



Análise Técnico-Econômica de Produção de Etanol por Gaseificação Direta de Biomassa Lignocelulósica

Luís André de Freitas

Monografia em Engenharia Química

Orientadores

Flávia Chaves Alves, D. Sc.

Fábio de Almeida Oroski, D. Sc.

Outubro de 2021

ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DE PRODUÇÃO DE ETANOL POR GASEIFICAÇÃO DIRETA DE BIOMASSA LIGNOCELULÓSICA

Luís André de Freitas

Monografia em Engenharia Química submetida ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

Aprovado por:

Profa. Ana Mehl, D. Sc.

Profa. Júlia Pancini de Oliveira, M. Sc.

Profa. Bettina Susanne Hoffmann, D. Sc.

Orientado por:

Profa. Flávia Chaves Alves, D. Sc.

Prof. Fábio de Almeida Oroski, D. Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Outubro de 2021

Freitas, Luís André de.

Análise técnico-econômica de produção de etanol por gaseificação direta de biomassa lignocelulósica / Luís André de Freitas. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2021.

xiv, 107 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2021

Orientadores: Flávia Chaves Alves e Fábio de Almeida Oroski.

1. Gaseificação. 2. Etanol. 3. Biomassa. 4. Madeira 5. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 6. Flávia Chaves Alves, Fábio de Almeida Oroski. I. Análise técnico-econômica de produção de etanol por gaseificação direta de biomassa lignocelulósica.

Dedico este trabalho a meus familiares, amigos, colegas de graduação, professores, e todos que de alguma maneira me deram suporte para alcançar esta etapa.

“E isto também passará” – Benjamin Graham

AGRADECIMENTOS

A meus pais, Sérgio e Silvana, meus irmãos, Gustavo e Isabela, e todos meus familiares por todo o apoio e condições dadas para que chegasse até aqui.

A todos os meus amigos pelos bons momentos e, em especial aos da Escola de Química, por todas as trocas e ajuda ao longo da graduação.

Aos orientadores, Flávia e Fábio, por todo o conhecimento transmitido, pelo suporte, pela confiança e por sempre se mostrarem tão acessíveis ao longo deste trabalho.

A todos os professores que, de alguma forma, contribuíram positivamente para minha formação.

Resumo da Monografia apresentada à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DE PRODUÇÃO DE ETANOL POR GASEIFICAÇÃO DIRETA DE BIOMASSA LIGNOCELULÓSICA

Luís André de Freitas

Setembro, 2020

Orientadores: Prof^a. Flávia Chaves Alves, D. Sc.

Prof. Fábio de Almeida Oroski, D. Sc.

O aumento da preocupação com o impacto ambiental causado pelo uso de combustíveis fósseis estimula a busca por fontes renováveis de energia para substituí-los. Neste sentido, o etanol se apresenta como uma alternativa interessante. Ele se destaca como combustível automotivo, sendo utilizado tanto na forma anidra, misturado na gasolina, quanto na versão hidratada, sendo vendido diretamente nos postos de combustíveis. Estados Unidos e Brasil são os maiores produtores e consumidores de etanol. A produção nestes países é feita pela rota biotecnológica, principalmente a partir da fermentação de milho, no primeiro, e de cana-de-açúcar no segundo. Como forma de aproveitar resíduos de diversas fontes e atividades como matéria-prima, nos últimos anos iniciativas vêm investindo na rota termoquímica, que consiste na gaseificação de matéria orgânica de diferentes origens. Este processo gera uma mistura denominada gás de síntese, a partir da qual grande variedade de moléculas orgânicas podem ser sintetizadas, incluindo o etanol. No entanto, uma série de desafios, principalmente de natureza econômica, fizeram com que poucos projetos comerciais saíssem do papel. O presente trabalho se baseou em estudo do *National Renewable Energy Laboratory* (NREL) sobre uma planta de produção de etanol a partir da gaseificação direta de resíduos de madeira nos Estados Unidos. A partir dos dados deste estudo e de referências na literatura sobre avaliação econômica de projetos da indústria química, estimou-se os investimentos e os custos de produção referentes a uma planta similar instalada no Brasil. Com estas estimativas, foi possível realizar exercícios de fluxo de caixa descontado e calcular métricas de matemática financeira, a fim de entender a viabilidade econômica do projeto. Os resultados apontaram que o projeto não é viável economicamente, e apesar da estrutura de custos competitiva com a rota fermentativa a partir de cana-de-açúcar, os investimentos elevados mostraram a baixa competitividade desta unidade industrial. Observou-se que, comparando com a produção de etanol de cana, os custos da planta de gaseificação são equivalentes, mas o investimento é quase 8 vezes maior. Em seguida, análises de sensibilidade foram realizadas, testando conjuntos de cenários para algumas variáveis do projeto. Estas análises também indicaram resultados negativos, inclusive para os cenários mais otimistas. Com estas observações, entende-se que a rota termoquímica ainda tem muito o que evoluir, apesar dos avanços recentes de algumas empresas e iniciativas, antes de poder ser considerada uma tecnologia plausível para a produção de etanol.

ÍNDICE

1.	INTRODUÇÃO	1
2.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
2.1.	Etanol	5
2.1.1	Caracterização do Etanol	5
2.1.2	Potencial do Mercado de Etanol.....	7
2.1.3	Rotas de Produção de Etanol	12
2.1.3.1	Rotas Biotecnológicas	12
2.1.3.2	Rotas Químicas.....	16
2.1.3.3	Rota Termoquímica	18
2.2	Gaseificação	19
2.2.1	Descrição do processo	19
2.2.2	Gaseificadores	20
2.2.2.1	Gaseificadores de Leito Fixo.....	20
2.2.2.2	Gaseificadores de Fluxo de Arraste.....	23
2.2.2.3	Gaseificadores de Leito Fluidizado	25
2.3	Descrição da planta de Gaseificação Direta.....	29
2.3.1	Pré-tratamento da biomassa.....	30
2.3.2	Gaseificação e Reforma.....	31
2.3.3	Limpeza e Retirada de Impurezas do Gás de Síntese.....	32
2.3.4	Síntese de Etanol	33
2.3.5	Geração de Eletricidade.....	34
2.3.6	Unidade de Separação de Ar	34
2.4	Status e projetos atuais de Gaseificação	34
2.4.1	<i>EQTEC</i>	35
2.4.2	Sierra Energy	36
2.4.3	Lanzatech.....	38
2.4.4	Projeto COMSYN	38
2.4.5	Enerkem.....	40
3.	METODOLOGIA	42
3.1	Localização do projeto	42
3.2	Investimento.....	43
3.2.1	Investimento Fixo	43
3.2.1.1	ISBL e OSBL.....	43
3.2.1.2	Outros investimentos	46
3.2.2	Capital de Giro	47

3.2.3	Fator de extrapolação de capacidade	47
3.2.4	Fator de atualização	48
3.2.5	Fator de Nacionalização	49
3.3	Custos de Produção.....	49
3.3.1	Custos Variáveis	49
3.3.2	Custos Fixos	54
3.4	Ponto de nivelamento.....	55
3.5	Despesas operacionais	57
3.6	Fluxo de Caixa Descontado e Valor Presente Líquido	58
3.7	Taxa Mínima de Atratividade e Taxa Interna de Retorno	60
3.8	<i>Payback</i> Descontado	61
3.9	Estudos de Sensibilidade.....	62
4.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	65
4.1	Localização do projeto	65
4.2	Estimativas para o cenário base	65
4.2.1	Investimento de Unidades Industriais.....	66
4.2.2	Custos de Produção	66
4.2.3	Investimento Total.....	68
4.2.4	Ponto de nivelamento	70
4.2.5	VPL.....	71
4.2.6	TIR.....	71
4.2.7	<i>Payback</i> Descontado.....	71
4.2.8	PMV	71
4.3	Análises de Sensibilidade	72
4.3.1	Análise preliminar	72
4.3.2	Descontos no preço da madeira	75
4.3.3	Preço de venda da mistura de alcoóis superiores	77
4.3.4	Impactos da capacidade da planta	78
4.3.5	Cenários de financiamento do investimento.....	86
5.	CONCLUSÃO	91
	Referências Bibliográficas.....	95
	Apêndice A	104
	Apêndice B	107
	Apêndice C	108

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Gráfico de consumo de combustíveis veiculares no Brasil – Elaboração própria a partir de dados da ANP (2020).....	9
Figura 2 - Gráfico de consumo de combustíveis veiculares nos EUA – Elaboração própria a partir de dados da EIA e AFDC.	9
Figura 3 - Gráfico de consumo de combustíveis veiculares na Europa – Elaboração própria a partir de dados da EIA e AFDC.	10
Figura 4 - Gráfico de consumo de combustíveis em 2019 e projetados pela IEA em 2030.....	11
Figura 5 - Processo de produção de etanol 1G a partir de cana-de-açúcar – adaptado de Dias et al. (2016).....	14
Figura 6 - Pré-tratamento e hidrólise do bagaço de cana – adaptado de Dias et al. (2016)	15
Figura 7 - Representação do processo de hidratação catalítica indireta de etileno – adaptado de Ullman (2011)	17
Figura 8 - Representação do processo de hidratação catalítica direta de etileno – adaptado de Ullman (2011)	18
Figura 9 - Esquema genérico de um processo de gaseificação – adaptado por CGEE (2011), de NETL (2007)	20
Figura 10 - Representação das zonas de um Gaseificador de Leito Fixo – Adaptado de McKendry (2002)	21
Figura 11 - Representação de um Gaseificador de Fluxo de Arraste - adaptado de NETL (2007)	23
Figura 12 – Representação de um Gaseificador BFB – adaptado de Bermudez e Fidalgo (2016)	27
Figura 13 - Representação de um Gaseificador BFB – adaptado de Bermudez e Fidalgo (2016)	28
Figura 14 - Representação de um Gaseificador DFB – adaptado de Pang, 2016)	29
Figura 15 – Esquema simplificado da planta de produção de etanol – elaboração própria a partir do relatório da NREL (2009).....	31
Figura 16 - Quantidade total de eucalipto e pinus produzida por estado – elaboração própria a partir de dados do IBGE (2019)	51
Figura 17 - Análise preliminar de sensibilidade do PMV, expresso em R\$/t	74
Figura 18 - Análise de sensibilidade do PMV em relação ao preço de aquisição da madeira ...	76
Figura 19 - Análise de sensibilidade do PMV em relação ao preço de venda da mistura de alcoóis superiores	78
Figura 20 - Análise de sensibilidade do PMV por capacidade da planta	80
Figura 21 - Custo Unitário de Produção em relação à capacidade de produção da planta.....	82
Figura 22 - Investimento Unitário em relação à capacidade de produção da planta.....	84
Figura 23 - PMV, expresso em R\$/t, por parcela do investimento total financiada para os cenários de juros	89

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Poder Calorífico Inferior de combustíveis, segundo o Anuário Estatístico Brasileiro da ANP de 2019	7
Tabela 2 - Projetos de gaseificação da EQTEC – elaboração própria a partir de informações da empresa (2021).....	36
Tabela 3 - Resíduos alimentados a um Gaseificador FastOx e produtos gerados – elaboração própria a partir de informações para equipamento com capacidade de 100 t/dia da Sierra Energy (2021)	37
Tabela 4 – Projetos de gaseificação da Enerkem - elaboração própria a partir de informações da empresa (2021).....	40
Tabela 5 – Fatores de Lang (TOWLER; SINNOT, 2008).....	45
Tabela 6 – Fatores de instalação de Hand (TOWLER; SINNOT, 2008).....	45
Tabela 7 – Estimativas para as parcelas de investimento – Chauvel e Lefevbre (1989).....	46
Tabela 8 – Elementos de receitas e custos variáveis da planta – elaboração própria a partir dos valores calculados pelas fontes	50
Tabela 9 – Composição da mistura de alcoóis superiores (NREL, 2009)	53
Tabela 10 – Poder Calorífico Inferior da mistura de alcoóis superiores	53
Tabela 11 – Elementos dos custos fixos e premissas para cálculo (PETER; TIMMERHAUS; WEST, 2003)	54
Tabela 12 – Vazões de etanol e madeira, e valores de IM e PL	65
Tabela 13 – Estimativas de ISBL e OSBL para o cenário base.....	66
Tabela 14 – Custos variáveis de produção, seus coeficientes técnicos em relação ao etanol, e preços considerados	67
Tabela 15 – Custos por telada de etanol produzida e custos anuais de produção, expressos em reais e em dólar	67
Tabela 16 – Custos fixos anuais para o cenário base.....	68
Tabela 17 – Componentes do Investimento Total para o cenário base	69
Tabela 18 – Investimentos do Total das Unidades Industriais por área do processo	70
Tabela 19 – Análise preliminar de sensibilidade do PMV, expresso em R\$/t	73
Tabela 20 – Análise de sensibilidade do PMV em relação ao preço de aquisição da madeira	76
Tabela 21 – Análise de sensibilidade do PMV em relação ao preço de venda da mistura de alcoóis superiores.....	77
Tabela 22 - Análise de sensibilidade do PMV em relação à capacidade de produção da planta.....	79
Tabela 23 - Custo Unitário de Produção em relação à capacidade de produção da planta	81
Tabela 24 - Investimento Unitário em relação à capacidade de produção da planta.....	84
Tabela 25 - Investimentos em novas usinas de produção de etanol no Brasil.....	86
Tabela 26 - Frequência de usinas de etanol anidro autorizadas, segundo ANP (2021).....	87
Tabela 27 - PMV, expresso em R\$/t, por parcela do investimento total financiada para os cenários de juros	89
Tabela 28 - PMV, expresso em R\$/L, por parcela do investimento total financiada para os cenários de juros	90
Tabela 29 – Estimativas de investimento das unidades industriais (parte 1)	104
Tabela 30 - Estimativas de investimento das unidades industriais (parte 2)	105
Tabela 31 - Estimativas de investimento das unidades industriais (parte 3)	106

Tabela 32 – Índice CEPCI de 1990 a 2020.....	107
Tabela 33 – Fluxo de caixa descontado (R\$ milhões) para o cenário base (parte 1)	108
Tabela 34 - Fluxo de caixa descontado (R\$ milhões) para o cenário base (parte 2)	108

LISTA DE SIGLAS

AFDC	<i>Alternative Fuels Data Center</i>
NREL	<i>National Renewable Energy Laboratory</i>
ABIQUIM	Associação Brasileira da Indústria Química
ABRACEEL	Associação Brasileira dos Comercializadores de Energia
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
BLS	<i>Bureau of Labor Statistics</i>
BP	<i>British Petroleum</i>
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Construction Index</i>
CEPEA	Centro de Estudos Aplicada em Economia Avançada
CGEE	Centro de Gestão de Estudos Estratégicos
EIA	<i>Energy Information Administration</i>
EERE	<i>Energy Efficiency & Renewable Energy</i>
FAO	<i>Food and Agriculture Organization</i>
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IEA	International Energy Agency
IM	Índice Material
IPEA	Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada
ISBL	<i>Inside Battery Limits</i>
MAPA	Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento
NETL	<i>National Energy Technology Laboratory</i>
NIST	<i>National Institute of Standards and Technology</i>
OSBL	<i>Outside Battery Limits</i>
PCI	Poder Calorífico Inferior
PL	Peso Locacional
PMV	Preço Mínimo de Venda
Proálcool	Programa Nacional do Alcool

SNA	Sociedade Nacional de Agricultura
TIR	Taxa Interna de Retorno
VPL	Valor Presente Líquido

1. INTRODUÇÃO

Com o aumento da preocupação com o impacto ambiental causado pela atividade humana no planeta, principalmente pelo uso de combustíveis de origem fóssil, é crucial buscar fontes renováveis de energia para substituí-los. O etanol se apresenta como uma alternativa muito interessante para isso. Além do uso nos setores químico, farmacêutico, de cosméticos, e de bebidas, o etanol se destaca como combustível automotivo no lugar de gasolina ou óleo diesel. Tão interessante que ele já é utilizado com esse fim em vários países, com destaque para Brasil e Estados Unidos, que foram juntos responsáveis por entre 80 e 85% da geração anual do renovável entre 2010 e 2020 (AFDC, 2021).

Nestes dois países, a rota biotecnológica é a empregada para a produção de etanol de primeira geração, ou etanol 1G, majoritariamente a partir do caldo da cana-de-açúcar no Brasil, e de milho nos Estados Unidos. Essa rota consiste na fermentação da matéria-prima por levedura, que converte os açúcares do substrato em etanol.

Nos últimos anos, tem havido muita pesquisa acerca do etanol de segunda geração, também chamado 2G, que se refere ao etanol obtido de resíduos agroindustriais. No Brasil, os estudos focaram no aproveitamento de resíduos lignocelulósicos da cana-de-açúcar, como a palha e o bagaço. Em 2014, a empresa Raízen iniciou a produção de etanol 2G em sua Usina Costa Pinto com capacidade de 40 milhões de m³/ano, em Piracicaba, no estado de São Paulo. De acordo com a Argus Media (2021) a empresa anunciou a construção de mais 3 novas usinas de etanol 2G, com capacidade conjunta de 300 milhões de m³/ano. Para o resto do mundo, a consultoria *Future Bridge* mapeou outras 32 usinas em operação em 2020, sendo que 12 delas se encontram nos Estados Unidos e utilizam como matéria-prima principalmente talo de milho e resíduos florestais.

Também existem pesquisas sobre o etanol de terceira geração, ou 3G, que consiste na cultura de microalgas e bactérias, capazes de capturar dióxido de carbono da atmosfera para gerar seu alimento, e cujo conteúdo intracelular é recuperado e fermentado para produzir o álcool. No entanto, a economicidade é atualmente o maior entrave deste processo (JAMBO *et al.*, 2016).

Fora da rota biotecnológica, a conversão catalítica de etileno em etanol é uma tecnologia conhecida e dominada, utilizada em alguns países. Apesar disso, o custo do etanol gerado é consideravelmente mais elevado do que para as rotas

fermentativas (AYAOU *et al.*, 2019). Além disso, o etileno que serve como matéria-prima é obtido a partir do petróleo, portanto este processo não gera um combustível renovável.

Outra rota para a produção de etanol é a termoquímica, que pode utilizar basicamente qualquer matéria orgânica como matéria-prima. Esta se baseia na gaseificação, processo que gera calor e converte matéria orgânica em gás de síntese, uma mistura gasosa composta majoritariamente por monóxido de carbono e hidrogênio. Estas moléculas são então recombinadas, podendo sintetizar uma ampla variedade de cadeias carbônicas, inclusive o etanol. O interesse por esta rota se justifica também por consistir em uma maneira de dar uma destinação e valorizar diferentes resíduos, sejam eles de plantações agrícolas e lascas de madeira do setor madeireiro, ou de maior impacto ambiental e disposição adequada mais sensível, como resíduos sólidos urbanos, plásticos, e até mesmo resíduos industriais (EKBOM *et al.*, 2003).

Apesar desta vantagem do ponto de vista ambiental, e de ser utilizada para outras finalidades, como geração e cogeração de eletricidade (IEA *Bioenergy*, 2020), a rota termoquímica possui grandes desafios e não é possível afirmar que ela seja bem estabelecida para produção de químicos. Entre os principais desafios envolvendo estes processos, está a enorme quantidade de biomassa necessária, o que gera questões logísticas, de escala e de localização da planta a ser construída. O pré-tratamento da matéria-prima também apresenta dificuldades, muito por conta da energia requisitada para acondicionar os grandes volumes de biomassa alimentada ao processo. A própria etapa de gaseificação é um grande gargalo, devido aos elevados investimentos necessários para aquisição dos equipamentos (NREL, 2009).

O presente trabalho teve como ponto de partida um estudo do *National Renewable Energy Laboratory* (NREL, 2009), que abordou a produção de etanol por rota termoquímica nos Estados Unidos, através de processo de gaseificação direta de madeira. A conclusão do relatório foi de que o processo era inviável do ponto de vista econômico, já que o investimento em uma planta deste tipo seria viável apenas no caso de comercialização do etanol produzido a preços muito maiores do que os praticados no mercado internacional.

Tal conclusão negativa motivou questionamentos, tais como o porquê de o processo descrito no relatório resultar em um produto que necessite ser

comercializado com preço muito elevado, e quais possíveis melhorias, alterações e cenários poderiam tornar a rota mais competitiva.

O presente trabalho tem como objetivo geral analisar com maior profundidade o estudo da *NREL* e com isso entender melhor a tecnologia de gaseificação e os desafios relacionados a ela. Para isso, foi realizada uma análise técnico-econômica de instalação de uma planta de gaseificação direta para produção de etanol no Brasil. Além de procurar responder os questionamentos apontados, o trabalho também encontra motivação no fato de que, não apenas já existe um mercado bem estabelecido de etanol automotivo no país, mas também há uma expectativa de crescimento robusto da demanda tanto a nível nacional quanto mundial (IEA, 2020).

Como objetivos específicos, este trabalho se propõe a:

- Realizar uma revisão de literatura sobre o processo de gaseificação, entendendo as tecnologias e os principais projetos desenvolvidos atualmente;
- Identificar os principais investimentos necessários e custos operacionais da planta;
- Determinar o preço mínimo de venda (PMV) do etanol produzido que torna a planta economicamente viável, através da metodologia de fluxo de caixa descontado;
- Realizar análises de sensibilidade para discutir quais as variáveis que mais impactam a viabilidade do projeto;

O trabalho se encontra estruturado de maneira que, após esta introdução, apresenta uma revisão bibliográfica, a qual discute as rotas de produção de etanol, o potencial de mercado do álcool como combustível renovável, o processo de gaseificação e os principais equipamentos utilizados neste processo, uma descrição técnica da planta a ser estudada, e por fim, traz informações sobre o status atual da rota termoquímica, com os projetos em operação e em desenvolvimento de algumas empresas. Em seguida, o capítulo de metodologia detalha os investimentos e custos assumidos para uma planta no Brasil, detalha as premissas consideradas para cálculo de fluxo de caixa descontado para o projeto, a fim de determinar o valor do etanol produzido, e descreve exercícios de sensibilidade para o projeto. O capítulo posterior traz os resultados dos cálculos realizados, além de discussões baseadas

nos estudos de sensibilidade para analisar a competitividade da planta para diferentes cenários. Por fim, são apresentadas as conclusões do trabalho e suas limitações, além de sugestões para futuros estudos.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo está dividido em quatro seções. A primeira apresenta as características do etanol, seu uso como combustível veicular, o potencial de crescimento da demanda do álcool para este fim, e as diferentes rotas tecnológicas para sua produção. Em seguida, são apresentadas as principais reações químicas envolvidas no processo de gaseificação, além de serem realizadas descrições sobre os principais tipos de gaseificadores, equipamentos nos quais este processo ocorre. A terceira parte do capítulo detalha a planta estudada no trabalho da *NREL* (2009), com descrições das suas principais seções e dos processos que ocorrem em cada uma. Por fim, é feito o detalhamento de um grupo de iniciativas e projetos industriais recentes de gaseificação desenvolvidos no mundo, a fim de entender melhor em qual estado de maturidade esta tecnologia se encontra.

2.1. Etanol

2.1.1 Caracterização do Etanol

Considerado um dos produtos mais antigos da humanidade, sendo consumido nas primeiras versões de cerveja e vinho produzidos há mais cinco mil anos, o etanol é uma das moléculas de maior utilidade para o homem. Pertencente à classe dos alcoóis, apresenta a fórmula molecular C_2H_6O , e, além da indústria de alimentos, possui uso no setor farmacêutico, de tintas e pigmentos, cosmético, como solvente em outros processos industriais, e como antisséptico. Além disso, possui relevante aplicação como combustível veicular, substituindo outros de origem fóssil como a gasolina, ou sendo usado como um aditivo dela (KOSARIC *et al.*, 2011).

À temperatura ambiente, etanol é um líquido transparente e, devido ao radical hidroxila (-OH) de sua molécula, é um solvente fortemente polar, por isso apresenta grande afinidade com água, sendo miscível em qualquer proporção com ela. Por outro lado, sua cadeia de hidrocarboneto ainda lhe confere caráter apolar e, portanto, o etanol também é miscível com éter, aceta, benzeno, e outros solventes orgânicos.

Uma mistura azeotrópica é formada com composição de 95,6 % de etanol e 4,4 % de água em massa, a qual representa a maior concentração de etanol que pode ser obtida através de destilação comum (KOSARIC *et al.*, 2011). Para produzir

etanol anidro, com concentrações acima de 99% em massa, podem ser empregados agentes dessecantes, como ciclohexano e monoetilenoglicol, ou também processos com peneiras moleculares (DIAS *et al.*, 2015).

As formulações comerciais do álcool podem apresentar concentrações bastante variadas, dependendo do uso que será dado a elas. Estes níveis podem ser tão baixos quanto cerca de 5% em bebidas alcoólicas como cerveja, passando pelo patamar de 70% (SECRETARIA DE SAÚDE DO PARANÁ, 2020), recomendado para usos como antisséptico, chegando a concentrações em torno de 93,6%, as quais o caracterizam como etanol hidratado, e finalmente acima de 99%, que o definem como etanol anidro ou absoluto (ANP, 2015).

No Brasil, etanol hidratado e anidro possuem importante uso como combustível veicular. A Tabela 1 permite observar que o poder calorífico do etanol é menor do que o de combustíveis fósseis tradicionais, mas ainda assim está em um patamar interessante. Enquanto a versão hidratada é utilizada como combustível diretamente nos motores de automóveis, o etanol anidro é empregado como aditivo na gasolina, por aumentar a octanagem dela, e conseqüentemente sua combustão. Além disso, a presença de oxigênio na molécula de etanol reduz a liberação de monóxido de carbono pelo motor, tornando a queima da gasolina mais limpa (EIA, 2021).

Tabela 1 - Poder Calorífico Inferior de combustíveis, segundo o Anuário Estatístico Brasileiro da ANP de 2019

Combustível	Poder Calorífico Inferior (kcal/kg)
Etanol Anidro	6.750
Etanol Hidratado	6.300
Gás Natural Seco	8.800
Gasolina Comum	9.400
Gasolina Premium	10.400
GLP	11.100
Óleo Diesel	10.100

A mistura é regulamentada no Brasil desde 1938, e a mais recente alteração da legislação, a Portaria nº 75 de 05/03/2015 do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA) estabeleceu um volume de 27% de etanol anidro na gasolina (MAPA, 2015). O Programa Nacional do Álcool (Proálcool), instituído em 1975, incrementou a utilização de etanol como combustível, em meio à crise de petróleo dos anos 1970.

Nos Estados Unidos, a Lei do Ar Limpo (Clean Air Act), promulgada em 1990, estabeleceu 3 categorias de misturas de gasolina e etanol anidro: E10 (com 10% em volume de etanol, concentração mínima que toda gasolina vendida no país deve possuir), E15 (com 15% em volume de etanol), e E85 (com 85% em volume de etanol). No ano de 2007, o Energy Independence and Security Act avançou na regulamentação para outros biocombustíveis, incluindo o etanol (Governo dos Estados Unidos, 2007).

Estas legislações tiveram um forte impacto para desenvolver o mercado de etanol combustível nestes dois países, o que ajuda a explicar por que os dois países são os maiores produtores e consumidores dele.

2.1.2 Potencial do Mercado de Etanol

Para entender o potencial de demanda do etanol combustível, é preciso analisar o histórico, como se encontram atualmente os principais mercados consumidores, e quais as perspectivas para eles.

A Figura 1 contém os volumes consumidos de etanol e gasolina comum, para o Brasil. Pode-se visualizar como o álcool, apesar de seu menor consumo, não fica muito distante da gasolina em termos de quantidades vendidas.

A situação oposta é observada para os Estados Unidos (Figura 2) e a União Europeia (Figura 3), regiões em que o consumo de gasolina supera em muito o de etanol. A demanda norte-americana pelo álcool supera a brasileira em quantidade absoluta, no entanto o consumo de gasolina ainda é muito maior que a do renovável.

Figura 1 - Gráfico de consumo de combustíveis veiculares no Brasil - Elaboração própria a partir de dados da ANP (2020).

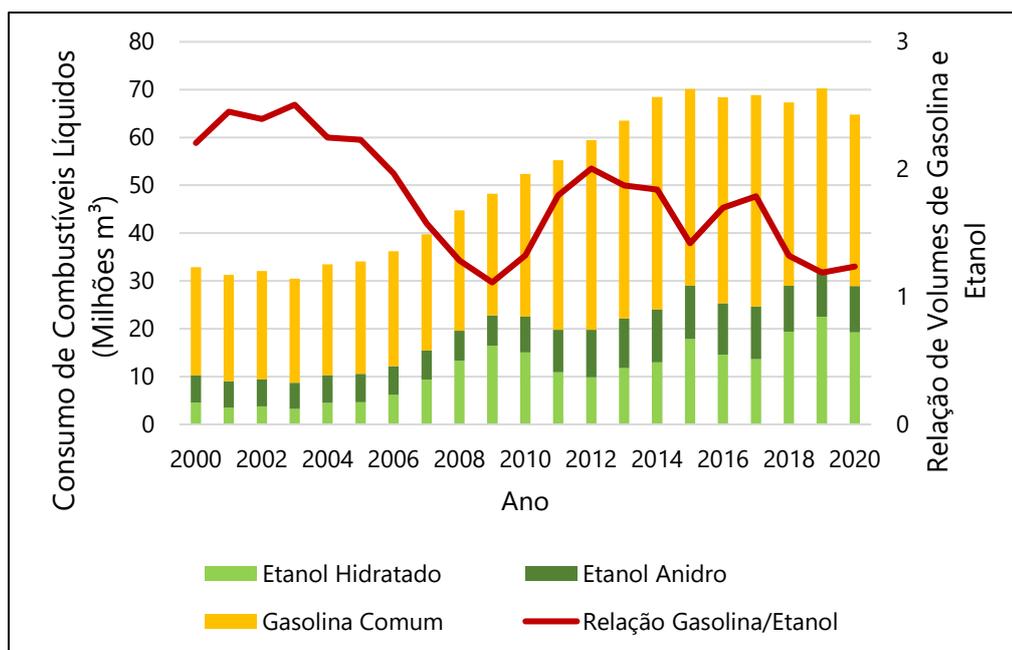
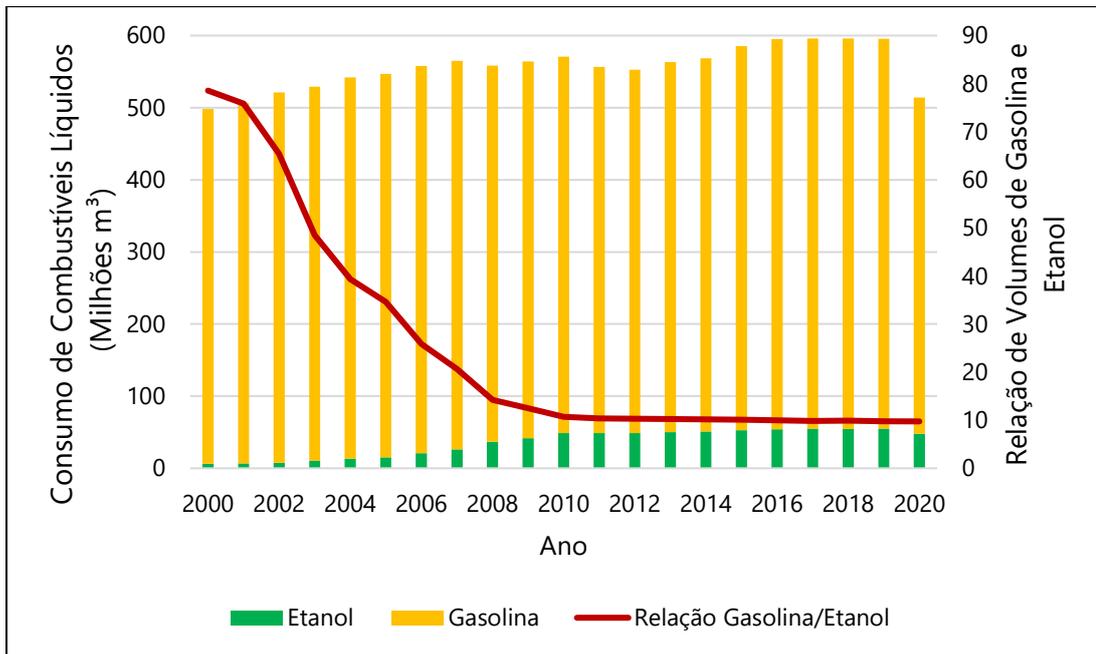
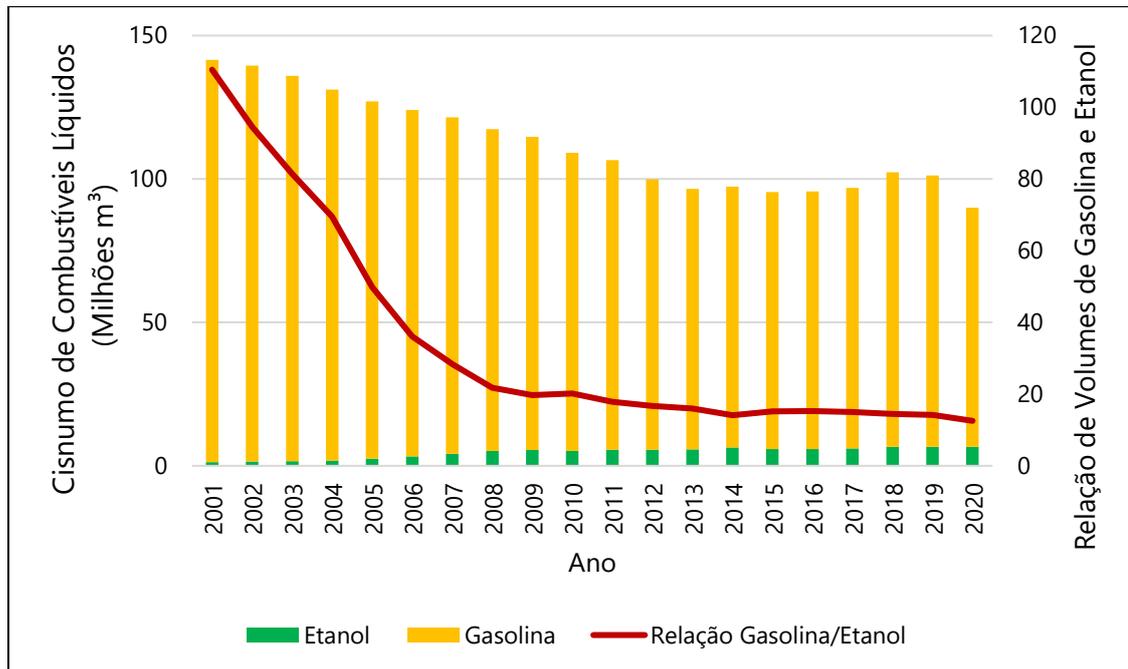


Figura 2 - Gráfico de consumo de combustíveis veiculares nos EUA - Elaboração própria a partir de dados da EIA e AFDC.



