

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

YNAÊ ROSSETTI DE FREITAS

**O FUTURO SUSTENTÁVEL DA MATRIZ ENERGÉTICA BRASILEIRA: A
IMPORTÂNCIA E VIABILIDADE DO ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO NO
PERÍODO DE TRANSIÇÃO COM ÊNFASE NO SETOR DE TRANSPORTES**

SÃO CARLOS – SP

2022

YNAÊ ROSSETTI DE FREITAS

**O FUTURO SUSTENTÁVEL DA MATRIZ ENERGÉTICA BRASILEIRA: A
IMPORTÂNCIA E VIABILIDADE DO ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO NO
PERÍODO DE TRANSIÇÃO COM ÊNFASE NO SETOR DE TRANSPORTES**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao
Departamento de Engenharia Química, da
Universidade Federal de São Carlos, para a
obtenção do título de Bacharel em Engenharia
Química.

Orientador: Prof. Dr. Thiago Faggion de Pádua

SÃO CARLOS – SP

2022

[colocar a ficha catalográfica]

FOLHA DE APROVAÇÃO

Essa página será substituída pela folha de aprovação com a assinatura dos membros da banca (fornecida após a defesa).

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer, primeiramente, aos meus pais, Rosemary e Ronaldo, por todo o suporte, carinho, amor e cuidado durante todos esses anos, sempre me apoiando nas inúmeras decisões difíceis que precisei tomar ao longo dessa trajetória. À minha avó, Eneide, por ser minha segunda mãe, me acompanhar, desejar boas energias e sempre estar ao meu lado, independente do momento e da distância. À minha tia, Roseane, por sempre estar presente e colaborar com o meu crescimento pessoal e a todos os outros membros da minha família que colaboraram para que eu me tornasse uma pessoa cada vez mais dedicada, responsável e disciplinada.

Também gostaria de agradecer aos meus amigos da graduação, Alessandro, Pedro, Bianca, Bruna, Milena, e tantos outros que colaboraram para a realização deste trabalho. A todos os colegas que me acompanharam nas mais diversas atividades extracurriculares, atlética da Engenharia Química, Comissão Pró-SEQ, Time de Voleibol Feminino da UFSCar, por todo o apoio, companheirismo, momentos compartilhados e memórias inesquecíveis.

A todos os docentes e funcionários da UFSCar, em especial aos professores do Departamento da Engenharia Química (DEQ) e ao meu professor orientador, Thiago, que me acompanhou desde a Iniciação Científica até a supervisão de Estágio, concluindo este ciclo junto comigo como orientador deste último trabalho da graduação.

RESUMO

Atualmente, cerca de 80% da energia primária produzida no mundo provém de fontes não renováveis, principalmente petróleo. Por se tratar de uma reserva fóssil e limitada, a dependência de importação do petróleo causa inúmeras crises cambiais e energéticas em diversos países importadores, como o Brasil. O país é classificado como país emergente, mas possui cerca de 47% de sua matriz energética preenchida por fontes renováveis, fato relacionado com a competitividade histórica do Brasil em etanol e cana-de-açúcar. Apesar de existirem diversas alternativas ao uso de derivados do petróleo no setor de transportes, prevê-se que o consumo de combustíveis fósseis crescerá cerca de 20% nos próximos 20 anos, aumentando as emissões de dióxido de carbono (CO₂) e suas consequências ambientais, ou mesmo ampliando as dificuldades econômicas relacionadas à dependência de petróleo. Como principais iniciativas para reduzir o impacto atrelado a esse cenário pode-se destacar os estímulos ao uso de biocombustíveis e a mudança para novas tecnologias de transporte (veículos elétricos e híbridos). Mesmo estando em constante evolução, a adoção de veículos elétricos no curto-médio prazo não é uma realidade, principalmente em países com baixa malha ferroviária, assim como o Brasil, fato que torna os biocombustíveis ainda mais atrativos. Nesse contexto, sabe-se que o etanol brasileiro é produzido a partir da cana-de-açúcar, empregando tanto a sacarose quanto o bagaço da cana como fontes energéticas. A utilização do bagaço tem como vantagem o aumento da produção sem aumentar a área plantada, por isso, o desenvolvimento de tecnologias para produção de bioetanol a partir de materiais lignocelulósicos se torna promissor para produção de etanol de segunda geração no período de transição entre a redução do consumo de derivados do petróleo e a eletrificação veicular, visto que o bagaço de cana-de-açúcar tem enorme potencial energético em países tropicais, devido à disponibilidade de terras, à posição geográfica privilegiada e ao clima favorável. Nesse sentido, o presente trabalho propõe realizar uma revisão de literatura pautada no histórico do setor, nas principais motivações para a produção de etanol de segunda geração e conduzir uma análise técnico-econômica da construção de uma planta produtiva. Como principais reflexões pode-se citar o panorama positivo da matriz energética brasileira em aspectos financeiros e de sustentabilidade. Além disso, destaque foi dado aos resultados promissores para a geração do biocombustível em escala industrial.

Palavras-chave: Energia. Bioetanol. Petróleo. Setor de transportes. Bagaço de cana-de-açúcar. Material lignocelulósico. Veículos elétricos. Combustíveis fósseis.

ABSTRACT

Currently, about 80% of the primary energy produced in the world comes from non-renewable sources, mainly oil. As it is a fossil and limited reserve, dependence on oil imports causes numerous exchange and energy crises in countries that do not have this resource, such as Brazil. Despite being classified as an emerging country, about 47% of Brazil's energy matrix is filled by renewable sources, a fact that is completely related to the country's historical competitiveness in ethanol and sugarcane. Despite the development of several alternatives to the use of petroleum derivatives in the transport sector, the consumption of fossil fuels is expected to grow by about 20% in the next 20 years, increasing carbon dioxide (CO₂) emissions and their environmental consequences. The main initiatives with the potential to reduce the impact linked to this scenario are encouraging the use of biofuels and switching to new transport technologies (electric and hybrid vehicles). Even though it is constantly evolving, the adoption of electric vehicles in the short-medium term is not a reality, especially in countries with a low railway network, such as Brazil, a fact that makes biofuels even more attractive. In this context, it is known that Brazilian ethanol is produced from sugarcane, using both sucrose and sugarcane bagasse as energy sources. The use of bagasse has the advantage of increasing production without increasing the planted area, so the development of technologies for the production of bioethanol from lignocellulosic materials becomes promising for the production of second-generation ethanol in the transition period between consumption of petroleum derivatives and vehicular electrification, since sugarcane bagasse has enormous energy potential in tropical countries, due to the availability of land, privileged geographical position and favorable climate. The present work proposes to carry out a literature review based on the history of the sector, on the main motivations for the production of second-generation ethanol and conduct a technical and economic analysis of the construction of a production plant. As main outcomes, we can mention the positive panorama of the Brazilian energy matrix, both in financial and ecosystem aspects. In addition, promising results were observed for the generation of biofuel on an industrial scale.

Palavras-chave: Energy. Bioethanol. Petroleum. Transport sector. Sugarcane bagasse. Lignocellulosic material. Electric vehicles. Fossil fuels.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Histórico da produção de etanol no Brasil	21
Figura 2 – Histórico da produção de etanol.....	22
Figura 3 – Consumo de etanol no Brasil	23
Figura 4 – Preços dos combustíveis nos postos (em R\$/L).....	24
Figura 5 – Evolução mensal da exportação do etanol pelo Brasil (m³).....	24
Figura 6 – Evolução mensal do preço médio da exportação do etanol brasileiro (R\$/m³)	25
Figura 7 – Evolução do consumo energético no setor de transportes (%)	32
Figura 8 – Modais atuantes no transporte de cargas no Brasil	32
Figura 9 – Geração de dióxido de carbono (CO ₂) por setor (mil toneladas)	33
Figura 10 – Emissão de dióxido de carbono (CO ₂) no setor de transporte	33
Figura 11 – Consumo de energia por setor (em 10 ⁶ tep).....	34
Figura 12 – Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar (E1G) e material lignocelulósico (E2G)	43
Figura 13 – Fluxograma do processo de hidrólise e fermentação separados (SHF)	53
Figura 14 – Fluxograma do processo de sacarificação e fermentação simultânea (SSF).....	53
Figura 15 – Esquema completo do processo de Melle-Boinot.....	56
Figura 16 – Custo médio de produção do etanol de primeira geração (E1G) (US\$/litro).....	59
Figura 17 – Potencial redução de dióxido de carbono (CO ₂) emitido pela gasolina (base 100)	59
Figura 18 – Diagrama de blocos do processo de produção de etanol de segunda geração	70
Figura 19 – Esquema geral do processo de centrifugação.....	78
Figura 20 – Configuração de colunas de destilação	79
Figura 21 – Fluxograma do processo de produção de etanol de segunda geração (E2G)	83
Figura 22 – Fluxo de caixa simplificado da usina projetada	88

