = LA-IRPJ)</b>	-	-319.841,32	-319.694,40
<b>Fluxo de Caixa (FC = LD+D-I)</b>	-63.226,13	-313.590,43	-313.590,43

#### 4.4.1.5. PIRÓLISE EM LEITO DE JORRO

Para avaliar a pirólise em leito de jorro, utilizaram-se as correlações obtidas por Reis Filho et al. (2019) para rendimento de bio-óleo e de carvão descritas nas Equações 15 e 16, respectivamente, válidas para  $450^{\circ}\text{C} \leq T \leq 650^{\circ}\text{C}$  e vazão de alimentação  $281 \text{ g/h} \leq V \leq 1639 \text{ g/h}$ .

$$\%Bio - \acute{o}leo = 41 + 2,58 \cdot \left(\frac{T(^{\circ}\text{C})-550}{70}\right) - 2,96 \cdot \left(\frac{T(^{\circ}\text{C})-550}{70}\right)^2 + 2,83 \cdot \left(\frac{V(\text{g/h})-960}{480}\right) - 6,71 \cdot \left(\frac{V(\text{g/h})-960}{480}\right)^2 \quad (15)$$

$$\%Bio - char = 23,58 - 2,51 \cdot \left(\frac{T(^{\circ}\text{C})-550}{70}\right) - 0,746 \cdot \left(\frac{V(\text{g/h})-960}{480}\right) + 1,01 \cdot \left(\frac{V(\text{g/h})-960}{480}\right)^2 \quad (16)$$

Para processar a capacidade de 200 kg bagaço/mês no tempo disponível é necessário operar o sistema a uma vazão de alimentação mínima de 1250 g/h. Reis Filho et al. (2019) identificaram o ponto ótimo de operação para maximizar a produção de bio-óleo, devido ao seu maior valor comercial na temperatura de  $581^{\circ}\text{C}$  e vazão de 1061 g/h, rendendo 43% de líquido e 22% de carvão. Portanto considerando  $T = 581^{\circ}\text{C}$  e  $V = 1250 \text{ g/h}$ , das Equações 15 e

16, o rendimento de bio-óleo, *biochar* e gás considerado foi 40,82%, 22,39% e 36,79%, respectivamente.

Esta operação pode produzir 68,03 L de bio-óleo e 44,78 kg de carvão a cada mês de operação. Como o produto é apenas filtrado, a receita esperada é de R\$5.542,99.

#### *Custo de capital*

O levantamento do preço do reator de jorro também foi realizado utilizando a Análise de Custo Modular (TURTON et al., 2009). Os custos dos módulos referentes a um reator de jaqueta não agitado, um ciclone e um precipitador eletrostático foram calculados utilizando a Equação 17.

$$C_{BM,reator} = F_{BM}c_p \quad (17)$$

em que  $c_p$  é o custo de compra do equipamento na condição base e  $F_{BM}$  é o fator de custo do módulo. Para o reator  $F_{BM}=4,0$  e para o ciclone e precipitador eletrostático  $F_{BM}=2,86$ .

Para a determinação do custo de compra do reator utilizou-se a Equação 18 e para o ciclone e precipitador eletrostático a Equação 19, propostas por Turton et al. (2009):

$$\log_{10} c_p = 3,3496 + 0,7235\log_{10}(V) + 0,0025[\log_{10}(V)]^2 \quad (18)$$

$$\log_{10} c_p = 3,6298 + 0,5009\log_{10}(V) + 0,0411[\log_{10}(V)]^2 \quad (19)$$

em que  $V$  é o volume do equipamento. A correlação é válida para o reator entre 5 e 45 m<sup>3</sup> e para o ciclone e precipitador entre 0,06 e 200 m<sup>3</sup>.

A análise de custo foi feita com as menores capacidades disponíveis. Assim, obteve-se um custo de US\$28.746,58 (em 2001) para o reator e de US\$3.431,63 (em 2001) para o ciclone e precipitador. Corrigindo para 2019 e para o Brasil, obteve-se um custo de R\$92.622,01 para o reator e de R\$11.056,78 para o ciclone e precipitador.

Os custos para instalação da planta de pirólise são apresentados na Tabela 13.

Tabela 13 – Custo de instalação da pirólise em leito de jorro

(continua)

Equipamento	Referência	Quant.	Custo unitário (R\$)	Capital Depreciável unitário (R\$/ano)
Reator de Jorro – reator de 5 m <sup>3</sup> com jaqueta não agitado	Turton et al. (2009)	1	92.622,01	9.262,20 (10 anos)
Aquecedor de banda de cerâmica – 1550W	Site AliExpress (2020)	4	367,29	73,46 (5 anos)
Termopar <i>Cromel-Alum</i> Tipo K	Rucken (2020)	3	265,00	-
Transdutor de Pressão	Tecnopartes (2020)	1	256,00	-
Rotâmetro	Mercado Livre (2020)	2	198,68	-
Ciclone – volume de 0,06 m <sup>3</sup>	Turton et al. (2009)	2	11.056,78	1.105,68 (10 anos)

(continuação)

Equipamento	Referência	Quant.	Custo unitário (R\$)	Capital Depreciável unitário (R\$/ano)
<i>Cold Trap</i>	Site Sigma-Aldrich (2020)	3	2738,00	273,80 (10 anos)
Precipitador Eletrostático – volume de 0,06 m <sup>3</sup>	Turton et al. (2009)	1	11.056,78	1.105,68 (10 anos)
		<b>Total</b>	136.923,87	13.694,48 (primeiros 5 anos) / 13.400,64 (5 anos finais)

#### *Custo operacional*

Os custos operacionais associados à operação por 8 h diárias estão apresentados na Tabela 14.

Tabela 14 – Custos operacionais de pirólise focada em bio-óleo.