Já para o caso europeu, a demanda por etanol vem crescendo, mas ainda é menor que a do Brasil, enquanto a do combustível fóssil é consideravelmente maior, apesar de apresentar uma tendência de queda nas últimas duas décadas. A legislação da União Europeia definiu a concentração mínima de 5% de etanol na gasolina, com alguns países já adotando o nível de 10%. A lei prevê que até 2030, 14% da energia utilizada no setor de transportes deve ser de origem renovável, incluindo biocombustíveis, e conseqüentemente, o etanol (EUROPEAN COMMISSION, 2020).

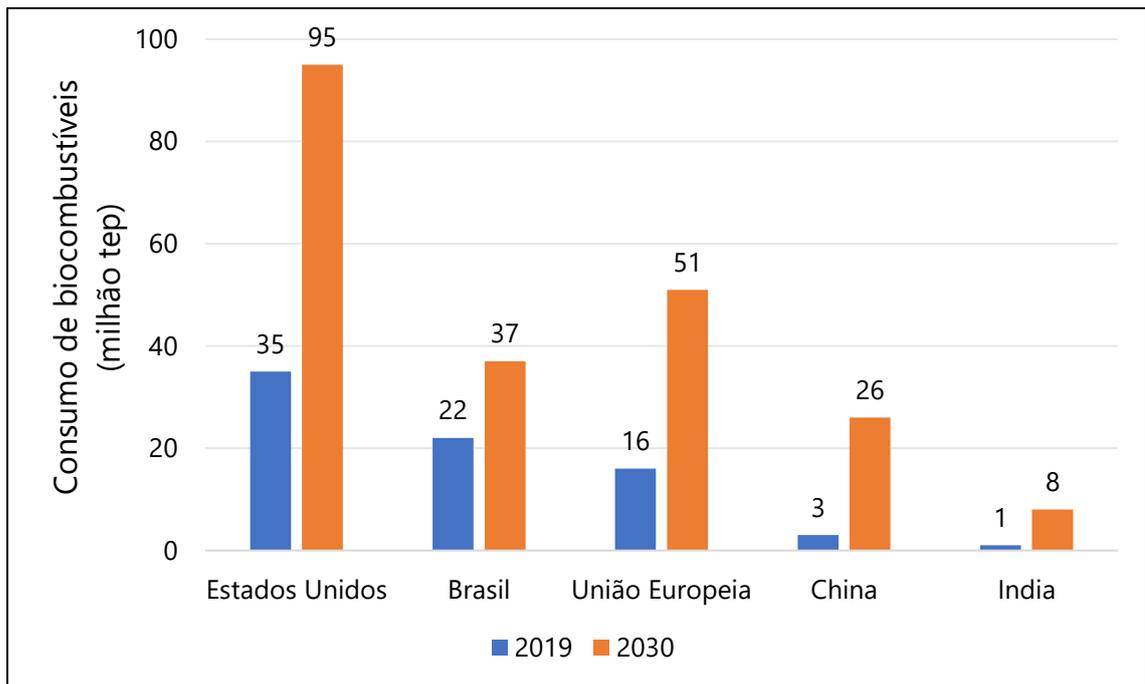
Figura 3 - Gráfico de consumo de combustíveis veiculares na Europa - Elaboração própria a partir de dados da EIA e AFDC.



A diferença observada para as razões do combustível fóssil e de etanol entre o Brasil de um lado, e Estados Unidos e União Europeia de outro, sinaliza a maturidade do setor energético brasileiro no uso do renovável, mas também um espaço considerável para aumento de demanda do álcool nestes outros países, considerando a trajetória de crescimento recente dela e a busca por economias mais sustentáveis. O mercado brasileiro, por outro lado, tende a apresentar um crescimento do consumo de etanol menos marcante. No entanto, por já ser bem desenvolvido e consolidado, certamente representa um consumo considerável, atraente para os atuais e possíveis novos produtores.

Um relatório da International Energy Agency (IEA, 2020) mostra que o consumo de biocombustíveis no mundo está bem distante do esperado para atingir as metas de sustentabilidade para 2030 consideradas ideais para redução de mudanças climáticas. Os números apresentados na Figura 4 reforçam a visão de grande potencial de crescimento do consumo destes biocombustíveis, e certamente o etanol pode se beneficiar destas expectativas.

Figura 4 - Gráfico de consumo de combustíveis em 2019 e projetados pela IEA em 2030.



Como competição dentro do universo de renováveis ao etanol, uma tendência para as próximas décadas é a maior presença de veículos com motores elétricos e movidos a hidrogênio, especialmente nos Estados Unidos e Europa, onde estes já encontram certo espaço, mas ainda não tão relevante. Eles representam opções em teoria mais sustentáveis e que emitem menos gás carbônico. As baterias dos motores elétricos não geram emissões, enquanto a queima de hidrogênio produz vapor de água (*EERE*, 2020).

No entanto, é necessário levar em conta a origem da eletricidade e do hidrogênio que abastecerão estes veículos. A matriz energética dos Estados Unidos e da Europa ainda são fortemente baseadas em fontes fósseis, apesar das fontes renováveis representar fatias cada vez maiores. De acordo com o Anuário Estatístico da BP (2021), em 2020, derivados de petróleo, gás natural e carvão responderam por quase 82% e 71% das matrizes norte-americana e europeia, respectivamente, e apenas 53% do quadro energético brasileiro.

Isso significa que mesmo boa parte da eletricidade e do hidrogênio gerados nestes países são de origem fóssil, e, portanto, não renovável. Mesmo com a expectativa das matrizes energética e elétrica se tornarem cada vez mais sustentáveis, com menor participação de combustíveis fósseis, ainda há espaço para

biocombustíveis, e em especial o etanol, ocuparem posição relevante nos motores de veículos.

2.1.3 Rotas de Produção de Etanol

2.1.3.1 Rotas Biotecnológicas

As rotas biológicas se baseiam na utilização de microrganismos para produção de etanol. Os processos clássicos de fermentação, conhecidos atualmente como de primeira geração ou 1G, envolvem a fermentação por leveduras, de açúcares ou amido presentes em grandes quantidades em matérias-primas como cana-de-açúcar e milho. Visando maximizar o aproveitamento destes materiais, processos de etanol de segunda geração ou 2G vem sendo desenvolvidos, com algumas plantas comerciais já em operação (VALOR ECONÔMICO, 2016). O etanol 2G consiste no aproveitamento de matéria celulósica dos resíduos dos processos 1G, como palha e bagaço de cana, e palha de milho. Finalmente, em etapas preliminares de estudos, o etanol de terceira geração ou 3G se baseia na cultura de microalgas e bactérias, cujo material intracelular é recuperado e convertido em etanol (JAMBO *et al.*, 2016).

Para a produção de etanol 1G, a cana é cortada e então amassada e macerada em moinhos, produzindo um caldo contendo cerca de 15 a 20% de sacarose, glicose e frutose, e 80 a 85% de água, e como resíduo um material sólido fibroso que passa a ser chamado de bagaço. O caldo é filtrado para retenção de material do bagaço, que é reciclado aos moinhos para maximizar a extração dos açúcares. Após esta etapa, o caldo é aquecido entre 30 e 70 °C, tratado com cal, aquecido novamente, desta vez para 105 °C, e adicionado de um polímero floculante para remoção de impurezas em um processo de clarificação. Por fim, o caldo clarificado é concentrado por evaporação da água, visando atingir uma concentração de açúcar adequada para a fermentação (DIAS *et al.*, 2015).

Já o milho pode ser utilizado em dois processos distintos, de moagem à seco e moagem úmida, que diferem em relação às etapas de preparação do amido, números e tipos de subprodutos, e da flexibilidade de gerar diferentes produtos principais. Após a recuperação do amido, as etapas de fermentação dele e de destilação do etanol são idênticas (BERTRAND *et al.*, 2016).

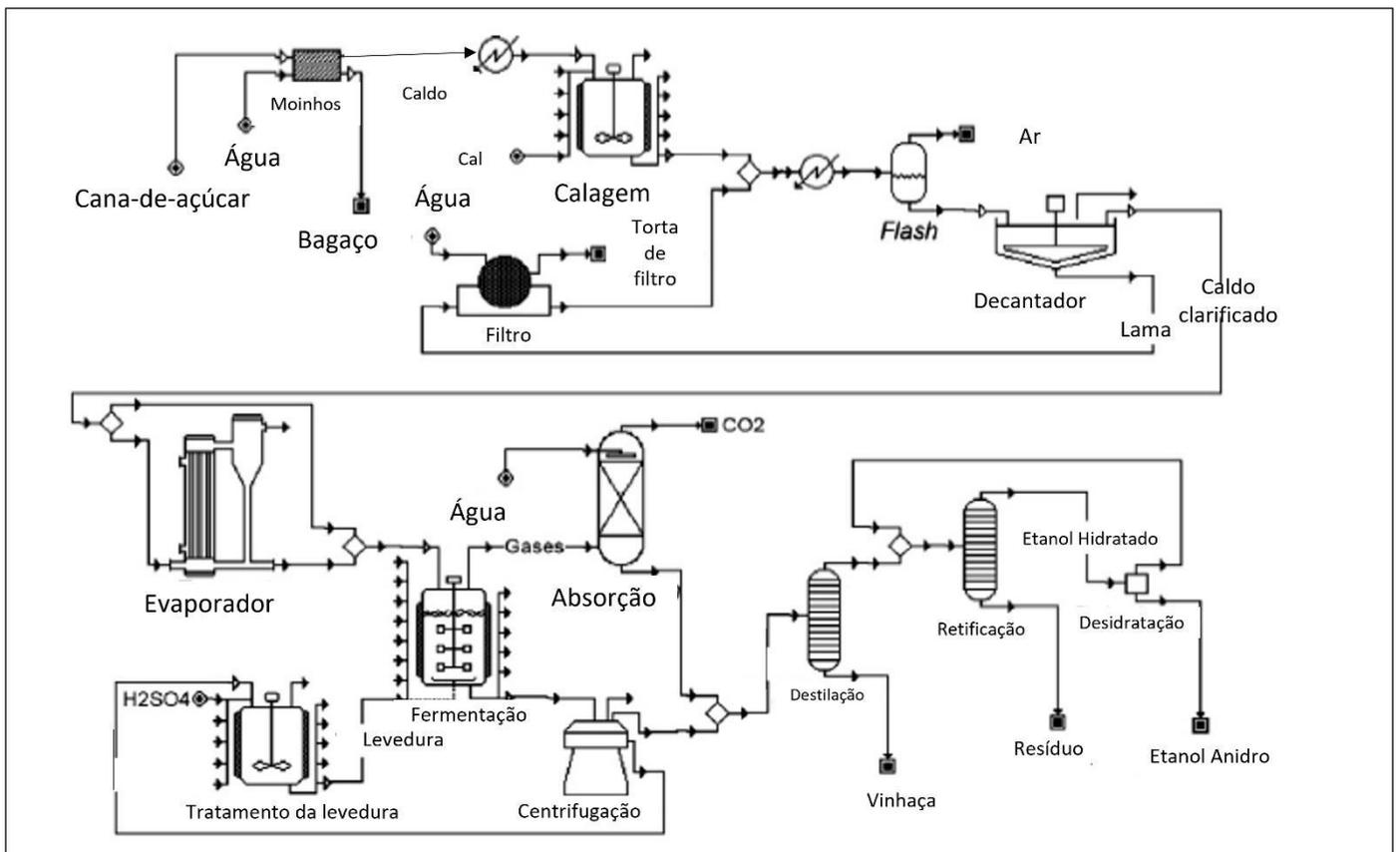
Na moagem à seco, os grãos de milho são limpos e macerados, e a farinha obtida é hidrolisada em dois estágios, liquefação e sacarificação, que usam as enzimas α -amilase e glucoamilase, respectivamente para quebrar o amido em glicose. Um caldo é formado e fermentado, enquanto os restos de grãos podem ser usados em rações de animais. Na moagem úmida, milho é adicionado a uma solução aquosa com ácido sulfúrico, que auxilia na separação de amido, fibras, glúten e de gérmen, realizada em um moedor. Uma solução de amido é obtida, e submetida a liquefação e sacarificação para quebra do polímero em glicose. As fibras, o glúten e o gérmen são utilizados para produzir ração animal (BERTRAND *et al.*, 2016).

O processo de fermentação é bastante similar para todas as matérias-primas, e ocorre em biorreatores, na configuração de batelada alimentada, na qual a levedura (*Saccharomyces cerevisiae*), recuperada de levas anteriores, é alimentada ao fermentador. Em seguida, a solução aquosa com glicose é adicionada, permanecendo por algumas horas no reator enquanto etanol e subprodutos são gerados, juntamente com dióxido de carbono. As concentrações de etanol no fermentador são baixas, entre 10 e 12 % em volume, para evitar inibição da levedura. Licor fermentado que é produzido no reator é centrifugado para remoção e recuperação das células de levedura, enquanto a porção líquida dele é direcionado para duas etapas de destilação, produzindo etanol hidratado (Dias *et al.*, 2015).

O etanol hidratado é então submetido a uma etapa de desidratação. Esta pode ser realizada com o emprego de cicloexano, monoetilenoglicol ou de peneiras moleculares. Benzeno já foi usado com maior frequência no passado, sendo abandonado em decorrência de sua toxicidade para os seres humanos (Dias *et al.*, 2015).

A Figura 5 ilustra a rota completa de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar.

Figura 5 - Processo de produção de etanol 1G a partir de cana-de-açúcar - adaptado de Dias *et al.* (2016).



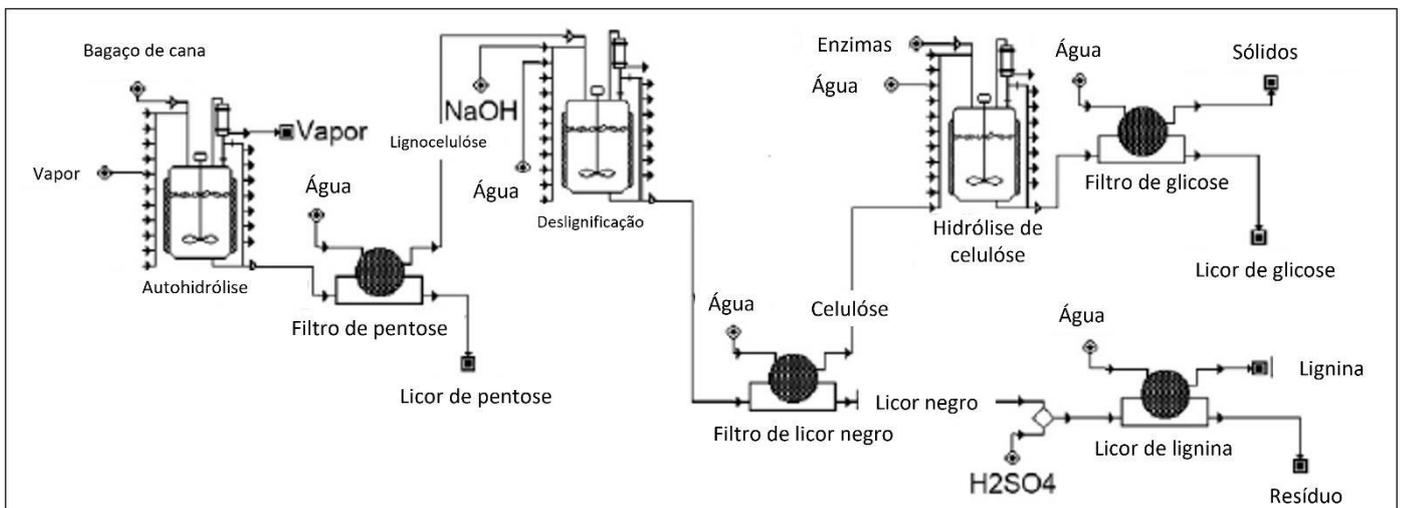
No processo de geração do etanol 2G, o material lignocelulósico, composto por celulose, hemicelulose e lignina, deve ser submetido a uma etapa de hidrólise para reduzir estes polímeros em açúcares digeríveis pela levedura. Antes disso, no entanto, uma etapa de pré-tratamento é necessária. De acordo com Robak e Balcerek (2018), ela pode ser realizada por vias biológicas, químicas, físicas ou uma combinação delas, e objetiva: produzir sólidos digeríveis para aumentar o rendimento de açúcares na hidrólise; evitar perda de açúcares por degradação; reduzir a formação de substâncias que podem inibir a atividade das leveduras; recuperar lignina para aproveitamento em subprodutos; reduzir perdas de calor e energia do processo, e conseqüentemente os custos operacionais dele.

O processo físico-químico conhecido como autohidrólise ou *steam explosion* é um dos de pré-tratamento mais estudados e consolidados. Ele consiste na separação de fibras através da descompressão explosiva após alguns minutos em vapor sob altas temperaturas e pressões, levando a um menor grau de polimerização das cadeias de celulose que ficam na fase sólida, a melhor solubilização da

hemicelulose em água e da lignina em solvente alcalino. Tudo isto acarreta redução de tempo e temperatura necessárias no posterior processo de hidrólise.

A etapa de hidrólise é realizada com o emprego das enzimas endoglucanase (EG), exo-celobiohidrolase (CBH) e β -glucosidase (BGL), que realizam a redução e quebra dos polissacarídeos presentes nas células vegetais em açúcares fermentáveis. A Figura 6 ilustra o processamento do bagaço até a etapa de hidrólise. Após esta, as etapas de fermentação e destilação do etanol produzido são em geral similares aos da geração de etanol 1G, apesar de algumas configurações exigirem alteração do processo.

Figura 6 - Pré-tratamento e hidrólise do bagaço de cana - adaptado de Dias *et al.*(2016).



Estudos e testes de produção de etanol 3G vem ganhando tração nos últimos anos, tanto por conta de problemas ambientais relacionados ao uso de agrotóxicos e pesticidas nas plantações das matérias-primas do etanol 1G, quanto pela discussão em torno do uso de terras para produção de combustível ao invés da produção de alimentos para a população (SAÏDANE-BCHIR *et al.*, 2016). Em decorrência destas questões, o emprego de algas e bactérias para converter carbono em etanol se torna bastante chamativo.

As vantagens destes microrganismos compreendem uma maior produtividade por área de cultura, possibilidade de geração de outros biocombustíveis e subprodutos, e captura de dióxido de carbono (LACKNER, 2016).

Os processos de geração de etanol 3G iniciam com a cultura do microrganismo. A biomassa é então centrifugada para eliminação do meio de cultura e recuperação das células, que em seguida são rompidas, seja por métodos

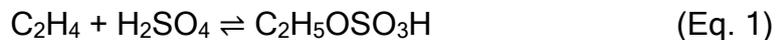
biológicos, químicos ou físicos. Os carboidratos obtidos no meio celular são então alimentados a fermentadores, onde leveduras os convertem em etanol, que pode ser finalmente destilado para alcançar concentrações comerciais.

Apesar dos trabalhos realizados para desenvolver esta rota, o etanol 3G ainda não é viável economicamente, mas avanços importantes vêm sendo obtidos, e as perspectivas para ele são bastante promissoras (JAMBO *et al.*, 2016).

2.1.3.2 Rotas Químicas

A produção comercial de etanol sintético a partir de etileno foi realizada pela primeira vez em 1930 pela *Carbide and Chemical Corporation*, hoje *Union Carbide*, utilizando o processo de hidratação catalítica indireta. As maiores empresas que empregam a rota sintética são a Sasol na Europa e África do Sul, SADAF na Arábia Saudita, e a Equistar nos Estados Unidos (ROOZBEHANI *et al.*, 2013).

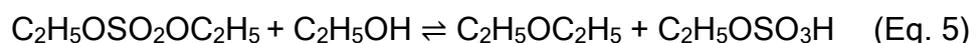
Na hidratação catalítica indireta, etileno é absorvido em ácido sulfúrico em duas etapas, gerando etil sulfato e dietil sulfato, de acordo com as equações 1 e 2:



Em seguida, reações de hidrólise convertem os sulfatos em etanol, recuperando o ácido sulfúrico, como mostram as equações 3 e 4:

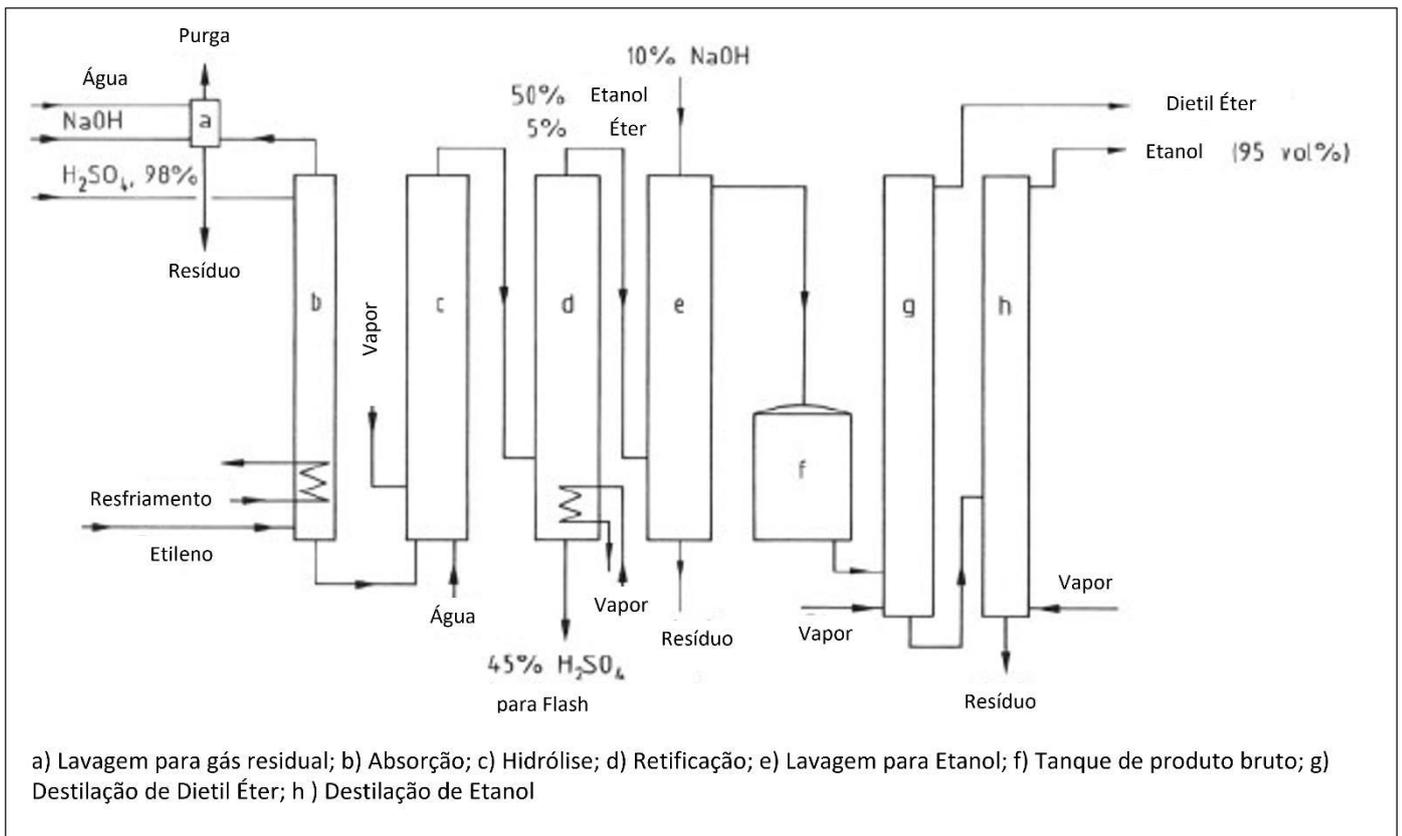


Nesta etapa ainda ocorre a formação paralela de dietil éter, subproduto que pode atingir concentrações de 5 a 10% em massa, e que é separado do etanol em uma coluna de destilação. A equação 5 ilustra esta reação:

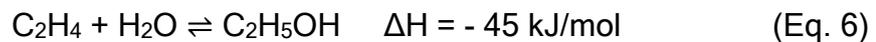


O processo pode ser representado pela Figura 7.

Figura 7 - Representação do processo de hidratação catalítica indireta de etileno - adaptado de Ullman (2011)



Outra rota de conversão de etileno em etanol é pela hidratação catalítica direta, na qual o alqueno reage diretamente com vapor de água para gerar o álcool, empregando como catalisador ácido fosfórico em suporte de sílica (ULLMANN, 2011). A equação 6 ilustra a reação:

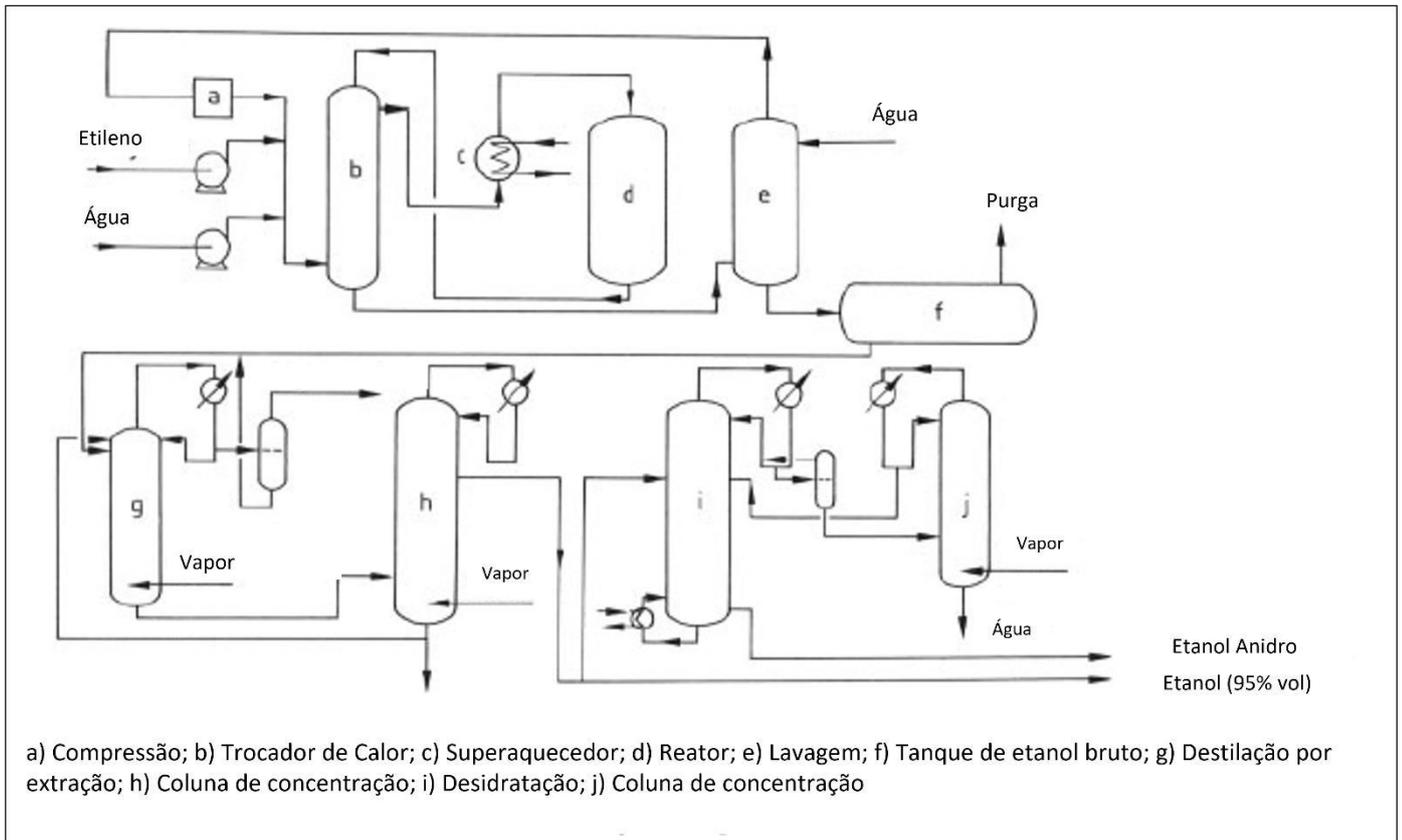


A conversão por passe no reator é de apenas 5%, portanto o etanol produzido deve ser retirado e o etileno remanescente reciclado. Desta maneira, a conversão global pode alcançar até 95%. Excesso de etileno é usado para deslocar o equilíbrio no sentido de formação do álcool, ao invés de excesso de vapor de água. Isso é adotado pois muito vapor pode diluir e até mesmo retirar o catalisador do suporte.

A equação no sentido de geração de etanol é exotérmica, portanto, o sistema reativo deve ser resfriado para alcançar a temperatura ótima de 300 °C. Por outro lado, pressões de operação maiores também favorecem a formação do álcool. No entanto, pressões maiores que 6 a 8 MPa são evitadas, pois podem levar à

polimerização do etileno, que além de consumir matéria-prima, também possibilita a obstrução de equipamentos da planta, representada na Figura 8.

Figura 8 - Representação do processo de hidratação catalítica direta de etileno - adaptado de Ullman (2011)



2.1.3.3 Rota Termoquímica

A rota termoquímica se baseia no processo de gaseificação de matéria orgânica, gerando uma mistura denominada gás de síntese, composto majoritariamente por monóxido de carbono e gás hidrogênio (ARNOLD; HILL, 2019). Esta mistura, após etapas de purificação e retirada de impurezas, pode ser queimada para gerar energia, ou ser submetida a processos de síntese para produzir um diverso número de químicos, dentre eles, o etanol. A etapa de gaseificação é discutida em mais detalhes na seção 2.2, enquanto um aprofundamento das seções de purificação do gás de síntese e produção de etanol a partir dele é feita na seção 2.3.

2.2 Gaseificação

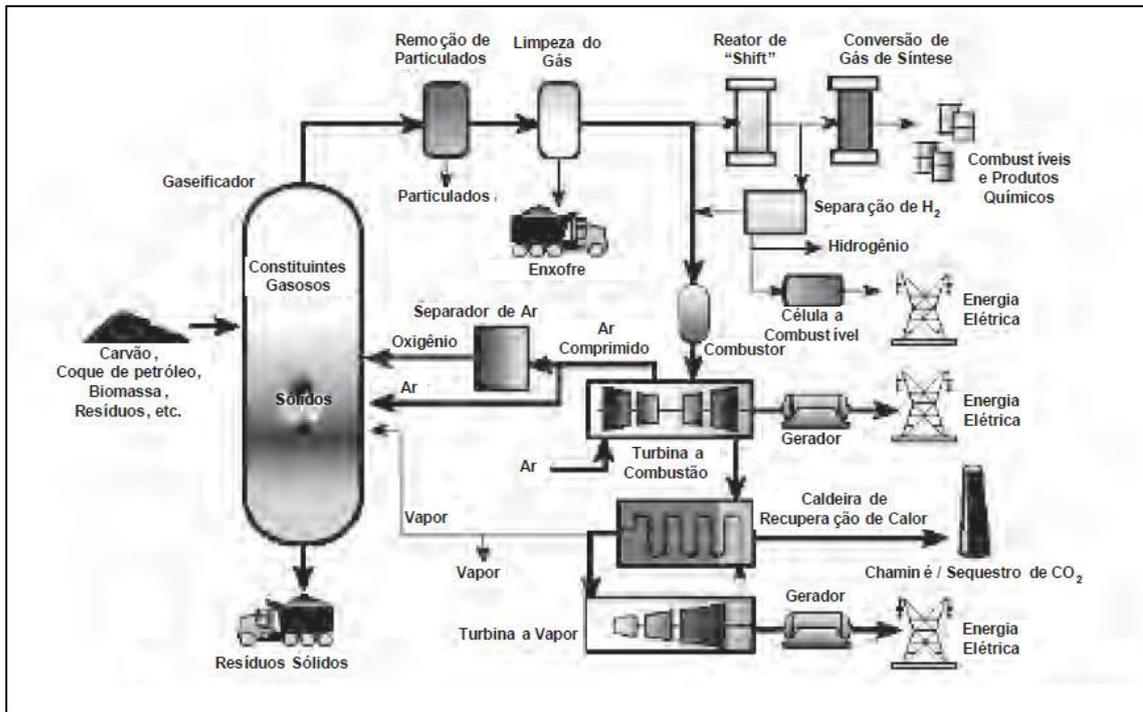
2.2.1 Descrição do processo

Gaseificação é um processo termoquímico de combustão incompleta de matéria orgânica, envolvendo a desvolatilização e oxidação parcial de matéria-prima carbonácea (C_n) em atmosfera de vapor e/ou oxigênio para produzir gás de síntese (NREL, 2009). A composição deste gás de síntese pode variar de acordo com o processo e a fonte de carbono utilizada nele, mas observa-se majoritariamente a presença de gás hidrogênio (H_2) e monóxido de carbono (CO), e em menor proporção, dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4) e vapor d'água (H_2O). Também pode conter pequenas quantidades de gás nitrogênio (N_2), gás sulfídrico (H_2S), além de frações de outros elementos químicos presentes na matéria-prima. As seguintes reações químicas representam este processo:



A gaseificação constitui uma alternativa para rotas e processos mais bem estabelecidos utilizados para produção de eletricidade, combustíveis líquidos, gás natural sintético, hidrogênio, e outras substâncias químicas. Variados materiais carbonáceos, tais como carvão, biomassas, e resíduos sólidos urbanos, podem ser empregados nesta conversão. A Figura 9 representa um processo genérico de gaseificação, com as principais fontes de carbono que podem ser alimentadas, e os possíveis produtos que podem ser obtidos por meio dele.