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Produção anual de etanol (em milhões de galões).....	26
Tabela 2 – Taxa de crescimento e variação da oferta total de etanol	27
Tabela 3 – Oferta interna de energia (OIE)	28
Tabela 4 – Participação na oferta de energia por fonte no Brasil e no mundo e variações esperadas entre os anos de 2014 e 2040	29
Tabela 5 – Evolução do consumo energético por setor (%)	31
Tabela 6 – Participação do setor de transportes no total de emissões de dióxido de carbono (CO ₂) (%).....	35
Tabela 7 – Emissões de dióxido de carbono (CO ₂) por Produto Interno Bruto (PIB) (tonelada CO ₂ /milhões de US\$)	35
Tabela 8 – Emissão de dióxido de carbono (CO ₂) <i>per capita</i> originada pelo consumo de energia (tonelada CO ₂ /habitante)	36
Tabela 9 – Evolução das emissões de dióxido de carbono (CO ₂) advindas do consumo energético (milhões de toneladas de CO ₂).....	36
Tabela 10 – Composição química de biomassas lignocelulósicas com potencial para produção de etanol de segunda geração (E2G).	42
Tabela 11 – Custo de produção de bioetanol e perspectivas a longo prazo	60
Tabela 12 – Condições ótimas de operação e resultados experimentais para os pré-tratamentos com peróxido de hidrogênio, explosão a vapor e hidrotérmico	64
Tabela 13 – Comparação entre hidrólise ácida e enzimática.....	66
Tabela 14 – Usinas ativas no Espírito Santo	69
Tabela 15 – Valores respectivos ao cálculo do balanço de massa em base seca e úmida do bagaço.....	71
Tabela 16 – Valores respectivos ao cálculo do balanço de massa após o pré-tratamento (base seca).....	72
Tabela 17 – Valores dos parâmetros para o cálculo da remoção de hemicelulose na base seca	72
Tabela 18 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós pré-tratamento hidrotérmico (base seca) por ciclo	73
Tabela 19 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós pré-tratamento hidrotérmico (base úmida) por ciclo	73

Tabela 20 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós pré-tratamento hidrotérmico (base úmida) de 84 ciclos	73
Tabela 21 – Parâmetros cinéticos do modelo ajustado para hidrólise enzimática.....	74
Tabela 22 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós hidrólise enzimática (base úmida) por batelada	75
Tabela 23 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós hidrólise enzimática (base úmida) por reator	75
Tabela 24 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós hidrólise enzimática (base úmida) por ciclo (com 8 reatores).....	75
Tabela 25 – Valores da vazão de cada componente do bagaço e de levedura pós fermentação (base úmida) por batelada.....	76
Tabela 26 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós fermentação (base úmida) por ciclo (com oito reatores).....	77
Tabela 27 – Composição das correntes de saída do centrifugador.....	77
Tabela 28 – Especificações das saídas do centrifugador	79
Tabela 29 – Saídas dos componentes da coluna A.....	82
Tabela 30 – Saídas dos componentes da coluna A1	82
Tabela 31 – Saídas dos componentes da coluna D	82
Tabela 32 – Saídas dos componentes das colunas B e B1.....	82
Tabela 33 – Custo de investimento dos equipamentos utilizados na produção de etanol se segunda geração (E2G).....	84
Tabela 34 – Custo de construção da planta química	84
Tabela 35 – Custos anuais fixos (FCOP)	85
Tabela 36 – Custos anuais variáveis (VCOP)	86
Tabela 37 – Custos de investimento total e anual total	86
Tabela 38 – Receita bruta anual	87

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Comparação entre diversos métodos de pré-tratamento do material lignocelulósico	50
Quadro 2 – Especificações da simulação da coluna A	81
Quadro 3 – Especificações da simulação da coluna A1	81
Quadro 4 – Especificações da simulação da coluna D	81
Quadro 5 – Especificações da simulação das colunas B e B1	82

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABBI	–	Associação Brasileira de Biotecnologia Industrial
ANP	–	Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
BNDES	–	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
CBU	–	<i>Cellobiose Units</i>
CCOP	–	Custos de produção
CDPA	–	Comissão de Defesa da Produção de Açúcar
CEPCI	–	<i>Chemical Engineernig Plant Cost Index</i>
CGEE	–	Centro de Gestão e Estudos Estratégicos
CONAB	–	Companhia Nacional de Abastecimento
COP-21	–	21ª Conferência das Partes
CTBE	–	Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol
E1G	–	Etanol de Primeira Geração
E2G	–	Etanol de Segunda Geração
EIA	–	<i>Energy Information Administration</i>
EPE	–	Empresa de Pesquisa Energética
eq.	–	Equivalente
FCOP	–	Custos fixos de produção
FINEP	–	Financiadora de Estudos e Projetos
FPU	–	<i>Filter Paper Units</i>
GEE	–	Gases do efeito estufa
IAA	–	Instituto de Açúcar e Alcool
IBGE	–	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IEA	–	<i>International Energy Agency</i>
IIE	–	Índice de Intensidade Energética
IPI	–	Imposto sobre Produtos Industrializados
ITF	–	<i>International Transport Forum</i>
IUPAC	–	<i>International Union of Pure and Applied Chemistry</i>
LHW	–	<i>Liquid Hot Water</i>
MCTI	–	Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovações

MEB	–	Matriz Energética Brasileira
MME	–	Ministério de Minas e Energia
OCDE	–	Organização para a Cooperação e Desenvolvimento Econômico
OIE	–	Oferta Interna de Energia
PAA	–	Ácido Peracético
PIB	–	Produto Interno Bruto
PNE	–	Plano Nacional de Energia
PROÁLCOOL	–	Programa Nacional do Alcool
RFA	–	<i>Renewable Fuels Association</i>
RFS	–	<i>Renewable Fuel Standard</i>
SHF	–	Sacarificação e Fermentação Separadas
SSF	–	Sacarificação e Fermentação Simultânea
tep	–	Tonelada Equivalente de Petróleo
TIR	–	Taxa Interna de Retorno
ton.	–	Toneladas
VCOP	–	Custos variáveis de produção
VPL	–	Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	16
2 OBJETIVOS.....	19
3 REVISÃO DE LITERATURA	20
3.1 O SETOR SUCROENERGÉTICO NO BRASIL	20
3.1.1 Panorama histórico	20
3.1.2 Panorama econômico	20
3.2 A (IN)SUSTENTABILIDADE DA MATRIZ ENERGÉTICA BRASILEIRA	28
3.2.1 A matriz energética brasileira e suas características.....	28
3.2.2 A relevância do setor de transportes na matriz energética brasileira.....	30
3.2.3 Indicadores de sustentabilidade.....	35
3.3 ELETRIFICAÇÃO VEICULAR.....	37
3.3.1 Aspectos gerais: questões econômicas e ambientais.....	37
3.3.2 Cenário atual: Vantagens e desvantagens	38
3.3.3 Perspectivas no território brasileiro: oportunidades para o bioetanol como alternativa no período de transição	39
3.4 BIOCOMBUSTÍVEIS: O ETANOL E SUAS PARTICULARIDADES	40
3.4.1 Panorama geral e principais características.....	40
3.4.2 Etanol de segunda geração: matérias-primas e processos envolvidos	41
3.4.2.1 Pré-tratamento	44
3.4.2.1.1 Pré-tratamento físico.....	45
3.4.2.1.2 Pré-tratamento químico.....	45
3.4.2.1.3 Pré-tratamento combinado.....	47
3.4.2.1.4 Pré-tratamento biológico	49
3.4.2.2 Hidrólise	51
3.4.2.3 Fermentação.....	53
3.4.2.4 Separação.....	55
3.4.2.4.1 Centrifugação.....	55
3.4.2.4.2 Filtração.....	56
3.4.2.5 Destilação	56
3.4.3 Potencial econômico e ambiental do etanol de segunda geração	57
4 ESCOLHAS DAS ETAPAS DA USINA DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO.....	62
4.1 PRÉ-TRATAMENTO	62

4.2	HIDRÓLISE	65
4.3	FERMENTAÇÃO	67
4.4	SEPARAÇÃO	67
4.5	DESTILAÇÃO	68
5	ANÁLISE TÉCNICA DA USINA DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO	69
5.1	PRODUÇÃO DIÁRIA E ANUAL	69
5.2	BAGAÇO “IN NATURA”	70
5.3	PRÉ-TRATAMENTO HIDROTÉRMICO	71
5.4	HIDRÓLISE ENZIMÁTICA	74
5.5	FERMENTAÇÃO	76
5.6	CENTRIFUGAÇÃO	77
5.7	DESTILAÇÃO	79
6	ANÁLISE ECONÔMICA DA USINA DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO ...	84
6.1	CUSTOS DE INVESTIMENTO	84
6.2	CUSTOS FIXOS E VARIÁVEIS	85
6.3	TEMPO DE RETORNO E VALOR PRESENTE LÍQUIDO	86
7	DISCUSSÃO.....	89
8	CONCLUSÃO.....	91
	REFERÊNCIAS	92
	APÊNDICES	102
	Apêndice A – Modelagem matemática da caracterização da matéria-prima e pré-tratamento	103
	Apêndice B – Modelagem matemática da hidrólise enzimática	108
	Apêndice C – Modelagem matemática da fermentação.....	116
	Apêndice D – Modelagem matemática da centrifugação.....	120
	Apêndice E – Modelagem matemática da destilação	122
	Apêndice F – Modelagem matemática da análise econômica.....	126