Matéria prima	Referência	Quantidade necessária	Custos (R\$)
Bagaço de malte	-	200 kg/mês	Disponível na indústria
Energia	CEMIG (2020)	992,00 kWh/mês	0,62833/kWh
Nitrogênio	Alfagás (2020)	640,00 m <sup>3</sup> /mês	340,00/10 m <sup>3</sup>
		<b>Total</b>	22.383,30/mês

A Tabela 15 mostra o fluxo de caixa para a Rota 3, considerando todas as etapas envolvidas.

Tabela 15 – Fluxo de caixa ao longo do tempo para RPLJ.

Rota 4 / Ano	0 (R\$)	1-5 (R\$)	6-10 (R\$)
<b>Investimentos - I</b>	154.823,87	-	-
<b>Receita de Venda - R</b>	-	5.542,99	5.542,99
<b>Custo Operacional - C</b>	-	268.901,64	268.901,64
<b>Lucro Bruto (LB = R-C)</b>	-	-263.358,65	-263.358,65
<b>Depreciação - D</b>	-	15.484,48	15.190,64
<b>Lucro Antes do IRPJ (LA = LB - D)</b>	-	-278.843,13	-278.549,29
<b>IRPJ</b>	-	-	-
<b>Lucro Depois do IRPJ (LD = LA-IRPJ)</b>	-	-278.843,13	-278.549,29
<b>Fluxo de Caixa (FC = LD+D-I)</b>	-154.823,87	-263.358,65	-263.358,65

#### 4.4.2. CÁLCULO DAS MEDIDAS DE LUCRATIVIDADE

A partir dos fluxos de caixa apresentados nas Tabelas 9, 12 e 15 foi possível calcular as medidas de lucratividade para a compostagem, pirólise em leito fixo e pirólise em leito de jorro, respectivamente. As Equações 20, 21 e 22 foram utilizadas para calcular o Valor Presente Líquido de cada rota.

$$VPL_{RBA} = -17.900,00 + \sum_{N=1}^{10} \frac{2.101,75}{(1 + TMA)^N} \quad (20)$$

$$VPL_{RPLF} = -63.226,13 + \sum_{N=1}^{10} \frac{-313.356,07}{(1 + TMA)^N} \quad (21)$$

$$VPL_{RPLJ} = -154.823,87 + \sum_{N=1}^{10} \frac{-263.124,29}{(1 + TMA)^N} \quad (22)$$

em que N é o ano e TMA é a taxa mínima de atratividade. Os empreendimentos foram avaliados a diferentes Taxas Mínimas de Atratividade (5, 10 e 15% a.a.).

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa de juros para a qual o valor presente das receitas torna-se igual aos desembolsos. Portanto ela foi calculada avaliando qual taxa de juros necessária para o VPL se tornar nulo.

$$VPL = \sum_{N=0}^N \frac{FC_j}{(1 + TIR)^N} = 0 \quad (23)$$

O tempo de *Payback* descontado é o tempo N necessário para que a soma das parcelas torne o VPL maior que zero com base no fluxo de caixa descontado utilizando a TMA.

$$VPL(t) = 0 \quad (24)$$

A análise de sensibilidade foi feita variando os resultados apresentados nas Tabelas 9, 12 e 15. Três novos fluxos de caixa foram calculados para cada rota considerando uma TMA de 10% e variando em  $\pm 10\%$  e  $\pm 20\%$  o custo de investimento, a receita de venda dos produtos e o custo operacional.

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1. ROTA 1 – COMPOSTAGEM

A partir dos custos estimados para uma planta de compostagem foi possível projetar o fluxo de caixa. Os resultados das medidas de lucratividade calculadas para esta alternativa estão apresentados na Tabela 16.

A partir dos resultados de VPL é possível inferir que um possível investimento na rota 1 é viável considerando a TMA de 5 e 10% a.a. A TIR informa que a taxa máxima que gera um VPL positivo para o empreendimento avaliado é de 11,68%. Esse resultado é satisfatório e ocorre graças ao baixo custo operacional da compostagem. Ao final, tem-se um composto orgânico que pode ser vendido para indústrias de fertilizantes.

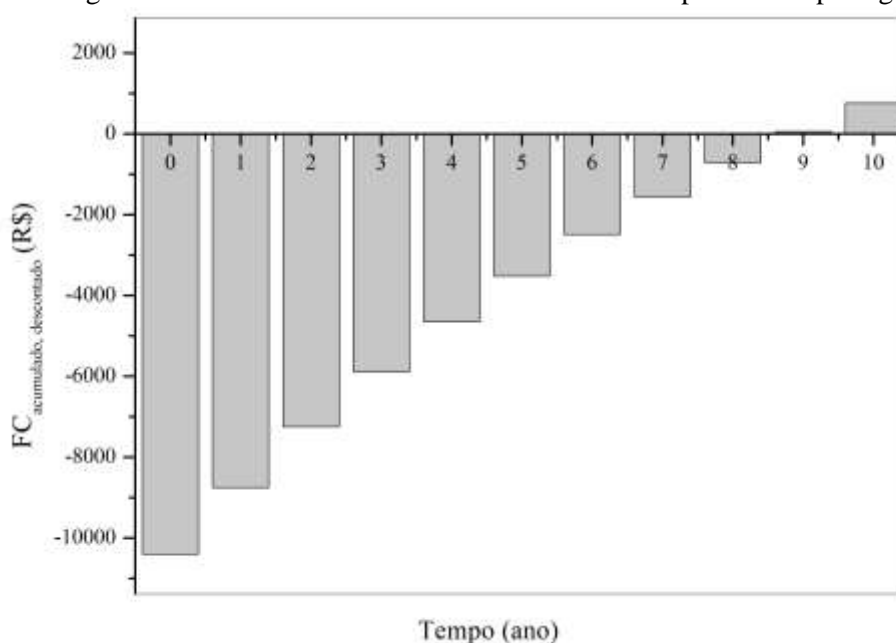
Observa-se que quanto maior a TMA, menor o VPL e maior o *payback* descontado, o que indica que será demandado mais tempo para se obter retorno do investimento. O empreendimento atrativo a 5% gera fluxo de caixa acumulado positivo em 6,91 anos, enquanto um empreendimento a 10% necessita de 8,84 anos para se obter o mesmo resultado.