Figura 9 - Esquema genérico de um processo de gaseificação - adaptado por CGEE (2011), de NETL (2007)



2.2.2 Gaseificadores

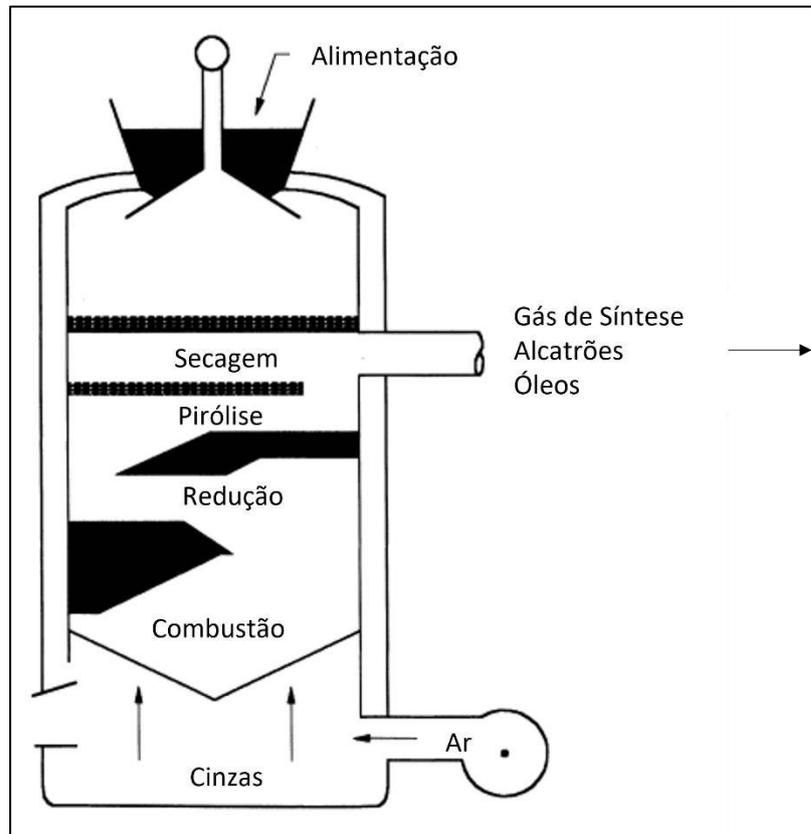
Os reatores empregados para realizar gaseificação são denominados gaseificadores, e podem ser classificados em três tipos principais: gaseificadores de leito fixo, de leito fluidizado, e de fluxo de arraste (NETL, 2007). Além deles, outros tipos de gaseificadores, baseados em processos e tecnologias distintas menos estabelecidas, vem sendo estudados e desenvolvidos nos últimos anos. Exemplos deles são os gaseificadores catalíticos e os hidrotérmicos.

2.2.2.1 Gaseificadores de Leito Fixo

Os gaseificadores de tipo leito fixo, muito utilizados em usinas termelétricas, são alimentados pelo topo com matéria-prima, geralmente carvão, enquanto vapor de água e gás oxigênio ou ar são alimentados em contracorrente pela parte inferior. Este tipo de gaseificador apresenta configuração e operação mais simples, com grelhas fixas ou móveis de espessuras similares que separam o equipamento em 4 regiões ou zonas, conforme a matéria-prima se desloca em direção ao fundo do equipamento: secagem, carbonização (ou pirólise), gaseificação (ou redução), e

combustão (BERMUDEZ; FIDALGO, 2016). A Figura 10 ilustra a estrutura de um gaseificador de leito fixo.

Figura 10 - Representação das zonas de um Gaseificador de Leito Fixo - Adaptado de McKendry (2002)



Na primeira zona, ocorre a evaporação e remoção de umidade da matéria-prima pelo calor proveniente das regiões inferiores. Na zona de pirólise, a matéria-prima sofre degradação térmica. Parte deste material degradado reage com vapor de água (Equação 10) e CO_2 (Equação 11) na zona de gaseificação, resultando em gás de síntese. Na região de combustão, onde as temperaturas podem alcançar $1200\text{ }^\circ\text{C}$, o carvão, material remanescente da matéria-prima, reage com oxigênio, liberando energia para as etapas anteriores, além de CO_2 para a zona de gaseificação. O gás de síntese produzido nessa sequência percorre o caminho inverso à matéria-prima, trocando calor com ela, e deixando o gaseificador pela lateral na parte superior. Cinzas e/ou escórias geradas neste processo são coletadas pelo fundo do equipamento.

Gaseificadores de leito fixo são comumente utilizados em projetos de pequeno e médio porte. Não são recomendados para aplicações de grande escala, devido à grande variação do perfil de temperatura nos leitos (PANG, 2016).

Os gaseificadores de leito fixo podem operar de duas maneiras distintas, a depender da formação de escória: no modo de cinzas, ou modo de escória (BERMUDEZ; FIDALGO, 2016). No primeiro caso, o vapor em excesso reage com carvão na zona de combustão. Isto mantém a temperatura num patamar abaixo do ponto em que as cinzas se transformam em escória. Estas cinzas são resfriadas pela corrente de entrada de vapor e oxigênio/ar, e são retiradas na fase sólida. No segundo modo de operação, menos vapor é alimentado ao gaseificador, e como consequência, mais carvão reage com oxigênio na zona de combustão. Como mais calor é liberado, a temperatura desta zona atinge um patamar maior que derrete as cinzas, formando escória.

A umidade da matéria-prima é a principal variável que define a temperatura de saída do gás de síntese produzido no gaseificador. A explicação deste fato é que mais calor é necessário para vaporizar a água presente na corrente de alimentação. O gás que deixa o gaseificador geralmente é resfriado por contato direto com água de reciclo, para condensação e retirada de alcatrões e óleos. Após esta etapa, ainda pode haver recuperação de calor do gás de síntese através da geração de vapor de baixa pressão.

Como pontos positivos dos gaseificadores de leito fixo, pode-se citar (NETL, 2007):

- alta eficiência;
- menor necessidade de oxigênio ou ar;
- podem ser alimentados com matéria-prima de dimensões maiores, entre 5 e 50 mm de diâmetro (ABCM, 2010), reduzindo gastos na preparação e redução de seu tamanho;
- pode ser alimentado com matérias-primas com diferentes graus de umidade.

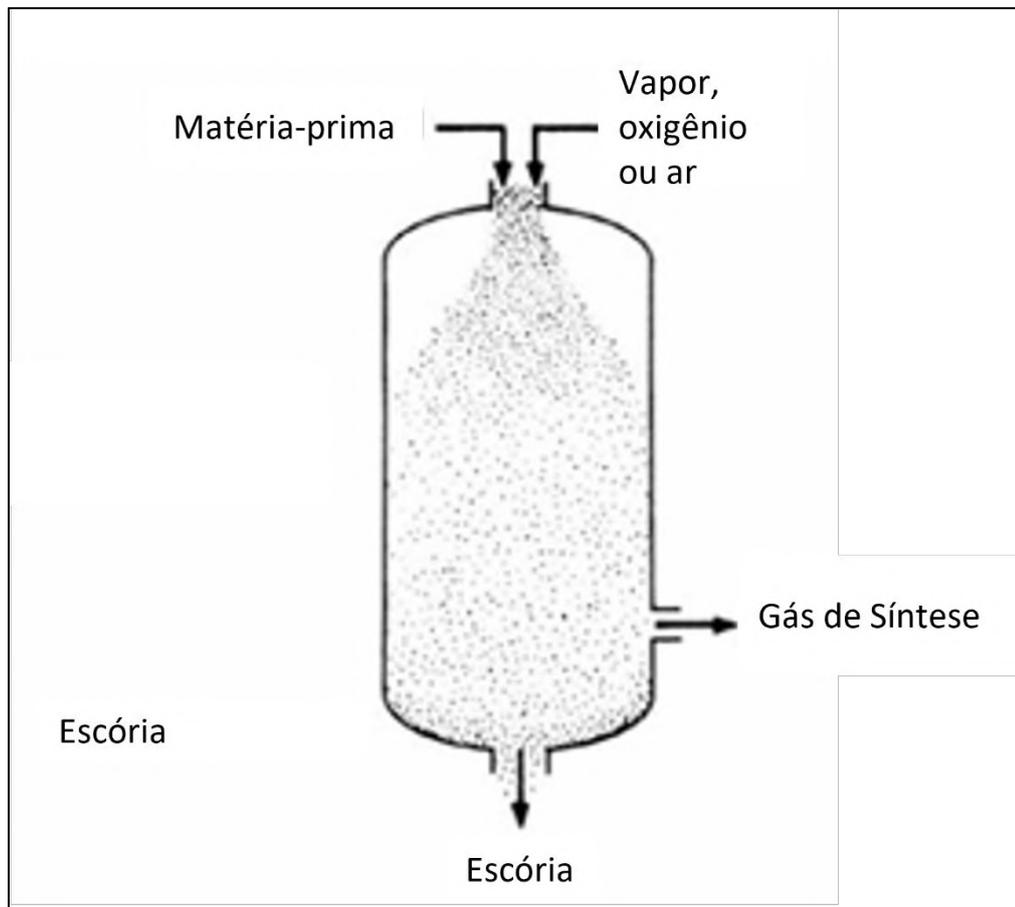
Como pontos negativos e cuidados na operação, observa-se (NETL, 2007):

- maior percentual de metano na composição do gás de síntese, já que pela equação 7, a menor temperatura desta saída acarreta desvio do equilíbrio no sentido de formação de metano;
- maior tempo de residência da matéria-prima no equipamento;
- um material alimentado com dimensões muito pequenas pode gerar perdas de carga e quedas de pressão, além de sofrer oxidação completa em maior grau, reduzindo a eficiência de produção de gás de síntese.
- o gás de síntese gerado deixa o gaseificador com menor temperatura, e por este motivo não precisa ser resfriado antes de seguir para a seção de tratamento e limpeza;

2.2.2.2 Gaseificadores de Fluxo de Arraste

Neste tipo de gaseificador, a matéria-prima deve ter suas dimensões devidamente reduzidas. Para carvão mineral, ela deve apresentar diâmetros menores que 0,5 mm (ABCM, 2010), enquanto para biomassa, esse tamanho deve ser menor que 1 mm (DUTTA *et al*, 2010). Ela é então alimentada pelo topo juntamente com oxigênio purificado ou ar atmosférico. Este arranjo em co-corrente acarreta um fluxo bastante turbulento dentro do equipamento, e se observa pulverização da matéria-prima e formação de uma densa nuvem de matéria-prima. A Figura 11 representa um modelo genérico deste tipo de equipamento.

Figura 11 - Representação de um Gaseificador de Fluxo de Arraste - adaptado de *NETL* (2007)



Gaseificadores de fluxo de arraste operam em condições de altas temperaturas, de até 1500 °C, e de pressões, na faixa de 30 a 35 bar (PANG, 2016). O fluxo altamente turbulento no equipamento leva a um tempo de residência reduzido e a um rápido consumo da matéria-prima, com elevada eficiência, que pode alcançar um patamar de 98 a 99,5 % de conversão de material orgânico à gás de síntese (*NETL*, 2007).

A alta temperatura, além de derreter as cinzas formando escória, favorece a conversão de subprodutos, como alcatrões, óleos, fenóis e outros líquidos produzidos pela degradação térmica da matéria-prima, em hidrogênio e monóxido de carbono. Ela também acarreta menor tempo de vida do gaseificador, que deve ser construído de material refratário (*NETL*, 2007).

A matéria-prima pode ser alimentada tanto à seco, quanto conjuntamente com água, formando uma espécie de lama, que é mais facilmente pulverizada no gaseificador. No entanto, a maior concentração de água impacta em dois pontos. Primeiramente, essa maior umidade absorve calor liberado pelas reações de

oxidação (Equações 7, 8 e 9), reduzindo a conversão de material orgânico. Em segundo lugar, ela desloca o equilíbrio da Equação 13 no sentido de formação de gás hidrogênio e dióxido de carbono. Como resultado, se observa aumento da razão H_2/CO , o que afeta a conversão de gás de síntese em produtos líquidos à jusante do gaseificador (NETL, 2007).

Como vantagens dos gaseificadores de fluxo de arraste, pode-se citar (NETL, 2007):

- flexibilidade da matéria-prima alimentada;
- temperatura uniforme ao longo do reator, de forma que as reações do processo de gaseificação ocorrem homoganeamente ao longo de seu volume;
- alta conversão de matéria orgânica;
- menor impacto ambiental e nos custos de tratamento e limpeza do gás de síntese, já que ele é composto quase que inteiramente por H_2 , CO e CO_2 .

Como desvantagens desse tipo de equipamento, observa-se:

- necessidade elevada de gás oxigênio ou ar atmosférico, que representa um custo considerável nos processos que usam este gaseificador;
- necessidade de matéria-prima com pequenas dimensões, impactando custos para reduzir o tamanho dela;
- alta temperatura do gás de síntese, que deve ser resfriado antes de ser direcionado ao tratamento e geração de outros produtos.

2.2.2.3 Gaseificadores de Leito Fluidizado

Este tipo de equipamento é alimentado com matéria-prima de dimensões reduzidas, entre 0,5 e 5 mm (ABCM, 2010), e utiliza material sólido granular inerte, como areia e óxido de alumínio, para gerar um leito que é fluidizado pela entrada de correntes gasosas a altas velocidades pelo fundo dele. Esta fluidização promove a circulação dos gases, da matéria-prima e do leito granular pelo equipamento. Como consequência, ocorre uma distribuição uniforme da temperatura e, portanto, não há separação entre zonas como se observa nos gaseificadores de leito fixo (BERMUDEZ; FIDALGO, 2016).

Para evitar fusão de cinzas e formação de escória, que pode desfluidizar o leito, gaseificadores de leito fluidizado geralmente operam com temperatura na faixa de 800 a 900 °C, consideravelmente menor do que os de leito fixo e de fluxo de arraste. Por este motivo, a conversão de carbono neste tipo de gaseificador também é menor, e há uma maior concentração de alcatrões e partículas sólidas de carvão no gás de síntese produzido por eles (BERMUDEZ; FIDALGO, 2016). Isto incorre em operações mais complexas e custos mais elevados para tratamento e limpeza deste gás, além da necessidade de se implantar um sistema de recirculação de carvão para o gaseificador, de forma a obter maior rendimento no processo.

Como pontos positivos desta classe de gaseificador, pode-se citar (NETL, 2007):

- flexibilidade do tipo de matéria-prima alimentada;
- certa flexibilidade das condições da carga de matéria-prima frente aos gaseificadores de leito fixo e de fluxo de arraste;
- temperatura uniforme ao longo do equipamento;
- menor tempo de residência da matéria-prima.

Por outro lado, dentre as desvantagens dele, estão (NETL, 2007):

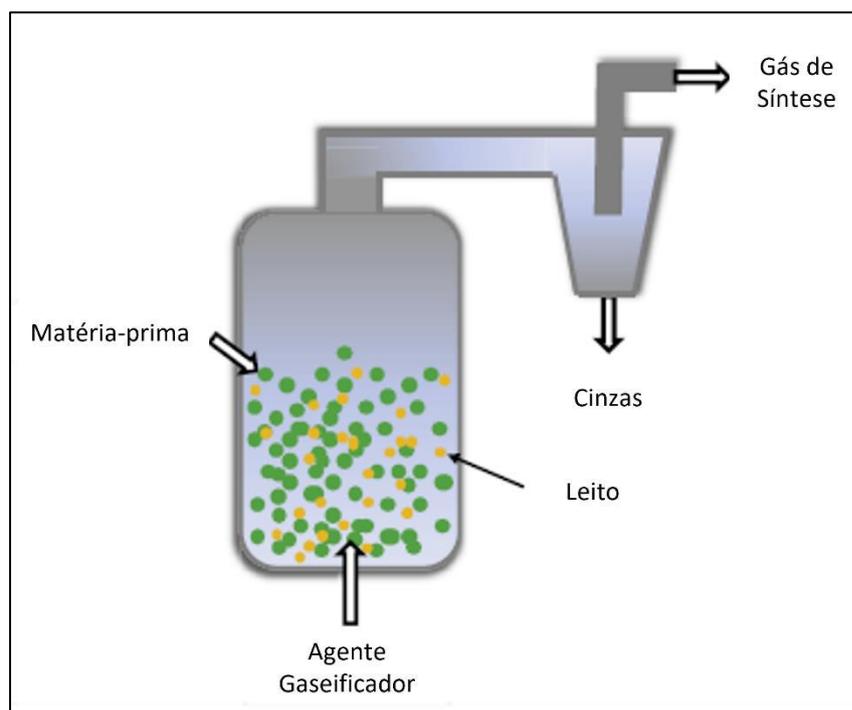
- maior necessidade de oxidante, seja ar ou gás oxigênio, para manter a fluidização do leito;
- menor conversão de carbono da matéria-prima;
- maior concentração de cinzas e alcatrões no gás de síntese gerado, incorrendo em maiores custos para retirada destes componentes.

Os gaseificadores de leito fluidizado podem ser classificados em duas classes, a depender do modo de operação. São elas: leito fluidizado borbulhante (*Bubbling Fluidized Bed* - BFB) e leito fluidizado circulante (*Circulating Fluidized Bed* - CFB).

Nos gaseificadores BFB, o agente fluidizante, seja ar, oxigênio, vapor, ou uma mistura deles, é alimentado pelo fundo, a uma velocidade entre 0,5 e 1 m/s (BERMUDEZ; FIDALGO, 2016), agitando o material granular que compõe o leito. A

velocidade da entrada gasosa não deve ultrapassar esta faixa, pois nestes casos os sólidos podem ser carregados pelo gás de síntese. A matéria-prima é alimentada pela lateral do reator, sendo rapidamente aquecida e pirolisada, e logo sofrendo reações de gaseificação na parte superior do leito, que não alcança o topo do gaseificador. O diâmetro deste equipamento é o fator limitante de sua capacidade, já que ele definirá a velocidade de fluidização do leito, de forma a evitar carregamento dele pelo gás de síntese produzido (PANG, 2016).

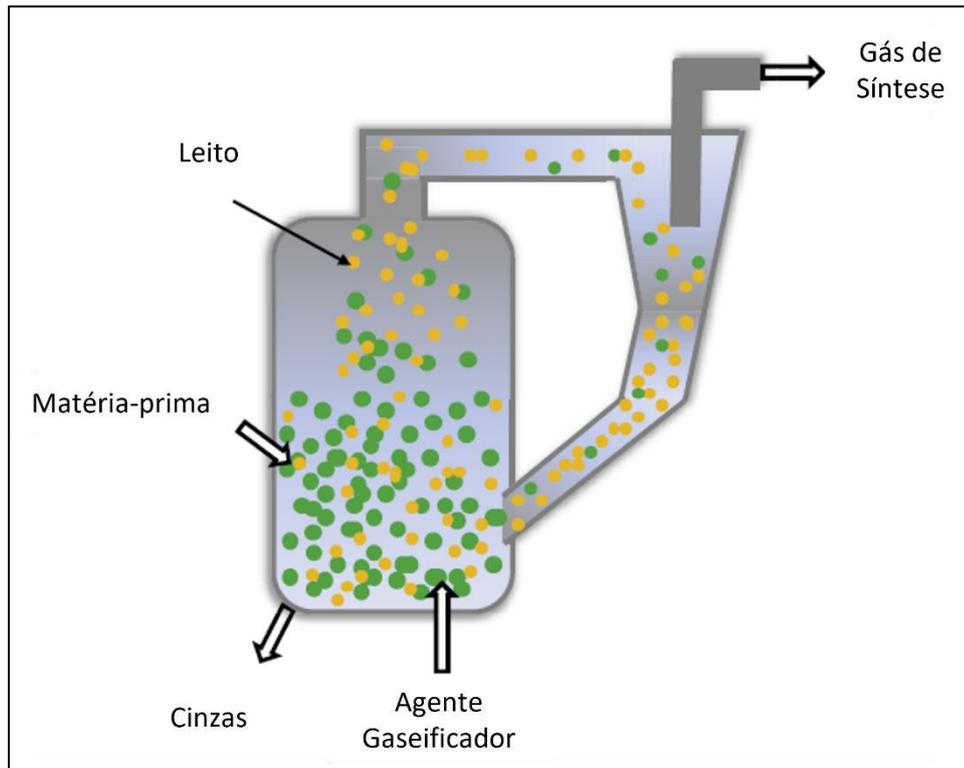
Figura 12 - Representação de um Gaseificador BFB - adaptado de Bermudez e Fidalgo (2016)



Já os gaseificadores de leito fluidizado circulante são um tipo de equipamento que devem ser empregados para operar em conjunto com um ciclone. Ele é bastante similar aos de leito fluidizado borbulhante, com exceção de que a velocidade com que o meio fluidizante é alimentada varia entre 3,5 e 5,5 m/s, de forma que o leito de partículas sólidas ocupe todo o espaço do reator (BERMUDEZ; FIDALGO, 2016). Como consequência, parte delas é arrastada pelo gás de síntese, e devem ser recuperadas no ciclone, sendo coletadas pela base, separadas das cinzas, e então recicladas para o gaseificador. Para alcançar velocidades mais elevadas do meio fluidizante, o diâmetro deve ser menor do que para um gaseificador de leito borbulhante, e conseqüentemente, a altura dele será maior. Como sua construção e

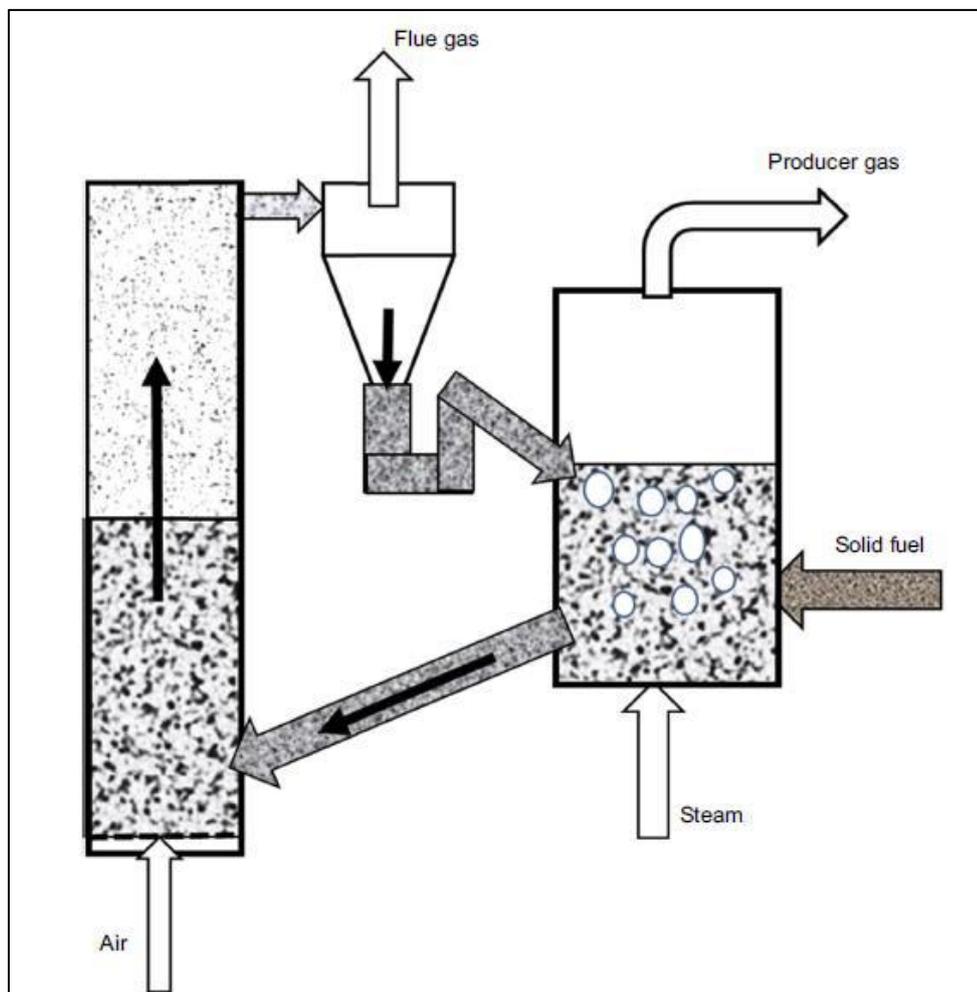
operação se mostram mais complexas do que para outras classes de gaseificadores, este equipamento é recomendado para plantas de maior porte (PANG, 2016). A Figura 13 ilustra um reator deste tipo.

Figura 13 - Representação de um Gaseificador CFB - adaptado de Bermudez e Fidalgo (2016)



Ainda é preciso mencionar a combinação de gaseificadores de leito borbulhante e leito circulante, o que resulta em um sistema denominado gaseificador de leito fluidizante dual (*Dual Fluidized Bed* - DFB). Neste arranjo, ilustrado na Figura 14, matéria-prima é alimentada a um leito borbulhante, e vapor é utilizado como meio fluidizante, sendo injetado pelo fundo do equipamento. Carvão gerado pela gaseificação e partículas do leito sólido são transportadas para o gaseificador circulante, através de uma calha inclinada. Neste segundo reator, oxigênio ou ar são alimentados pelo fundo, e a combustão de carvão libera calor que aquece o material do leito, o qual é arrastado pela corrente gasosa e direcionado a um ciclone. Nele, as partículas do leito são recuperadas e recicladas para o primeiro reator, do qual também é coletado pelo topo o gás de síntese produzido no sistema. Ele é então direcionado para um outro ciclone, o qual remove cinzas e restos do material componente dos leitos (PANG, 2016).

Figura 14 - Representação de um Gaseificador DFB - adaptado de Pang, 2016)



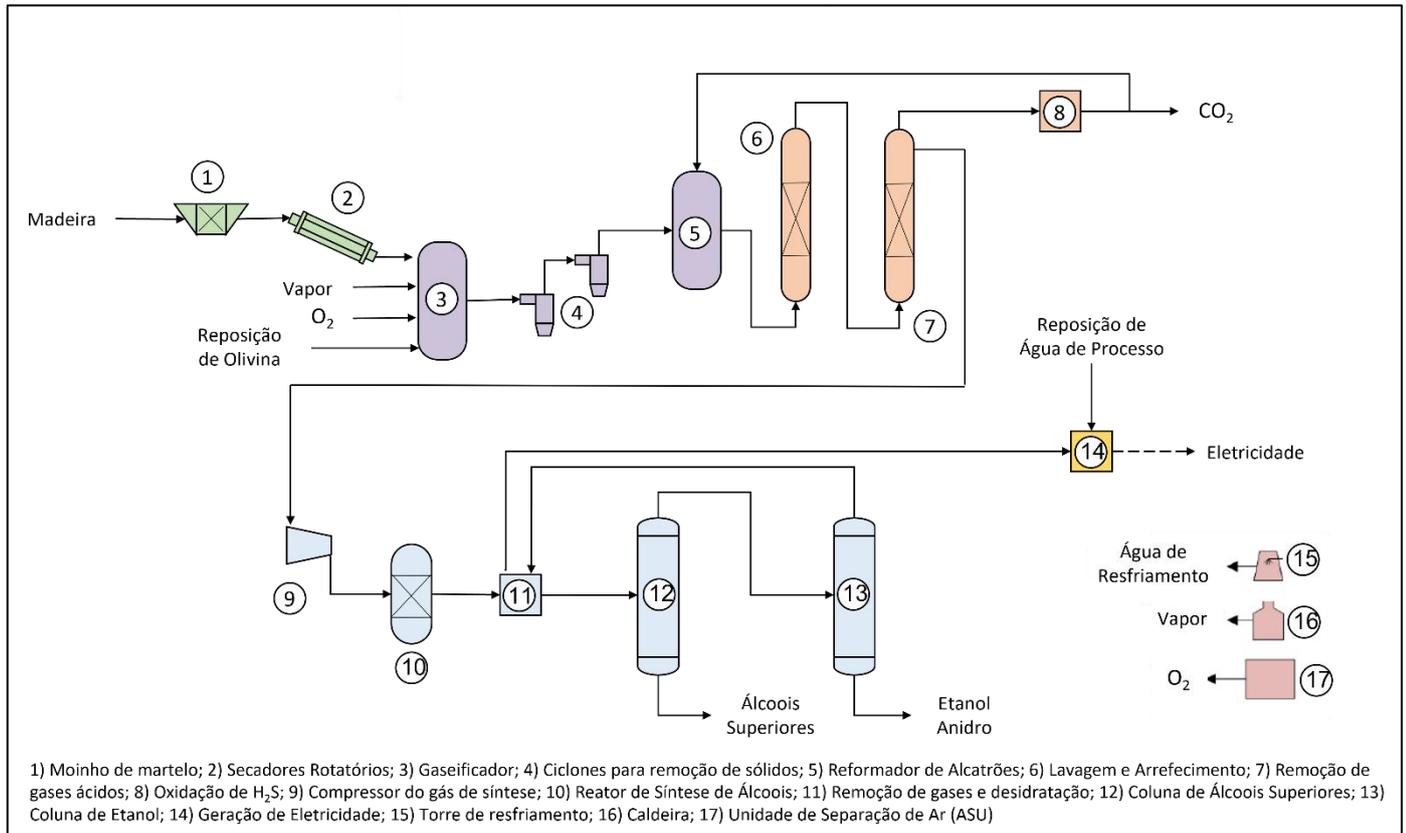
A vantagem de empregar uma configuração DFB é uma maior eficiência energética do processo, já que a energia contida na corrente gasosa limpa pelos ciclones pode ser recuperada. Além disso, altas concentrações de gás hidrogênio pode ser obtidas por este sistema, ainda mais se como leito for empregado material catalítico, visando elevar a conversão de alcatrões e a concentração deste gás. Por outro lado, este arranjo apresenta maior complexidade, e por tal motivo é mais adequado para projetos de grande escala (PANG, 2016).

2.3 Descrição da planta de Gaseificação Direta

Esta seção apresenta com maior nível de detalhamento técnico a planta analisada no trabalho, com base no relatório da *NREL* (2009). Nela são descritas as áreas da planta, assim como os equipamentos presentes em cada uma, a

configuração deles, e os principais processos e operações ocorrendo neles. A Figura 15 apresenta um esquema simplificado do projeto.

Figura 15 - Esquema simplificado da planta de produção de etanol - elaboração própria a partir do relatório da *NREL* (2009)



2.3.1 Pré-tratamento da biomassa

Lascas de madeira úmida, com umidade de até 50% em massa, são entregues à planta por caminhões. São então passadas por um separador magnético, que remove eventuais pedaços de metais, e por um filtro para retirar partículas maiores que 50 milímetros, as quais tem suas dimensões reduzidas em um moinho do tipo martelo (1), e enviadas para um depósito. Deste depósito, a madeira é transferida com o auxílio de tratores para silos de secagem, nos quais é seca por contato direto com gases quentes de exaustão do Reformador de Alcatrão em um secador rotatório (2), até alcançar uma umidade de cerca de 5% em massa. Antes de ser emitido para a atmosfera, o gás de exaustão do secador é passado por um ciclone e um filtro de cartucho para remoção de particulados. A biomassa seca é direcionada para o Gaseificador.

2.3.2 Gaseificação e Reforma

A gaseificação ocorre a alta pressão em um gaseificador de leito fluidizado (3). O leito sólido inerte utilizado é de olivina sintética, silicato composto majoritariamente por enstatita ($MgSiO_3$), forsterita (Mg_2SiO_3) e hematita (Fe_2O_3). O leito também possui uma pequena porção de óxido de magnésio (MgO) para evitar formação de aglomerações vítreas pela interação do potássio presente na biomassa com compostos de silicato da olivina, tais como K_2SiO_4 . Este silicato, possui baixo ponto de fusão, de aproximadamente $500\text{ }^\circ\text{C}$, e sua ocorrência pode tornar o leito mais pegajoso e passível de aglomerar partículas, causando a desfluidização dele. A adição de MgO leva o potássio a formar uma mistura eutética com a sílica, com ponto de fusão na faixa de $1300\text{ }^\circ\text{C}$, evitando assim a desfluidização do leito.

A madeira seca é alimentada ao gaseificador, juntamente com vapor, que serve também como meio fluidizante, e gás oxigênio, cuja concentração controla a taxa de combustão da biomassa, e por consequência, a temperatura do reator. Estes componentes reagem em três etapas durante o processo de gaseificação:

- I) Desvolatilização: consiste na decomposição térmica instantânea da biomassa para produzir primariamente H_2 , CO_2 , hidrocarbonetos leves, e água;
- II) Gaseificação de carvão: o carvão de biomassa reage com vapor na presença de H_2 , gerando CH_4 , CO , H_2 e CO_2 ;
- III) Combustão de carvão: a biomassa residual sofre combustão com oxigênio, suprindo a energia necessária para a etapa anterior, endotérmica.

A quantidade de vapor e a temperatura do gaseificador devem ser bem controlados, pois estas duas variáveis estão diretamente relacionadas com a combustão de carvão, e um aumento delas acarreta maior combustão dele, e a redução da quantidade de Gás de Síntese disponível para a posterior Síntese de Etanol.

O Gás de Síntese gerado no gaseificador é coletado pelo topo do equipamento, e direcionado a uma etapa de remoção de sólidos, que ocorre em dois ciclones em série (4). No primeiro, 99.9% da olivina e 99% do carvão não queimado são coletados, enquanto no segundo são separadas 99% das partículas remanescentes. O Gás de Síntese é então enviado para o Reformador, enquanto os

sólidos são despressurizados e resfriados. Água é adicionada à corrente de sólidos e cinzas até atingir 10% em massa da mistura, a fim de evitar que ela possua friabilidade elevada, e possa ser descartada com maior facilidade.

O Reformador de Alcatrões (5) consiste em um reator de leito fluidizado borbulhante, no qual hidrocarbonetos leves, majoritariamente CH₄, são convertidos em mais CO e H₂, enquanto NH₃ é convertido em N₂ e H₂. O equipamento opera isotermicamente a 870 °C, alcançando conversões de 46% e 78% para CH₄ e NH₃, respectivamente. Estes percentuais resultam em uma razão de H₂:CO de aproximadamente 2, significativamente maior que o necessário para a Síntese de Etanol, ou seja, entre 1 e 1.2. Para mitigar esta relação, CO₂ recuperado na etapa posterior de oxidação de H₂S é adicionado. Este componente desloca o equilíbrio da reação de Shift no sentido de aumentar a geração de CO.

2.3.3 Limpeza e Retirada de Impurezas do Gás de Síntese

A corrente de saída do Reformador é então direcionada para uma etapa de resfriamento. Primeiramente, ela é resfriada a 160° C com correntes frias da planta que necessitam ser aquecidas. Em seguida, é submetida a uma lavagem com água, que além de promover um resfriamento adicional, retira impurezas como particulados, amônia residual, e alcatrões remanescentes. Este sistema de lavagem (7) consiste em um lavador Venturi¹ e uma câmara de arrefecimento.

Uma menor porção da água utilizada na lavagem é enviada para tratamento em uma instalação fora da área da planta, enquanto a maior parte dela é condensada em um tambor do tipo Knock-Out, de forma que material particulado e hidrocarbonetos mais pesados são removidos dela. Esta água então pode ser empregada posteriormente para geração de eletricidade.

O Gás de Síntese resfriado e lavado é direcionado a um purificador (7) para remoção de gases ácidos. Este equipamento utiliza monoetanolamina (MEA) para reduzir as concentrações de H₂S e CO₂ para 50 ppm e 5%, respectivamente. Estes níveis são importantes pois o catalisador de sulfeto de molibdênio empregado na Síntese de Etanol admite no máximo concentrações de 100 ppm de H₂S e 7% de CO₂. O Gás de Síntese purificado é enviado à etapa de síntese, enquanto a solução

¹ Lavadores Venturi são equipamentos onde correntes gasosas com impurezas sólidas ou líquidas são alimentadas em contracorrente com uma corrente de água. A água é injetada por um orifício, que cria turbulência capaz de atomizá-la e promover o contato de suas gotículas com as impurezas, retirando-as da corrente gasosa (TOWLER; SINNOTT, 2008).

de MEA contendo os gases ácidos é direcionada a um separador gás-líquido, onde os gases são retirados da solução e a amina é recuperada para ser reciclada no processo.