1 INTRODUÇÃO

Pesquisas realizadas no início do século XXI mostram que, apesar da recorrente busca por fontes alternativas, o petróleo continua sendo uma das fontes de energia mais importantes do mundo (MME, 2010). Sabe-se que cerca de 80% da energia primária produzida é proveniente de combustíveis fósseis, sendo que o setor de transportes contribui com uma grande parcela (58%) (MME, 2022). O consumo constante e crescente dessas fontes fósseis se deu principalmente pela industrialização dos setores produtivos, incluindo a fabricação de automóveis em série (OLIVEIRA, 2012).

Além das implicações ambientais do uso de combustíveis fósseis, a dependência da importação de petróleo por parte de diversos países os leva a enfrentar crises cambiais e de energia, visto que este recurso se origina de limitadas reservas fósseis e a variação de preços é capaz de provocar crises econômicas dramáticas (EPBR, 2022). Como exemplo, vale citar a Crise do Petróleo da década de 70, a qual foi motivada por diversas disputas políticas e culminou no valor memorável de US\$ 80,00 por barril de petróleo (OLIVEIRA, 2012).

O panorama brasileiro difere um pouco da realidade mundial com relação à matriz energética. Segundo Angeli e Varrichio (2017), o país utiliza aproximadamente 47% de fontes renováveis devido à sua competitividade histórica em etanol feito de cana-de-açúcar e ao grande incentivo governamental. Pode-se citar como exemplos desse incentivo o Decreto-Lei nº 19.717 (BRASIL, 1931), que determinou o início da mistura de etanol à gasolina importada e criou a Comissão de Defesa da Produção de Açúcar (CDPA); o Decreto nº 22.789 (BRASIL, 1933), que fundou o Instituto de Açúcar e Alcool (IAA) e atribuiu ao governo a responsabilidade pela intervenção efetiva na cadeia produtiva; e o Programa Nacional do Alcool (Proálcool), instituído pelo governo militar para reduzir as dependências relacionadas à importação e aos preços do petróleo (MICHELLON; SANTOS; RODRIGUES, 2008; GILIO e CASTRO, 2016).

Apesar de as intervenções estatais terem gerado caminhos para investimentos em longo prazo na produção de etanol, as variações do mercado internacional na demanda de petróleo e açúcar resultaram na limitação do crescimento e estruturação do setor. Assim, foi preciso reestruturar as estratégias para estimular a produção e o consumo de biocombustíveis. O surgimento da tecnologia *flex* permitiu que o consumidor optasse pelo combustível mais viável economicamente no momento do abastecimento, o que auxiliou a recuperação do mercado produtor de etanol (GILIO e CASTRO, 2016). Além disso, o uso excessivo de combustíveis fósseis gerou problemas socioambientais e um consequente aumento do aquecimento global (BUNDE, 2020). Contudo, ainda que a demanda por alternativas renováveis seja crescente por

questões econômicas e ambientais, dados de 2016 da *International Energy Agency* (IEA) indicaram que até 2040 as emissões de dióxido de carbono (CO₂) derivadas de combustíveis líquidos irão aumentar cerca de 30%. Isso evidencia que a utilização de combustíveis fósseis continuará intensa.

Na tentativa de mitigar a emissão de gás carbônico e reduzir a poluição em grandes centros urbanos, uma das alternativas à combustão interna é a eletrificação veicular (MILANEZ et al., 2017). Embora existam diversos investimentos na área, a adesão em massa a essa tecnologia a curto ou médio prazo ainda possui diversos entraves, como o peso e custo das baterias, seu longo período de recarga e a limitada infraestrutura (CASTRO e FERREIRA, 2010). Isso se torna ainda mais relevante no caso de veículos pesados devido às maiores distâncias percorridas. No Brasil, assim como nos demais países de baixa malha ferroviária, há maior necessidade do transporte rodoviário, fato que impulsiona a utilização dos biocombustíveis (MILANEZ et al., 2017). De acordo com Fernando Calmon (2021), caso o país optasse pela estratégia global de eletrificação, seria necessário instalar 150.000 carregadores ao custo hoje estimado de R\$ 14 bilhões. Ainda assim, projeta-se que em 2035, a frota circulante de veículos leves teria 82% com motores só a combustão.

Muitas pesquisas têm sido voltadas para a produção de biodiesel e bioetanol, bem como o etanol de segunda geração (E2G), produzido a partir de diferentes resíduos agroindustriais lignocelulósicos, por meio de processos diferenciados como pré-tratamento e fermentação (ANGELI e VARRICHIO, 2017). Segundo pesquisas realizadas pela Empresa de Pesquisa Energética (EPE), a biomassa foi responsável por cerca de 7% da Oferta Interna de Energia (OIE) em 2015 (MILANEZ et al., 2017). Por se tratar de um país tropical, o Brasil possui grande potencial para a geração de biocombustíveis de biomassa residual. Segundo o Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE), foram colhidas mais de 700 mil toneladas de cana-de-açúcar em 2010, o que demonstra a disponibilidade de matéria-prima para aprimoramento dos processos produtivos (SANTOS, 2012).

O bagaço de cana-de-açúcar, resíduo primário da fabricação de etanol, possui cerca de 50% de celulose, que pode ser completamente convertida em glicose após as etapas de pré-tratamento e hidrólise necessárias para a obtenção do combustível de segunda geração (MELO, 2020). Segundo a Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB), foram gerados mais de 180 milhões de toneladas de bagaço nas safras de 2012/2013 que, ao invés de serem descartados, poderiam ser reaproveitados como matéria-prima (SANTOS, 2012). Segundo Cortez (2010), a utilização de resíduos lignocelulósicos pode aumentar a produtividade do setor em até 45%. Entretanto, ainda existem desafios que devem ser superados para viabilizar a

produção de E2G em escala industrial e que são tema de pesquisa e desenvolvimento, em especial a hidrólise dos materiais celulósicos (ANGELI e VARRICHIO, 2017).

De acordo com a IEA, os biocombustíveis serão responsáveis por cerca de 8% do total consumido pelo transporte rodoviário até 2030. Nesse contexto, as tecnologias de segunda geração se mostram promissoras, pois apresentam menores impactos tanto no âmbito social quanto ambiental, além de conferirem maior segurança energética para os países que se interessarem em contribuir para a sua evolução e viabilidade (MELO, 2020). Assim, propõe-se neste trabalho compreender o histórico do setor e as principais motivações para a produção de E2G no período de transição entre a redução do consumo de derivados do petróleo e a eletrificação veicular, além de conduzir uma análise técnico-econômica da construção de uma planta produtiva para verificar a viabilidade dos investimentos nesse modelo produtivo. O trabalho não teve por objetivo esgotar o tema, muito pelo contrário, como já foi destacado, o processo não foi implantado e ainda é tema de inovação e pesquisas. Em contrapartida, foi possível realizar análises preliminares com base na literatura disponível no contexto atual.

2 OBJETIVOS

O presente trabalho teve como objetivo geral analisar a importância e contexto da produção de E2G no período de transição entre os combustíveis fósseis e a eletrificação veicular, o qual é previsto para durar, no Brasil, mais de 15 anos. Para isso, foi realizada uma revisão bibliográfica acerca dos seguintes tópicos: i) panorama do setor sucroalcooleiro no Brasil; ii) breve revisão e análise da sustentabilidade da matriz energética brasileira, com ênfase no setor de transportes e na importância do álcool de segunda geração; iii) os principais desdobramentos e gargalos da eletrificação veicular no Brasil; iv) pesquisas em literatura sobre etapas, tecnologias e vantagens ambientais ou econômicas da produção do E2G, destacando-se discussões e contradições de resultados. Além disso, frente à revisão e análise da literatura, foi apresentada a metodologia atualmente mais viável para a construção de uma usina destinada à produção de E2G, demonstrando as principais escolhas ao longo das etapas produtivas e os respectivos cálculos que representam a produtividade da planta, incluindo seus aspectos técnicos e econômicos. Na análise econômica, o presente trabalho utilizou como suporte os cálculos de balanço material e dimensionamento desenvolvidos por grupo da disciplina de Projeto de Processos Químicos e Projeto de Instalações Químicas (disciplinas da UFSCar, códigos 10608-9 e 10609-7). Os cálculos e considerações básicas foram apresentados e o detalhamento da abordagem foi incluído em apêndices. Assim, foi possível utilizar os resultados para subsidiar uma análise econômica de unidade industrial hipotética, de modo a avaliar a viabilidade do projeto, ao menos de modo preliminar. Como o processo ainda é tema de pesquisa e inovação, a análise econômica se deu no contexto em questão. Como é bem sabido, a análise deve acompanhar todas as etapas de desenvolvimento, mas os resultados implicam em avaliações preliminares, com considerável imprecisão.