Tabela 16 – Análise econômica para a compostagem.

<b>Rota 1</b>		
<b>VPL (R\$)</b>	TMA = 5%	3.628,54
	TMA = 10%	763,20
	TMA = 15%	-1.282,10
<b>TIR (%)</b>		11,68
<b>Payback descontado (anos)</b>	TMA = 5%	6,91
	TMA = 10%	8,84
	TMA = 15%	11,78

O fluxo de caixa acumulado descontado a uma TMA de 10% a.a. para a compostagem ao longo de 10 anos é apresentado na Figura 10.

Figura 10 – Fluxo de Caixa Acumulado Descontado para a Compostagem.

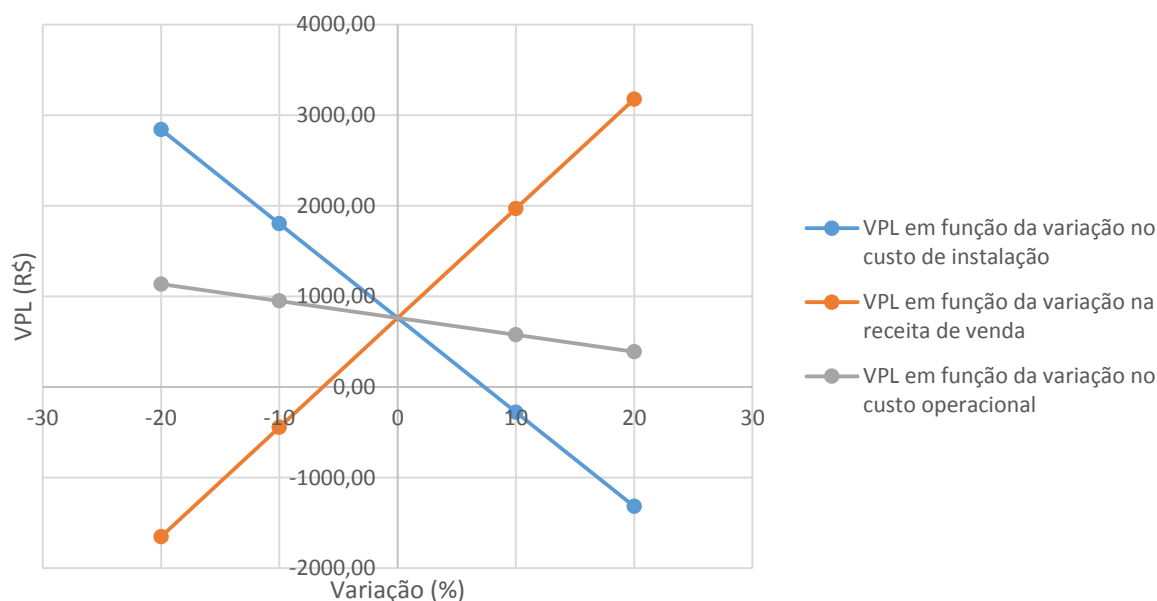


Borsato (2015), que estudou a viabilidade técnico-econômica-financeira da implantação de um empreendimento de compostagem de resíduos orgânicos com capacidade de recebimento de 50 t de resíduos por dia e produção de 27 t de composto orgânico por dia. Verificou-se viabilidade para o projeto, com VPL de R\$ 3.228.468,00, Taxa Mínima de Atratividade de 10,4% e tempo de *Payback* descontado de 3,46 anos.

A análise de sensibilidade para a compostagem é apresentada na Figura 11. Tais variações foram feitas sobre os resultados que foram apresentados na Tabela 9.

Verificou-se que a receita é o fator que mais afeta a viabilidade do empreendimento. Uma queda de 20% no preço de vendas dos produtos promove redução de 316,36% no VPL. Deve-se preocupar com a qualidade do composto produzido para que se tenha mercado para vender o produto.

Figura 11 – Análise de sensibilidade para a compostagem na TMA de 10%.



A Figura 11, ao mesmo tempo, mostra que o VPL é sensível a variações no custo de instalação do projeto. Logo, torna-se interessante realizar pesquisa de mercado mais aprofundada para se obter melhor lucratividade no empreendimento.

O projeto de compostagem é pouco sensível a variações no custo operacional e não apresenta inviabilidade na variação de  $\pm 20\%$  em seu valor. Após analisar os três cenários deve-se reforçar a necessidade de preocupação com a compra de equipamentos e a qualidade do produto.

## 5.2. ROTAS 2 – PIRÓLISE EM LEITO FIXO

O fluxo de caixa acumulado ao longo de 10 anos avaliado na TMA de 10% é apresentado na Figura 12 para a pirólise em leito fixo.

A Figura 12 mostra que o fluxo de caixa acumulado nunca fica positivo nos 10 anos de projeto. Isso indica uma série de prejuízos que irão tornar inviável o empreendimento. Para a TMA de 10% foi obtido o VPL de -R\$1.990.103,57. Isso ocorre porque a receita é muito inferior aos custos operacionais do processo. Assim pode-se associar este resultado ao baixo preço de venda dos produtos gerados ou baixo rendimento dos produtos. Um maior retorno associado aos produtos poderia ser obtido também levando em consideração o gás gerado no processo, o qual poderia ser queimado na própria indústria para geração de energia, porém tal processo necessitaria de maior investimento de instalação, aumentando o investimento inicial do projeto.