Como o H_2S é um gás poluente, não pode ser emitido diretamente para a atmosfera, devendo ser oxidado a enxofre elementar. Esta etapa de oxidação ocorre em um processo *LO-CAT*®, baseado no uso de um quelato de ferro. O sistema *LO-CAT* (8) consiste em um lavador Venturi, uma coluna de absorção, um oxidador à ar, uma bomba para circulação de solução, e um resfriador para essa solução.

O enxofre elementar gerado neste sistema pode ser estocado para disposição adequada, ou para ser vendido como produto não acondicionado. Uma porção do CO_2 , que é separado do H_2S na coluna de absorção, é recuperada e reciclada para o Reformador de Alcatrões, e o restante é emitido para a atmosfera.

2.3.4 Síntese de Etanol

Antes do Gás de Síntese ser alimentado ao reator de síntese, ele tem sua pressão aumentada de 29 para 69 bar em um compressor (9) de três estágios, e é misturado com uma corrente de metanol reciclada de equipamentos à jusante. Essa mistura é então alimentada a um reator de leito fixo (10), que contém um catalisador à base de sulfeto de molibdênio (MoS_2). No processo de start-up da planta, apenas metanol é formado neste equipamento, mas ele é recuperado e reciclado ao reator, sendo convertido em alcoóis lineares de maior massa molecular, principalmente etanol.

A corrente de saída do reator é alimentada a uma seção de remoção de gases e desidratação (11). Os líquidos são desidratados em uma peneira molecular, e em seguida por duas colunas de adsorção, operando em alternância. Enquanto uma realiza a adsorção removendo a água dos alcoóis, a outra é regenerada usando metanol obtido da coluna de etanol à jusante no processo. A mistura de água e metanol é reciclada ao reator de síntese, enquanto a corrente de alcoóis é direcionada para uma coluna de destilação (12).

Nessa coluna, ocorre a separação dos alcoóis, de forma que a corrente que sai pelo topo do equipamento consiste majoritariamente de metanol e etanol, e a corrente coletada pelo fundo é composta de cerca de 6% de etanol, 83% do

propanol, 10% de butanol e 1% de pentanol. Esta corrente de alcoóis superiores obtida pelo fundo da coluna é resfriada e armazenada em um tanque.

A mistura de topo é direcionada a outra coluna de destilação (13), capaz de separar metanol e etanol. O metanol é obtido pelo topo, e aproveitado para regeneração das pereiras moleculares. O etanol é obtido pelo fundo, atingindo concentração de 99.5% em massa, resfriado, e finalmente armazenado.

2.3.5 Geração de Eletricidade

Esta seção (14) possui um tanque de coleta de condensado, trocadores de calor, e turbinas à vapor. No tanque, são coletados condensados originados na etapa de resfriamento do Gás de Síntese, nos refeedores das colunas de destilação, e da própria turbina, além de ser adicionado nele água de reposição. Este condensado é aquecido e passado por um desareador para remoção de gases dissolvidos. Vapor é gerado quando esta corrente líquida troca calor com o reator de síntese de alcoóis e com gases de exaustão do Reformador de Alcatrões. O vapor saturado é então superaquecido através de outra série de trocadores, e passado por três turbinas subsequentes, gerando eletricidade em cada uma. O vapor final é condensado e redirecionado para o tanque coletor

Esta seção também conta um expensor que produz eletricidade extra a partir da corrente gasosa obtida nos tambores Knock-Out, após o reator de síntese.

2.3.6 Unidade de Separação de Ar

Esta unidade (17) é composta por um compressor e por duas colunas para a destilação criogênica de ar. As colunas estão dispostas na configuração de Linde, na qual estão acopladas verticalmente, e O₂ é obtido pelo fundo da coluna superior, enquanto N₂ é coletado pelo topo da mesma.

2.4 Status e projetos atuais de Gaseificação

Apesar de ser um processo estudado e conhecido há várias décadas, uma série de desafios desmotivaram por muitos anos a construção de plantas comerciais usando tecnologias de Gaseificação para a produção de combustíveis líquidos (*IEA Bioenergy*, 2020). Porém, especialmente desde a última década, algumas empresas e parcerias focaram investimentos e esforços em pesquisa e desenvolvimento de

projetos de Gaseificação para geração de uma série de produtos químicos, a partir de diferentes matérias-primas. Esta seção descreve alguns projetos resultantes dessas iniciativas, a partir de relatórios e dos veículos de comunicação delas. Com isto, é possível observar que, apesar do pequeno porte, unidades comerciais estão mais próximas de se tornarem uma realidade, e que a tecnologia ainda pode garantir espaço no setor químico.

2.4.1 EQTEC

A *EQTEC* é uma empresa espanhola, especializada em tecnologia de gaseificação com leito fluidizado. A companhia anunciou a instalação de uma planta de gaseificação na Grécia, com início de operação previsto para 2021. O projeto irá utilizar como matéria-prima palha densificada, resíduos de milho, e colmo de algodão, adquiridos de fazendeiros da região, e terá capacidade de 0,5 MWe (EQTEC, 2020). Uma segunda planta está em planejamento, com capacidade de 1 MWe a partir da gaseificação de resíduos de produção de azeite (EQTEC, 2021).

A empresa ainda possui outros 5 projetos de gaseificação, separando-os em 3 classes, de acordo com a matéria-prima empregada: resíduos agrícolas e da indústria alimentícia, resíduos de madeira e resíduos sólidos urbanos (RSU). Os 7 projetos atuais da *EQTEC* são descritos com mais detalhes na Tabela 2.

O gaseificador da *EQTEC* opera a temperaturas entre 750 e 900°C (EQTEC, 2021), característica dos processos de gaseificação convencionais, mas a pressões pouco acima da atmosférica, consideravelmente menores que a dos processos convencionais.

Tabela 2 - Projetos de gaseificação da *EQTEC* - elaboração própria a partir de informações da empresa (2021)

Projeto	Status	Resíduo	Alimentação (t/ano)	Capacidade (MWe)
Nobilis (Grécia)	Em desenvolvimento	Bagaço de oliva	6240	1
Larissa (Grécia)	Em construção	Milho, trigo e algodão	3800	0,5
North Fork (EUA)	Em construção	Madeira	17550	2
Southport (Reino Unido)	Em desenvolvimento	RSU	55000	9
Deeside (Reino Unido)	Em desenvolvimento	RSU	182000	20
Billingham (Reino Unido)	Em desenvolvimento	RSU	200000	25
Movialsa (Espanha)	Em operação	Bagaço de oliva	35000	6

2.4.2 Sierra Energy

Esta empresa desenvolveu uma tecnologia denominada de Gaseificador *FastOx*, no qual a matéria-prima é alimentada pelo topo do reator, enquanto oxigênio e vapor são introduzidos pela base, em um sistema contra-corrente. A temperatura dentro do reator pode atingir até 2200 °C, o que converte a matéria orgânica alimentada em gás de síntese de elevada densidade energética, enquanto material inorgânico e metais são derretidos e coletados pelo fundo.

Este reator pode receber uma grande variedade de matérias-primas, com foco para RSU, mas passando por biomassa, lixo industrial, e até resíduos do setor de construção civil. Carvão também pode ser gaseificado neste equipamento, mas a Sierra Energy não desenvolveu projetos usando este combustível fóssil, devido ao foco da empresa na linha renovável. A única restrição de matéria-prima para este gaseificador são resíduos radioativos (SIERRA ENERGY, 2021).

Projetos de pequena escala desenvolvidos pela Sierra Energy processam de 10 até 25 teladas de matéria-prima por dia, enquanto os de maior escala consomem de 50 a 100 teladas por dia, mas a empresa considera possível realizar um *scale-up* de forma a utilizar até 2 mil teladas/dia (SIERRA ENERGY, 2021). Isso, no entanto, implica em alguns desafios, como a capacidade dos outros equipamentos da planta,

desde o pré-tratamento até a limpeza e uso do gás de síntese, até os custos de manutenção relacionados a operação de um reator destas dimensões.

Em relação ao pré-tratamento da matéria-prima, o uso deste gaseificador apresenta vantagens em relação a outros disponíveis no mercado. Ele pode processar material com até 50 % de umidade sem afetar consideravelmente o rendimento, apesar de sua operação ser otimizada para valores menores que 20% (SIERRA ENERGY, 2021). Comparando com a umidade recomendada para outros gaseificadores, de até 15% (MOTTA et al, 2018), e com o valor de 5% considerado no relatório da *NREL* (2009), observa-se a maior flexibilidade do reator da Sierra Energy.

Quando se considera as dimensões das partículas de matéria-prima que devem ser alimentadas ao gaseificador, também se nota uma vantagem da tecnologia FastOx. Os projetos de menor escala podem ser alimentados com partículas com tamanho de 25 a 75 mm e os de maior escala com partículas de até 150 mm. Gaseificadores de leito fixo que processam carvão, por sua vez, são alimentados com partículas de até 50 mm (ABCM, 2010), indicando outra vantagem da tecnologia FastOx

A maior umidade e maiores dimensões que o gaseificador da Sierra Energy aceita implicam em um pré-tratamento menos rigoroso da matéria-prima, o que significa menores investimento e custo operacional para esta seção da planta de gaseificação (SIERRA ENERGY, 2021).

A Tabela 3 resume a geração de produtos a partir do processamento de 100 toneladas por dia de matéria-prima no gaseificador FastOx:

Tabela 3 - Resíduos alimentados a um Gaseificador FastOx e produtos gerados nele - elaboração própria a partir de informações para equipamento com capacidade de 100 t/dia da *Sierra Energy* (2021)

Resíduo	Diesel (m ³)	Hidrogênio (t)	Amônia (t)
RSU	6,4	3,1	17,4
Resíduo hospitalar	6,3	3	17,1
Pneus	7,6	4,3	24,5
Biomassa	7,8	3,7	21,1
Ferro-Velho	4,9	2,4	13,9

2.4.3 Lanzatech

O foco desta empresa está na produção de etanol a partir da fermentação acetogênica de gás carbônico e monóxido de carbono, originados por gases de exaustão de outras plantas industriais, gás de síntese gerado de qualquer tipo de biomassa, e de biogás (LANZATECH, 2017). Esta tecnologia representa uma rota biológica que funciona como substituta da rota química da síntese de alcoóis por Fischer-Tropsch (LANZATECH, 2017).

Duas plantas comerciais da empresa, na China e na Bélgica, possuem capacidade de produção de 46 mil e 60 mil toneladas/ano, respectivamente. O processo fermentativo é alimentado com gases gerados na produção de ferro e aço (LANZATECH, 2017).

2.4.4 Projeto COMSYN

Parceria entre empresas e institutos de pesquisa de países europeus, o projeto foi estruturado a partir de 2012, com operações iniciando em 2017 e finalizadas em abril de 2021 (COMSYN, 2021). Consistiu em estudos utilizando uma planta piloto na Finlândia para realizar a gaseificação de biomassa e posterior síntese de produtos intermediários, como metanol, metano e dimetil éter. Foi estudado o processamento de diversos tipos de resíduos orgânicos, como de agricultura, RSU, e madeira, com uma capacidade máxima de 870 toneladas de biomassa por ano (COMSYN, 2021).

A umidade da biomassa é reduzida de 50% para 15% em um secador de correia, e então direcionada para gaseificação, que consiste em uma configuração DFB, operando com temperaturas entre 700 e 820 °C e pressão entre 1 e 3 bar (COMSYN, 2021).

Ao contrário do relatório da *NREL* (*NREL*, 2009), que considerava ciclones para retirar material particulado e alcatrões da corrente de saída do gaseificador, o projeto COMSYN utilizou um sistema de filtração a alta temperaturas. Outros estudos de gaseificação utilizaram filtros operando na faixa de 350 a 500 °C, o que é consideravelmente mais frio do que tanto a saída do gaseificador, quanto a temperatura no reformador à jusante. Isso significa que o gás de síntese deveria ser resfriado antes e depois do filtro. No entanto, essas trocas de calor não são necessárias no projeto COMSYN, já que a filtração ocorre a 800 °C (COMSYN, 2021).

A etapa de reforma de alcatrão é catalítica e realizada com vapor, adicionada de pequena quantidade de oxigênio, obtido a partir de ar atmosférico através de separação por membrana permeável. Essa opção foi selecionada para evitar o uso direto de ar atmosférico, já que este é composto majoritariamente por nitrogênio, e um reator de maiores dimensões seria necessário para realizar a reforma (COMSYN, 2021).

Após a reforma, o gás de síntese é submetido a uma remoção de enxofre, que atinge concentrações menores que 1 ppm (COMSYN, 2021). Em seguida, ele é direcionado para uma síntese Fischer-Tropsch. O equipamento onde essas reações ocorreram foi um reator compacto desenvolvido pela Ineratec, empresa alemã especializada nesta rota de síntese (INERATEC, 2021). Uma alta conversão de gás de síntese foi obtida empregando um reator de passe único, cuja alimentação pode conter concentrações mais elevadas de nitrogênio, dióxido de carbono e metano (COMSYN, 2021). Essa maior flexibilidade para impurezas simplifica o processo de limpeza do gás de síntese que chega ao reator, reduzindo custos.

Em caso de futuros projetos comerciais utilizarem processos baseados no COMSYN, a etapa de produção dos combustíveis finais será realizada em plantas de refino de petróleo já existentes (COMSYN, 2021), para aproveitar os ganhos de escala delas.

Em 2019, os resultados do projeto COMSYN usando casca de madeira foram validados do ponto de vista técnico (COMSYN, 2021). Isto é, todo o processo produtivo, desde a gaseificação até a síntese, obteve resultados satisfatórios. No entanto, os resultados econômicos não parecem ter sido o esperado. Considerando os dados obtidos até janeiro de 2021, uma simulação de uma planta capaz de gerar anualmente 31 mil toneladas de produto foi realizada. Considerando os resultados dela, o diesel gerado em uma refinaria a partir dos produtos desta planta ainda custaria 1,06 €/L, superior à meta inicial de 0,80 €/L do projeto (COMSYN, 2021). Os dados finais desta parceria ainda estão para serem liberados, mas é provável que eles não se mostrem satisfatórios do ponto de vista financeiro, permanecendo a uma considerável distância da meta do projeto.

2.4.5 Enerkem

Empresa canadense voltada à geração de produtos químicos a partir de resíduos sólidos urbanos possui uma planta operacional e mais três projetos comerciais em desenvolvimento, descritos na Tabela 4.

Tabela 4 - Projetos de gaseificação da Enerkem - elaboração própria a partir de informações da empresa (2021)

Projeto	Status	Matéria-prima	Alimentação (kt/ano)	Produto	Capacidade (mil m ³ /ano)
Varenes (Canadá)	Em construção	RSU e madeira	200	Não especificado	125
Edmont (Canadá)	Em operação	RSU	100	Metano e etanol	38
Rotterdam (Holanda)	Em construção	RSU	360	Metanol	270
Tarragona (Espanha)	Em construção	RSU	400	Metanol	220

Nestas plantas, biomassa é convertida em gás de síntese em uma gaseificador BFB, que usa uma areia especial como leito, e vapor e oxigênio como agentes gaseificantes. O reator é capaz de receber a matéria-prima não peletizada e opera com temperatura entre 700 e 750 °C e pressão de cerca de 2 atm. Estas condições menos severas permitem que o gaseificador os equipamentos que operam em conjunto com ele sejam construídos a partir de materiais mais baratos (BIOMASS MAGAZINE, 2015).

RSU representa uma biomassa com custo negativo, isto é, pela qual municípios e empresas de aterros sanitários pagam uma taxa à Enerkem para receber este material (ENERKEM, 2016). Isso na verdade representa redução de custos por parte destes agentes, ao diminuir a área necessária para disposição de lixo. O RSU que sai destes aterros já é separado e tratado, pronto para ser alimentado ao gaseificador. Além disso, sua disponibilidade é contínua, sem grandes variações durante o ano, e a tendência é que a geração de RSU pela humanidade continue a crescer, significando que sua oferta não representará um desafio a longo prazo (STATISTA, 2018).

A construção mais barata do gaseificador, suas condições operacionais menos severas, o custo negativo de aquisição do RSU, e os menores custos relacionados ao pré-processamento dele são grandes vantagens da tecnologia praticada pela Enerkem, que contribuem para a maior competitividade dos produtos comercializados pela empresa (ENERKEM, 2016).

Analisando os projetos destas empresas e parcerias, é possível observar que um número razoável de agentes aposta e investe na tecnologia de gaseificação, não apenas para a produção de etanol, mas para uma série de químicos e combustíveis. Além disso, também se nota a variedade de tipos de biomassa estudadas como alimentação destes projetos, mostrando a flexibilidade da tecnologia. Avanços importantes foram alcançados, como condições de operação mais brandas e que requerem equipamentos mais baratos, e maior flexibilidade nas condições da biomassa alimentada ao processo, o que simplifica e torna mais barata a etapa de pré-tratamento dela. Desta maneira, algumas plantas de menor porte já estão em operação, e outras estão em fase de planejamento e de construção. No entanto, alguns desafios ainda devem ser superados para projetos de maior escala serem viáveis economicamente.

3. METODOLOGIA

Esta seção está estruturada em nove segmentos, de forma a iniciar pela lógica de definição do local em que a planta de produção de etanol será instalada, pois entende-se que o Brasil, sendo um país de dimensões continentais, pode apresentar variadas condições para a implementação do projeto, a depender da região, estado, ou até mesmo município em análise. Em seguida, são apresentadas a descrição das principais parcelas do investimento necessário e as premissas consideradas para o cálculo delas. A terceira parte da seção define os principais custos operacionais e os valores assumidos para eles. O quarto segmento explica o cálculo do ponto de nivelamento. A quinta parte descreve as despesas operacionais consideradas e os valores utilizados para elas. Em seguida, são feitas breves descrições dos conceitos de Fluxo de Caixa Descontado e Valor Presente Líquido, e são apresentadas as principais premissas utilizadas para o cálculo destas variáveis no trabalho. A sétima parte descreve os conceitos de Taxa Mínima de Atratividade e Taxa Interna de Retorno, além de definir o valor considerado para a primeira e o cálculo da segunda. O oitavo segmento trata da ferramenta de *Payback* Descontado. Por fim, são apresentadas as principais análises de sensibilidade propostas para o projeto.

3.1 Localização do projeto

O local planejado para implementar uma planta industrial possui grande importância para a avaliação econômica, uma vez que os custos operacionais, como o preço de matérias-primas e utilidades, podem variar consideravelmente de país para país. Em uma nação de dimensões continentais como o Brasil, estes custos ainda podem apresentar diferenças relevantes de acordo com a região, estado e até mesmo o município estudado. Ainda, as grandes distâncias podem ter impacto no frete e transporte das matérias-primas e dos produtos, portanto o local da planta possui grande peso na sua viabilidade econômica e logística.

A decisão de onde se construir uma indústria pode ser auxiliada pela Teoria de Localização (Weber, 1929), a qual dita que os agentes econômicos devem escolher o local que minimize os custos do projeto. No entanto, essa decisão é mais complexa, devendo levar em conta outros fatores que não de natureza econômica. Para esta avaliação, considera-se o Índice Material (IM), razão entre a massa das

matérias-primas e a massa do produto, e o Peso Locacional (PL), definido como a soma do IM mais uma unidade. As equações 14 e 15 mostram uma visão matemática destes coeficientes.

$$IM = MP/P \quad (\text{Eq. 14})$$

$$PL = IM + 1 \quad (\text{Eq. 15})$$

Onde:

- IM: Índice Material
- MP: Quantidade de Matéria-prima
- P: Quantidade de Produto
- PL: Peso Locacional

Um valor de PL elevado indica perdas no processamento, e atração da planta para próximo das fontes de insumos, enquanto um número baixo está associado a ganho de peso no processamento e atração para perto do mercado consumidor.

3.2 Investimento

3.2.1 Investimento Fixo

3.2.1.1 ISBL e OSBL

O termo *Inside Battery Limits*, mais comumente representado pela sigla *ISBL*, se refere aos equipamentos e outros componentes relacionados diretamente aos processos principais da planta industrial, os quais transformam as matérias-primas das correntes de alimentação no produto-alvo da fábrica. Os investimentos em *ISBL* envolvem os custos de compra e frete dos equipamentos, custos do terreno da fábrica, de infraestrutura, tubulação, catalisadores, e quaisquer outros materiais necessários para a operação final da planta (TOWLER; SINNOTT, 2008).

A obtenção de estimativas para o investimento em ISBL é feita de forma mais direta, através de consultas e cotações dos equipamentos com os fornecedores. Por isso, costuma apresentar maior acurácia, e pode ser utilizada para estimativas de outros investimentos da planta. Para esta parcela, serão utilizados os preços de compra informados no relatório da *NREL* (2009) para os equipamentos das seções de gaseificação, limpeza e retirada de impurezas do gás de síntese, e síntese e

separação de alcoóis. Peças de reposição também foram consideradas nestes cálculos, quando o relatório informou diretamente a contagem delas.

Já o termo *Outside Battery Limits*, mais comumente representado pela sigla *OSBL*, se refere aos elementos da planta que não estão diretamente relacionados ao processamento das matérias-primas e obtenção do produto, mas que são cruciais para a operação da fábrica. Neste grupo estão incluídos equipamento e instalações auxiliares, como as de geração e distribuição de utilidades, tancagem e estocagem de matérias-primas e produtos, tratamento de efluentes, escritórios e laboratórios, e outras instalações complementares (TOWLER; SINNOTT, 2008).

Quando não há muitas informações disponíveis sobre os valores relacionados ao *OSBL*, uma regra empírica que apresenta resultados razoáveis é definir o investimento desta parcela como 40% do investimento necessário em *ISBL*, apesar desta relação poder variar de 10 a 100%, a depender do projeto (TOWLER; SINNOTT, 2008). O relatório da *NREL* (2009) descreve os custos de aquisição dos equipamentos associados à parcela de *OSBL*, a saber, das seções de pré-tratamento da biomassa, tanques de armazenamento de etanol e da mistura de alcoóis superiores, geração de vapor e eletricidade, água de resfriamento e outras utilidades, e finalmente, da unidade de separação de ar. Portanto, estes valores serão utilizados no trabalho, ao invés de recorrer à regra empírica, buscando maior acurácia ao evitar a regra empírica dos 40%.

Além dos preços de aquisição, serão considerados para as estimativas de *ISBL* e *OSBL* os fatores de instalação de Hand (TOWLER; SINNOTT, 2008). Estes consistem numa variação dos fatores de Lang (TOWLER; SINNOTT, 2008), que propôs constantes multiplicativas para levar em conta custos de instalação dos equipamentos comprados. A equação 16 descreve a metodologia de Lang:

$$C_{EQUIP} = F * \left(\sum_{i=0}^N C_i \right) \quad (\text{Eq. 16})$$

Onde:

- C_{EQUIP} : investimento para dos equipamentos de *ISBL* e *OSBL* do projeto;
- F: Fator de Lang;
- C_i : Custo do equipamento i;

- N: número de equipamentos pertencentes ao *ISBL* e *OSBL*.

O valor do fator F varia de acordo com o estado físico das correntes de processo do projeto, resumidos na Tabela 5:

Tabela 5 - Fatores de Lang (TOWLER; SINNOT, 2008)

Correntes de processo	Valor de F
Apenas correntes sólidas	3,1
Apenas correntes de fluidos	4,74
Correntes sólidas e de fluido	3,63

A sugestão de Hand para obter estimativas mais acuradas é utilizar fatores de instalação distintos para cada tipo de equipamento, os quais encontram-se detalhados na Tabela 6:

Tabela 6 - Fatores de instalação de Hand (TOWLER; SINNOT, 2008)

Tipo de Equipamento	Fator de Instalação
Compressores	2,5
Colunas de Destilação	4
Fornalhas	2
Trocadores de Calor	3,5
Instrumentos	4
Bombas	4
Vasos de Pressão	4
Outros Equipamentos	2,5

Dessa forma, uma relação mais adequada para estimar o investimento de *ISBL* pode ser descrita de acordo com a equação 17:

$$C_{EQUIP} = \sum_{i=0}^N (F_i * C_i) \quad (EQ. 17)$$

Onde:

- C_{EQUIP} : investimento total para *ISBL* e *OSBL* do projeto;
- F_i : Fator de Hand para o equipamento i ;
- C_i : Custo do equipamento i ;
- N: número de equipamentos principais pertencentes ao *ISBL* e *OSBL*.

3.2.1.2 Outros investimentos

Outros itens muito importantes do investimento final da planta são os custos de engenharia, peças de reposição, custo da tecnologia, carga inicial de catalisadores, solventes e outros elementos, e os custos de partida da planta. Chauvel e Lefebvre (1989) descrevem relações empíricas para realizar estimativas de cada uma destas parcelas, resumidas na Tabela 7.

Tabela 7 - Estimativas para as parcelas de investimento - Chauvel e Lefebvre (1989)

Componente	Relação
ISBL	I_1
OSBL	I_2^*
Total das unidades industriais	$I_1 + I_2$
Engenharia	$I_3 = 0,12 * (I_1 + I_2)$
Contingência	I_4
Custos de Tecnologia	$I_5 = 0,1 * (I_1 + I_2)$
Investimento na Fábrica	$I_f = I_1 + I_2 + I_3 + I_4 + I_5$
Carga Inicial de catalisadores, solventes etc.	I_6
Custos de Partida	I_7
Investimento Fixo	$IF = I_f + I_6 + I_7$
Capital de Giro	$CG = 0,15 * (I_1 + I_2)$
Investimento Total	$IT = IF + CG$

Os custos de engenharia envolvem aqueles relacionados ao design e construção de estruturas e equipamentos que não se encontram na esfera de domínio do profissional que projeta o processo químico. Outro profissional ou empresa é contratada para realizar estas tarefas. Uma estimativa razoável para estas despesas pode ser definida como 12% do investimento total das unidades industriais, isto é, a soma do investimento em *ISBL* e *OSBL*.

A parcela intitulada como contingência ou peças de reposição se refere a compra de equipamentos extras, em casos de defeito, mal funcionamento, ou outro problema identificado com os equipamentos originais da planta. Uma vez que peças de reposição já foram consideradas para a estimativa de *ISBL* e *OSBL*, esta parcela será considerada igual a zero.

Custos de tecnologia envolvem despesas relacionadas ao pagamento de *royalties*, licenças de uso, e manuais de operação. Estimativas para esta parcela podem variar de 5 a 10% do investimento total das unidades industriais, a depender da maturidade da tecnologia utilizada no processo. A gaseificação não é uma

tecnologia nova, mas seu uso em projetos comerciais é bastante restrito, devido a uma série de desafios. Para manter estimativas mais conservadoras, o valor de 10% será utilizado no presente trabalho.

A carga inicial de elementos necessários nos processos da planta é uma despesa que deve ser calculada caso a caso, tendo em vista as nuances de cada projeto. Seguindo o relatório da *NREL* (2009), esta parcela será definida como o valor referente ao custo variável relacionado aos catalisadores e outros químicos empregados no processo, para um ano de operação da planta.

Para tecnologias maduras e consolidadas, Chauvel e Lefevbre (1989) consideram os custos de partida de projetos como o equivalente a 3 meses dos custos operacionais da planta. Para este trabalho, no entanto, esse valor será assumido como o equivalente a 6 meses dos custos operacionais, tendo em vista a baixa maturidade da tecnologia do processo estudado.

3.2.2 Capital de Giro

O capital de giro representa a parcela de capital investido que visa garantir a operacionalização do projeto. Nele estão inclusas as necessidades mínimas de caixa, como as destinadas para aquisição de matérias-primas, utilidades, os estoques, outros encargos, e também o financiamento das vendas, dado aos compradores, e das compras, recebido dos fornecedores.

Chauvel e Lefevbre (1989) consideram para o capital de giro um valor equivalente ao dobro dos custos de partida. Já Towler e Sinnott (2008) assumem como razoável utilizar 15 % da soma de *ISBL* e *OSBL*. Neste trabalho, a segunda opção será empregada, buscando manter o conservadorismo nas estimativas.

3.2.3 Fator de extrapolação de capacidade

O investimento em uma planta de determinado processo está relacionado à capacidade de produção dela. Naturalmente, plantas com maiores capacidades apresentarão investimentos maiores. No entanto, a relação entre investimento e capacidade não é linear, devido ao efeito de ganhos de escala. O custo de fabricação dos equipamentos é diretamente proporcional à área de material necessária para sua construção. Por outro lado, a capacidade de processamento destes equipamentos é diretamente proporcional ao volume deles. Observa-se então

que, ao aumentar as dimensões de um equipamento, sua capacidade cresce em uma escala maior que seus custos, configurando o ganho de escala.

Uma relação empírica muito utilizada quando não se conhece o fator de escala de determinado processo (PETER; TIMMERHAUS; WEST, 2003) é a do “*Sixth Tenth Factor*”, que correlaciona os investimentos de duas unidades industriais com a capacidade delas, elevadas a um fator de 0,6, de acordo com a fórmula abaixo:

$$\frac{I_1}{I_2} = \left(\frac{C_1}{C_2}\right)^{0.6}$$

Onde:

- I_1 e I_2 são os investimentos de cada planta;
- C_1 e C_2 são as capacidades de cada planta.

3.2.4 Fator de atualização

Por conta da inflação e da própria variação natural de preços e custos dos materiais e equipamentos ao longo dos anos, é necessário corrigir o investimento de uma mesma planta de acordo com o ano considerado para sua construção. Alguns índices específicos foram criados para tornar esta atualização mais acurada, tais como o *Chemical Engineering Plant Construction Index* (CEPCI), publicado mensalmente pela revista *Chemical Engineering*, ou o *Intratec Process Plant Cost Index* (IC Index), calculado pela empresa Intratec.

Para o presente trabalho, foi utilizado valores do CEPCI para atualização do investimento da planta, de acordo com a seguinte relação:

$$\frac{I_X}{I_Y} = \frac{CEPCI_X}{CEPCI_Y}$$

Onde:

- I_X e I_Y são os investimentos da planta nos anos X e Y;
- $CEPCI_X$ e $CEPCI_Y$ são os valores do índice CEPCI para os anos X e Y, respectivamente.

3.2.5 Fator de Nacionalização

Na indústria química, o fator de nacionalização é considerado quando investimentos em outros países estão sendo estudados, e objetiva indicar as distinções em todo o projeto de construção da planta entre os dois locais. Ele leva em conta as diferenças na produtividade e custo dos funcionários, commodities, tributos, equipamentos, engenharia, e administração, entre outros elementos.

Towler e Sinnot (2008) consideram um fator de nacionalização de 1,14 para o Brasil em relação aos Estados Unidos. Isto é, para projetos a serem implementados no Brasil, é necessário considerar um adicional de 14% sobre o valor de investimento total estimado para o país norte-americano. E este valor adicional será utilizado no presente trabalho

3.3 Custos de Produção

Os Custos de Produção compreendem todo capital usado para produzir e preparar uma mercadoria ou serviço a ser comercializado. Podem ser classificados como custo variáveis ou fixos.

3.3.1 Custos Variáveis

Estão inclusos nesta parcela todos os insumos consumidos quando a planta está em operação e gerando o produto-alvo, como as matérias-primas, catalisadores, utilidades e outros produtos químicos. Portanto, estes custos variam de acordo com o volume de produção.

Naturalmente, quanto maior a quantidade consumida de determinado insumo, maior tende a ser seu impacto nos custos. De maneira similar, quanto mais elevado for o custo unitário deste insumo, mais elevado será também seu peso nos custos. Por outro lado, ainda é necessário considerar os elementos redutores de custos, como os subprodutos e utilidades gerados no processo além do produto principal. Quanto maior forem a quantidade e o preço unitário por qual estes elementos são vendidos, maior a receita obtida pelo projeto.

Portanto, para a análise de custos, serão estudados tanto os coeficientes técnicos, que são as razões entre as quantidades de cada insumo consumido ou

subproduto produzido pela quantidade do produto principal gerado, quanto o preço de compra ou venda de cada um destes elementos.

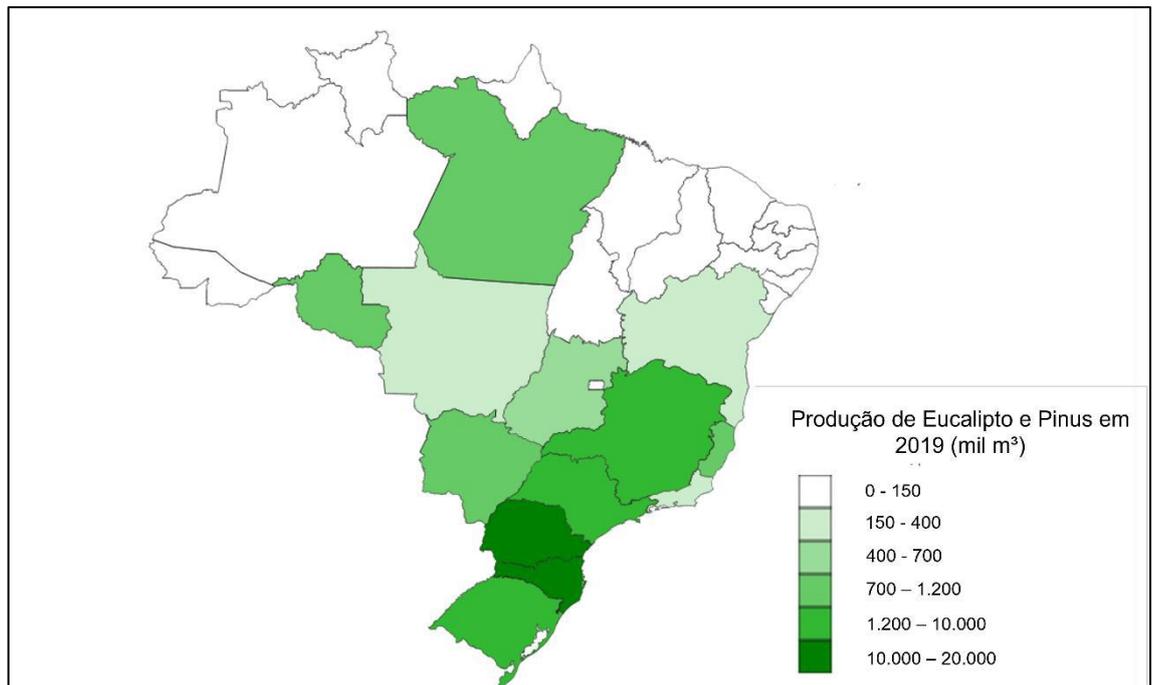
A Tabela 8 resume cada elemento que representa uma receita ou custo variável para o processo, assim como o preço considerado para ele para o ano de 2020.