3 REVISÃO DE LITERATURA

3.1 O SETOR SUCROENERGÉTICO NO BRASIL

3.1.1 Panorama histórico

Ao analisar o comportamento do setor sucroenergético sob um panorama nacional, é possível notar que, atualmente, ele representa um dos grandes responsáveis pela geração de emprego e progresso tecnológico, potencializando o destaque da agroindústria (RAIS-MTE, 2015). Para alcançar esse patamar, foram necessários diversos esforços em pesquisas científicas em todo o país, as quais buscaram por soluções relacionadas à cadeia produtiva, desde o aproveitamento de recursos até a geração de energia (MARCOCCIA, 2007).

A princípio, o governo assumiu um papel intervencionista no setor sucroenergético, interferindo na regulação do mercado por meio de iniciativas como o Proálcool e o IAA, como forma de estimular a competitividade do etanol frente aos combustíveis fósseis. A mudança desse paradigma para a predominância do livre mercado resultou na necessidade de ações voltadas à inovação por parte de produtores e usinas (SHIKIDA, 2014). Com a queda da bolsa de Nova York em 2008 e conflitos envolvendo países exportadores de petróleo (Afeganistão e Iraque), cerca de 18% das agroindústrias sediadas no Brasil encerraram suas atividades, muito devido à ação protecionista reativa do governo brasileiro (BUNDE, 2020). Para reverter esse cenário e suas prováveis consequências, instituiu-se, em 2017, a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio), que promove a produção e utilização de biocombustíveis, reduzindo a dependência dos derivados do petróleo e mitigando a emissão de Gases de Efeito Estufa (GEE). Dessa forma, produtores de cana-de-açúcar têm a oportunidade de aumentar a produção de etanol e contribuir com a descarbonização da Matriz Energética Brasileira (MEB) (BRASIL, 2017).

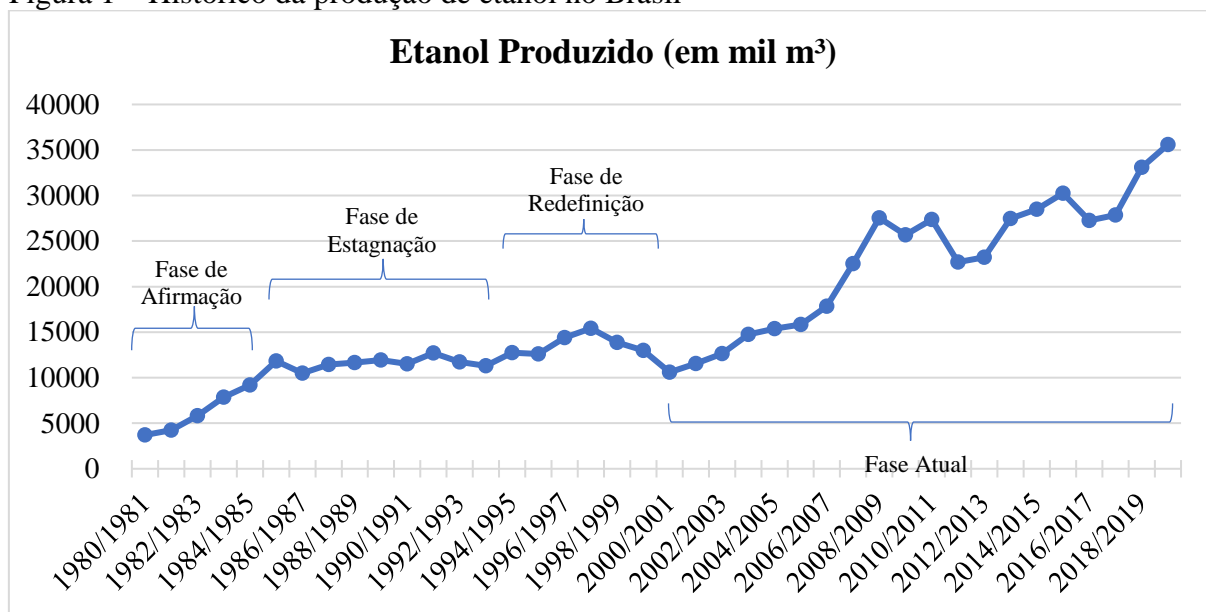
3.1.2 Panorama econômico

A abordagem do mercado de etanol atual envolve questões como oferta e demanda, produção do açúcar e políticas de governo, as quais determinam a exportação e a importação e permitem traçar um panorama atual e futuro. A criação do Proálcool em 1975 criou o cenário que culminou na inserção do etanol no mercado brasileiro (SANTOS, 1993). A partir do Proálcool, o histórico da produção de etanol desenvolveu-se em cinco estágios (Figura 1):

- a) 1975- 1979 – Fase inicial;

- b) 1980 - 1986 – Fase de afirmação;
- c) 1986- 1995 – Fase de estagnação;
- d) 1995 - 2000 –Fase de redefinição;
- e) 2000 – Fase atual.

Figura 1 – Histórico da produção de etanol no Brasil



Fonte: adaptado de Observatório da Cana (OC, 2020a)

Para compreender os momentos de queda e de crescimento do etanol até o momento atual, é importante recapitular a história do etanol nesses momentos evidenciados na Figura 1. Em decorrência ao segundo choque do petróleo em 1979, órgãos públicos consideraram interessante incentivar a utilização do etanol em larga escala, assinando acordos com fabricantes de automóvel para que fossem construídas usinas de caráter autônomo ao redor do país. Por outro lado, em 1990, com o crescimento das exportações de açúcar houve certa escassez na produção de etanol, fator que comprometeu substancialmente o andamento da iniciativa. Este panorama perdurou até 2003 com o surgimento do veículo *flex-fuel*, tecnologia que permitiu o uso de álcool hidratado ou gasolina C, em qualquer proporção de mistura, possibilitando ao consumidor final a escolha do energético para abastecer o seu automóvel (MME, 2008).

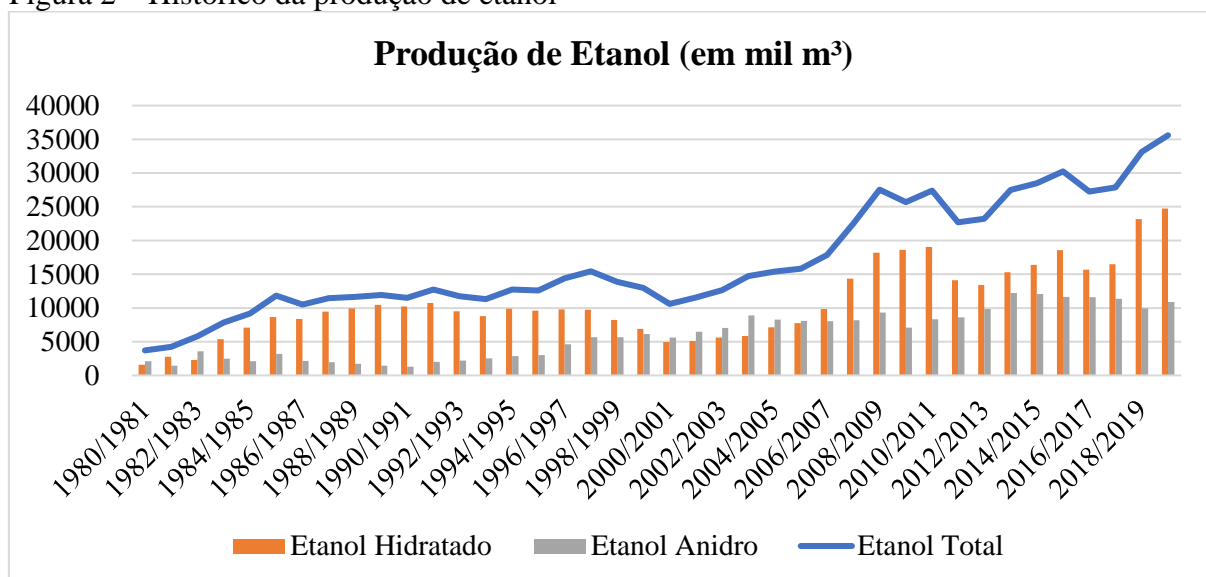
Aliada à grande disponibilidade de etanol e contando com a infraestrutura de abastecimento já existente, a tecnologia *flex-fuel* impulsionou o mercado e permitiu que o etanol pudesse competir com a gasolina em todo Brasil, iniciando-se a produção em larga escala do etanol hidratado (MME, 2008). Além disso, o valor da gasolina continuou a crescer entre 2002

até meados de 2006, período no qual manteve-se constante. Ao longo dos próximos anos, as vendas de carros *flex* se intensificaram, atingindo mais de 80% do total de carros produzidos no país e elevando o consumo de etanol hidratado para mais de 20 bilhões de litros (MME, 2008).