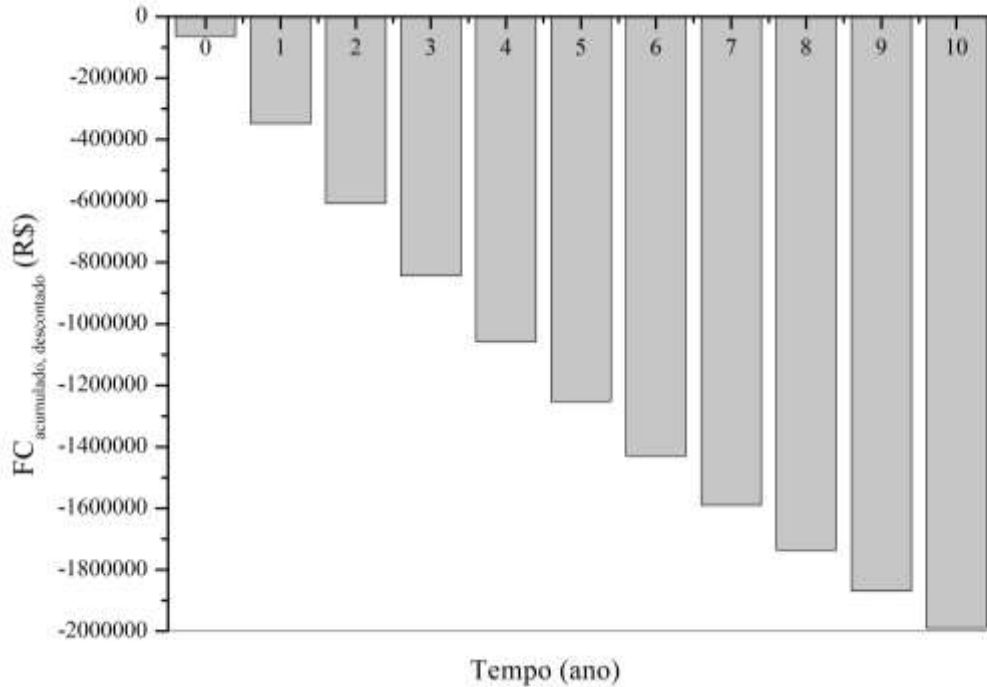
Além disso, deve-se destacar o custo operacional elevado do qual mais de 90% corresponde ao uso do nitrogênio. Devido a isso, a pirólise oxidativa, ou seja, com uso de ar como gás de processo, pode contribuir para a viabilidade econômica desta alternativa.

Caibre et al. (2016) estudaram a viabilidade de um projeto de pirólise para tratamento de resíduos sólidos urbanos para uma cidade de médio porte. Verificou-se inviabilidade para operação ao longo de 25 anos associado ao custo operacional e impostos associados à venda de energia e de fertilizante. O prejuízo anual apresentado foi de aproximadamente



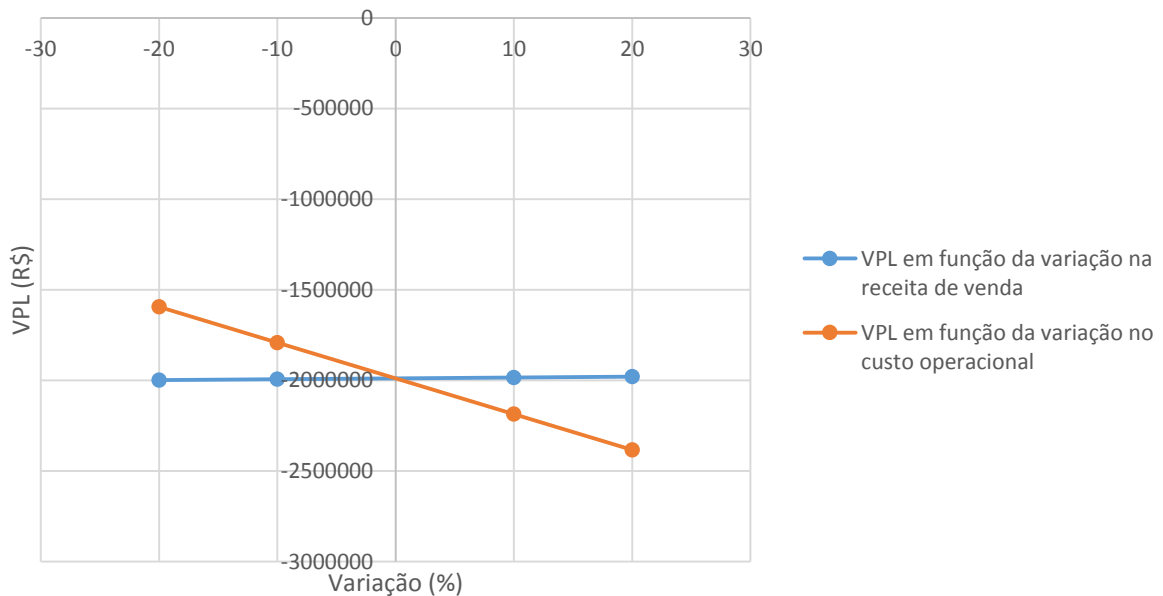
R\$1.600.000,00 nos primeiros anos. Esse resultado é compatível com os valores encontrados neste trabalho.

Figura 12 – Fluxo de Caixa Acumulado para a Pirólise em Leito Fixo.



A análise de sensibilidade foi utilizada para visualizar o efeito de possíveis variações na receita de venda e no custo operacional a favor da pirólise. As variações foram feitas sobre os resultados que foram apresentados na Tabela 12. Os resultados são apresentados na Figura 13.

Figura 13 – Análise de sensibilidade para a RPLF na TMA de 10%.