Tabela 8 - Elementos de receitas e custos variáveis da planta - elaboração própria a partir dos valores calculados pelas fontes

Elemento	Unidade	Preço (R\$/unidade)	Fonte
Etanol	t	2516	CEPEA e ANP
Madeira	t	114,00	MF Rural
Mistura de Alcoóis Superiores	t	2.994,34	ANP e NIST
Eletricidade	MWh	335,62	Copel
Óleo Diesel	t	2.714,51	ANP
Água para caldeira	m ³	7,01	Sanepar
Água para resfriamento	m ³	7,01	Sanepar
Olivina	t	1.222,26	NREL
Óxido de Magnésio	t	1.526,50	Trademap
Monoetanolamina	t	5.700,29	Trademap
Catalisador do Reformador	t	69.332,83	NREL
Químicos LO-CAT	t	961,76	NREL

Para muitos destes preços, considerou-se a localização da planta no estado do Paraná. A justificativa para esta decisão foi o valor de PL igual a 10,2 (o cálculo está detalhado no capítulo 4) para a madeira, que sugere o local do projeto próximo às fontes dela. O Paraná foi escolhido por apresentar a maior produção de eucalipto e pinus (árvores consideradas para o estudo), além de estar próximo de São Paulo e Santa Catarina, que também possuem uma grande produção destas árvores, como mostra a Figura 16.

Figura 16 - Quantidade total de eucalipto e pinus produzida por estado - elaboração própria a partir de dados do IBGE (2019)



Para o valor de madeira, foram consultados preços de eucalipto e pinus no portal *MF Rural*, marketplace online de produtos agropecuários que permite o anúncio e negociação de enorme gama de itens agrícolas entre fornecedores e compradores. Um preço médio de 114 R\$/t, incluindo transporte, foi obtido para o estado do Paraná, por consulta a 13 fornecedores localizados no estado, no sul de São Paulo e no norte de Santa Catarina. Este valor não é mais correto para se considerar, pois se refere ao preço de aquisição direta com os produtores da madeira, e não ao preço de aquisição de resíduos de madeira. No entanto, por falta de fontes confiáveis para a segunda opção, adotou-se a primeira para o trabalho.

A Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) realiza pesquisas mensais sobre os preços de combustíveis nos postos de gasolina por estado. O valor médio em de 2020 para o Paraná foi considerado como o preço do diesel no presente trabalho. Como o dado importado da ANP está em R\$/L, a densidade de 835 kg/m³ informada na Resolução ANP nº 50/2013 (ANP, 2013) foi utilizada para conversão do preço para R\$/L.

Para água de resfriamento e para caldeira, foram consultadas as tarifas da Sanepar, empresa de água e esgotos paranaense. O processo de revisão tarifária de

2019 definiu o preço para clientes industriais que consomem mais de 30 m³ por mês, caso do projeto em análise, como 7,01 R\$/m³.

Para catalisadores e outros químicos empregados no processo estudado, buscou-se referências de preços em outras fontes. Para o óxido de magnésio e monoetanolamina, consultou-se a plataforma online *Trademap*, que contém dados de comércio internacional para um número enorme de commodities e produtos. Para o óxido de magnésio, o valor médio mensal de 2020 referentes a exportação do químico foi utilizado. Para a amina, como as quantidades de exportação não foram relevantes, os preços acabaram sofrendo distorções e variações. Por isso, optou-se por utilizar como referência os dados de importação dela, cujos volumes e valores negociados foram maiores, e, portanto, os preços apresentaram menos volatilidade.

Para a olivina, químicos do sistema LO-CAT, e o catalisador do Reformador de Alcatrões, não foram identificadas fontes de preços transparentes e confiáveis para o cenário brasileiro. Por este motivo, empregou-se os preços considerados no relatório *NREL* (2009) corrigidos pela inflação americana, e convertidos em reais pelo câmbio médio de 2020. A inflação estadunidense foi obtida no site do *Bureau of Labor Statistics* (BLS), enquanto os valores de câmbio foram consultados pelo portal Ipea Data, do Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada (IPEA).

Por outro lado, a planta também gera como subproduto uma mistura de alcoóis superiores, além de um excedente de energia elétrica, que podem ser monetizados e gerar ganhos para o projeto. De certa forma, podem ser vistos como redutores de custos para a planta.

O relatório da *NREL* (2009) aborda duas possibilidades para venda da mistura de alcoóis superiores. A primeira é a comercialização dela no mercado químico, no qual cada componente do subproduto possuiria um uso específico. Neste caso, um valor mais alto poderia ser obtido. No entanto, esse cenário é improvável, já que o comprador teria de separar os componentes da mistura e arcar com custos do processamento e purificação, então ele dificilmente pagaria o valor integral por eles.

A segunda possibilidade é a comercialização da mistura como aditivo de gasolina. Seriam necessárias avaliações da queima dela em motores, mas este cenário é considerado o mais realista. Neste caso, um prêmio de 19% sobre o valor de venda do etanol é assumido para a mistura, justificado pelo calor de combustão 19% maior que ela possui, como mostram as Tabelas 9 e 10.

Tabela 9 - Composição da mistura de alcoóis superiores (NREL, 2009)

Componente	Fração mássica (%)
Etanol Anidro	5,8
Propanol	82,5
Butanol	10,3
Pentanol	1,4

Tabela 10 - Poder Calorífico Inferior da mistura de alcoóis superiores

Componente da Mistura	PCI (kcal/kg)	PCI relativo ao do Etanol	Fonte
Etanol Anidro	6750	1	ANP
Propanol	8045	1,19	NIST
Butanol	8618	1,28	NIST
Pentanol	9038	1,34	NIST
Mistura de Alcoóis	8043	1,19	Cálculos

Para a energia elétrica, há duas opções possíveis de comercialização. A primeira é como geração distribuída, já que de acordo com a Resolução Normativa n° 687/2015 da ANEEL (Agência Nacional de Energia Elétrica, 2015), unidades de geração com potência instalada de até 5 MW podem vender sua energia para a rede, recebendo créditos para fatura de meses seguintes. No entanto, essa modalidade não se mostra vantajosa, uma vez que o projeto é autossuficiente e esses créditos não seriam aproveitados.

A segunda alternativa, escolhida para o projeto, foi a venda do excedente de eletricidade no mercado livre de energia para um consumidor industrial. De acordo com a Abraceel (Associação Brasileira de Comercializadores de Energia), em maio de 2020, 85% da energia utilizada pelo setor industrial brasileiro foi comercializada pelo mercado livre. Nesta modalidade, os produtores de energia podem negociar diretamente com os consumidores, e os preços acordados apresentam um desconto médio entre 10 e 20% da tarifa cobrada em mercado cativo (MERCADO LIVRE DE ENERGIA, 2020). A referência para a tarifa de mercado cativo será a praticada pela Copel (Companhia Paranaense de Energia) para consumidores industriais (394,85 R\$/MWh), em sua revisão tarifária de 2020, e um deságio de 15% foi aplicado a ela, resultando no valor de 335,62 R\$/MWh.

3.3.2 Custos Fixos

Os custos fixos são independentes do volume de produção observado para a planta em determinado período, e continuam a incorrer até mesmo em casos de paradas da fábrica. Como exemplos, pode-se citar os custos com mão-de-obra, depreciação, seguros e taxas.

A Tabela 11 compila as estimativas de cada parcela (exceto depreciação) do custo fixo a partir do Custo Total de Produção (CTP), calculado como o custo desembolsado para comprar as matérias-primas necessárias para um ano de operação da planta, em sua capacidade total.

Tabela 11 - Elementos dos custos fixos e premissas para cálculo (PETER; TIMMERHAUS; WEST, 2003)

ITEM			CUSTO (US\$)
CUSTOS FIXOS	Custos desembolsáveis diretos	Mão-de-obra de operação (MOP)	10% CTP
		Supervisão e chefia	10% MOP
		Cargos de laboratório	10% MOP
		Manutenção	4% ISBL
		Despesas gerais	45% MOP
	Custos desembolsáveis indiretos	Despesas gerais	65% (MOP + manutenção)
		Impostos e seguros	1,5% Investimento Fixo (IF)

A depreciação é um custo fixo não desembolsável relacionado ao investimento da planta, e decorre da perda de valor de um bem ou ativo ao longo do tempo por conta de seu uso, desgaste natural, ou obsolescência. É registrada como um percentual do valor contábil do bem, descontado período após período, durante sua expectativa de vida útil.

No presente estudo, a incidência da depreciação será considerada pelo método *Double Declining Balance* (DDB), seguindo o relatório da *NREL* (2009). Esta metodologia é calculada de acordo com as equações 18 e 19:

$$D_t = 2 * FL * VR_{t-1} \quad (\text{Eq. 18})$$

$$VR_t = VR_{t-1} - D_t \quad (\text{Eq. 19})$$

Onde:

- D_t : Depreciação do período t ;
- FL: Fator linear de depreciação;
- VR_{t-1} : Valor Residual da planta no período $t - 1$;
- VR_t : Valor Residual da planta no período t .

A metodologia DDB é uma alternativa à depreciação linear, pela qual um ativo perde uma porcentagem constante do seu valor inicial anualmente. A equação 20 expressa este tipo de depreciação:

$$VR_t = IF - FL * t \quad (\text{Eq. 20})$$

Onde:

- VR_t : Valor Residual da planta para o período t ;
- IF: Investimento Fixo da planta;
- FL: Fator Linear de depreciação.
- t : período de anos de depreciação.

No Brasil, a Receita Federal define a expectativa de vida útil para diferentes classes de bens e ativos, e, portanto, o período de incidência da depreciação. Para máquinas e equipamentos, este período é de 10 anos, no qual os ativos sofrem uma depreciação linear, com FL de 10% ao ano. Este mesmo fator será usado para o cálculo de depreciação no presente trabalho, para um período de 10 anos desde o início de operação da planta, seguindo a recomendação da Receita Federal brasileira (1994) para máquinas e equipamentos. Após esta janela, considerou-se que não ocorre mais depreciação, e o valor residual do investimento fixo se mantém constante até o final da vida útil do projeto, de 20 anos.

3.4 Ponto de nivelamento

Peter, Timmerhaus e West (2003) definem o ponto de nivelamento (ou *break-even point*) como o fator de capacidade da planta para o qual a receita total obtida pela venda do produto é igual ao custo total de produção. A equação expressa esta relação em linguagem matemática:

$$RT = CT \quad (\text{Eq. 21})$$

Onde:

- RT: receita total;
- CT: custo total.

A receita total pode ser expressa como a multiplicação da quantidade de produto fabricada pelo preço ao qual é vendido, segundo a equação 22.

$$RT = P * Q \quad (\text{Eq. 22})$$

Onde:

- RT: receita total;
- P: preço de venda do produto;
- Q: quantidade de produto fabricada.

O custo total por sua vez pode ser segmentado em custo fixo e custo variável, que por sua vez é a multiplicação do custo variável unitário pela quantidade de produto fabricada, de acordo com a equação 23.

$$CT = CF + CV_u * Q \quad (\text{Eq. 23})$$

Onde:

- CT = custo total;
- CF: custo fixo;
- CV_u : custo variável unitário;
- Q: quantidade de produto fabricada.

Substituindo as variáveis RT e CT na equação 21 com as expressões das equações 22 e 23, e em seguida rearranjando os termos em função de Q, chega-se na equação 24 para calcular a quantidade de produto fabricada no ponto de nivelamento. O ponto de nivelamento em si é expresso, em percentual, pela quantidade calculada dividida pela capacidade de produção da planta, segundo a equação 25.

$$Q = \frac{CF}{P - CV_u} \quad (\text{Eq. 24})$$

$$PN = \frac{Q}{Cap} \quad (\text{Eq. 25})$$

Onde:

- Q: quantidade de produto fabricada;
- CF: custo fixo;
- P: preço de venda do produto;
- CV_u : custo variável unitário;
- PN: ponto de nivelamento;
- Cap: capacidade de produção da planta

Neste trabalho, o ponto de nivelamento será calculado para o cenário base da planta, isto é, aquele cuja capacidade de produção é a mesma que da *NREL* (2009).

3.5 Despesas operacionais

Peter, Timmerhaus e West (2003) identificam para a atividade de uma empresa química, outras despesas além dos custos de produção. São elas a despesas de venda, administrativas, e pesquisa e desenvolvimento.

Despesas de venda se referem a comissões pagas para representantes comerciais e distribuidores do produto fabricado numa planta. Também envolvem gastos com empregados dos setores comerciais da empresa, escritórios de vendas, com despesas de viagens, propaganda, e assistência técnica e de apoio ao cliente. Segundo os autores, na indústria química estes gastos variam de 2% do CTP, para plantas de grande escala cujo produto é vendido em grandes quantidades para poucos clientes, até 20% do CTP, para plantas de produtos novo ou que vendem pequenas quantidades para muitos consumidores. Como o projeto do presente se encontra mais próximo da primeira opção, o valor de 2% do CTP será adotado.

Despesas administrativas são aquelas direcionadas para o pagamento de salário de executivos, funcionários de áreas de suporte e controladoria, do setor

jurídico, para manutenção de prédios e escritórios administrativos, comunicações externas, e gastos administrativos, como tecnologia da informação e telefonia. Valores dentro da faixa de 15 a 25% dos custos com mão-de-obra (MOP) são geralmente utilizados, com a média de 20% sendo considerada para o presente trabalho.

Para uma empresa manter sua competitividade no mercado, a pesquisa e desenvolvimento de novos produtos, processos e métodos é essencial. De acordo com Peter, Timmerhaus e West (2003) as companhias do setor químico direcionam gastos para estas evoluções, historicamente na faixa de 2 a 5% de suas receitas. O valor médio de 3,5% será considerado para este trabalho

3.6 Fluxo de Caixa Descontado e Valor Presente Líquido

Na análise econômica de projetos, o fluxo de caixa é uma ferramenta financeira que organiza as entradas (com sinal positivo) e saídas (com sinal negativo) de capital referentes a um determinado projeto em um intervalo de tempo especificado. Apesar de os fluxos de capital poderem ocorrer em períodos menores que um ano, geralmente os intervalos de tempo considerados são anuais, e toda entrada ou saída observada durante esses meses é contabilizada de forma conjunta para o ano todo (Oliveira, 2008).

As entradas de capital no fluxo de caixa de um projeto são geralmente referentes às receitas obtidas pela comercialização do produto da planta, ao financiamento que o projeto recebe durante sua implementação e operação, a créditos recebidos no período analisado, e ao valor residual dos investimentos após sua venda, descontada a depreciação.

Já as saídas incluem os investimentos necessários para a construção da planta (concentrados nos primeiros anos do projeto), custos fixos e variáveis, juros e amortização do financiamento, crédito dado a clientes, e impostos.

A cada período, o fluxo de caixa resultante será dado pelo somatório das entradas subtraído pelo somatório das saídas.

Para determinar o retorno do investimento realizado para um determinado projeto, não basta apenas somar os fluxos de caixa de todos os anos. Isso se deve à dinâmica de valor do dinheiro no tempo. Pelos efeitos de inflação e custo de

oportunidade², o valor que uma quantia representa hoje não é o mesmo do que representará daqui a um certo período. O cálculo do Valor Presente Líquido (VPL) objetiva corrigir esta distorção, ao empregar uma taxa de desconto para trazer a valor presente os fluxos caixa de anos futuros (Oliveira, 2008). A fórmula que define esse cálculo é apresentada na equação 26:

$$VPL = \sum_{t=0}^N \frac{FC_t}{(1+i)^t} \quad (Eq. 26)$$

Onde:

- VPL: Valor Presente Líquido;
- N: número de anos analisados no fluxo de caixa descontado;
- FC_t : fluxo de caixa nominal do ano t;
- i: taxa de desconto aplicada.

Dado um número de anos estimado como a vida útil do projeto e uma taxa de desconto, é possível aplicar um fluxo de caixa descontado para determinar o valor de venda do produto que torna o VPL igual a zero. Este valor seria o Preço Mínimo de Venda (PMV) para que o projeto tenha retorno financeiro. Para o presente trabalho, foi considerado um período de 20 anos como vida útil e uma taxa mínima de atratividade de 13% como taxa de desconto, similar aos valores utilizados no relatório da *NREL*.

O PMV requerido do etanol será comparado ao valor pelo qual é considerado como praticado no mercado interno, de 2516 R\$/t, equivalente a 1991 R\$/m³ ou 1,991 R\$/L. Este valor foi obtido pela média dos preços mensais dos produtores de etanol anidro para o ano de 2020, coletados pelo Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada (CEPEA-USP).

As entradas de caixa para o cenário base, que não considera financiamento do projeto, serão correspondentes as receitas obtidas pela venda de etanol, da mistura de alcoóis superiores, e pelo excedente de energia elétrica. Para cenários com financiamento, os valores financiados também configuram entradas de caixa.

² Custo relacionado aos benefícios que deixarão de ser ganhos ao se deixar de investir em determinado projeto em detrimento de outro.

Um patamar de 70 % capacidade da planta é considerado no início da operação, crescendo 4 pontos percentuais nos primeiros 5 anos de atividade, e 3 pontos percentuais nos 5 anos seguintes, atingindo então cerca de 95% da capacidade máxima da fábrica. Este fator será considerado o limite para o projeto, mantido até o final da vida útil dele.

As saídas para o cenário base serão constituídas pelos custos de produção, despesas operacionais, e investimentos do projeto, além de uma parcela referente ao pagamento de impostos diretos. Seguindo o relatório da *NREL* (2009), o período de implementação do projeto, no qual a planta estará em construção e, portanto, não produzirá etanol, será assumido como 3 anos. Ainda de acordo com a *NREL* (2009), o investimento fixo estimado para a implementação será dividido de forma que 10% dele seja aplicado no primeiro ano, 60% no segundo, e os 30% restantes serão utilizados no terceiro ano. O capital de giro será considerado como uma saída do caixa no ano anterior ao de início de operação da planta, e é recuperado ao final do projeto.

Para os cenários com financiamento, ainda deve-se considerar nas saídas de caixa os valores amortização do empréstimo, e dos juros pagos por ele.

O percentual de tributos pagos por empresas no Brasil pode variar bastante de acordo com o setor em que ela atua, mas a alíquota média histórica fica em torno de 34% ao ano sobre o lucro operacional, referentes a 25% de Imposto de Renda sobre Pessoas Jurídicas ([IRPJ](#)) (Receita Federal, 2015), e mais 9% de Contribuição Social sobre o Lucro Líquido ([CSLL](#)) (Receita Federal, 2015). Esta cobrança de impostos é apenas realizada para anos com lucro operacional reportado. Em caso de prejuízos, essa cobrança não é realizada, e este resultados negativos serão descontados de lucros obtidos nos anos seguintes, segundo a Medida Provisória N° 766 de 2017.

3.7 Taxa Mínima de Atratividade e Taxa Interna de Retorno

A Taxa Mínima de Atratividade (TMA) (Oliveira, 2008) é definida como o retorno mínimo de capital alcançado por um investimento para que ele seja economicamente viável e que justifique a tomada de riscos por parte dos investidores. Caso contrário, seria mais vantajoso estes agentes investirem em aplicações financeiras de menor retorno, mas que também apresentem baixo risco,

como títulos públicos atrelados à taxa básica de juros de um país. Por este motivo, a TMA é muito utilizada como a taxa de desconto para fluxos de caixa. O relatório da *NREL* (2009) empregou uma TMA de 10% ao ano. Neste trabalho, o valor de 13% será utilizado. O adicional de 3 pontos percentuais se deve aos maiores riscos do projeto, associados ao custo-Brasil e a baixa maturidade da tecnologia.

A Taxa Interna de Retorno (TIR) (Oliveira, 2008) é outra métrica de matemática financeira utilizada para analisar a lucratividade de investimentos. Como definição, ela é a taxa de desconto aplicado a um fluxo de caixa descontado que torna o VPL igual a zero, obtida resolvendo a equação 27:

$$0 = \sum_{t=0}^N \frac{FC_t}{(1 + TIR)^t} \quad (Eq. 27)$$

Onde:

- N: número de anos analisados no fluxo de caixa descontado;
- FC_t : fluxo de caixa nominal do ano t;
- TIR: Taxa Interna de Retorno.

Isto significa que quanto maior a TIR, mais vantajoso tende a ser o investimento analisado. A TIR também é geralmente comparada à TMA, de forma que quando for maior, significa que o investimento é viável economicamente. Caso a TIR seja menor que a TMA, o projeto é inviável do ponto de vista financeiro e não deve ter prosseguimento.

O software *Excel* possui a função “*TIR*”, que mediante a alimentação dos fluxos de caixa de um projeto para determinado período, retorna o valor da TIR. Este método será utilizado para calcular a TIR no presente estudo, para o cenário base da planta.

3.8 *Payback* Descontado

O conceito de *Payback* Descontado é uma evolução do *Payback*, cálculo financeiro que representa quanto tempo um investimento leva para ter retorno. O *Payback* tradicional apresenta a limitação de não levar em conta uma taxa de

desconto, e, portanto, não considera o valor do dinheiro no tempo (Oliveira, 2008). Já o *Payback* Descontado utiliza uma taxa de desconto para seu cálculo, que realizado com auxílio da equação 28.

$$VPL = -FC_0 + \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+i)^t} \quad (Eq.28)$$

Onde:

- VPL: Valor Presente Líquido;
- n: número de anos analisados até atingir um VPL igual a zero;
- FC_0 : fluxo de caixa nominal do ano zero ;
- FC_t : fluxo de caixa nominal do ano t;
- i: taxa de desconto aplicada.

O *Payback* Descontado será igual a n . Para determiná-lo então, é realizado um cálculo parcial do fluxo de caixa descontado, até que seja identificado que o VPL deixou de ser negativo. Se o VPL for igual a zero, n será um número inteiro. Em caso do VPL ser negativo no ano $t-1$ e positivo no ano t , é feita uma interpolação para determinar um valor fracionário de n . Neste trabalho, este método será empregado para identificar o *Payback* Descontado para o cenário base.

3.9 Estudos de Sensibilidade

Devido à incerteza inerente de estudos de viabilidade econômica, análises de sensibilidade são interessantes para considerar uma gama de cenários e situações diferentes que podem vir a ocorrer e afetar determinado projeto. Os impactos destes cenários podem ser mais bem compreendidos pela alteração que causam no PMV.

Para as análises de sensibilidade, foram consideradas variações tanto dos valores de venda dos produtos e subprodutos da planta, quanto os custos de aquisição da matéria-prima e outros custos variáveis. Em um primeiro momento, aos preços destes itens foram aplicados fatores de -30%, -20%, -10%, 10%, 20%, e 30%, a fim de comparar quais apresentam maior impacto no PMV.

Em relação à matéria-prima, considerou-se cenários em que ela foi adquirida com grandes descontos em relação ao custo do cenário base. Estes descontos

foram imaginados para situações em que a madeira seria obtida como resíduo de outras indústrias e atividades, as quais enxergam valor reduzido para ela, ao contrário de ser comprada diretamente com produtores das árvores. No caso mais extremo, foi assumido que ela teria custo de aquisição igual a zero.

Para a mistura de alcoóis superiores, o cenário base assumiu o aproveitamento dela como combustível, e por conta disso, um prêmio de 19% sobre o preço de venda do etanol, relativo ao maior calor de combustão liberado na queima dela. No entanto, como apresentado anteriormente, existe uma possibilidade, apesar de reduzida, de comercializar esta mistura por valores mais elevados, próximos aos obtidos pela venda de seus componentes como produtos químicos.

Para este cenário, considerou-se os preços médios dos componentes da mistura para o ano de 2020, ponderados pela proporção de cada um deles. Para o etanol, usou-se o preço obtido no CEPEA, enquanto para o propanol e o butanol, buscou-se os preços de importação pelo Trademap. Valores de importação não foram encontrados na plataforma para pentanol, mas como este representa apenas uma pequena fração da mistura, optou-se por desconsiderá-lo e recalculas as porcentagens dos outros componentes como se o pentanol não estivesse presente nela.

A média dos preços ponderada pelas proporções de cada componente seria o preço máximo, equivalente a 4873,16 R\$/t, pelo qual a mistura pode ser comercializada. Os exercícios de sensibilidade foram realizados entre o cenário base e este limite.

Para entender o impacto do tamanho da planta, também foram analisados o custo unitário de produção, investimento fixo unitário, e o PMV para diferentes capacidades. Antes disso, é necessário compreender que apesar de bastante útil para uma primeira estimativa de investimento para plantas químicas, o “*Sixth Tenth Factor*” apresenta limitações. Por exemplo, para capacidades muito maiores do que a considerada para a análise de um projeto, a opção mais razoável seria a aquisição de outros equipamentos idênticos ao invés da aquisição de um com maiores dimensões. Isso se deve às dificuldades de o fabricante construir este equipamento, do transporte dele até o local da planta, e da própria instalação dele.

Por conta destas limitações, a variação de escala geralmente apresenta maior acurácia quando restrita a uma faixa de - 50% e + 50% em relação à capacidade de referência da planta em análise (PETER; TIMMERHAUS; WEST, 2003). Ao aplicar

estes valores para a escala apresentada no relatório da *NREL* (2009), cujo projeto pode produzir cerca de 158 mil teladas por ano, foram definidos cenários com capacidades entre 80 mil e 240 mil teladas por ano, com intervalos de 10 mil teladas por ano entre cada um.

Por fim, também se discutiu o uso de financiamento para a implementação do projeto. Como comentado previamente, o capital obtido por meio de financiamentos representa entradas no fluxo de caixa, mas deve ser retornado aos agentes de crédito em períodos futuros, acrescido de juros. Foi assumido um prazo de amortização de 10 anos, e como prazo de carência, isto é, o período após o qual o pagamento dos empréstimos é iniciado, de 3 anos. Desta forma, este pagamento começa juntamente com o início da operação da planta.

Para as análises de sensibilidade, foram variadas a parcela do investimento fixo financiada, e a taxa de juros que será contabilizada para o processo de financiamento. A parcela de investimento foi testada de 0 a 30% do investimento (ABIQUIM, 2017), com intervalos de 5 pontos percentuais, enquanto três valores distintos de taxa de juros foram utilizados. O primeiro, de 6,5% ao ano, se refere a taxa SELIC de longo prazo prevista para o Brasil, segundo o Boletim Focus do Banco Central publicado no dia 02/07/2021. Os outros dois valores de juros são de 11,9% e 12,4% ao ano, e são referentes ao programa de financiamento de grandes empresas, com receita anual acima de R\$ 300 milhões, pelo BNDES. A primeira taxa informada pelo banco estatal é relativa a operações indiretas, nas quais outras instituições financeiras emprestam os recursos provenientes do BNDES, enquanto o segundo percentual se refere a operações diretas, nas quais o próprio banco realiza o financiamento.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Este capítulo está dividido em 3 partes. A primeira contém os cálculos relacionados à Teoria de Localização de Weber (1929), e discute a escolha da localização da planta para o presente estudo. A segunda parte define o cenário base do trabalho, e apresenta os resultados das estimativas de investimento, custos de produção, ponto de nivelamento, VPL, TIR, *Payback* Descontado, e PMV no referido cenário. O terceiro e último segmento discute os resultados das análises de sensibilidade, e os impactos que as variáveis analisadas causam ao PMV.

4.1 Localização do projeto

A Tabela 12 indica as quantidades de madeira consumida e de etanol produzido segundo o relatório da *NREL* (2009), assim como os valores de IM e PL calculados de acordo com as equações 14 e 15.

Tabela 12 - Vazões de etanol e madeira, e valores de IM e PL

Elemento	Vazão (t/dia)	Vazão (kt/ano)	IM	PL
Etanol	432,5	157,9	1,0	2,0
Madeira	4000,0	1460,0	9,2	10,2

Para a madeira, observa-se valores iguais a 9,2 e 10,2 para IM e PL, respectivamente, números bastante elevados que sugerem que a planta industrial deve ser construída próximo às matérias-primas, especialmente quando o etanol é uma substância estável e seu transporte exige apenas atenção às normas de segurança básicas (CARL ROTH, 2021). Por este motivo, foi decidido que o projeto seria implementado no Paraná, já que o estado apresenta maior produção de eucalipto e pinus do país, além de ser vizinho de São Paulo e Santa Catarina, outros estados com produções relevantes destas árvores, como pode ser observado na Figura 16. Com essa decisão, pretende-se reduzir os custos de transporte da biomassa até a unidade industrial onde ela será processada.

4.2 Estimativas para o cenário base

O cenário base foi definido com as seguintes características:

- Capacidade da planta: 158 kt/ano;
- Início de construção no ano de 2020;
- Localizada no Brasil, mais especificamente no estado do Paraná;
- Preços de venda e custos variáveis iguais aos definidos na Tabela 8;
- Sem financiamento para o Investimento Total;
- Para os cálculos de VPL, TIR e *Payback* Descontado, considerou-se o preço de venda do etanol igual ao da Tabela 8.

4.2.1 Investimento de Unidades Industriais

A partir dos custos de aquisição dos equipamentos necessários para a construção e operação da planta indicados no relatório da *NREL* (2009), detalhados no Apêndice A. Calculou-se para uma indústria com capacidade igual a 158 mil teladas por ano, construída em 2007, investimentos de aproximadamente US\$ 126 milhões e US\$ 102,4 milhões para as siglas de *ISBL* e *OSBL*, respectivamente, em uma soma de US\$ 228,4 milhões. Atualizando este agregado para o ano de 2020 com o índice CEPCI, cujos valores anuais estão resumidos no Apêndice B, chega-se no investimento de US\$ 259,2 milhões. Finalmente, aplicando o fator de nacionalização de 1,14, define-se um total de US\$ 295,5 milhões para *ISBL* e *OSBL*. Considerando uma taxa de câmbio média de R\$/US\$ 5,16 para o ano de 2020, de acordo com o IPEA Data, este valor equivale a R\$ 1,524 bilhão.

Tabela 13 - Estimativas de ISBL e OSBL para o cenário base

Investimento	EUA, 2007 (US\$)	EUA, 2020 (US\$)	Brasil, 2020 (US\$)	Brasil, 2020 (R\$)
ISBL	125.969.186	142.944.097	162.956.270	840.854.354
OSBL	102.445.897	116.250.940	132.526.071	683.834.529
Unidades Industriais	228.415.083	259.195.037	295.482.342	1.524.688.883

4.2.2 Custos de Produção

Na Tabela 14 estão resumidos os coeficientes técnicos de cada insumo e subproduto em relação à produção de etanol, juntamente com o preço considerado para cada unidade destes elementos, segundo a Tabela 8.

Tabela 14 - Custos variáveis de produção, seus coeficientes técnicos em relação ao etanol, e preços considerados

Grupo	Elemento	Unidade	Coeficiente Técnico	Preço (R\$/unidade)
Matéria-Prima	Madeira	t	9,25	114,00
Subprodutos	Mistura de Alcoóis	t	0,181	2.994,34
	Eletricidade	kWh	0,214	335,62
Utilidades	Óleo Diesel	t	1,74E-03	2.714,51
	Água para caldeira	m ³	0,806	7,01
	Água para resfriamento	m ³	0,717	7,01
Catalisadores e Químicos	Olivina	t	0,046	1.222,26
	Óxido de Magnésio	t	1,76E-04	1.526,50
	Monoetanolamina	t	3,60E-03	5.700,29
	Catalisador do Reformador	t	2,52E-05	69.332,83
	Químicos LO-CAT	t	2,19E-03	961,76

Já a Tabela 15 apresenta o custo de cada elemento por telada de etanol produzida, além dos custos anuais de produção referentes à capacidade máxima da planta, expresso em reais e em dólar.

Tabela 15 - Custos por telada de etanol produzida e custos anuais de produção, expressos em reais e em dólar

Grupo	Elemento	Custo (R\$/t etanol)	Custo Anual de Produção (R\$)	Custo Anual de Produção (US\$)
Matéria-Prima	Madeira	1.054,29	166.577.112	32.292.817
Utilidades	Óleo Diesel	4,71	744.849	144.397
	Água para caldeira	5,65	892.955	173.109
	Água para resfriamento	5,03	794.577	154.038
Catalisadores e Químicos	Olivina	56,02	8.851.191	1.715.901
	Óxido de Magnésio	0,27	42.494	8.238
	Monoetanolamina	20,52	3.241.606	628.421
	Catalisador do Reformador	1,75	275.719	53.451
	Químicos LO-CAT	2,11	332.747	64.507
Total		1.150,34	181.753.250	35.234.879

A Tabela 16, por sua vez, detalha os custos fixos associados ao cenário base.

Tabela 16 - Custos fixos anuais para o cenário base

ITEM		CUSTO ANUAL (R\$)	
Custos desembolsáveis diretos	Mão-de-obra de operação (MOP)	16.657.711	61.108.533
	Supervisão e chefia	1.665.771	
	Cargos de laboratório	1.665.771	
	Manutenção	33.623.310	
	Despesas gerais	7.495.970	
Custos desembolsáveis indiretos	Despesas gerais	52.542.361	62.129.764
	Impostos e seguros	29.267.687	
Total		123.238.298	

Com a estrutura de custos exposta, pode-se visualizar que o custo anual total para o cenário base é cerca de R\$ 305 milhões, sendo que aproximadamente 60% se referem aos custos variáveis, e 40% aos custos fixos.

4.2.3 Investimento Total

Empregando as relações empíricas de Chauvel e Lefevbre (1989) para determinar o investimento total necessário para a planta referência, chega-se em um valor de aproximadamente US\$ 424,9 milhões, ou R\$ 2,192 bilhão. A Tabela 17 resume cada componente calculada do investimento total.

Tabela 17 - Componentes do Investimento Total para o cenário base

Componente	Custo (US\$)	Custo (R\$)
<i>ISBL</i>	162.956.270	840.582.761
<i>OSBL</i>	132.526.071	683.613.652
Total das unidades industriais	295.482.342	1.524.196.412
Engenharia	35.457.881	182.903.569
Contingência	0	0
Custos de Tecnologia	29.548.234	152.419.641
Investimento na Fábrica	360.488.457	1.859.519.623
Carga Inicial de catalisadores, solventes etc.	2.470.518	12.743.757
Custos de Partida	17.617.439	90.876.625
Investimento Fixo	380.576.415	1.963.140.005
Capital de Giro	44.322.351	228.629.462
Investimento Total	424.898.766	2.191.769.467

Um primeiro ponto de discussão em torno destes investimentos, é sobre o percentual que o OSBL representa do ISBL, de aproximadamente 81%. Este valor é maior que o dobro dos 40% considerados por Chauvel e Lefevbre (1989) quando não se possui informações muito detalhadas da planta. Esta observação não significa que a relação empírica trazida pelos autores esteja equivocada, já que ela funciona bem para muitos outros casos na literatura. No entanto, sinaliza que é necessário sempre estar atento à sua aplicabilidade, sendo recomendável buscar valores reais para investimentos de *OSBL*, e utilizá-los quando disponíveis.