Outras inovações significativas também ocorreram entre os anos de 2003 e 2009, como projetos de cogeração de energia para início do desenvolvimento de combustíveis de segunda geração a partir da utilização de resíduos agrícolas. No entanto, o crescimento foi afetado pela crise econômica de 2008. Assim, a próxima fase da cana-de-açúcar no Brasil foi marcada por quatro anos de pouco investimento e clima adverso, fatores que contribuíram para uma redução significativa em sua produção. Com a escassez de recursos, o açúcar voltou a liderar as estatísticas produtivas, visto que se trata de um produto de maior liquidez e rentabilidade para o produtor (MME, 2016).

Outro ponto que interferiu no avanço do etanol foi a falta de investimentos na melhoria do motor para biocombustível, que manteve inalterada a eficiência em torno de 30% inferior em relação ao motor a gasolina (OC, 2020a). Apesar desse histórico, a produção de etanol está em alta como consequência das perspectivas quanto ao E2G. Em 2015, o Brasil produziu 30 bilhões de litros de etanol a partir de 660 milhões de toneladas de cana-de-açúcar processadas, sendo que 40% desse total foi utilizado na produção de açúcar e o restante para a produção de etanol anidro e hidratado (23% e 37%, respectivamente) (MME, 2016). Na última safra de 2019/2020, a produção superou o maior valor da série história, obtido em 2010 (Figura 2), o que sugere um número maior de projetos e maior produtividade agrícola, uma vez que ocorreu a inserção de novas variedades mais produtivas e o desenvolvimento de novas tecnologias.

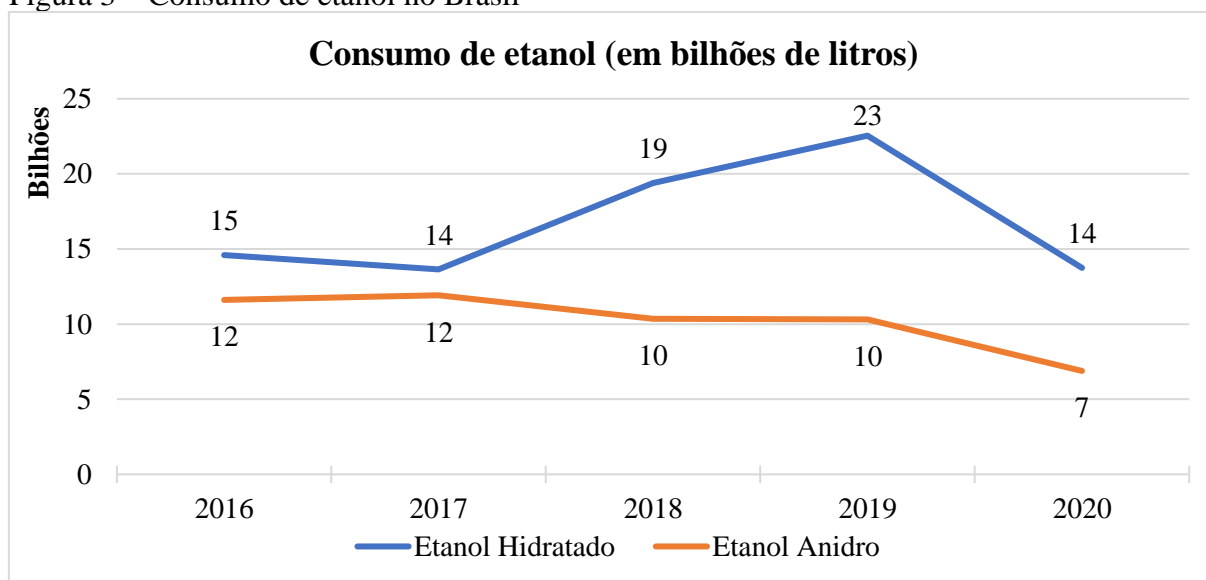
Figura 2 – Histórico da produção de etanol



Fonte: adaptado de OC (2020a)

O consumo também se manteve em alta, conforme a Figura 3. No entanto, a última safra 2019/2020 sofreu uma queda significativa que pode ser justificada pela pandemia global do COVID-19. Nota-se pela Figura 2 e Figura 3 que o etanol hidratado continua sendo o de maior produção e consumo, principalmente devido aos seus usos na indústria farmacêutica, alcoolquímica e de bebidas, assim como para combustível de veículos, produtos de limpeza e como matéria-prima para a produção de vinagre, ácido acético e na síntese de cloral e iodoformio. Enquanto o etanol anidro é utilizado como combustível para veículos (Gasolina C) e matéria-prima na indústria de tintas, solventes e vernizes.

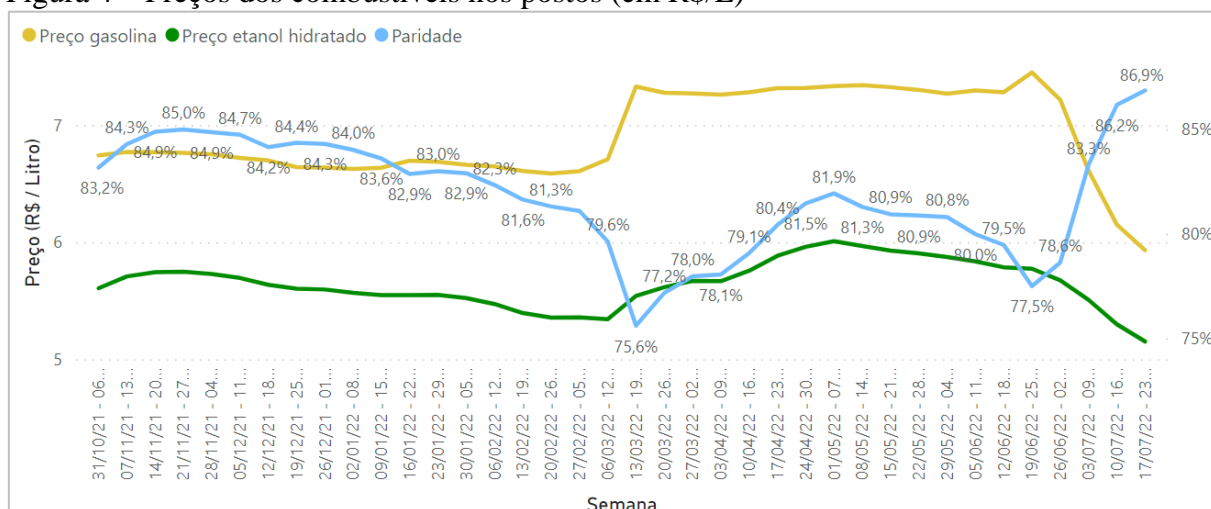
Figura 3 – Consumo de etanol no Brasil



Fonte: adaptado de OC (2020b)