A partir desses resultados pode-se concluir que na TMA de 10% flutuações de  $\pm 20\%$  na receita de venda ou no custo operacional não são suficientes para tornar o empreendimento

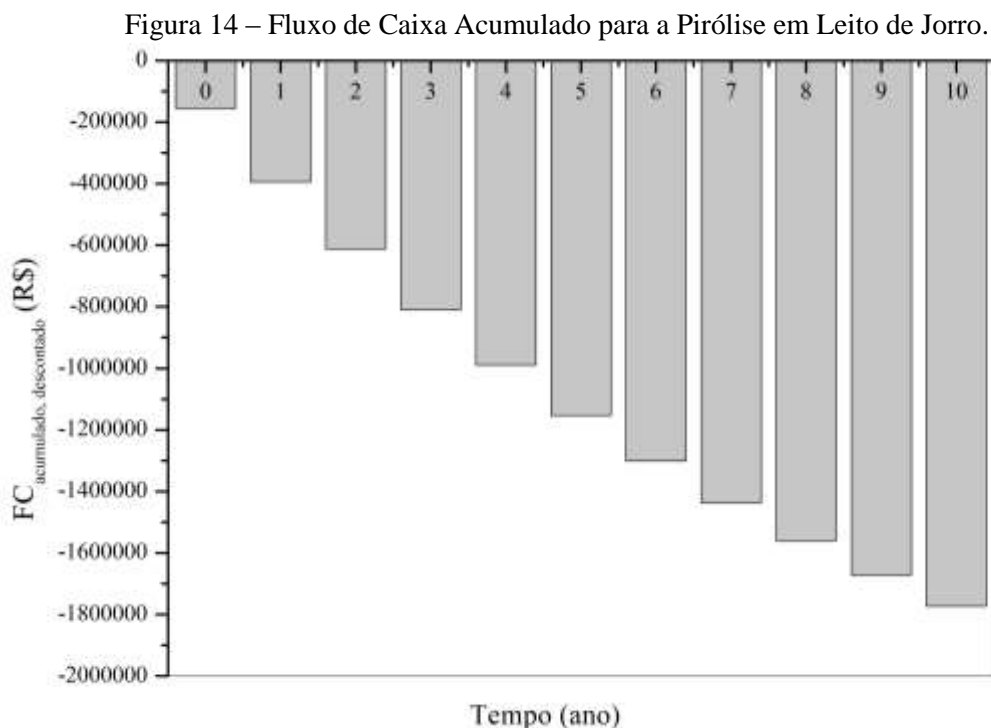
viável. A Figura 13 também mostra que o projeto é mais sensível a variações no custo operacional do que a variações no preço de venda do bio-óleo e do *biochar*. A partir da análise de sensibilidade esperava-se que as rotas pudessem se tornar viáveis, o que não aconteceu. O baixo custo associado à venda e o alto custo operacional com nitrogênio inviabilizam economicamente o projeto.

Caibre et al. (2016) verificaram a viabilidade para o projeto quando processado uma grande quantidade de resíduo (47 t/dia) desconsiderando o custo associado à coleta dos resíduos. Isso mostra que a pirólise pode vir a apresentar viabilidade em altas capacidades de processamento.

Buscou-se ainda o preço mínimo de venda do bio-óleo necessário para gerar um VPL maior ou igual a zero. Encontrou-se qual deveria ser o valor de cada parcela do fluxo de caixa de 1 a 10 anos necessária para gerar um  $VPL = 0$ , com TMA de 10%. Considerou-se a depreciação igual ao longo dos 10 anos e com valor de R\$6.250,89, e o preço do *biochar* foi mantido como sendo de R\$1,20/kg. O valor de cada parcela encontrado foi de R\$10.289,76 e a receita necessária seria de R\$441.021,18/ano. Isso representa o preço de venda do bio-óleo de R\$4.618,74/L. O preço do bio-óleo destilado é R\$8,00/L, isso evidencia a falta de competitividade do empreendimento em questão.

### 5.3. ROTAS 3 – PIRÓLISE EM LEITO DE JORRO

O fluxo de caixa acumulado para a pirólise em leito de jorro na TMA de 10% ao longo de 10 anos é apresentado na Figura 14.

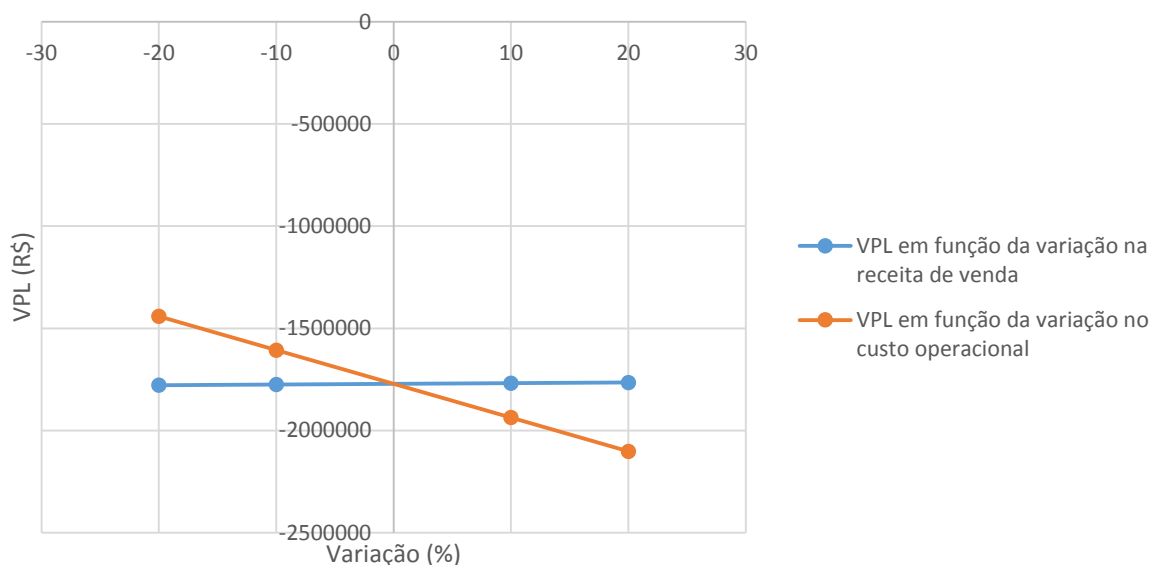


Assim como a RPLF, a pirólise em leito de jorro apresenta-se inviável. A VPL encontrada foi de -R\$1.773.048,77 para TMA de 10%. O gasto significativo de nitrogênio chega a gerar prejuízos de milhões de reais em 10 anos de operação. Isso reforça a necessidade de estudo de um pirólise oxidativa do bagaço em futuros estudos.