Para entender o porquê do valor de *OSBL* ficar tão distante da recomendação dos autores, é interessante visualizar os investimentos de cada seção da planta, resumidos na Tabela 18. Observa-se que a seção relacionada diretamente ao processo de gaseificação representa o maior investimento deste total, aproximadamente 34,1 %. Isto tem explicação no maior custo de aquisição dos equipamentos desta área, já que eles devem operar em condições mais intensas de temperatura e pressão, e por conta disso requerem material e construção especiais

Tabela 18 - Investimentos do Total das Unidades Industriais por área do processo

Seção	Investimento (US\$)	Investimento (R\$)	Percentual (%)
Pré-tratamento da biomassa	33.334.881	172.007.986	11,3
Gaseificação	100.640.929	519.307.194	34,1
Limpeza do Gás de Síntese	25.900.668	133.647.445	8,8
Síntese de Alcoóis	38.666.683	199.520.085	13,1
Geração de Vapor e Eletricidade	37.771.005	194.898.387	12,8
Água de Resfriamento e outras utilidades	5.362.896	27.672.541	1,8
Unidade de Separação de Ar	53.805.280	277.635.245	18,2
Total das Unidades Industriais	295.482.342	1.524.688.883	100,0

Também é possível notar que o segundo maior investimento das unidades industriais, cerca de 18,2 %, está registrado para a Unidade de Separação de Ar. Esse valor também já era esperado, dada as enormes vazões volumétricas processadas nesta seção, e as grandes dimensões necessárias para os equipamentos. Similarmente, grandes vazões de vapor são alimentadas à Geração de Eletricidade, e a área de pré-tratamento da biomassa deve processar grandes quantidades de madeira, e por isso representam respectivamente 12,8% e 11,3% dos investimentos em unidades industriais. Todas estas seções entram no *OSBL*, acarretando o alto investimento necessário para esta sigla.

4.2.4 Ponto de nivelamento

Com o auxílio das Equações 24 e 25, calculou-se que o ponto de nivelamento para o cenário base é de 57,1% e ocorre para um patamar de produção de 90,224 kt/ano de etanol. Isso significa que para todo o período de operação dela, o nível de utilização da capacidade instalada é superior ao ponto de nivelamento, já que ela começa em 70% e alcança cerca de 95% da capacidade.

Esse valor também indica que do ponto de vista de custos de produção, o projeto da planta é factível, pois ela apresenta lucro operacional para níveis de utilização da capacidade acima de 57,1%, já que a partir deste ponto as receitas superam os custos.

4.2.5 VPL

Os cálculos de Fluxo de Caixa Descontado para o cenário base estão detalhados no Apêndice C. Ao final do período de vida útil do projeto, estimou-se para o VPL um valor de - R\$ 1050,8 milhões. Este número negativo indica que o projeto não é viável para as condições propostas para o cenário base.

4.2.6 TIR

A TIR calculada pelo *Excel* foi cerca de 2,2 %, consideravelmente inferior à premissa de 13% assumida para a TMA do projeto. Este resultado é outro indicativo da inviabilidade econômica da planta.

4.2.7 *Payback* Descontado

Como o VPL ao final do período de vida útil do projeto é negativo, não é possível definir um valor de *Payback* Descontado. Isso significa que o retorno do investimento não é alcançado ao longo deste período, e demonstra a inviabilidade do projeto.

4.2.8 PMV

Observando-se os resultados de VPL, TIR e *Payback* Descontado, fica claro que o projeto não é viável financeiramente, e para as condições do cenário base, deveria ser descartado. Para entender por qual preço o etanol produzido na planta teria de ser comercializado para tornar o projeto viável, ou seja, que torna o VPL igual a zero, calculou-se o PMV. Foi encontrado um valor de 4.916,1 R\$/t, ou 3,891 R\$/L, um prêmio de 95% sobre o preço de etanol considerado como praticado no mercado interno, de 2516 R\$/t ou 1,991 R\$/L. Isso novamente demonstra que a planta analisada é muito pouco competitiva, já que seu produto deveria ser comercializado a quase o dobro do preço praticado no mercado interno para o investimento em implementação faça sentido.

4.3 Análises de Sensibilidade

Para entender quais variáveis do projeto apresentam maior impacto na viabilidade do projeto, análises de sensibilidade foram realizadas, visando determinar o PMV do etanol para diferentes conjuntos de cenários. Em um primeiro momento, variou-se os preços de venda dos subprodutos e dos custos dos insumos, para identificar aqueles que mais afetam o PMV. A partir dessa análise preliminar, foi identificado que os preços de compra da madeira e de venda da mistura de alcoóis superiores apresentam impacto mais relevante no PMV, então cenários variações nestes preços foram testados.

Em seguida, foram calculados os investimentos e custos de produção para diferentes capacidades da planta, calculando-se o PMV para cada uma, a fim de entender os efeitos de escala para o projeto. Por fim, para entender o impacto do financiamento na economicidade da planta, calculou-se o PMV também para diferentes cenários de juros e parcelas do investimento financiado.

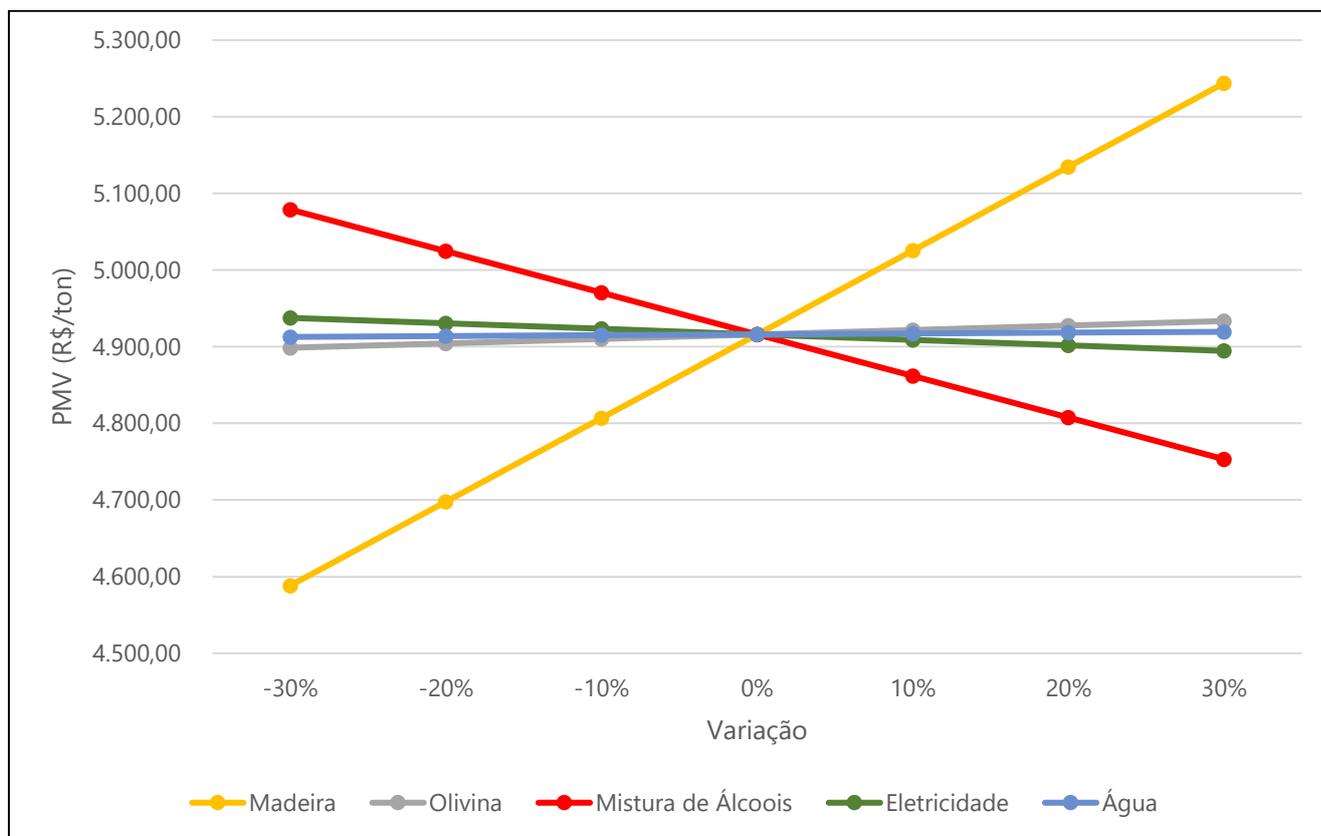
4.3.1 Análise preliminar

A análise preliminar de sensibilidade, com fatores variando entre - 30% e + 30% dos preços de venda dos subprodutos e dos custos dos insumos permitiu observar a maior dependência do PMV com o custo da madeira e a preço de comercialização da mistura de alcoóis superiores. Por outro lado, os preços de monetização do excedente de eletricidade e de aquisição de olivina e água para resfriamento e a caldeira afetaram bem menos o PMV, enquanto os outros custos variáveis apresentaram um impacto quase imperceptível. Os exercícios de sensibilidade estão resumidos nas Tabela 19 e na Figura 17 (os itens com custos variáveis de menor impacto no PMV não foram incluídos na figura).

Tabela 19 - Análise preliminar de sensibilidade do PMV, expresso em R\$/t

Variação (%)	PMV (R\$/t)					
	-30	-20	-10	10	20	30
Madeira	4.588,35	4.697,60	4.806,85	5.025,36	5.134,61	5.243,86
Olivina	4.898,69	4.904,49	4.910,30	4.921,91	4.927,71	4.933,52
Óxido de Magnésio	4.916,02	4.916,05	4.916,08	4.916,13	4.916,16	4.916,19
Monoetanolamina	4.909,73	4.911,85	4.913,98	4.918,23	4.920,36	4.922,48
Catalisador do Reformador	4.915,56	4.915,74	4.915,92	4.916,29	4.916,47	4.916,65
Químicos LO-CAT	4.915,45	4.915,67	4.915,89	4.916,32	4.916,54	4.916,76
Mistura de Alcoóis Superiores	5.078,98	5.024,69	4.970,40	4.861,81	4.807,52	4.753,22
Eletricidade	4.937,64	4.930,46	4.923,28	4.908,93	4.901,75	4.894,57
Óleo Diesel	4.914,64	4.915,13	4.915,62	4.916,59	4.917,08	4.917,57
Água	4.912,78	4.913,89	4.915,00	4.917,21	4.918,32	4.919,42

Figura 157 - Análise preliminar de sensibilidade do PMV, expresso em R\$/t



Estas observações eram esperadas, considerando os coeficientes técnicos e preços de venda ou aquisição de cada elemento. Para a madeira, esta relação é de 9,25, a maior dentre todas, e justifica a maior sensibilidade do PMV em relação à matéria-prima. Para a mistura de alcoóis superiores, cujo coeficiente técnico é um valor reduzido igual 0,181, o maior impacto tem explicação no seu preço de venda já elevado, de quase 3 mil reais por telada. Em contrapartida, o preço de comercialização de eletricidade considerado é consideravelmente menor, em torno de 335 R\$/MWh, e variações nele acabam não sendo tão relevantes para o PMV, apesar de um coeficiente técnico igual 0,21. Este é o mesmo caso da água, com um coeficiente de 1,52, mas com um preço de apenas 7 reais por metro cúbico.

A olivina, em contrapartida, possui um preço de aquisição maior, cerca de 1200 R\$/telada, mas seu baixo coeficiente técnico de 0,05 explica o seu reduzido impacto no PMV. Para os outros insumos do processo, o coeficiente técnico é ainda menor, e nem mesmo o elevadíssimo custo por telada de quase 70 mil reais do catalisador empregado no Reformador é capaz de causar impacto nesta análise.

4.3.2 Descontos no preço da madeira

Avançando então com os estudos de sensibilidade para variações no preço de aquisição da madeira, foi possível observar qual o valor de PMV pôde ser alcançado. Foram considerados cenários em que ela foi adquirida com desconto em relação ao custo original, de 114 R\$/t. Tais descontos poderiam ser obtidos ao comprar a madeira de outras indústrias, especialmente as do próprio setor madeireiro e da construção civil, que geram grandes quantidades de resíduos de madeira e não enxergam tanto valor para eles (MELLO, 2016).

O cenário mais otimista ocorre para um desconto integral, em que estas indústrias não cobriam pela compra do resíduo, pois teriam interesse em se desfazer dele sem arcar com custos de descarte. No entanto, ainda tem de se levar em conta possíveis despesas relacionadas ao acondicionamento e transporte dos resíduos até o local da planta. Além disso, como uma quantidade muito grande de madeira é necessária para produzir etanol, esta provavelmente seria obtida de mais de um gerador de resíduos, incorrendo em uma série de desafios logísticos relacionados à coleta e ao transporte deles. Com estes pontos em mente, entende-se que o cenário otimista é pouco provável de ser alcançado.

Ainda assim, neste caso o PMV foi calculado como 3823,58 R\$/t ou 3,026 R\$/L de etanol, valor 52% maior que o preço de mercado considerado. Estes números representam uma queda considerável de 43 pontos percentuais em relação ao cenário base, mas ainda assim distante do valor praticado na realidade, demonstrando que a inviabilidade do projeto permanece. A Tabela 20 e a Figura 18 resumem a sensibilidade do PMV para uma série de descontos sobre o preço de aquisição da madeira.

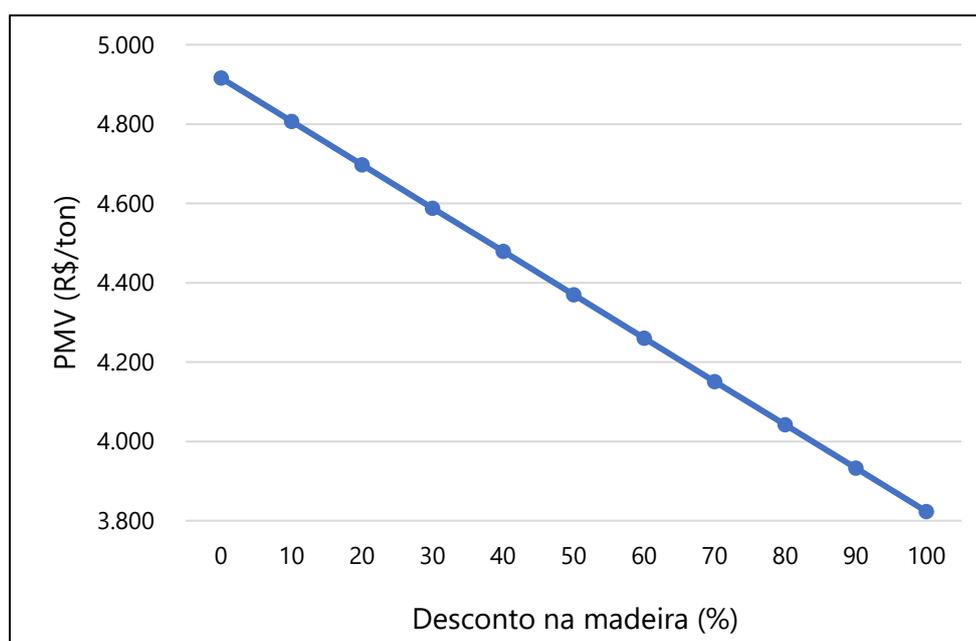
A viabilidade da planta poderia ser beneficiada por um maior aproveitamento da madeira para produção do etanol com o desenvolvimento tecnológico da rota termoquímica, de forma que a mesma quantidade de matéria-prima pode gerar maior quantidade do álcool, reduzindo os custos de produção. A planta em funcionamento da *Enerkem* em Edmont é capaz de produzir anualmente até 38 mil m³ de etanol a partir de 100 mil teladas de RSU. Considerando a densidade do etanol anidro de 791,5 kg/m³, segundo a legislação da ANP (2015), identifica-se a capacidade desta planta de aproximadamente 30 mil teladas por ano, o que implica em um coeficiente técnico de cerca de 3,33 para o RSU. Naturalmente, o processamento de RSU apresenta diferenças em relação ao da madeira, mas se uma conversão de matéria-

prima similar fosse observada para a planta do presente estudo, a redução de custos com a aquisição de madeira reduziria o PMV ao nível de 3901,63 R\$/t. Este preço ainda é 55% maior que o preço de mercado, mas representa uma redução considerável de 40 pontos percentuais em relação ao cenário base. Esse PMV seria ainda menor ao levar em conta que grande parte dos equipamentos da planta poderiam ter suas dimensões reduzidas sem afetar a quantidade de etanol produzida, diminuindo assim o investimento necessário para a construção do projeto.

Tabela 20 - Análise de sensibilidade do PMV em relação ao preço de aquisição da madeira

Desconto (%)	Custo da madeira (R\$/t)	PMV (R\$/t)	PMV (R\$/L)
0	114,00	4916,10	3,891
10	102,60	4806,85	3,805
20	91,20	4697,60	3,718
30	79,80	4588,35	3,632
40	68,40	4479,09	3,545
50	57,00	4369,84	3,459
60	45,60	4260,59	3,372
70	34,20	4151,34	3,286
80	22,80	4042,09	3,199
90	11,40	3932,83	3,113
100	0,00	3823,58	3,026

Figura 18 - Análise de sensibilidade do PMV em relação ao preço de aquisição da madeira



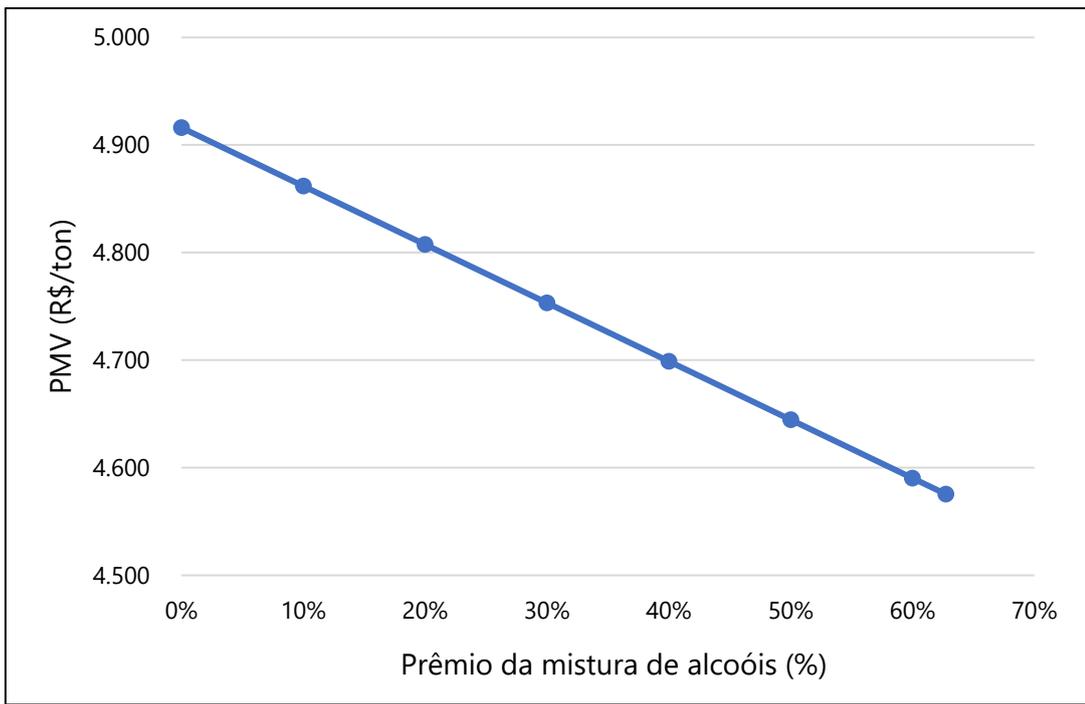
4.3.3 Preço de venda da mistura de alcoóis superiores

Em relação às variações do preço de comercialização da mistura de alcoóis superiores, o preço limite de venda calculado de 4873,16 R\$/t, definido como o preço de venda total dos componentes separados e purificados, representa um prêmio de aproximadamente 63% sobre o valor do cenário base, de 2994,34 R\$/t. Considerando este preço, o PMV obtido é de 4575,44 R\$/t ou 3,621 R\$/L, 82% maior que o valor praticado no mercado, uma queda de 13 pontos percentuais em relação ao cenário base, mas que ainda não torna o projeto viável economicamente. A Tabela 21 e a Figura 19 resumem a sensibilidade do PMV para uma série de acréscimos sobre o valor de venda da mistura de alcoóis superiores. É relevante citar que este cenário é improvável de ocorrer, já que o comprador da mistura teria custos adicionais para separar e purificar seus componentes, de forma que ele preferiria comprá-los diretamente de algum outro fornecedor.

Tabela 21 - Análise de sensibilidade do PMV em relação ao preço de venda da mistura de alcoóis superiores

Prêmio (%)	Preço da mistura (R\$/t)	PMV (R\$/t)	PMV (R\$/L)
0	2.994,3	4.916,10	3,891
10	3.293,8	4.861,81	3,848
20	3.562,2	4.807,52	3,805
30	3.830,6	4.753,22	3,762
40	4.099,0	4.698,93	3,719
50	4.367,4	4.644,64	3,676
60	4.635,8	4.590,34	3,633
63	4.873,2	4.575,44	3,621

Figura 19 - Análise de sensibilidade do PMV em relação ao preço de venda da mistura de alcoóis superiores



4.3.4 Impactos da capacidade da planta

A capacidade da planta é um ponto interessante da análise de sensibilidade, pois seus impactos são observados em duas frentes: nos custos de produção e no investimento fixo. Em relação aos custos, os efeitos se devem à parcela de custos fixos, pois estes não crescem na mesma proporção em que a capacidade de produção da planta aumenta, ao contrário dos custos variáveis, que se mantêm em uma razão constante. Dessa forma, os custos fixos são diluídos com o aumento da capacidade do projeto, e o custo de produção unitário decresce com o aumento da capacidade. O investimento fixo, por sua vez, por seguir a regra do “*Sixth-Tenth Factor*”, também não cresce na mesma proporção que o porte da planta, de maneira que capacidades maiores acarretam menor investimento por unidade de etanol produzida. No entanto, é importante lembrar que o “*Sixth-Tenth Factor*” deve-se limitar para capacidades entre -50% e + 50% da capacidade de produção de referência. Para o presente estudo então, a faixa de análise ficou entre as capacidades de produção de 80 e 240 mil toneladas de etanol por ano

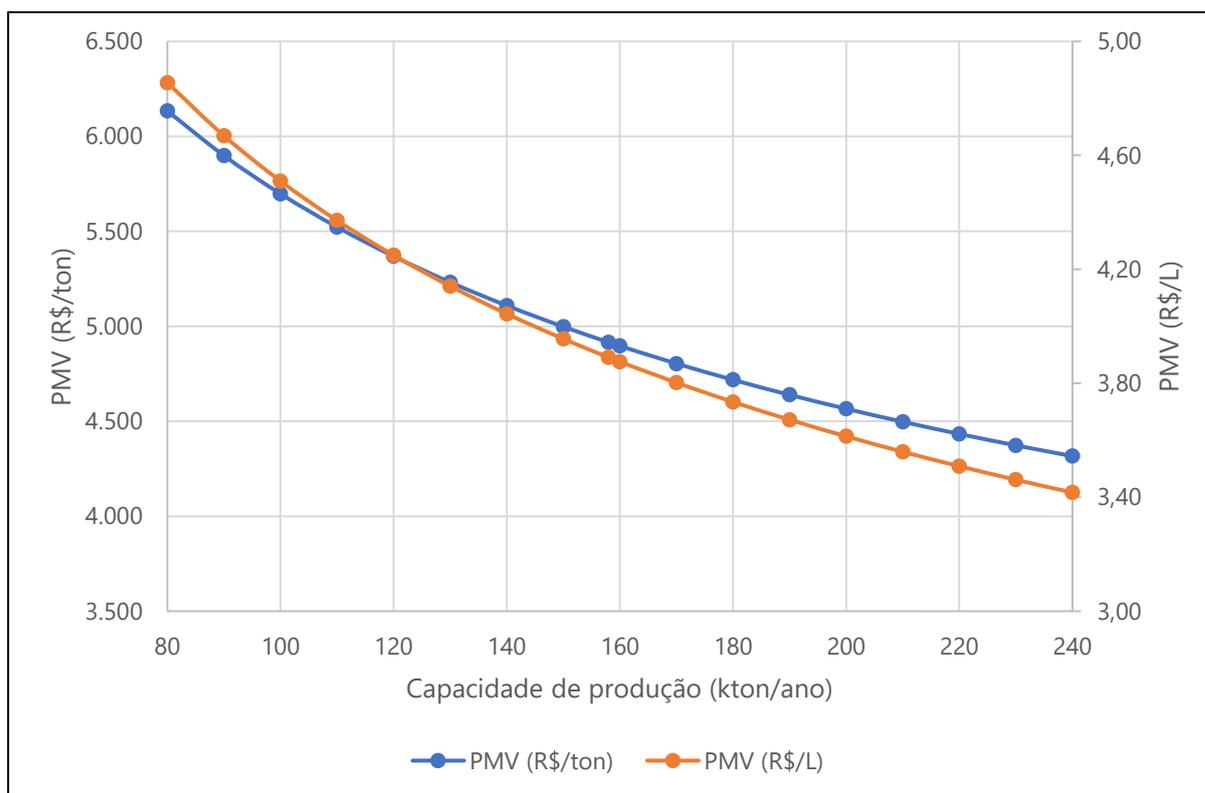
Uma redução destas duas métricas unitárias, naturalmente, impacta em decréscimos do PMV de etanol. Para a capacidade máxima considerada, de produção de 240 kt/ano ou 303 milhões L/ano, o PMV alcançaria a marca de

4.316,63 R\$/t, ou 3,417 R\$/L de etanol gerado. Este preço é 72% maior que o valor praticado no mercado, representando uma queda de 22 pontos percentuais em relação ao PMV da conjuntura base. Este cenário, no limite superior da análise de capacidade, novamente demonstra a baixa competitividade da rota termoquímica. Os resultados de todo o intervalo de análise estão contidos na Tabela 22 e Figura 20. As capacidades expressas em milhões L/ano foram definidas dividindo a capacidade em kt/ano pela densidade do etanol anidro equivalente a 0,7915 g/L (ANP, 2015).

Tabela 22 - Análise de sensibilidade do PMV em relação à capacidade de produção da planta

Capacidade (kt/ano)	Capacidade (milhões L/ano)	PMV (R\$/t)	PMV (R\$/L)
80	101,1	6.134,20	4,855
90	113,7	5.898,98	4,669
100	126,3	5.697,75	4,510
110	139,0	5.522,89	4,371
120	151,6	5.368,97	4,250
130	164,2	5.232,02	4,141
140	176,9	5.109,09	4,044
150	189,5	4.997,86	3,956
158	199,6	4.916,10	3,891
160	202,1	4.896,57	3,876
170	214,8	4.803,76	3,802
180	227,4	4.718,30	3,735
190	240,1	4.639,24	3,672
200	252,7	4.565,80	3,614
210	265,3	4.497,33	3,560
220	278,0	4.433,28	3,509
230	290,6	4.373,18	3,461
240	303,2	4.316,63	3,417

Figura 20 - Análise de sensibilidade do PMV por capacidade da planta



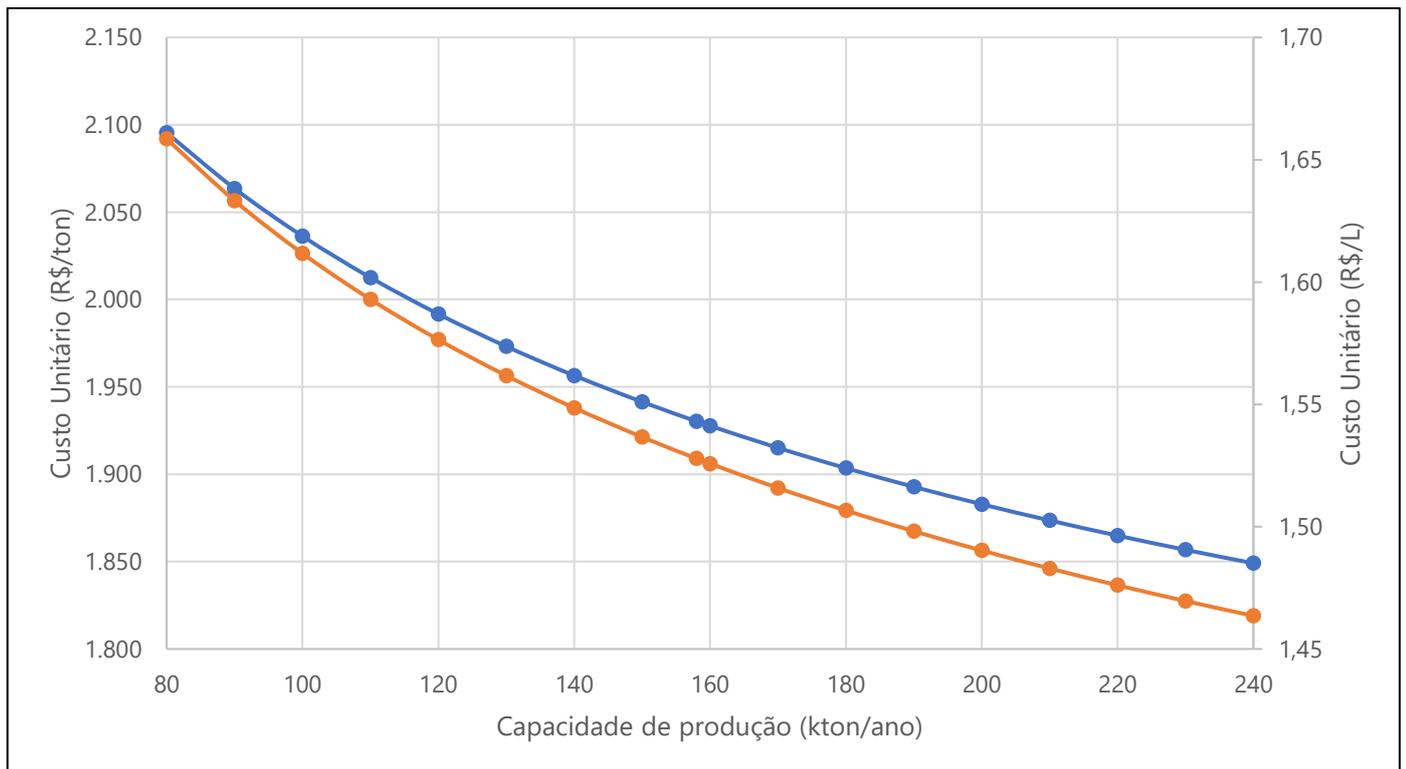
Para o mesmo intervalo de análise, também foi estudado as variações de custo unitário de produção e investimento fixo unitário. Para o cenário base, o custo unitário foi calculado como 1930,3 R\$/t ou 1,528 R\$/L, cerca de 77% do preço de comercialização de etanol médio para 2020, e apenas 39% do respectivo PMV. Para a hipótese da planta de maior porte, o custo unitário alcança o valor de 1849,1 R\$/t, ou 1,464 R\$/L, o que representa aproximadamente 73% do preço médio de venda de etanol, e 43% do PMV do cenário. Já para o caso de capacidade mínima do projeto, o custo unitário ficaria em 2095,4 R\$/t ou 1,659 R\$/L, equivalentes a 83% do preço referência para o etanol, e 34% do PMV deste cenário.

Os custos unitários calculados para cada cenário de capacidade estão resumidos na Tabela 23 e nas Figuras 21.

Tabela 23 - Custo Unitário de Produção em relação à capacidade de produção da planta

Capacidade (kt/ano)	Capacidade (milhões L/ano)	Custo Total (R\$)	Custo unitário (R\$/t)	Custo unitário (R\$/L)
80	101,1	167.634.027	2.095,4	1,659
90	113,7	185.718.947	2.063,5	1,633
100	126,3	203.627.018	2.036,3	1,612
110	139,0	221.382.595	2.012,6	1,593
120	151,6	239.004.792	1.991,7	1,576
130	164,2	256.508.949	1.973,1	1,562
140	176,9	273.907.611	1.956,5	1,549
150	189,5	291.211.196	1.941,4	1,537
158	199,6	304.991.548	1.930,3	1,528
160	202,1	308.428.474	1.927,7	1,526
170	214,8	325.566.913	1.915,1	1,516
180	227,4	342.632.937	1.903,5	1,507
190	240,1	359.632.123	1.892,8	1,498
200	252,7	376.569.348	1.882,8	1,490
210	265,3	393.448.911	1.873,6	1,483
220	278,0	410.274.621	1.864,9	1,476
230	290,6	427.049.877	1.856,7	1,470
240	303,2	443.777.727	1.849,1	1,464

Figura 21 - Custo Unitário de Produção em relação à capacidade de produção da planta



Para entender o quanto esta estrutura de custos é competitiva frente à da rota fermentativa, é interessante buscar referências sobre o custo de produção de usinas de etanol no país.

Um estudo de Sonoda *et al*, (2015) estimou, baseado em indicadores técnicos de produção agrícola e industrial, um custo de produção médio de 1,379 R\$/L e 1,236 R\$/L, respectivamente para o etanol anidro e hidratado produzido a partir de cana-de-açúcar no Brasil. Atualizados pela inflação até 2020, estes custos equivalem a 1,506 R\$/L e 1,350 R\$/L.

Além disso, segundo a União da Indústria de Cana-de-açúcar (Unica), em abril de 2020 foi registrado um valor de 1,377 R\$/L para o custo médio de produção de etanol hidratado no país. Considerando a mesma razão de 1,12 entre os preços da versão anidra e hidratada de etanol, de acordo com o estudo citado anteriormente, é possível estimar um custo de produção de aproximadamente 1,536 R\$/L.