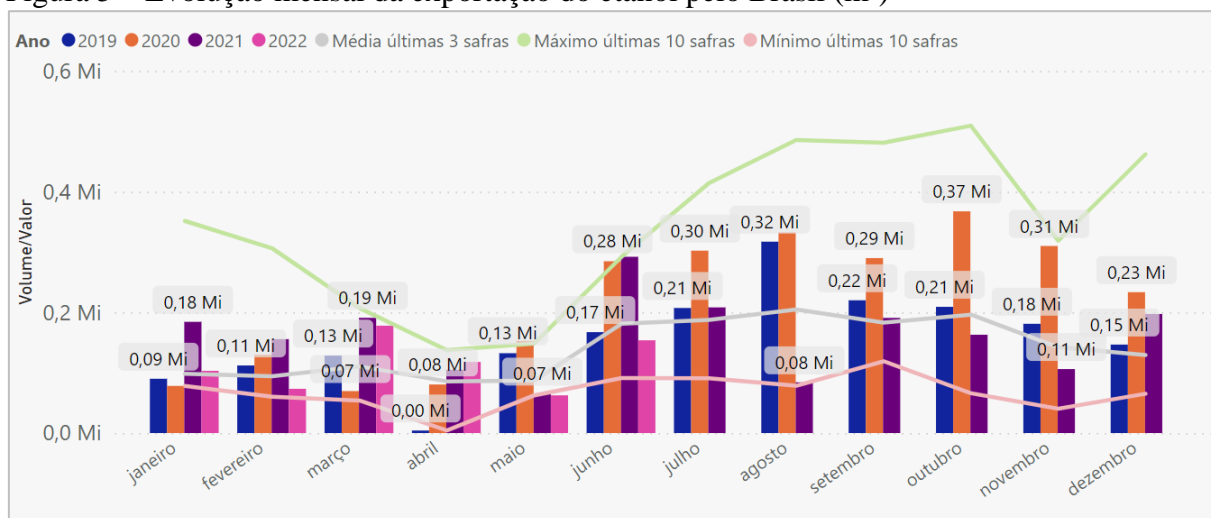
Em meio à queda nos preços e ao valor inferior do etanol em comparação à gasolina, como mostra a Figura 4, as usinas brasileiras têm apostado nas exportações, o que pode ser observado na Figura 5. Ao observar a evolução mensal de exportação, é possível afirmar que 2020 apresentou valores superiores aos de 2019 na grande maioria dos meses, alcançando cerca de 370 mil m³ exportados em outubro. Por outro lado, em 2021, devido às dificuldades impostas pela pandemia de COVID-19, a quantidade de etanol exportada reduziu significativamente, tendo como pico o mês de junho, com aproximadamente 300 mil m³ exportados. Ao longo de 2022, os valores permanecem mais baixos, também em virtude dos reflexos remanescentes da pandemia (OC, 2022).

Figura 4 – Preços dos combustíveis nos postos (em R\$/L)



Fonte: OC (2022)

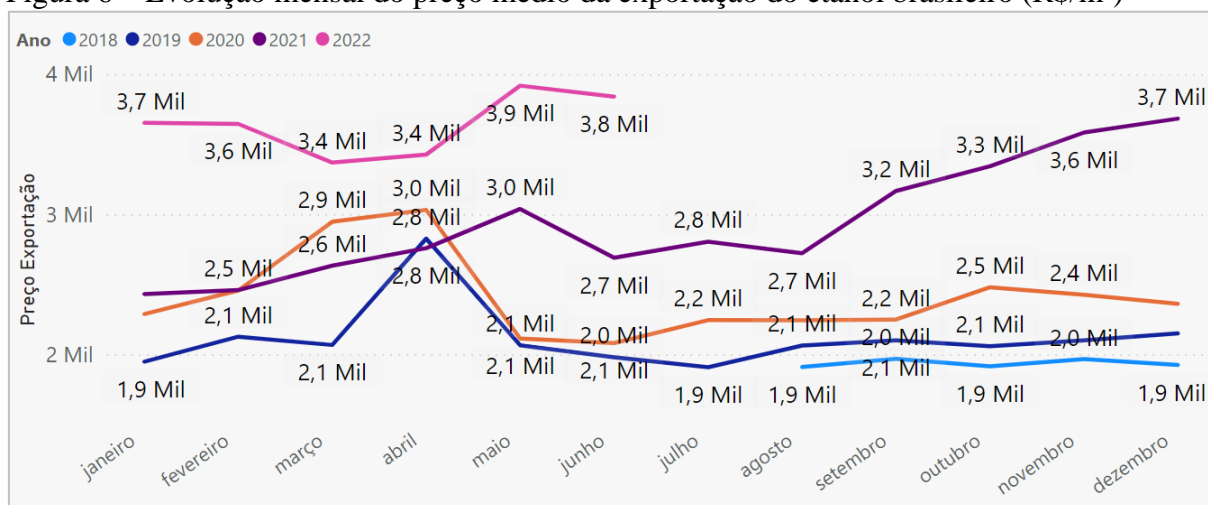
Figura 5 – Evolução mensal da exportação do etanol pelo Brasil (m³)



Fonte: OC (2022)

Apesar da redução no volume, o preço médio do etanol vem registrando valores elevados em comparação aos anos anteriores, ficando próximo a R\$ 3800,00/m³ em junho de 2022 (Figura 6), 40% acima dos R\$ 2700,00/m³ registrados em junho de 2021. Em 2020, as importações brasileiras de etanol somaram 1 bilhão de litros, o que representa uma queda de 21% em comparação com o ano anterior. A maior parte dessa redução foi observada nas regiões Norte e Nordeste, onde as importações chegaram a 384 milhões de litros, uma retração anual de 61% (CASTRO, 2021). Isso reflete um ano de redução na demanda por combustíveis e de forte desvalorização do real frente ao dólar, advindos da pandemia global (MOTA, 2020).

Figura 6 – Evolução mensal do preço médio da exportação do etanol brasileiro (R\$/m³)



Fonte: OC (2022)

Quanto ao cenário mundial, fica evidente a predominância dos Estados Unidos, Brasil e da União Europeia no volume e na fatia de produção do etanol (Tabela 1), visto que as plantas brasileiras de etanol celulósico desfrutam de uma posição favorável, tanto pela disponibilidade de matéria-prima, quanto por fatores externos como o apoio do governo e a frota já existente de veículos que podem suportar uma oferta crescente do biocombustível no mercado. Apesar da liderança dos Estados Unidos, sabe-se que a ‘parede da mistura’ em 10% continua sendo uma das principais barreiras para o mercado do biocombustível (BOSSLE, 2020).

Tabela 1 – Produção anual de etanol (em milhões de galões)

Região	2016	2017	2018	2019	2020	2021	%
Estados Unidos	15413	15936	16091	15778	13941	15015	55
Brasil	6840	6730	8060	8860	8100	7430	27
União Europeia	1190	1250	1300	1350	1280	1350	5
China	730	850	810	1010	930	860	3
Índia	260	230	430	460	540	860	3
Canadá	460	460	460	497	429	434	2
Tailândia	330	380	390	430	390	350	1
Argentina	240	290	290	290	210	260	1
Resto do Mundo	587	644	709	655	650	711	3

Fonte: adaptado de *Renewable Fuels Association* (RFA, 2022)

Segundo a EPE, órgão vinculado ao Ministério de Minas e Energia (MME), o setor sucroenergético ainda está em recuperação de um estado de crise que afetou significativamente as companhias, levando-as à recuperação judicial ou decretação de falência. Mesmo com os preços economicamente interessantes do açúcar, estimulando a expansão na capacidade de produção, as consequências da falta de investimentos durante a crise podem trazer consequências aos resultados do setor pelos próximos anos (MME, 2022). Para projetar as perspectivas do setor, a EPE considerou que as usinas atuariam com pelo menos 90% de capacidade e que 24 unidades fariam ampliações de 39 milhões de toneladas de cana à produção nacional até 2025. Além disso, foram elaborados três cenários para o cálculo de estimativas: crescimento baixo, médio ou alto.

Quanto à exportação do etanol, a EPE prevê grandes mudanças nos próximos anos. Segundo a EPE (2021), há uma tendência de que as características atuais se mantenham, principalmente por motivos como a redução do consumo mundial de energia por veículo, a busca por independência energética, a adoção de tecnologias mais eficientes e o protecionismo dos principais países consumidores. Com isso, em 2031, as exportações brasileiras de etanol foram projetadas em 2,3 bilhões de litros. Essa projeção foi pautada em três mercados principais: a participação do etanol de cana no atendimento das metas da *Renewable Fuel Standard* (RFS)¹ dos Estados Unidos (EPA, 2020), Coreia do Sul, Japão e União Europeia. Nos anos de 2017 e 2018, o Brasil obteve volumes de exportação de 400 milhões e 100 milhões de litros, respectivamente, caracterizando uma balança comercial deficitária. Porém, os valores dos últimos anos demonstram uma tendência crescente: em 2019, 500 milhões de litros foram

¹ De acordo com esse programa, os biocombustíveis são classificados em função da quantidade de GEE emitida no ciclo de vida em: renováveis (etanol e biobutanol de milho), avançados (etanol de cana-de-açúcar), diesel de biomassa (éster ou óleo vegetal hidratado - HVO) e celulósicos (etanol e bioetanol celulósico) (EPA, 2020).

exportados, já em 2020 e em 2021 os volumes foram de 1,2 bilhões de litros e 1,4 bilhões de litros, respectivamente (ME, 2022).

Quanto à oferta nacional do produto, mesmo com o maior interesse dos produtores no mercado internacional de açúcar, a EPE publicou dados que refletem uma expansão significativa da oferta de etanol entre 2000 e 2020 – aproximadamente 23 bilhões de litros – o que representa uma taxa de 6,2% ao ano (EPE, 2021). A Tabela 2 apresenta as taxas de crescimento e variação da oferta de etanol para cada cenário.