González et al. (2002) estudaram a viabilidade de uma planta de pirólise rápida com reator de leito fluidizado para processar capim elefante. A capacidade máxima do reator foi de 250 kg/h. Verificou-se inviabilidade no projeto associado à capacidade de alimentação e à escala de projeto.

A análise de sensibilidade para a pirólise em leito de jorro é apresentada na Figura 15. As variações foram feitas sobre os resultados que foram apresentados na Tabela 15.

Figura 15 – Análise de sensibilidade para a RPLJ na TMA de 10%.



A partir desses resultados pode-se concluir que flutuações de  $\pm 20\%$  na receita de venda ou no custo operacional não são suficientes para tornar o empreendimento viável.

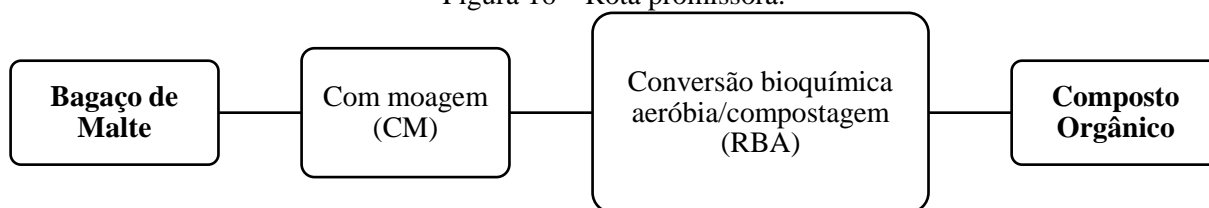
Da mesma forma que para a pirólise em leito fixo, foi verificado o preço mínimo de venda do bio-óleo necessário para gerar um VPL maior ou igual a zero. Considerou-se a depreciação igual ao longo dos 10 anos e com valor de R\$15.484,48, e o preço do *biochar* foi mantido como sendo de R\$1,20/kg. O valor de cada parcela encontrado foi de R\$25.196,90 e a receita necessária seria de R\$295.577,84/ano. Isso representa o preço de venda do bio-óleo de R\$4.344,03/L. O preço do bio-óleo caso destilado é R\$8,00/L, o que novamente mostra inviabilidade para a rota química nas condições empregadas neste trabalho.

O uso de dados em escala laboratorial para as reações de pirólise pode ter sido um fator limitante na análise econômica realizada, pois o *scale-up* para a pirólise em leitos móveis ainda não é um campo bem estabelecido. Tal situação evidencia a necessidade adicional de desenvolvimento tecnológico neste ramo para uma análise mais completa, pois a análise heurística mostrou que rotas termoquímicas são promissoras para processar o bagaço.

Apesar do alto custo associado ao nitrogênio que torna o custo operacional elevado, inviabilizando o empreendimento nas condições analisadas, destaca-se que a pirólise é uma rota interessante para estudos futuros. A pirólise oxidativa pode ser viável por fazer uso de ar como gás de reação.

A partir dos resultados obtidos neste trabalho foi verificado que a compostagem é a única rota química economicamente promissora. Assim, recomenda-se proceder com o bagaço de malte conforme ilustrado na Figura 16.

Figura 16 – Rota promissora.



Em seguida, deve-se realizar um estudo detalhado para a compostagem, inclusive com realização de testes simulando a planta em escala piloto. Também deve-se buscar melhorias no projeto, a fim de se obter um maior retorno financeiro e maior qualidade de produto.

## 6. CONCLUSÃO

O bagaço de malte gerado pelo processo produtivo da cerveja possui propriedades que tornam atrativo seu aproveitamento como fonte de biomassa. Neste trabalho a síntese heurística e o cálculo de medidas de lucratividade foram utilizados para propor um fluxograma de processamento deste rejeito.

O tamanho da partícula de bagaço demanda a moagem do material com pré-secagem. De acordo com as regras heurísticas empregadas, o teor de umidade do bagaço moído favorece o emprego da rota termoquímica. No entanto, o alto custo do nitrogênio torna a realização de reação de pirólise inviável, favorecendo a compostagem.

A conversão de bagaço em composto orgânico através de moagem e compostagem mostrou-se economicamente viável nas Taxas Mínimas de Atratividade de 5 e 10%. A compostagem é realizada com baixo custo operacional e as leiras podem ser feitas uma vez ao mês, requerendo apenas viragem do monte algumas vezes nesse período. É uma rota interessante, pois processa todo o bagaço e produz um composto orgânico que pode ser valorizado pela indústria de fertilizantes.

Verificou-se, portanto, que o estudo da heurística de processo e da análise econômica foi útil para escolher uma rota promissora e contribuir para a identificação de fatores importantes para a competitividade das técnicas de conversão termoquímica de biomassa.

## 7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Um fator limitante do trabalho foi a disponibilidade de dados para a pirólise em escala real. É importante que a análise econômica seja feita utilizando, sempre que possível, dados em escala industrial.

Deve-se avaliar a pirólise oxidativa do bagaço de malte como uma rota promissora para o processamento de bagaço, pois ar é utilizado como inerte e está disponível para a indústria sem custo.