Observa-se que para o cenário base, o custo de produção de 1,528 R\$/L para a planta do presente trabalho, é bastante similar aos dois valores de referência apresentados. Para o cenário de menor capacidade e o cenário base, os custos

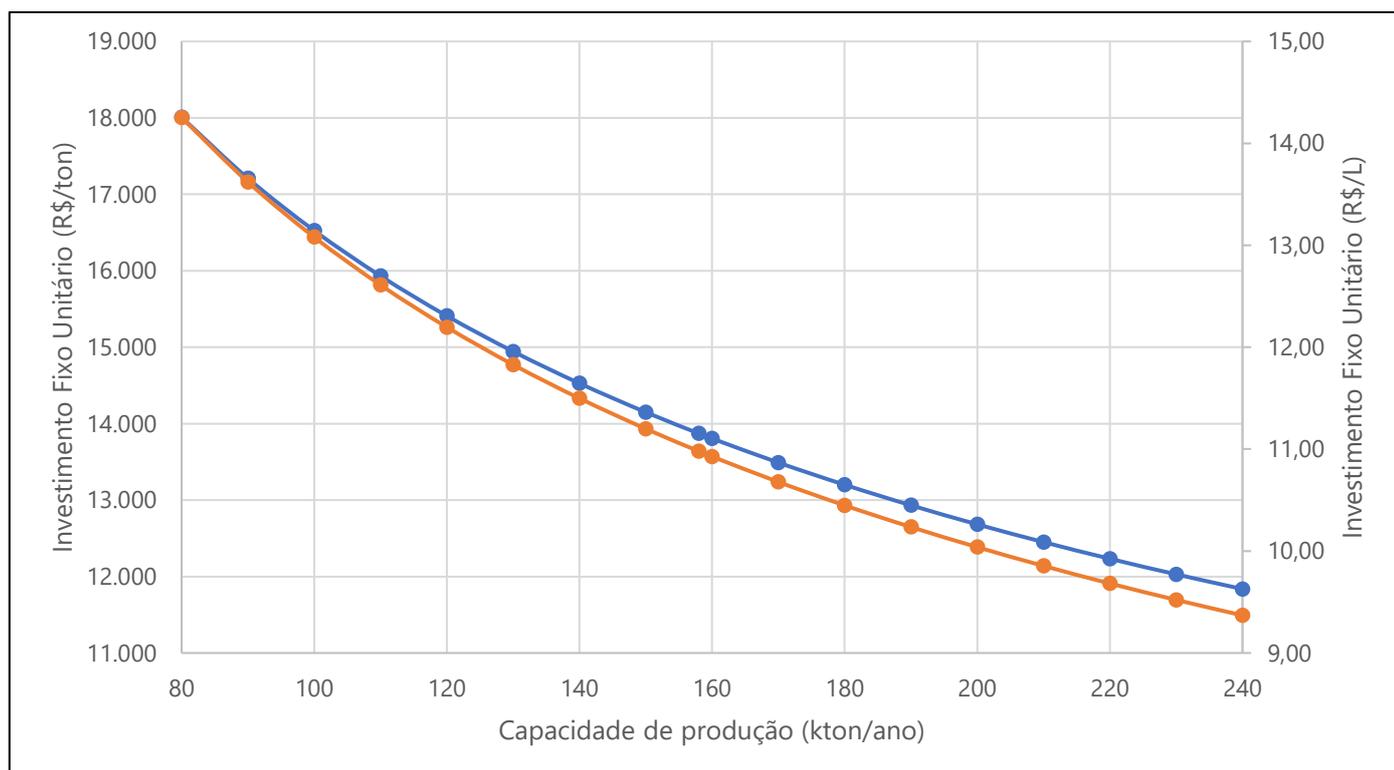
chegam a ser, respectivamente, 10%, 1% maiores que o valor reportado por Sonoda *et al* (2015). Para o cenário de maior capacidade, o custo é cerca de 3% menor. Estas observações indicam que do ponto de vista de custos operacionais, a rota termoquímica é na verdade bastante competitiva com a fermentativa, o que sugere que o PMV elevado requerido por esta tecnologia deve justificado por um elevado investimento total.

Em relação ao investimento unitário do projeto estudado, encontrou-se os valores de 13.872,0 R\$/t ou 10,980 R\$/L, e de 11.836,9 R\$/t ou 9,369 R\$/L, respectivamente, para os cenários base e de maior capacidade da planta. Todos os resultados para os intervalos de capacidades considerados estão resumidos na Tabela 24 e na Figura 22.

Tabela 24 - Investimento Unitário em relação à capacidade de produção da planta

Capacidade (kt/ano)	Capacidade (milhões L/ano)	Investimento Total (R\$)	Investimento Unitário (R\$/t)	Investimento Unitário (R\$/L)
80	101,1	1.440.567.576	18.007,1	14,253
90	113,7	1.548.772.078	17.208,6	13,621
100	126,3	1.652.547.160	16.525,5	13,080
110	139,0	1.752.502.808	15.931,8	12,610
120	151,6	1.849.117.763	15.409,3	12,196
130	164,2	1.942.776.262	14.944,4	11,829
140	176,9	2.033.792.481	14.527,1	11,498
150	189,5	2.122.427.363	14.149,5	11,199
158	199,6	2.191.769.467	13.872,0	10,980
160	202,1	2.208.900.563	13.805,6	10,927
170	214,8	2.293.399.130	13.490,6	10,678
180	227,4	2.376.083.972	13.200,5	10,448
190	240,1	2.457.094.748	12.932,1	10,236
200	252,7	2.536.553.635	12.682,8	10,038
210	265,3	2.614.568.278	12.450,3	9,854
220	278,0	2.691.234.121	12.232,9	9,682
230	290,6	2.766.636.280	12.028,9	9,521
240	303,2	2.840.851.061	11.836,9	9,369

Figura 22 - Investimento Unitário em relação à capacidade de produção da planta



Buscou-se então referências de investimentos em usinas de etanol no Brasil para entender o quanto a rota termoquímica exige a mais de capital em relação às usinas em operação. Novos projetos de usinas foram identificados, a maioria com previsão para início de operação em 2022 e 2023 (NOVA CANA, UDOP, JORNAL CANA, EFV, 2020 e SNA, 2021). Observa-se a predominância de novos projetos que geram etanol a partir do milho, que também emprega a rota fermentativa. Apesar do processo não ser exatamente igual ao do etanol de cana-de-açúcar, espera-se que a similaridade entre os dois leve a investimentos que conversem entre si mais do que com a rota termoquímica. A Tabela 25 agrega os valores de investimento, capacidade de produção, e investimento unitário para cada um, assim como a média da última métrica para todos os projetos

Tabela 25 - Investimentos em novas usinas de produção de etanol no Brasil

Empresa	Estado	Fonte	Investimento (MM R\$)	Capacidade (MM L/ano)	Investimento Unitário (R\$/L)
São Martinho	GO	Cana	640	210	3,048
Inpasa Brasil	MS	Milho	1800	1000	1,800
Alcooad	MT	Milho	300	225,7	1,329
FS Agrisolutions	MT	Milho	1000	780	1,282
Inpasa Brasil	MS	Milho	500	426	1,174
FS Agrisolutions	MT	Milho	1000	858	1,166
Maracajá Bioenergia	MT	Milho	250	216	1,157
Cluster de Bioenergia	MT	Cana	1000	1100	0,909
Destilaria Pioneira	MS	Milho	49	55	0,894

Com estas referências em vista, é possível observar como o investimento unitário relativo à rota termoquímica estudada é elevado. Para o cenário base, esta métrica é cerca de 6 vezes maior que a da média dos projetos Alcooad, São Martinho e Maracajá Bioenergia, cujas capacidades estão dentro da faixa de 100 a 300 milhões de L/ano considerada para a análise de sensibilidade do projeto. Já para os cenários de menor e maior capacidade considerada, esta razão é respectivamente de 7,7 e 5,1. Mesmo comparando com a usina planejada pela São Martinho, a mais cara por unidade de etanol gerado dentre as identificadas, verifica-se que para a hipótese com capacidade de produção de 240 mil t/ano, a razão entre os investimentos unitário é de 3,1.

Após estas comparações, foi possível entender o motivo da baixa viabilidade econômica da rota termoquímica estudada frente à fermentativa, apesar de apresentar uma estrutura de custos competitiva. Observa-se que os investimentos requeridos são muito mais elevados, o que é justificado pelos equipamentos construídos com materiais especiais, devido condições operacionais mais intensas do processo. Além disso, os investimentos também são impactados pela necessidade de uma Unidade de Separação de Ar, unidade industrial de grande investimento, e de uma seção de pré-tratamento da madeira para processar enormes quantidades de matéria-prima.

É interessante ressaltar que as iniciativas recentes de rota termoquímica vêm buscando condições de operação mais brandas e que necessitem de equipamentos mais simples e de menor investimento, especialmente para os gaseificadores, assim como avanços foram identificados de forma a reduzir os investimentos e custos da

etapa de pré-tratamento da biomassa. Neste sentido, espera-se que os investimentos unitários também sofram uma redução e contribuam para tornar a rota termoquímica mais competitiva frente à fermentativa.

Analisando a capacidade de produção destes projetos, vê-se a razoabilidade do intervalo escolhido para os estudos de sensibilidade deste trabalho, entre 80 e 240 kt/ano (ou 100 e 300 milhões de L/ano) de etanol. Isso porque o intervalo está contido nos valores de capacidade dos projetos observados, com o cenário base, de 158 kt/ano (aproximadamente 200 milhões L/ano), relativamente próximo de quatro dos nove projetos.

Além disso, um estudo de todos os produtores de etanol autorizados para operar pela ANP (2021) também possibilita observar a aceitabilidade do intervalo proposto. De 261 usinas autorizadas a produzir etanol anidro, 81, equivalentes a 31 % do total, possuem capacidade de produção menor que 100 milhões de m³/ano, enquanto 142 usinas, ou mais de 54 % delas, apresentam potencial de geração entre 100 e 300 milhões de L/ano. Isso significa que apenas 38 unidades, menos de 15% do total, possuem capacidade acima do intervalo selecionado para a análise de sensibilidade. A Tabela 26 reúne estas informações.

Tabela 26 - Frequência de usinas de etanol anidro autorizadas, segundo ANP (2021).

Capacidade de produção (milhão L/ano)	Frequência (Usinas)	Frequência relativa (%)
< 100	81	31,0
100 - 200	85	32,6
200 - 300	57	21,8
300 - 400	16	6,1
400 - 500	12	4,6
500 - 600	6	2,3
600 - 700	3	1,1
700 - 800	0	0
800 - 900	0	0
> 900	1	0,4
Total	261	100,0

4.3.5 Cenários de financiamento do investimento

Por fim, estudou-se hipóteses de financiamento para a planta deste trabalho. Entende-se que, como já foi observado a baixa competitividade da planta tanto para o cenário base quanto para os cenários de sensibilidade mais otimistas, a avaliação do financiamento dela não teria muito sentido para agentes financeiros. No entanto, estes exercícios ainda foram realizados, de forma a obter um direcionamento de

quanto a adoção do financiamento poderia impactar um projeto similar, em caso de desenvolvimento da tecnologia a ponto de torná-la viável. Para isso, foram testados os impactos do financiamento para distintas parcelas do investimento total, para três cenários de taxas de juros.

Para o primeiro deles, considerou-se a mediana das previsões de mercado trazida no Boletim Focus, documento publicado semanalmente pelo Banco Central, agregando as expectativas de agentes do mercado financeiro para uma série de indicadores da economia brasileira para os próximos quatro anos. Dentre estas métricas, está a taxa Selic de juros básicos do país. No Boletim publicado em 02/07/2021, esta taxa foi projetada com valor de 6,5% ao ano para 2024, o último período com projeções. Para os anos seguintes, assumiu-se a continuidade deste valor.

Para os outros dois cenários, considerou-se empréstimos para o projeto pelo programa de financiamento de grandes empresas do BNDES. Este programa está disponível para empresas com faturamento anual acima da marca de R\$ 300 milhões. Desta forma, o projeto se encaixa neste pré-requisito, já que mesmo no primeiro ano em atividade, no qual opera a 70% de sua capacidade máxima, o faturamento esperado com a venda de etanol e subprodutos é de R\$ 526 milhões.

As opções de taxas de juros dependem do tipo de empréstimo. Para operações indiretas, o financiamento é realizado por intermédio de outras instituições financeiras, com uma taxa de juros média de cerca de 11,9% ao ano. Já para as operações diretas, nas quais o BNDES empresta os recursos financeiros diretamente ao projeto, os juros são de 12,4% ao ano. Esta distinção pode parecer contraintuitiva à primeira vista, já que os agentes intermediários estão emprestando dinheiro com menor custo. O banco estatal, no entanto, justifica essa estrutura pois, já que não possui agências de atendimento, dessa maneira consegue ramificar e estender o alcance de seus produtos e atividades, e assim alcançar mais clientes (BNDES, 2020).

Os resultados da análise realizada estão resumidos nas Tabelas 27 e 28, e ilustrada na Figura 23.

Tabela 27 - PMV, expresso em R\$/t, por parcela do investimento total financiada para os cenários de juros

PMV (R\$/t)				
Financiamento (%)	Juros (%)	6,50	11,90	12,40
	0		4.916,10	4.916,10
5		4.856,61	4.890,29	4.893,37
10		4.797,12	4.864,48	4.870,63
15		4.737,77	4.838,72	4.847,95
20		4.678,14	4.812,85	4.825,16
25		4.618,65	4.787,04	4.802,43
30		4.559,30	4.761,28	4.779,75

Figura 23 - PMV, expresso em R\$/t, por parcela do investimento total financiada para os cenários de juros

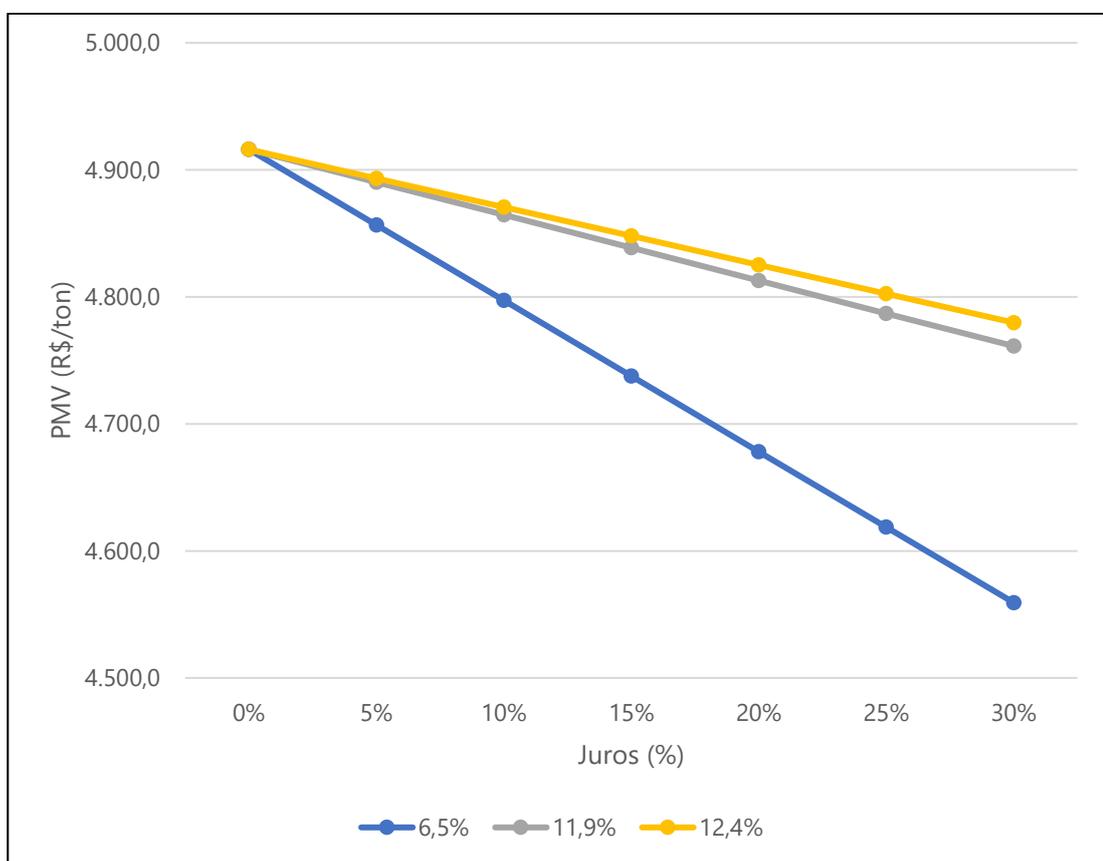


Tabela 28 - PMV, expresso em R\$/L, por parcela do investimento total financiada para os cenários de juros

PMV (R\$/L)			
Juros (%) \ Financiamento (%)	6,50	11,90	12,40
0	3,891	3,891	3,891
5	3,844	3,871	3,873
10	3,797	3,850	3,855
15	3,750	3,830	3,837
20	3,703	3,809	3,819
25	3,656	3,789	3,801
30	3,609	3,769	3,783

Os dados permitem observar que o PMV decresce com o aumento da parcela do investimento financiada, para o cenário de juros equivalentes à taxa Selic de longo prazo. Neste caso, em um cenário em que a parcela máxima de 30% do investimento seja financiada, o PMV alcança um mínimo de 4.559,3 R\$/t ou 3,609 R\$/L, valor 81% maior que o preço assumido como de mercado para o etanol anidro. Apesar da queda de 14 pontos percentuais em relação ao cenário sem financiamento, não é possível enxergar o empréstimo como um fator que torna o projeto viável economicamente.

A incorporação de empréstimos com as taxas de juros ofertadas pelo BNDES tem um impacto ainda menor. Para a opção de operação indireta, o PMV mínimo ocorre para uma parcela financiada de 30%, e é igual a 4.761,28 R\$/t ou 3,769 R\$/L, cerca de 89% do preço de etanol praticado no mercado. Para o caso de operação direta, o menor PMV também é observado para um financiamento de 30% do investimento total, e equivale a 4.779,75 R\$/t ou 3,783 R\$/L, equivalente a 90% do PMV para o cenário sem financiamento.

Estes valores fazem sentido, quando se reflete sobre a relação da taxa de juros com a TMA. O capital financiado é contabilizado como entradas nos três primeiros anos do fluxo de caixa, e deve ser retornado nos dez anos seguintes, através de saídas. O efeito dessa dinâmica é que, como as entradas se encontram no início do projeto, a correção delas para valor presente é menor do que para as saídas, concentradas em períodos intermediários do fluxo de caixa.

Considerando apenas este efeito, seria sempre mais razoável considerar financiamentos para investimentos realizados na indústria. Porém, ainda é

necessário levar em conta os valores de juros a serem pagos no futuro. Se a taxa de juros for menor que a TMA, isso implica que a correção para valor presente causará, no total de juros acumulados, uma redução mais relevante do que a cobrança pelo custo do empréstimo. Como efeito, observa-se aumento do VPL do projeto. Já para casos em que a taxa de juros é maior que a TMA, esta correção será menor do que o custo do financiamento, reduzindo o VPL do projeto.

Dito isso, conclui-se que financiamentos devem ser realizados preferencialmente a taxas de juros menores do que a TMA considerada para um projeto. Para as hipóteses do presente trabalho, a opção mais lógica seria buscar empréstimos com custo de financiamento equivalentes à taxa Selic. No entanto, este cenário é bastante improvável, já que dificilmente algum agente financeiro ofereceria juros menores do que a taxa básica da economia. Os cenários com uso de recursos do BNDES são, então, mais prováveis de serem realizados, o que, na melhor das hipóteses, não representa uma grande vantagem, e na pior, imprime um PMV maior ao etanol gerado na planta. Por estes motivos, a adoção de financiamentos se mostra pouco vantajosa para o presente estudo.

Observou-se que para todos os cenários de sensibilidade, o projeto ainda não se torna economicamente viável. No entanto, testou-se uma combinação dos cenários mais otimistas, no qual a madeira é adquirida à custo zero, a mistura de álcoois é vendida com o prêmio máximo, a capacidade da planta é de 240 kt/ano, e um financiamento de 30% do investimento é obtido a taxa de juros de 6,5% ao ano. Para este cenário altamente otimista, observou-se um PMV de 2336,57 R\$/t ou 1,849 R\$/L, valor aproximadamente 7% menor que o preço de mercado do etanol. Neste caso então, o projeto se tornaria viável. No entanto, este cenário seria extremamente improvável de se concretizar, mostrando mais uma vez como o projeto é pouco competitivo.

5. CONCLUSÃO

O estudo teve como objetivo principal realizar uma análise técnico-econômica de uma planta de gaseificação direta de madeira para geração de etanol anidro no Brasil, mais especificamente, localizada no estado do Paraná. Fluxos de caixa descontados foram elaborados para determinar o preço mínimo de venda do etanol que tornaria a planta economicamente viável, tanto para o cenário base quanto para outras conjecturas desenvolvidas com fim de análises de sensibilidade. Também foi possível identificar alguns gargalos e desafios relativos à tecnologia termoquímica e que tornam seu uso comercial pouco atrativo.

Para o cenário base considerado neste trabalho, de uma planta com capacidade de produção de etanol anidro igual a 158 k t/ano (ou 199,6 milhões L/ano), foi estimado um investimento total de R\$ 2,192 bilhões, do qual R\$ 1,524 bilhão corresponde ao total das unidades industriais, isto é, às parcelas de *ISBL* e *OSBL*, enquanto o restante se refere a outros investimentos. Dentro das unidades industriais, a área de gasificação representa a maior parte destes gastos, cerca de 34,3 %, devido ao maior custo dos equipamentos para operar em condições mais severas de temperatura e pressão. Em seguida, a Unidade de Separação de Ar é responsável por 18,3% dos investimentos estimados, devido às grandes vazões de ar que processa e as grandes dimensões necessárias dos equipamentos para este fim.

Identificou-se que o ponto de nivelamento da planta ocorre para uma produção de 90,224 kt/ano de etanol, equivalentes a 57,1% da capacidade instalada da planta. Como esse percentual não é muito elevado, entende-se que a estrutura de custos do projeto é factível, já que valores de utilização de capacidade acima dele resultam em lucro operacional.

Para o cenário base do projeto, os cálculos de fluxo de caixa descontado resultaram em um VPL negativo em R\$ 1050,8 milhões e uma TIR de 2,2%, consideravelmente inferior à TMA de 13%. Além disso, como o VPL foi menor que zero, não foi possível definir um valor para o *Payback* Descontado. Estes resultados mostram um desempenho financeiro bastante negativo, indicando que o projeto não é economicamente viável.

Com exceção do preço de venda do etanol, um novo fluxo de caixa descontado foi realizado para as mesmas condições do cenário base, buscando-se

determinar o PMV do projeto. Este PMV foi de 4.916,1 R\$/t, ou 3,891 R\$/L para o etanol anidro produzido. Este valor é 95% maior do que o preço de 2516 R\$/t ou 1,991 R\$/L, considerado como referência para venda do etanol anidro no Brasil.

Os estudos de sensibilidade permitiram visualizar que o PMV é mais sensível a variações no preço de aquisição da madeira, devido às significativas quantidades da biomassa requeridas pelo processo, e pelo preço de venda da mistura de alcoóis geradas como subproduto do projeto, já que seu preço de referência já é relativamente elevado. As enormes quantidades de biomassa requeridas sugerem que para a rota termoquímica, o mais razoável é utilizar matérias-primas residuais com menor custo de aquisição, ou até mesmo aquelas que o gerador pagaria para serem processadas, como é o caso da *Enerkem*, que recebe uma taxa para tratar RSU (BIOMASS MAGAZINE, 2015).

Por outro lado, verificou-se o reduzido impacto da variação de preços dos outros elementos de custos variáveis e do excedente de energia elétrica comercializada como subproduto. Para os dois cenários mais otimistas, um em que a madeira alimentada ao processo é obtida com custo zero, e o outro no qual a mistura de alcoóis é vendida pelo valor proporcional de seus componentes no mercado químico, identificou-se PMVs maiores em 52% e 82% que o preço de referência do etanol anidro, respectivamente.

As análises de sensibilidade ainda deram subsídios para entender o impacto do tamanho da planta para a viabilidade do projeto. Para o intervalo de capacidades estudado, que variou de 80 a 240 kt/ano, ou cerca de 100 a 300 milhões de L/ano de etanol anidro, verificou-se o efeito de ganhos de escala, dado que para um cenário com a maior capacidade o PMV foi determinado como 4.316,63 R\$/t, ou 3,417 R\$/L. No entanto este valor ainda é 72% maior que o preço de referência de mercado. Ainda assim, esta série de análises permitiu identificar que o projeto é competitivo com plantas comerciais de etanol a partir da fermentação de cana-de-açúcar ou milho do ponto de vista dos custos operacionais. No entanto, a justificativa para o elevado PMV está no alto investimento total estimado para a implementação da planta, cerca de 7,7 vezes maior ao comparar o cenário base com um conjunto de projetos comerciais de usinas que empregam a rota fermentativa. A análise destes projetos, em conjunto com os registros da ANP sobre as usinas existentes de etanol no país, também permitiu observar que o intervalo de capacidades estudado é razoável, indicando que o tamanho da planta proposta faz sentido para o caso Brasil.

Ainda foram simulados cenários com financiamento para os investimentos do projeto. Três opções de taxas de juros foram testadas: uma de 6,5% ao ano, referente estimativas da taxa Selic de longo prazo segundo o Boletim Focus do Banco Central, e duas de, respectivamente, 11,9% e 12,4% ao ano, relativas à possibilidade de recursos do BNDES. Observou-se que as taxas oferecidas pelo banco estatal não representaram vantagem econômica para o projeto, enquanto um financiamento total baseado na taxa Selic resultaria em um PMV de 4.559,3 R\$/t ou 3,609 R\$/L para etanol anidro, 81% maior que o preço de mercado. No entanto, este percentual constitui um cenário mais improvável de ser efetivado, e, portanto, a escolha de financiar os investimentos da planta não se mostra muito atrativa.

Todos os estudos de sensibilidade apontaram para um PMV do projeto maior do que o preço de referência do etanol anidro, e apenas combinações dos cenários mais otimistas, de uma planta de maior tamanho, com grande desconto na aquisição de madeira, alto preço de venda da mistura de alcoóis superiores, e financiamento do projeto com juros seguindo a taxa Selic de longo prazo, resultaria em um etanol anidro competitivo. Este cenário extremamente improvável demonstra que a planta proposta é inviável economicamente, muito por conta do alto investimento necessário para sua implementação. Como já discutido anteriormente, este elevado investimento é justificado pelos equipamentos mais caros que são necessários para atuar em condições operacionais de altas temperaturas e pressões, e também pelas grandes dimensões deles, para processar as enormes quantidades de madeira alimentada ao processo.

Ainda assim, com maiores preocupações ambientais e procura por combustíveis renováveis, estudos da rota termoquímica continuam. Empresas e iniciativas como a *EQTEC* e *COMSYN* estão desenvolvendo tecnologias que requerem condições operacionais mais brandas, e que tendem a reduzir os investimentos para construção. Também se observa um foco maior para projetos de menor porte, mais como uma maneira de tratar resíduos e reduzir impactos ambientais e sociais. As iniciativas citadas também caminham neste sentido, mas o destaque provavelmente fica para a *Sierra Energy* e *Enerkem*, cujos estudos e projetos focam no processamento de materiais mais sensíveis, como RSU, resíduos hospitalares e pneus.

Como limitações do estudo, identifica-se o uso de custos de aquisição para equipamentos segundo a *NREL* (2009). Apesar de ser uma referência confiável,

entende-se que o estudo da agência foi realizado em um período mais distante no tempo, de forma que uma consulta destes custos diretamente com os fabricantes proveria estimativas mais acuradas. Esse ponto é reforçado pelo desenvolvimento e avanço da tecnologia de gaseificação observado na última década por várias iniciativas e empresas, como *Enerkem* e *Sierra Energy*.

Uma segunda limitação do trabalho é em relação ao custo de aquisição considerado para a madeira alimentada ao processo. Por falta de melhores referências, foi utilizado o preço de aquisição direta com produtores de árvores, mas entende-se que como o processo usaria resíduos de madeira, estimativas mais razoáveis de custo viriam ao adquirir esta madeira com os geradores dos resíduos. Esta limitação foi em parte coberta nos cenários de sensibilidade em que foram aplicados descontos ao preço de aquisição da madeira.

Uma terceira limitação do estudo está relacionada à localização da planta. Entendeu-se que, por falta de melhores referências, o local do projeto foi selecionado com base na proximidade dos produtores de árvores. No entanto, o mais razoável para este estudo seria selecionar uma localização mais próxima dos geradores de resíduo de madeira, já que a ideia é que esta seria a biomassa alimentada ao processo.

Para sugestões de trabalhos futuros, conjecturou-se as seguintes cinco linhas para aprofundar as análises feitas neste estudo. A primeira seria estudos para alteração do processo para incluir uma unidade de separação e recuperação dos componentes da mistura de alcoóis superiores, de forma a maximizar a monetização deste subproduto da planta. Similarmente, para aumentar as receitas do projeto, seria interessante a realização de análises de aproveitamento das correntes quentes do processo para aumentar a geração de excedente de energia elétrica. Um terceiro ponto é a análise de receita adicional originada pela venda de créditos de carbono, por se tratar de uma tecnologia renovável. Uma quarta sugestão é o estudo do impacto das novas tecnologias sendo desenvolvidas e já desenvolvidas por empresas na última década, tanto no rendimento do processo, quanto no valor de investimento da planta, para avaliar como a viabilidade financeira do projeto é afetada. Por fim, como este trabalho analisou um processo de gaseificação direta, sugere-se a realização de estudos considerando outros processos e tecnologias de gaseificação, para avaliar qual, se algum deles, demonstra viabilidade econômica.

Referências Bibliográficas

- ABCM. **Gaseificação**. 2010. Disponível em: https://www.carvaomineral.com.br/interna_conteudo.php?i_subarea=16&i_area=2. Acesso em: 17 mar. 2021.
- ABIQUIM. **BNDES apresenta novas políticas operacionais para solicitação de financiamento**. 2017. Disponível em: <https://abiquim.org.br/comunicacao/noticia/2491>. Acesso em: 20 jun. 2021.
- ABRACEEL. **Indústria impulsiona demanda no mercado livre**. 2020. Disponível em: <https://abraceel.com.br/clipping/2020/08/industria-impulsiona-demanda-no-mercado-livre-leia-mais-industria-impulsiona-demanda-no-mercado-livre/>. Acesso em: 6 jun. 2021.
- AFDC. **Global Ethanol Production by Country or Region**. Disponível em: <https://afdc.energy.gov/data/10331>. Acesso em: 14 abr. 2021.
- AFDC. **U.S. Production, Consumption, and Trade of Ethanol**. Disponível em: <https://afdc.energy.gov/data/10323>. Acesso em: 20 abr. 2021.
- ANEEL. **RESOLUÇÃO HOMOLOGATÓRIA Nº 2.704, DE 23 DE JUNHO DE 2020**. Disponível em: <https://www.copel.com/hpcweb/wp-content/uploads/2020/07/reh20202704ti.pdf>. Acesso em: 6 jun. 2021.
- ANEEL. **RESOLUÇÃO NORMATIVA Nº 687, DE 24 DE NOVEMBRO DE 2015**. 2015. Disponível em: <http://www2.aneel.gov.br/cedoc/ren2015687.pdf>. Acesso em: 5 jun. 2021.
- ANP. **Cadastro de Produtor de Etanol**. 2021a. Disponível em: <http://app.anp.gov.br/anp-cpl-web/public/etanol/consulta-produtores/consulta.xhtml>. Acesso em: 20 jul. 2021.
- ANP. **RESOLUÇÃO ANP Nº 19, DE 15.4.2015**. 2015. Disponível em: <https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-19-2015?origin=instituicao&q=19/2015>. Acesso em: 1 jun. 2021.
- ANP. **Resolução ANP Nº 50 DE 23/12/2013**. 2013. Disponível em: <https://www.legisweb.com.br/legislacao/?id=263587>. Acesso em: 1 jun. 2021.
- ANP. **Sistema de Levantamento de Preços**. 2021b. Disponível em: https://preco.anp.gov.br/include/Resumo_Por_Estado_Index.asp. Acesso em: 1 jun. 2021.
- ANP. **Vendas etanol hidratado m3 1990 a 2020**. 2021c. Disponível em: <https://dados.gov.br/dataset/vendas-derivados-de-petroleo-e-etanol/resource/a84616e3-fece-4337-a735-b2e7c2c56d20>. Acesso em: 20 abr. 2021.
- ANP. **Vendas gasolina C m3 1990 a 2020**. 2021d. Disponível em: <https://dados.gov.br/dataset/vendas-derivados-de-petroleo-e-etanol/resource/4e2c936a-56f9-4926-84dd-14112cc017ac>. Acesso em: 20 abr. 2021.
- Argus Media. **Raízen planeja mais três usinas de etanol 2G**. Disponível em: <https://www.argusmedia.com/en/news/2197446-ra%C3%ADzen-planeja-mais-tr%C3%AAs-usinas-de-etanol-2g>. Acesso em: 14 abr. 2021.

ARNOLD, R. A.; HILL, J. M.. Catalysts for gasification: a review. **Sustainable Energy & Fuels**, [S.L.], v. 3, n. 3, p. 656-672, 2019. Royal Society of Chemistry (RSC). <http://dx.doi.org/10.1039/c8se00614h>. Disponível em: <https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2019/SE/C8SE00614H>. Acesso em: 15 mar. 2021.

AYAOU, Basil. *et al.* **Ethanol Production by catalytic hydration of ethylene**. 2019. Disponível em: https://www.chemeng.uliege.be/upload/docs/application/pdf/2020-06/article_publication_ethanol.pdf. Acesso em: 14 abr. 2021.

Banco Central. **Boletim Focus - 02/07/2021**. 2021. Disponível em: <https://www.bcb.gov.br/publicacoes/focus/02072021>. Acesso em: 05 jul. 2021

BERMUDEZ, J.M.; FIDALGO, B.. Production of bio-syngas and bio-hydrogen via gasification. In: ELSEVIER. **Handbook of Biofuels Production**. 2. ed. [S.L.]: Elsevier, 2016. p. 431-494. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/303792343_15_Production_of_bio-syngas_and_bio-hydrogen_via_gasification. Acesso em: 12 mar. 2021.

BERTRAND, Emmanuel *et al.* First Generation Bioethanol. In: SPRINGER (ed.). **Green Energy and Technology**. [S.L.]: Springer, 2016. p. 172-212. Disponível em: https://link.springer.com/chapter/10.1007/978-3-319-30205-8_8. Acesso em: 21 abr. 2021.

BIOMASS MAGAZINE. **Gasification Technologies: Making Second-Generation Biofuels a Reality**. 2015. Disponível em: <http://biomassmagazine.com/articles/2926/gasification-technologies-making-second-generation-biofuels-a-reality>. Acesso em: 14 abr. 2021.

BNDES. **Guia do Financiamento - Formas de Apoio**. Disponível em: https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/formas-de-apoio/lut/p/z1/rZPRUqMwFlafxQsu0wRCLXiHTBVbqIUxK9w4IQTIbkkwpK369BtqnXGdIRIHueNwOP_3hQPM4D3MBNnyimguBVmb-zQ7fph5cRj5LorPndtjFCyvbRzdJE6YTOBq34A-uQIEM_M49ufTyL1CMcLLMxREsZ24i1N0cYnhHcxgRoVudQ3TXBSse-Ci01xv6J7AQRvsmIVKLoignDRMaNIZqNpwAv4pmh6pGtKBggHSSi77yS3IBUwJJmxMbQ_4pU-Ai_ISEJs6oKCITyktqDvBB5MB1WxYdNXnvZe9usBTlxvGY3c6t899fGgYmJEahsm7CTeRh4l4jH8tzzw0Txy42nK2g4noTdfw9ouK0VvCZ5b2-JsJwwLfHj_bH-DANzL7yn8_PmaBWSopNHvS8P6Ht8pEOGoRLipDTnQNuChN8WOXla3WMn_9hQKRY8_0K1YyxdRoo0y51rrtTixkod1uN9pDjijq5HeXKVFoD00qle9SOa_YGfLDgVLLuAMq4MsFUsYL11AUxr_4vtJadOYyPWbBtksbDz-BPuZhiN51tX04vQZY_45eYrYKjo7-47n9y/dz/d5/L2dBISevZ0FBIS9nQSEh/. Acesso em: 20 jul. 2021.