Tabela 2 – Taxa de crescimento e variação da oferta total de etanol

Cenários	2020-2026		2020-2031	
	Taxa (%)	Variação (10 ⁹ litros)	Taxa (%)	Variação (10 ⁹ litros)
Crescimento Baixo	2,3	5,0	2,2	9,1
Crescimento Médio	2,9	6,3	3,0	12,8
Crescimento Alto	3,4	7,4	3,8	17,2

Fonte: adaptado de EPE (2021)

Em um cenário mais otimista, estima-se que a produção pode chegar a 50,9 bilhões de litros em 2031. Esse volume é um pouco inferior ao necessário para atender uma das metas ambientais estipuladas pelo país como parte do compromisso da 21^a Conferência das Partes (COP-21) da Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Alterações Climáticas, que prevê 54 bilhões de litros até 2030 (EPE, 2022). As empresas que detêm a produção de etanol, segundo a pesquisa do *New England Center for Investigative Reporting* e da ONG Connectas, são a ADM, empresa americana e líder mundial de produção, seguida pela empresa Copersucar, do Brasil, e de companhias como Poet e Valero Renewable Fuels, na América do Norte, e negócios como a Raízen, no Brasil (MME, 2008; RFA, 2022).

Do cenário produtivo e comercial apresentado, é possível destacar que o Brasil apresenta um histórico econômico favorável no que diz respeito ao setor sucroenergético, especialmente devido à abundância de recursos e aos avanços tecnológicos. Apesar dos altos e baixos descritos nas fases do Proálcool, os últimos cinco anos apresentaram resultados positivos tanto para a produção quando para o consumo de etanol. Mesmo com a crise econômica mundial provocada pela pandemia do COVID-19, o país se encontra como o segundo maior produtor e possui tendência crescente de exportação para os próximos anos, o que representa um cenário otimista e promissor para os biocombustíveis obtidos através de resíduos (segunda geração).

3.2 A SUSTENTABILIDADE DA MATRIZ ENERGÉTICA BRASILEIRA

3.2.1 A matriz energética brasileira e suas características

Ao longo do processo de expansão da industrialização, o Brasil passou por mudanças intensas em sua matriz energética. Por volta dos anos 40, as fontes energéticas mais consumidas eram a lenha e o carvão vegetal (CAMPOS DE ANDRADE, 2010). Alguns anos depois, o petróleo ganhou espaço e se consolidou como o principal recurso, representando aproximadamente 45% da energia produzida em 1970 (CAMPOS DE ANDRADE, 2010). Segundo Campos de Andrade (2010), essa época marcou a transição da matriz energética nacional, que saiu de um perfil de baixa emissão de carbono para outro no qual a participação das fontes não renováveis, praticamente se igualou a das fontes renováveis. Um dos principais incentivadores dessa mudança radical foi o governo brasileiro, que atuou diretamente no financiamento de projetos e na produção de energia – por meio da oferta interna de petróleo e derivados – a fim de fomentar ainda mais a produção industrial (CALABI et al., 1983).

De acordo com o MME (2010), a segunda metade do século XX foi decisiva para a MEB. Entre 1973 e 2009, a OIE aumentou cerca de 200%, atingindo 243 milhões de tep (i.e., toneladas equivalentes de petróleo). Além disso, houve mudanças significativas na participação da OIE por tipo de energia (Tabela 3). Apesar da busca crescente por recursos mais sustentáveis do ponto de vista ambiental, observa-se, em termos totais, um aumento de pouco mais de 2% na utilização de fontes não renováveis e uma redução de aproximadamente 3% no uso de fontes renováveis.

Tabela 3 – Oferta interna de energia (OIE)

Tipo de Energia/Ano	1973	2009
Não-renovável	49,1	52,8
Petróleo e derivados	45,6	37,9
Gás Natural	0,4	8,8
Carvão Mineral e derivados	3,1	4,8
Urânio (U308) e derivados	0,0	1,4
Renovável	50,9	47,2
Hidráulica e eletricidade	6,1	15,2
Lenha e carvão vegetal	38,8	10,1
Derivados da cana-de-açúcar	5,6	18,0
Outras renováveis	0,4	3,8
Total (em 10³ tep)	82.157	243.679

Fonte: adaptado de MME (2010)

A partir dos dados da Tabela 3, é possível observar que o petróleo e seus derivados permaneceram como os maiores participantes da MEB, mesmo com a redução de mais de 7%. Isso se deve ao aumento da oferta de gás natural e de fontes renováveis, como a hidráulica e os derivados da cana-de-açúcar, o que também afeta a participação de insumos como lenha e carvão vegetal, que sofreram uma grande redução. Entretanto, o crescimento de algumas fontes renováveis não foi suficiente para conter a intensa utilização dos combustíveis fósseis, como evidenciado pelos valores absolutos (MME, 2010).

De modo geral, apesar da predominância das fontes não renováveis, a MEB ainda é considerada uma das mais exemplares no cenário mundial. Conforme dados da IEA (2015b) e de um estudo realizado pela EPE, denominado Plano Nacional de Energia (PNE) 2030 (BRASIL, 2007) (Tabela 4), é possível afirmar que o uso de energias renováveis não é tão expressivo mundialmente, representando cerca de 10% do total. No Brasil, no entanto, esse valor sobe para aproximadamente 40%. Além disso, nota-se que não existem perspectivas de mudanças significativas nas matrizes, visto que, em 2040, projetou-se uma redução na utilização do petróleo de apenas 9% no Brasil e 7% ao redor do mundo, enquanto que para as energias renováveis estimou-se um aumento de cerca de 5% no Brasil e 9% nos demais países.

Tabela 4 – Participação na oferta de energia por fonte no Brasil e no mundo e variações esperadas entre os anos de 2014 e 2040

Fontes de Energia/Ano		Brasil (%)			Mundo (%)		
		2014	2040	Δ_s	2014	2040	Δ_s
	Petróleo	39,4	30,0	-9,4	33,2	26,0	-7,2
Não-Renovável	Carvão	5,8	7,0	1,2	30,1	25,0	-5,1
	Mineral						
	Gás natural	13,6	16,0	2,4	23,1	24,0	0,9
	Urânio	1,3	3,0	1,7	4,0	7,0	3,0
	Outras	0,6	–	–	0,5	–	–
Renovável	Hidráulica	11,5	13,0	1,5	6,0	3,0	-3,0
	Biomassa	23,9	24,0	0,1	1,1	10,0	8,9
	Outras	4,0	7,0	3,0	2,0	5,0	3,0

Fonte: adaptado de dados da IEA (2015b) e de Brasil (2007)

Nota: Δ_s representa a variação esperada na oferta de energia entre 2014 e 2040; números em negrito indicam variação negativa; números em verde indicam variação positiva; “–” indica falta de dados

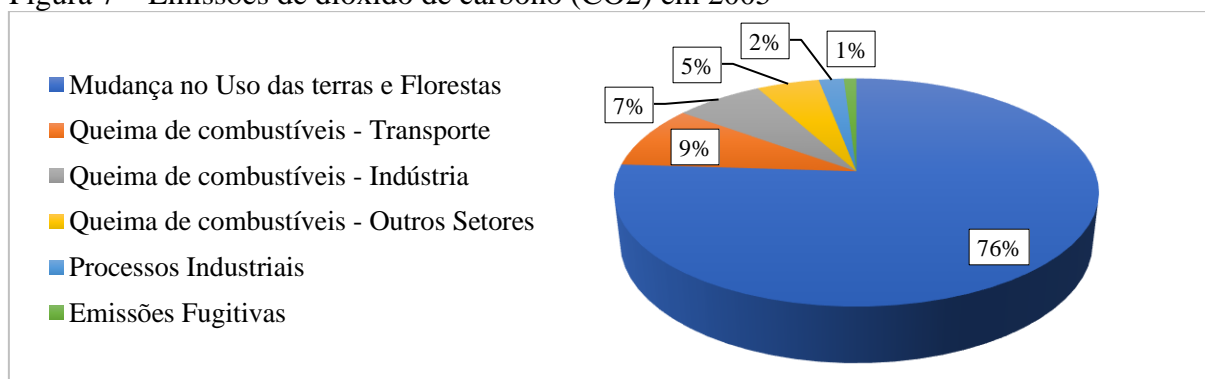
A maior parte das fontes de energias limpas que apresentaram maiores participações na matriz energética, tanto em 2014 quanto na projeção para 2040, teve grande incentivo governamental, principalmente por conta de acordos internacionais que buscaram a minimização dos efeitos causados pelos GEE (IEA, 2015b; BRASIL, 2007). O destaque da MEB em relação aos demais países do mundo se explica pelo emprego do potencial hidrelétrico

e da biomassa, como consequência da implementação de políticas públicas para além das discussões ambientais atuais (IEA, 2015a; PEDROSO et al., 2018).