Sugere-se também utilizar o gás de pirólise para geração de energia. Isso pode ser uma nova fonte de receita para o projeto.

## REFERÊNCIAS

- ALVES, S. J. F. et al. **ESTUDO DA CINÉTICA DE SECAGEM DO RESÍDUO BAGAÇO DE MALTE E DO RESÍDUO DE ABACAXI**. IV Encontro Nacional da Agroindústria. **Anais...** In: IV ENCONTRO NACIONAL DA AGROINDÚSTRIA. Galoa, 2018. Disponível em: <[https://proceedings.science/proceedings/100056/\\_papers/91718](https://proceedings.science/proceedings/100056/_papers/91718)>. Acesso em: 2 ago. 2020.
- BARIZON, F. Compostagem de resíduo de cervejaria associado a cama de aviário de peru. p. 6. Trabalho apresentado para o 8º Fórum Internacional de Resíduos Sólidos, 2017.
- BATISTA, R. R. et al. **Rotas tecnológicas de aproveitamento de resíduos agrícolas, destinadas à geração de energia**. Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química. **Anais...** In: XX CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA. Florianópolis, Brasil: Editora Edgard Blücher, fev. 2015. Disponível em: <<http://www.proceedings.blucher.com.br/article-details/17291>>. Acesso em: 2 ago. 2020.
- BECIDAN, M. et al. Thermal Decomposition of Biomass Wastes. A Kinetic Study. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 46, n. 8, p. 2428–2437, abr. 2007.
- BELETI, M. A.; DUARTE, F.; GEORG-KRAEMER, J. E. A temperatura no desenvolvimento da atividade das enzimas (1-3, 1-4)- b-glucanases e degradação de b-glucanos durante a malteação. **Ciência Rural**, p. 7, [s.d.].
- BORÉL, L. D. M. S. **Estudo de aplicação da pirólise rápida em leito de jorro para valorização de resíduos agroindustriais**. Doutorado em Engenharia Química—Uberlândia: Universidade Federal de Uberlândia, 14 dez. 2018.
- BORSATO, V. M. **Análise de viabilidade técnica-econômica-financeira da implantação de um empreendimento de compostagem de resíduos orgânicos a ser instalado na cidade de ponta grossa**. Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como requisito parcial à obtenção do título de Bacharel em Engenharia de Produção – Paraná: Universidade Tecnológica Federal do Paraná, 2015.
- BROWN, R. C. Introduction to Thermochemical Processing of Biomass into Fuels, Chemicals, and Power. In: BROWN, R. C. (Ed.). **Thermochemical Processing of Biomass**. Chichester, UK: John Wiley & Sons, Ltd, 2011. p. 1–12.
- BROWN, T. **Engineering economics and economic design for process engineers**. CRC Press, 2016.
- CAIBRE, D. I. et al. Análise da viabilidade econômica do processo de pirólise para tratamento de resíduos sólidos urbanos: estudo de caso aplicado a uma cidade de médio porte. **Revista de Ciências Ambientais**, v. 10, n. 2, p. 67–88, 16 dez. 2016.
- CEMIG. Valores de tarifa e serviços. Disponível em: <[https://www.cemig.com.br/pt-br/atendimento/Paginas/valores\\_de\\_tarifa\\_e\\_servicos.aspx](https://www.cemig.com.br/pt-br/atendimento/Paginas/valores_de_tarifa_e_servicos.aspx)>. Acesso em: 7 jul. 2020.
- CHEMICAL ENGINEERING. CEPCI Updates. Disponível em: <<https://www.chemengonline.com/2020-cepci-updates-february-prelim-and-january-final/>>. Acesso em: 2 ago. 2020.
- COOPER, M. et al. Compostagem e Reaproveitamento de Resíduos Orgânicos Agroindustriais: Teórico e Prático. Piracicaba: ESALQ – Divisão de Biblioteca, 2010.

COPASA. Tarifas em vigor. Disponível em: <<http://www.copasa.com.br/wps/portal/internet/agencia-virtual/mais-servicos/atendimento-informacoes/tarifas-em-vigor-2018>>. Acesso em: 7 jul. 2020.

COUPER, James Riley. **Process engineering economics**. CRC Press, 2003.

DAL-BÓ, V. Potencialidades para o aproveitamento de biomassa de casca de café robusta para a geração de energia. 2016. 109 f. Dissertação (Mestrado em Energia) - Universidade Federal do Espírito Santo, São Mateus. 2016.

EMBRAPA. Produção de briquetes e péletes a partir de resíduos agrícolas, agroindustriais e florestais. Brasília, DF: Embrapa Agroenergia. 2012.

FILHO, A. M. R.; SANTOS, G. E. S. Pirólise rápida de bagaço de malte em leito de jorro: análise do efeito da temperatura e da vazão de alimentação. Trabalho apresentado ao XXXIX Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados. 2019.

GAJIĆ, A.; KOCH, H.-J. Sugar Beet (*Beta vulgaris* L.) Growth Reduction Caused by Hydrochar Is Related to Nitrogen Supply. **Journal of Environmental Quality**, v. 41, n. 4, p. 1067–1075, jul. 2012.

GONZÁLEZ, L. E. B. et al. Avaliação preliminar técnico-econômica da pirólise rápida de biomassa. p. 6. Disponível em: <<http://www.proceedings.scielo.br/pdf/agrener/n4v1/027.pdf>>. Acesso em: 2 ago. 2020.

GUERI, M. D.; DE SOUZA, S. N. M.; KUCZMAN, O. Parâmetros operacionais do processo de digestão anaeróbia de resíduos alimentares: uma revisão. **BIOFIX Scientific Journal**, v. 3, n. 1, p. 17, 18 dez. 2017.