BNDES. **Guia do Financiamento: taxa de juros. Taxa de Juros**. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/taxa-de-juros>. Acesso em: 5 jul. 2021.

BP. **Statistical Review of World Energy 2021**. 2021. Disponível em: <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2021-full-report.pdf>. Acesso em: 20 abr. 2021.

BRASIL. ANP. . **ANUÁRIO ESTATÍSTICO BRASILEIRO DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS 2019**. [S.L.]: Centro de Documentação e Informação da Anp, 2019.

- CARL ROTH. **Ficha de Dados de Segurança: etanol rotipuran®** ▷ 99,8%, p.a.. Etanol ROTIPURAN® ≥ 99,8%, p.a.. 2021. Disponível em: <https://www.carlroth.com/medias/SDB-9065-PT-PT.pdf?context=bWFzdGVyfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wyODE2NTB8YXBwbGljYXRpb24vcGRmfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0cy9oZWVvaDU3LzkwMjc4MTg5NzkzNTgucGRmfDRjNDA3MmY0MTU0YmEwYzYzM4ZTU5YjlmODBkMTg0MGEwYzYzODYzOWlyZTRmNDc1YTVINGMxZDkzZmZINTc>. Acesso em: 16 jul. 2021.
- CEPEA. **INDICADOR SEMANAL DO ETANOL ANIDRO CEPEA/ESALQ - SÃO PAULO**. 2021. Disponível em: <https://www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/etanol.aspx>. Acesso em: 13 jun. 2021.
- CGEE. **Química Verde no Brasil: 2010-2030**. Brasília, DF: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2010.
- CHAUVEL, A.; LEFEVBRE, G.. **Petrochemical Processes: synthesis-gas derivatives and major hydrocarbons**. [S.L]: Editions Technip, 1989.
- CHEMICAL ENGINEERING. **CEPCI Archives**. 2021. Disponível em: <https://www.chemengonline.com/tag/cepci/>. Acesso em: 30 maio 2021.
- COMSYN. **Project (May 2017 - April 2021)**. 2021. Disponível em: <https://www.comsynproject.eu/project/>. Acesso em: 12 abr. 2021.
- COMSYN. **Techno-Economic Studies for COMSYN process**. 2021. Disponível em: https://www.comsynproject.eu/app/uploads/2021/01/COMSYN_TEA_Studies_Wood_Webinar19012021.pdf. Acesso em: 12 abr. 2021.
- COMSYN. **Technology**. 2021. Disponível em: <http://www.comsynproject.eu/technology/>. Acesso em: 12 abr. 2021.
- DIAS, Marina Oliveira de Souza *et al.* Sugarcane processing for ethanol and sugar in Brazil. **Environmental Development**, [S.L.], v. 15, p. 35-51, jul. 2015. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.envdev.2015.03.004>. Disponível em: https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/2052379/mod_resource/content/1/Sugarcane%20processing.pdf. Acesso em: 16 abr. 2021.
- DUTTA, A.; PHILLIPS, S.D.. **Thermochemical Ethanol via Direct Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass**. [S.L]: National Renewable Energy Laboratory, 2009. Disponível em: <https://www.nrel.gov/docs/fy09osti/45913.pdf>. Acesso em: 2 fev. 2021.
- DUTTA, Abhijit; BAIN, Richard L.; BIDDY, Mary J.. Techno-economics of the production of mixed alcohols from lignocellulosic biomass via high-temperature gasification. **Environmental Progress & Sustainable Energy**, [S.L.], v. 29, n. 2, p. 163-174, 11 maio 2010. Wiley. <http://dx.doi.org/10.1002/ep.10445>. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/227762902_Techno-Economics_of_the_Production_of_Mixed_Alcohols_from_Lignocellulosic_Biomass_via_High-Temperature_Gasification. Acesso em: 17 mar. 2021.
- EFV. **Brasil tem 15 usinas de etanol em implantação e os investimentos passam de R\$ 4 bilhões**. 2020. Disponível em: <https://www.energiaquefalacomvoce.com.br/2020/02/06/brasil-tem-15-usinas-de-etanol->

em-implantacao-e-os-investimentos-passam-de-r-4-bilhoes/. Acesso em: 20 jul. 2021.

EIA. **Frequently Asked Questions (FAQS):** how much ethanol is in gasoline, and how does it affect fuel economy?. How much ethanol is in gasoline, and how does it affect fuel economy?. 2021. Disponível em: <https://www.eia.gov/tools/faqs/faq.php?id=27&t=10>. Acesso em: 17 abr. 2021.

EIA. **U.S. Product Supplied of Finished Motor Gasoline.** Disponível em: <https://www.eia.gov/dnav/pet/hist/LeafHandler.ashx?n=pets&s=mgfupus2&f=a>. Acesso em: 20 abr. 2021.

EKBOM, Tomas *et al.* **Technical and Comercial Feasibility Study of Black Liquor Gasification with Methanol/DME Production as Motor Fuels for Automotive Uses - BLGMF.** Park City, Utah: Colloquium On Black Liquor Combustion And Gasification, 2003. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/228826254_Technical_and_Commercial_Feasibility_Study_of_Black_Liquor_Gasification_with_MethanolDME_Production_as_Motor_Fuels_for_Automotive_Uses-BLGMF. Acesso em: 15 abr. 2021.

ENERKEM. **Enerkem biorefineries::** setting a new global standard in biofuels, chemicals and waste management. setting a new global standard in biofuels, chemicals and waste management. 2016. Disponível em: https://www.etipbioenergy.eu/images/160621_ENERKEM_Brussels_EBTP_final.pdf. Acesso em: 14 abr. 2021.

ENERKEM. **Facilites & Projects.** 2021. Disponível em: <https://enerkem.com/company/facilities-projects/>. Acesso em: 14 abr. 2021.

EQTEC (Espanha). **Agrigas 1, Greece.** 2020. Disponível em: <https://eqtec.com/agricultural-waste-gasification-plant-agrigas-1-larissa-greece/>. Acesso em: 9 abr. 2021.

EQTEC (Espanha). **Delivering Energy from Waste.** 2021. Disponível em: <https://eqtec.com/gasification-projects/>. Acesso em: 9 abr. 2021.

EQTEC (Espanha). **EQTEC Gasifier Technology.** 2021. Disponível em: https://eqtec.com/wp-content/uploads/2020/02/EQTEC-Gasifier-Technology_Brief_EN_Dec19.pdf. Acesso em: 9 abr. 2021.

EQTEC (Espanha). **Nobilis, Greece.** 2021. Disponível em: <https://eqtec.com/olive-pomace-and-olive-pits-biomass-waste-gasification-plant-nobilis-thessalia-greece/>. Acesso em: 9 abr. 2021.

ESTADOS UNIDOS. BLS. . **Consumer Price Index.** 2021. Disponível em: <https://www.bls.gov/cpi/>. Acesso em: 3 jun. 2021.

ESTADOS UNIDOS. CONGRESSO DOS ESTADOS UNIDOS DA AMÉRICA. . **Energy Independence and Security Act of 2007.** 2007. Disponível em: <https://www.govinfo.gov/content/pkg/BILLS-110hr6enr/pdf/BILLS-110hr6enr.pdf>. Acesso em: 18 abr. 2021.

ESTADOS UNIDOS. ENERGY EFFICIENCY & RENEWABLE ENERGY. . **Hydrogen Fuel Basics.** 2020. Disponível em: <https://www.energy.gov/eere/fuelcells/hydrogen-fuel-basics>. Acesso em: 17 jun. 2021.

ESTADOS UNIDOS. NIST. . **1-Butanol**. 2021. Disponível em: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C71363&Type=HFL>. Acesso em: 4 jun. 2021.

ESTADOS UNIDOS. NIST. . **1-Pentanol**. 2021. Disponível em: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C71410&Type=HFG>. Acesso em: 4 jun. 2021.

ESTADOS UNIDOS. NIST. . **1-Propanol**. 2021. Disponível em: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C71238&Mask=7>. Acesso em: 4 jun. 2021.

European Commission. **Why raising the alcohol content of Europe's fuels could reduce carbon emissions**. 2020. Disponível em: <https://ec.europa.eu/research-and-innovation/en/horizon-magazine/why-raising-alcohol-content-europes-fuels-could-reduce-carbon-emissions>. Acesso em: 20 jun. 2021.

FAO. **OECD-FAO AGRICULTURAL OUTLOOK 2020-2029**. 2020. Disponível em: <http://www.fao.org/3/ca8861en/Biofuels.pdf>. Acesso em: 20 abr. 2021.

Future Bridge. **Second Generation Ethanol: headwinds for commercialization**. Headwinds for Commercialization. 2020. Disponível em: <https://www.futurebridge.com/industry/perspectives-energy/second-generation-ethanol-headwinds-for-commercialization/>. Acesso em: 23 set. 2021.

IBGE. **SIDRA**:: produção da extração vegetal e da silvicultura. Produção da Extração Vegetal e da Silvicultura. 2019. Disponível em: <https://sidra.ibge.gov.br/tabela/291>. Acesso em: 31 maio 2021.

IEA. **Transport Biofuels**. 2020. Disponível em: <https://www.iea.org/reports/transport-biofuels>. Acesso em: 20 abr. 2021.

IEA Bioenergy. **Emerging Gasification Technologies for Waste & Biomass**. [S.L]: Iea Bioenergy, 2020. Disponível em: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2021/02/Emerging-Gasification-Technologies_final.pdf. Acesso em: 19 jun. 2021.

INERATEC (Alemanha). **Ineratec Technology**. 2021. Disponível em: <https://ineratec.de/en/technology-2/>. Acesso em: 12 abr. 2021.

IPEA DATA. **Taxa de câmbio nominal**. 2021. Disponível em: <http://ipeadata.gov.br/exibeserie.aspx?serid=38389>. Acesso em: 3 jun. 2021.

JAMBO, Siti Azmah *et al.* A review on third generation bioethanol feedstock. **Renewable And Sustainable Energy Reviews**, [S.L.], v. 65, p. 756-769, nov. 2016. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2016.07.064>. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032116303926>. Acesso em: 14 abr. 2021.

JORNAL CANA. **Investimento em etanol de milho segue firme**. 2020. Disponível em: <https://jornalcana.com.br/investimento-em-etanol-de-milho-segue-firme/>. Acesso em: 20 jul. 2021.

LACKNER, Maximilian. 3rd-Generation Biofuels: bacteria and algae as sustainable producers and converters. **Handbook Of Climate Change Mitigation And Adaptation**, [S.L.],

p. 3173-3210, 13 out. 2016. Springer International Publishing.
http://dx.doi.org/10.1007/978-3-319-14409-2_90. Disponível em:
https://www.researchgate.net/publication/312007395_3rd-Generation_Biofuels_Bacteria_and_Algae_as_Sustainable_Producers_and_Converters.
Acesso em: 23 abr. 2021.

LANZATECH. **Lanzatech Presentation**. 2017. Disponível em:
https://www.energy.gov/sites/prod/files/2017/07/f35/BETO_2017WTE-Workshop_SeanSimpson-LanzaTech.pdf. Acesso em: 11 abr. 2021.

MAPA. Portaria nº 75, de 5 de março de 2015. . [S.l.], 6 mar. 2015. Disponível em:
<https://www.legisweb.com.br/legislacao/?id=281775>. Acesso em: 17 abr. 2021.

MCKENDRY, Peter. Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. **Bioresource Technology**, [S.L.], v. 83, n. 1, p. 55-63, maio 2002. Elsevier BV.
[http://dx.doi.org/10.1016/s0960-8524\(01\)00120-1](http://dx.doi.org/10.1016/s0960-8524(01)00120-1). Disponível em:
<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852401001201>. Acesso em: 15 mar. 2021.

MEDIDA PROVISÓRIA Nº 766, DE 2017. . Brasília, Disponível em:
https://www.camara.leg.br/proposicoesWeb/prop_mostrarintegra?codteor=1557220&filena me=EMC+61/2017+MPV76617+%3D%3E+MPV+766/2017. Acesso em: 14 jun. 2021.

MELLO, Fábía Santos. Aproveitamento dos Resíduos Sólidos de Madeira da Construção Civil para Geração de Energia Elétrica. **Revista Engenharia e Construção Civil**, Palmas, v. 3, n. 1, p. 32-41, jan. 2016. Disponível em: <https://periodicos.utfpr.edu.br/recc/article/view/6633>. Acesso em: 12 jul. 2021.

MERCADO LIVRE DE ENERGIA. **Mercado Livre de Energia**. Disponível em:
<https://www.mercadolivredeenergia.com.br/mercado-livre-de-energia/>. Acesso em: 6 jun. 2021.

MF RURAL. **Busca**: cavaco. Cavaco. 2021. Disponível em:
<https://www.mfrural.com.br/busca/cavaco>. Acesso em: 01 jun. 2021.

NETL. **Commercial Gasifiers**. 2007. Disponível em:
<https://netl.doe.gov/research/Coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/types-gasifiers>.
Acesso em: 12 mar. 2021.

NETL. **Fixed (moving) Bed Gasifiers**. 2007. Disponível em:
<https://netl.doe.gov/research/Coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/fmb>. Acesso em:
17 mar. 2021.

NETL. **Fluidized Bed Gasifiers**. Disponível em: <https://netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/fluidizedbed>. Acesso em: 17 mar. 2021.

NOVA CANA. **São Martinho aprova investimento de R\$ 640 milhões para usina de etanol de milho**. 2021. Disponível em: <https://www.novacana.com/n/industria/usinas/sao-martinho-aprova-investimento-r-640-milhoes-usina-etanol-milho-210121>. Acesso em: 20 jul. 2021.

NETL. **Entrained Flow Gasifiers**. 2007. Disponível em:
<https://netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/entrainedflow>.
Acesso em: 16 abr. 2021.

- OLIVEIRA, Mário Henrique da Fonseca. **A avaliação econômico-financeira de investimentos sob condição de incerteza**: uma comparação entre o método de monte carlo e o vpl fuzzy. 2008. 231 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Produção, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008. Disponível em: <https://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18140/tde-03122009-090723/pt-br.php>. Acesso em: 18 jun. 2021.
- PANG, Shusheng. Fuel flexible gas production. **Fuel Flexible Energy Generation**, [S.L.], p. 241-269, 2016. Elsevier. <http://dx.doi.org/10.1016/b978-1-78242-378-2.00009-2>. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9781782423782000092>. Acesso em: 14 mar. 2021.
- PARANÁ. AGEPAR. . **Reajuste Tarifário Anual - Sanepar**. 2019. Disponível em: <https://www.documentador.pr.gov.br/documentador/pub.do?action=d&uuid=@gtf-escraba-agepar@d06263f3-ac80-4192-af6b-df93dded512f&emPg=true>. Acesso em: 2 jun. 2021.
- PARANÁ. SECRETARIA DA SAÚDE. . **Preparações Antissépticas e Desinfetantes**: nota orientativa 02/20. Nota Orientativa 02/20. 2020. Disponível em: https://www.saude.pr.gov.br/sites/default/arquivos_restritos/files/documento/2020-09/NO_02_PREPARACOES_ANTISSETICAS_E_SANITIZANTES_V6.pdf. Acesso em: 23 set. 2021.
- PETERS, Max S.; TIMMERHAUS, Klaus D.; WEST, Ronald E.. **Plant Design and Economics fo Chemical Engineers**. 5. ed. [S.L]: McGraw-Hill, 2003.
- Receita Federal. **Contribuição Social sobre o Lucro Líquido CSLL**. 2015. Disponível em: <https://www.gov.br/receitafederal/pt-br/assuntos/orientacao-tributaria/tributos/CSLL>. Acesso em: 12 jun. 2021.
- Receita Federal. **INSTRUÇÃO NORMATIVA SRF Nº 162, DE 31 DE DEZEMBRO DE 1998**. 1998. Disponível em: <http://normas.receita.fazenda.gov.br/sijut2consulta/link.action?idAto=15004&visao=original>. Acesso em: 10 jun. 2021.
- Receita Federal. **IRPJ (Imposto sobre a renda das pessoas jurídicas)**. 2015. Disponível em: <https://www.gov.br/receitafederal/pt-br/assuntos/orientacao-tributaria/tributos/IRPJ>. Acesso em: 11 jun. 2021.
- ROBAK, Katarzyna; BALCEREK, Maria. Review of Second Generation Bioethanol Production from Residual Biomass. **Food Technology & Biotechnology**. [S.L.], p. 174-187. jun. 2018. Disponível em: <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pmc/articles/PMC6117988/>. Acesso em: 22 abr. 2021.
- ROOZBEHANI, Behrooz; MIRDRIKVAND, Mojtaba; MOQADAM, Saeedeh Imani; ROSHAN, Ali Cheshmeh. Synthetic ethanol production in the Middle East: a way to make environmentally friendly fuels. **Chemistry And Technology Of Fuels And Oils**, [S.L.], v. 49, n. 2, p. 115-124, maio 2013. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s10553-013-0421-0>. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/257542738_Synthetic_ethanol_production_in_the_Middle_East_A_way_to_make_environmentally_friendly_fuels. Acesso em: 24 abr. 2021.

SAÏDANE-BCHIR, F.; FALLEH, A. EI; GHABBAROU, E.; HAMDI, M.. 3rd Generation Bioethanol Production from Microalgae Isolated from Slaughterhouse Wastewater. **Waste And Biomass Valorization**, [S.L.], v. 7, n. 5, p. 1041-1046, 10 mar. 2016. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s12649-016-9492-6>. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/s12649-016-9492-6>. Acesso em: 22 abr. 2021.

SIERRA ENERGY (Estados Unidos). **Complete FastOx System & Plant**. 2021. Disponível em: <https://sierraenergy.com/complete-fastox-system-plant/>. Acesso em: 10 set. 2021.

SIERRA ENERGY (Estados Unidos). **FastOx Pathfinder**. 2021. Disponível em: <https://sierraenergy.com/technology/our-systems/>. Acesso em: 10 abr. 2021.

SIERRA ENERGY (Estados Unidos). **How does FastOx Gasification work?** 2021. Disponível em: <https://sierraenergy.com/how-does-fastox-gasification-work/>. Acesso em: 10 abr. 2021.

SNA. **Dourados (MS) terá usina de etanol de milho com investimento de R\$ 100 milhões de fundo constitucional**. 2021. Disponível em: <https://www.sna.agr.br/dourados-ms-tera-usina-de-etanol-de-milho-com-r-100-milhoes-em-recursos-de-fundo-constitucional/>. Acesso em: 20 jul. 2021.

SONODA, Daniel Yokoyama *et al.* **CUSTOS DE PRODUÇÃO DE CANA-DE-AÇÚCAR, AÇÚCAR, ETANOL E BIOELETRICIDADE NO BRASIL: FECHAMENTO DA SAFRA 2014/2015 E ACOMPANHAMENTO DA SAFRA 2015/2016**. [S.L.]: Pecege, 2015.

STATISTA. **Projected generation of municipal solid waste worldwide from 2016 to 2050**. 2018. Disponível em: <https://www.statista.com/statistics/916625/global-generation-of-municipal-solid-waste-forecast/>. Acesso em: 14 abr. 2021.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical Engineering Design: principles, practice, economics of plant and process design**. [S.L.]: Elsevier, 2008.

TRADEMAP. **Trade statistics for international business development: monthly, quarterly and yearly trade data. import & export values, volumes, growth rates, market shares, etc..** Monthly, quarterly and yearly trade data. Import & export values, volumes, growth rates, market shares, etc.. 2021. Disponível em: <https://www.trademap.org/Index.aspx>. Acesso em: 03 jun. 2021.

UDOP. **Com investimento de R\$ 250 milhões, nova usina de etanol de milho deve entrar em operação em 2022 em Matupá/MT**. 2020. Disponível em: <https://www.udop.com.br/noticia/2020/05/11/com-investimento-de-r-250-milhoes-nova-usina-de-etanol-de-milho-deve-entrar-em-operacao-em-2022-em-matupa-mt.html>. Acesso em: 20 jul. 2021.

ULLMANN, Fritz. **Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry**. 7. ed. [S.L.]: Wiley, 2011. p. 334-397. Disponível em: https://doi.org/10.1002/14356007.a09_587.pub2. Acesso em: 15 abr. 2021.

UNICA. **Etanol hidratado é negociado por valores abaixo do custo de produção**. Disponível em: <https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/precos/etanol-hidratado-negociado-valores-abaixo-custo-producao-230420>. Acesso em: 6 jun. 2021.

VALOR ECONÔMICO. **GranBio paralisa usina em Alagoas**. 2016. Disponível em: <https://valor.globo.com/agronegocios/noticia/2016/04/06/granbio-paralisa-usina-em-alagoas.ghtml>. Acesso em: 21 abr. 2021.

WEBER, Alfred. **Theory of Location of Industries**. [S.L]: The University Of Chicago Press, 1929. Disponível em: <http://www.economia.unam.mx/cedrus/descargas/Libro%20de%20Weber.pdf>. Acesso em: 3 maio 2021.

Yawer Jafri. **Emerging Gasification Technologies for Waste & Biomass**. [S.L]: Iea Bioenergy, 2020. Disponível em: <https://www.ieabioenergy.com/blog/publications/new-publication-emerging-gasification-technologies-for-waste-biomass/>. Acesso em: 10 abr. 2021.

Apêndice A

Detalhamento dos equipamentos da planta e seus custos de aquisição.

Tabela 29 - Estimativas de investimento das unidades industriais (parte 1)

Seção	Equipamento	Grupo	Custo Unitário (US\$)	Quantidade	Fator de Hand	Custo Total Instalado em 2007 (US\$)	Custo Total Instalado em 2020 (US\$)	Custo Total Instalado em 2020 no Brasil (US\$)	Custo Total Instalado em 2020 no Brasil (R\$)	
Pré-tratamento da biomassa	Trocadores de Calor	OSBL	126.704	1	3,5	443.464	503.222,76	603.867	3.115.955	
	Secador Rotatório	OSBL	5.065.043	2	2,5	25.325.215	28.737.901	34.485.481	177.945.083	
	Subtotal					25.768.679	29.241.124	35.089.349	181.061.038	
	Gaseificação	Gaseificador	ISBL	5.626.882	2	2,5	28.134.408	31.925.645	38.310.774	197.683.592
		Trocadores de Calor	ISBL	1.247.469	1	3,5	4.366.142	4.954.499	5.945.398	30.678.255
		Soprador de Ar	ISBL	68.214	1	2,5	170.535	193.515	232.218	1.198.247
		Soprador de gases do secador rotatório	ISBL	7.909	1	2,5	19.773	22.437	26.924	138.929
		Reformador de Alcatrões	ISBL	12.678.667	1	2,5	31.696.668	35.967.935	43.161.522	222.713.455
		Regenerador do catalisador de reforma	ISBL	5.153.730	1	2,5	12.884.325	14.620.545	17.544.655	90.530.417
		Compressor de hidrocarbonetos leves para Reformador	ISBL	210.421	1	2,5	526.053	596.940	716.329	3.696.255
Subtotal						77.797.902	88.281.517	105.937.820	546.639.151	
Limpeza do Gás de Síntese		Trocadores de Calor	ISBL	93.271	1	3,5	326.449	370.439	444.527	2.293.758
		Bombas de lama	ISBL	572	2	4	4.576	5.193	6.231	32.153
	Coletor de água tipo Knock-out	ISBL	293.991	1	2,5	734.978	834.019	1.000.823	5.164.246	
	Coletor de amínia tipo Knock-out	ISBL	85.026	1	2,5	212.565	241.209	289.451	1.493.567	
	Tanque de decantação de lama	ISBL	3.857	1	2,5	9.643	10.942	13.130	67.752	
	Pré-aquecedor da solução LO-CAT	ISBL	2.548	1	3,5	8.918	10.120	12.144	62.661	
	Reciclador de CO2 para o Reformador	ISBL	354.498	1	2,5	886.245	1.005.670	1.206.805	6.227.112	
	Oxidador do sistema LO-CAT	ISBL	940.627	1	2,5	2.351.568	2.668.452	3.202.142	16.523.053	
	Sistema de recuperação de amínia	ISBL	6.194.764	1	2,5	15.486.910	17.573.840	21.088.608	108.817.220	
	Subtotal					20.021.850	22.719.884	27.263.861	140.681.521	

Tabela 30 - Estimativas de investimento das unidades industriais (parte 2)

Seção	Equipamento	Grupo	Custo Unitário (US\$)	Quantidade	Fator de Hand	Custo Total Instalado em 2007 (US\$)	Custo Total Instalado em 2020 (US\$)	Custo Total Instalado no Brasil (US\$)	Custo Total Instalado em 2020 no Brasil (R\$)
Síntese de Alcoois	Compressor do síntese	ISBL	335.197	3	2,5	2.513.980	2.882.750	3.252.135	16.781.017
	Trocadores de Calor	ISBL	4.571.374	1	3,5	15.999.609	18.155.855	20.697.675	106.800.000
	Rectificador de Gás de Síntese para o reator	ISBL	131.342	1	2,5	328.355	372.602	424.767	2.191.796
	Reator de Síntese	ISBL	1.428.628	1	2,5	3.571.570	4.052.855	4.620.255	23.840.514
	Separador do tipo Knock-Out de alta pressão	ISBL	109.108	1	2,5	272.770	309.527	352.861	1.820.761
	Separador do tipo Knock-Out de baixa pressão	ISBL	42.220	1	2,5	105.550	119.773	136.542	704.555
	Penetra Molecular	ISBL	1.357.040	1	2,5	3.392.600	3.849.768	4.388.736	22.645.875
	Coluna de destilação (etanol/propanol)	ISBL	222.704	1	4	890.816	1.010.857	1.152.377	5.946.268
	Coluna de destilação (metanol/etanol)	ISBL	247.136	1	4	988.544	1.121.755	1.278.800	6.598.610
	Bomba Refluxo do Refervador da Coluna 1	ISBL	4.126	2	4	33.008	37.456	42.700	220.331
	Bomba Refluxo do Refervador da Coluna 2	ISBL	6.554	2	4	52.432	59.497	67.827	349.988
	Bomba de etanol para tanque de armazenamento	OSBL	9.474	4	4	151.576	172.002	196.082	1.011.782
	Bomba de alcoois pesados para tanque de armazenamento	OSBL	1.163	3	4	13.960	15.841	18.059	93.184
	Tanque de armazenamento de etanol	OSBL	222.094	2	2,5	1.110.468	1.260.108	1.436.523	7.412.459
	Tanque de armazenamento de alcoois pesados	OSBL	92.971	2	2,5	464.855	527.496	601.346	3.102.944
	Subtotal					29.890.293	33.918.143	38.666.683	199.520.085
	Geração de Vapor e Eletricidade	Trocadores de Calor	OSBL	299.963	1	3,5	1.049.871	1.191.345	1.358.134
Sistema de deionização de água		OSBL	1.668.525	1	2,5	4.171.313	4.733.416	5.396.094	27.843.843
Expansor do Gás de purga		OSBL	2.489.245	1	2,5	6.223.113	7.061.705	8.050.343	41.539.772
Turbina à vapor		OSBL	6.306.369	1	2,5	15.765.923	17.890.451	20.395.114	105.238.789
Bombas de água e condensado		OSBL	38.708	8	4	1.238.656	1.405.570	1.602.350	8.268.128
Tanque de condensado		OSBL	37.242	1	2,5	93.105	105.651	120.442	621.483
Gerção de Vapor e Eletricidade	Tanque de compensação de condensado	OSBL	43.445	1	2,5	108.613	123.249	140.503	724.997
	Desaerador	OSBL	204.217	1	2,5	510.543	579.340	660.448	3.407.912
	Tambor de vapor	OSBL	14.711	1	2,5	36.778	41.733	47.576	245.493
Subtotal					29.197.912	33.132.461	37.771.005	194.898.387	

Tabela 31 - Estimativas de investimento das unidades industriais (parte 3)

Seção	Equipamento	Grupo	Custo Unitário (US\$)	Quantidade	Fator de Hand	Custo Total Instalado em 2007 (US\$)	Custo Total Instalado em 2020 (US\$)	Custo Total Instalado em 2020 no Brasil (US\$)	Custo Total Instalado em 2020 no Brasil (R\$)
Água de Resfriamento e outras utilidades	Compressor de ar	OSBL	42.999	3	2,5	322.495	365.953	417.186	2.152.680
	Torre de resfriamento	OSBL	119.970	1	2,5	299.925	340.341	387.989	2.002.023
	Sistema de despejo da carga dos caminhões	OSBL	107.913	1	2,5	269.783	306.137	348.996	1.800.820
	Chaminé dos gases de combustão	OSBL	41.811	1	2,5	104.528	118.613	135.219	697.229
	Bomba para água de resfriamento	OSBL	135.947	2	4	1.087.572	1.234.127	1.406.905	7.259.630
	Bomba para água de incêndio	OSBL	25.013	2	4	200.100	227.064	258.853	1.335.683
	Bomba de diesel	OSBL	8.292	2	4	66.336	75.275	85.814	442.798
	Bomba de arãônia	OSBL	6.797	2	4	54.376	61.703	70.342	362.964
	Bomba de hidrazina	OSBL	7.477	1	4	29.908	33.938	38.690	199.638
	Secador de ar	OSBL	11.089	2	2,5	55.443	62.914	71.722	370.083
	Receptor de ar	OSBL	9.301	1	2,5	23.253	26.386	30.080	155.212
	Tanque para água de incêndio	OSBL	225.793	1	2,5	564.483	640.549	730.226	3.767.966
	Tanque de diesel	OSBL	19.575	1	2,5	48.938	55.532	63.307	326.662
	Tanque de arãônia	OSBL	390.549	1	2,5	976.373	1.107.943	1.263.055	6.517.364
	Tanque de hidrazina	OSBL	16.856	1	2,5	42.140	47.819	54.513	281.288
	Subtotal					4.145.650	4.704.294	5.362.896	27.672.541
		Trocadores de Calor	OSBL	77.856	1	3,5	272.496	309.216	352.506
	Compressor de gás nitrogênio	OSBL	1.403.985	1	2,5	3.509.963	3.982.946	4.540.558	23.429.279
	Compressor de gás oxigênio	OSBL	1.317.096	1	2,5	3.292.740	3.736.451	4.259.555	21.979.302
	Sistema de separação de ar	OSBL	8.629.400	1	4	34.517.600	39.169.001	44.652.661	230.407.731
	Subtotal				41.592.799	47.197.614	53.805.280	277.635.245	
TOTAL					228.415.083	259.195.037	295.482.342	1.524.688.883	

Valores de CEPCI de 1990 a 2020.

Tabela 32 - Índice CEPCI de 1990 a 2020

Ano	CEPCI	Ano	CEPCI
1990	357,6	2006	499,6
1991	361,3	2007	525,4
1992	358,2	2008	580,2
1993	359,2	2009	520,4
1994	368,1	2010	558,7
1995	381,1	2011	585,7
1996	381,7	2012	584,6
1997	386,5	2013	567,3
1998	389,5	2014	576,1
1999	390,6	2015	556,8
2000	394,1	2016	541,7
2001	394,3	2017	567,5
2002	395,6	2018	603,1
2003	401,7	2019	607,5
2004	444,2	2020	596,2
2005	468,2		

Fluxo de Caixa Descontado para o cenário base.

Tabela 33 - Fluxo de caixa descontado (R\$ milhões) para o cenário base (parte 1)

Ano	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1. Entradas	0	0	0	346,3	360,1	374,5	389,5	405,1	417,3	429,8	442,7	456,0
1.1 Receita de vendas	0	0	0	346,3	360,1	374,5	389,5	405,1	417,3	429,8	442,7	456,0
2. Saídas	191,5	1148,7	803,0	268,5	274,1	279,9	285,9	292,2	297,1	302,1	307,3	312,6
2.1 Custos de Produção	0	0	0	249,7	254,8	260,1	265,6	271,3	275,8	280,4	285,1	290,0
2.1.1 Variáveis	0	0	0	127,2	132,3	137,6	143,1	148,8	153,3	157,9	162,6	167,5
2.1.2 Fixos	0	0	0	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5
2.2 Despesas Operacionais	0	0	0	18,8	19,3	19,8	20,3	20,8	21,3	21,7	22,2	22,6
2.3 Investimento	191,5	1148,7	803,0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2.3.1 Investimento Fixo	191,5	1148,7	574,4	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2.3.2 Capital de Giro	0	0	228,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2.4 Impostos diretos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3. Recuperação do Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3.1 Valor residual	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3.2 Capital de giro	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4. Saldo	-191,5	-1148,7	-803,0	77,8	86,0	94,7	103,6	112,9	120,2	127,7	135,4	143,3
Fator de Desconto (%)	88,5	78,3	69,3	61,3	54,3	48,0	42,5	37,6	33,3	29,5	26,1	23,1
Valor Presente	-169,4	-899,6	-556,5	47,7	46,7	45,5	44,0	42,5	40,0	37,6	35,3	33,1
VPL	-169,4	-1069,1	-1625,6	-1577,9	-1531,2	-1485,7	-1441,7	-1399,2	-1359,2	-1321,6	-1286,3	-1253,3

Tabela 34 - Fluxo de caixa descontado (R\$ milhões) para o cenário base (parte 2)

Ano	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
1. Entradas	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6
1.1 Receita de vendas	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6	469,6
2. Saídas	318,2	318,2	318,2	318,2	318,2	318,2	318,2	368,2	369,7	369,7	369,7
2.1 Custos de Produção	295,1	295,1	295,1	295,1	295,1	295,1	295,1	295,1	295,1	295,1	295,1
2.1.1 Variáveis	172,5	172,5	172,5	172,5	172,5	172,5	172,5	172,5	172,5	172,5	172,5
2.1.2 Fixos	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5	122,5
2.2 Despesas Operacionais	23,1	23,1	23,1	23,1	23,1	23,1	23,1	23,1	23,1	23,1	23,1
2.3 Investimento	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2.3.1 Investimento Fixo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2.3.2 Capital de Giro	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2.4 Impostos diretos	0	0	0	0	0	0	50,1	51,5	51,5	51,5	51,5
3. Recuperação do Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	393,1
3.1 Valor residual	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	164,5
3.2 Capital de giro	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	228,6
4. Saldo	151,5	151,5	151,5	151,5	151,5	151,5	101,4	100,0	100,0	100,0	493,1
Fator de Desconto (%)	20,4	18,1	16	14,1	12,5	11,1	9,8	8,7	7,7	6,8	6,0
Valor Presente	30,9	27,4	24,2	21,4	19,0	16,8	9,9	8,7	7,7	6,8	29,7
VPL	-1222,3	-1195,0	-1170,7	-1149,3	-1130,3	-1113,6	-1103,6	-1094,9	-1087,3	-1080,5	-1050,8