HENRIQUE BORDINHON DE CASTRO, P.; FORSTER CARNEIRO, T.; FORSTER CARNEIRO, T. **Montagem de reatores anaeróbios com bagaço de malte visando o aproveitamento energético**. . In: XXV CONGRESSO DE INICIAÇÃO CIENTIFICA DA UNICAMP. 21 out. 2017. Disponível em: <<http://proceedings.galoa.com.br/proceedings/95/papers/78080>>. Acesso em: 2 ago. 2020.

IN RFB N° 1700, de 14 de março de 2017. Disponível em: <<http://normas.receita.fazenda.gov.br/sijut2consulta/link.action?visao=anotado&idAto=81268>>. Acesso em: 2 ago. 2020.

JURADO, M. et al. Exploiting composting biodiversity: Study of the persistent and biotechnologically relevant microorganisms from lignocellulose-based composting. **Bioresource Technology**, v. 162, p. 283–293, jun. 2014.

LEWIS, M. J.; YOUNG, T. W. **Brewing**. 2. ed. Nova Iorque: Publishers, Kluwer Academic/Plenum, v. 1, p.375, 2002.

MAPA. Anuário da Cerveja. Disponível em: <<https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/inspecao/produtos-vegetal/publicacoes/anuario-da-serveja-2019/view>>. Acesso em: 2 ago. 2020.

MF RURAL. Compra e Venda de Produtos Agro. Disponível em: <<https://www.mfrural.com.br/>>. Acesso em: 2 ago. 2020.

N. DA SILVA, P. R.; R. GONÇALVES, G.; C. C. FREITAS, J. Preparation, Characterization and Evaluation in Gasification of Cellulignins Derived from Sugar Cane Bagasse and Rice Husks: Reuse Case of Lignocellulosic Waste. **Revista Virtual de Química**, v. 8, n. 5, p. 1262–1276, 2016.

- NIGAM, P. S. An overview: Recycling of solid barley waste generated as a by-product in distillery and brewery. **Waste Management**, v. 62, p. 255–261, abr. 2017.
- NISHIDA, N.; STEPHANOPOULOS, G.; WESTERBERG, A. W. A review of process synthesis. **AIChE Journal**, v. 27, n. 3, p. 321–351, maio 1981.
- OHRA-AHO, T. et al. Structure of Brewer's Spent Grain Lignin and Its Interactions with Gut Microbiota in Vitro. **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 64, n. 4, p. 812–820, 3 fev. 2016.
- OLIVEIRA RODRIGUES, T., ROUSSET, P., TEIXEIRA DO VALE, A., & BROUST, F. (2011). Biooléo: Uma alternativa para valorização energética da biomassa.
- OLIVEIRA, E. C. M. et al. Compostagem. Programa de Pós-Graduação em Solos e Nutrição de Plantas. Piracicaba, SP. 2008. Disponível em: <[https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/Repositorio/Compostagem\\_000fhc8nfqz02wyiv80efhb2adn37yaw.pdf](https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/Repositorio/Compostagem_000fhc8nfqz02wyiv80efhb2adn37yaw.pdf)>. Acesso em: 2 ago. 2020.
- PANIAGO, R. Qual o valor do esterco de confinamento bovino? Disponível em: <<https://www.beefpoint.com.br/qual-o-valor-do-esterco-de-confinamento-de-bovinos-28974/>>. Acesso em: 2 ago. 2020.
- PERLINGEIRO, C. A. G. Engenharia de processos: Análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos. São Paulo: Blucher, 2005. 198p.
- PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. Plant design and economics for chemical engineers (Vol. 4). New York: McGraw-Hill. 1968. 850p.
- SHARMA, A.; PAREEK, V.; ZHANG, D. Biomass pyrolysis—A review of modelling, process parameters and catalytic studies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 50, p. 1081–1096, out. 2015.
- SINDICERV. O setor em números. Disponível em: <<https://www.sindicerv.com.br/o-setor-em-numeros/>>. Acesso em: 2 ago. 2020.
- SP PESQUISA E TECNOLOGIA. Extrato Pirolenhoso. Disponível em: <<https://www.sppt.com.br/extrato-pirolenhoso/>>. Acesso em: 10 ago. 2020.
- THEPPITAK, S. et al. Comparison on solid biofuel production from wet and dry carbonization processes of food wastes. **Applied Energy**, v. 272, p. 115264, ago. 2020.
- TOZZETO, L. M. Produção e caracterização de cerveja artesanal adicionada de gengibre (*Zingiber officinale*). Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia de Produção, do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Ponta Grossa, 2017.
- TURTON, R. et al. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes. 3ª edição. Estados Unidos da América: Prentice Hall, 2009.
- VAZZOLER, A. Introdução ao estudo das viabilidades técnica e econômica de processos químicos. Campinas: Edição do Autor. 2017.
- VENTURINI FILHO, W. G. Indústria de bebidas: inovação, gestão e produção. São Paulo: Blucher, 2011.
- VENTURINI FILHO, W. G. Bebidas Alcoólicas - Ciência e Tecnologia. São Paulo: Blucher, 2016.

VIEIRA, R. P. et al. **Caracterização Química Do Extrato Pirolenhoso Oriundo Da Carbonização**. Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química. **Anais...** In: XX CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA. Florianópolis, Brasil: Editora Edgard Blücher, fev. 2015. Disponível em: <<http://www.proceedings.blucher.com.br/article-details/18508>>. Acesso em: 2 ago. 2020.

VITANZA, R. Biovalorization of Brewery Waste by Applying Anaerobic Digestion. **Chemical and Biochemical Engineering Quarterly Journal**, v. 30, n. 3, p. 351–357, 10 out. 2016.

XAVIER, T. P.; LIBARDI, B. P.; LIRA, T. S.; BARROZO, M.A.S. Fluid dynamic analysis for pyrolysis of macadamia shell in a conical spouted bed. **Powder Technology**, 299, 210-216. 2016.