3.2.2 A relevância do setor de transportes na matriz energética brasileira

É importante ressaltar que, de acordo com o Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas (IPCC), a energia é a principal fonte de emissões de GEE ao redor do mundo. Entretanto, o Brasil contrasta com os demais países, uma vez que, conforme demonstrado no relatório de 2009 do Ministério da Ciência e Tecnologia (MCT), a mudança do uso da terra e das florestas representa a maior fonte emissora de GEE em termos percentuais. A Figura 16 apresenta esses dados de acordo com seis diferentes subsetores consumidores de combustíveis fósseis: 1) mudança no uso das terras e florestas²; 2) queima de combustíveis – transporte³; 3) queima de combustíveis – indústria; 4) queima de combustíveis – outros; 5) processos industriais⁴; e 6) emissões fugitivas⁵.

Figura 7 – Emissões de dióxido de carbono (CO₂) em 2005



Fonte: adaptado de MCT (2010)

A partir desses dados, é possível verificar que a mudança do uso da terra e das florestas representou 76% do total de emissões de CO₂ em 2005 (MCT, 2009). Em contrapartida, em termos de consumo energético em 2019, as estimativas são de que a China tenha sido

² A categoria de mudança no uso da terra está relacionada à perda ou ganho de carbono tanto na biomassa aérea como no solo. Considera-se no cálculo todas as transições possíveis entre diversos usos da terra (vegetação nativa, agricultura, pastagem, vegetação secundária, reflorestamento, área urbana, áreas alagadas e reservatórios e outros usos), mas são contabilizadas as remoções de CO₂ nas áreas de vegetação nativa (MCT, 2009).

³ Na categoria de queima de combustíveis consideram-se as emissões de CO₂ como resultado da oxidação do carbono, tanto no consumo final quanto para a geração de outras formas de energia. Também são contabilizadas também as emissões de outros GEE (CH₄, N₂O, CO, NO_x e NMVOC). As emissões de CO₂ para o caso dos combustíveis de biomassa não são consideradas para essa categoria (MCT, 2009).

⁴ Na categoria de processos industriais consideram-se as emissões antrópicas geradas por processos produtivos nas indústrias, excluindo a queima de combustíveis (MCT, 2009).

⁵ Na categoria de emissões fugitivas são contabilizadas as emissões de GEE resultantes dos processos de mineração, estocagem, processamento e transporte de carvão mineral e de extração, transporte e processamento de petróleo e gás natural (MCT, 2009).

responsável por 21,0% do consumo total de energia no mundo, países da OCDE consumiriam 38,1%, enquanto países americanos como o Brasil que não pertencem à OCDE contribuiriam somente com 4,2% ao todo (IEA, 2021). Tais dados ampliam a relevância das reduções de emissões e aumento da eficácia no uso de energia em setores econômicos no Brasil, uma vez que o país tem potencial de crescimento do consumo de energia para seu desenvolvimento, conforme será discutido adiante. Além disso, faz-se necessária uma análise mais ampla de aspectos de consumo e oferta.

A configuração de uma OIE depende de diversos fatores, principalmente do consumo energético de cada setor da economia. Segundo dados do MME (2022), entre os anos 1970 e 2021 verificou-se uma redução no consumo residencial e agropecuário, enquanto o setor industrial e de transportes passaram por um período ascendente, atingindo 60% de todo o consumo do país em 2021 (Tabela 5). Isso se deve às mudanças estruturais internas dos anos 70, a exemplo da expansão das usinas de energia e do estabelecimento das rodovias como o principal modal logístico.

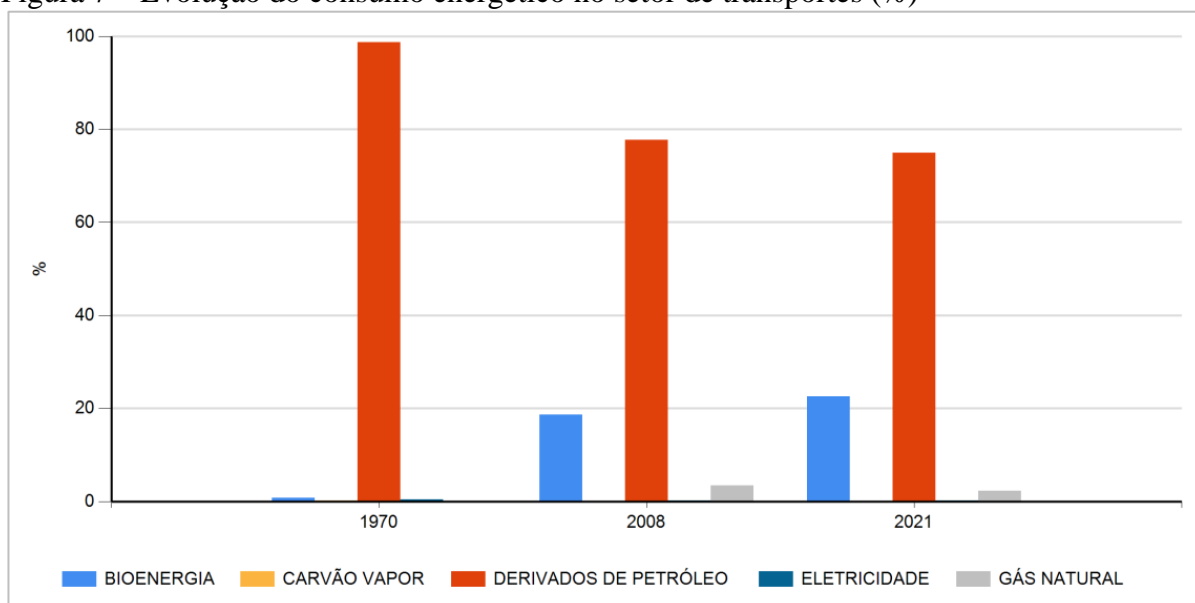
Tabela 5 – Evolução do consumo energético por setor (%)

Setor	1970	2021
Consumo Final Não-Energético	0,01	0,29
Consumo Final Energético	99,99	99,71
Setor Energético	0,48	23,27
Residencial	59,97	11,39
Comercial	0,60	0,50
Público	0,04	0,03
Agropecuário	15,41	4,18
Transporte	0,18	2,53
Industrial	23,28	58,10

Fonte: adaptado de MME (2022)

Outro fator igualmente relevante é o comportamento do consumo dos setores nas diferentes fontes de energia disponíveis. Para o setor de transportes (Figura 7), nota-se que o perfil do consumo energético se encontra concentrado em torno dos derivados de petróleo, mesmo com a implementação bem-sucedida do Proálcool em 1970, que contribuiu para o crescimento significativo da utilização de insumos bioenergéticos de 1% para quase 20% em 2008. Um dos principais fatores que contribuíram para a manutenção da liderança dos combustíveis fósseis nesse setor foi a expansão do consumo de óleo diesel em veículos de grande porte e o consumo de gasolina para utilitários (MME, 2022).

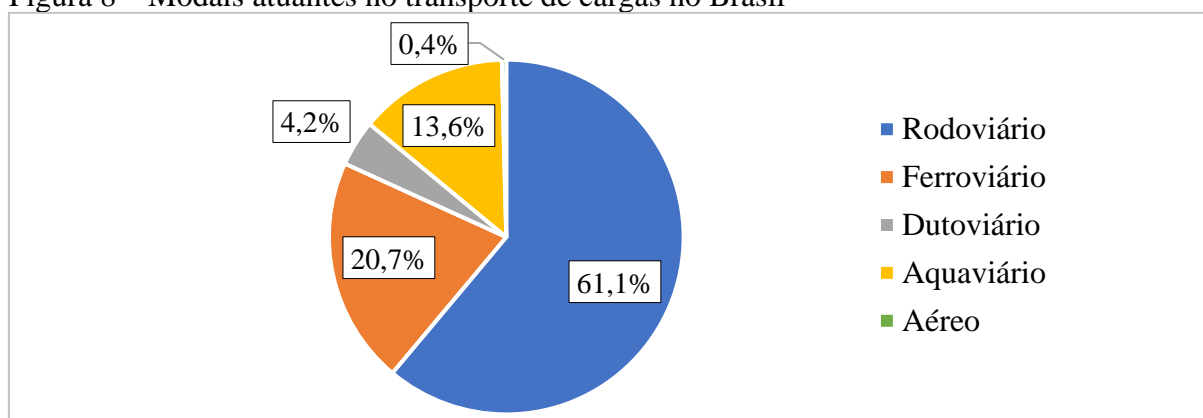
Figura 7 – Evolução do consumo energético no setor de transportes (%)



Fonte: MME (2022)

Outro fator importante para a consolidação do setor em torno de aspectos não renováveis está relacionado ao perfil extremamente concentrado no transporte rodoviário. A Figura 8 ilustra a participação dos diferentes modais atuantes no transporte de cargas, evidenciando a dependência em relação ao transporte rodoviário – que representa cerca de 60% da matriz de transporte brasileira (ANTT, 2022).

Figura 8 – Modais atuantes no transporte de cargas no Brasil

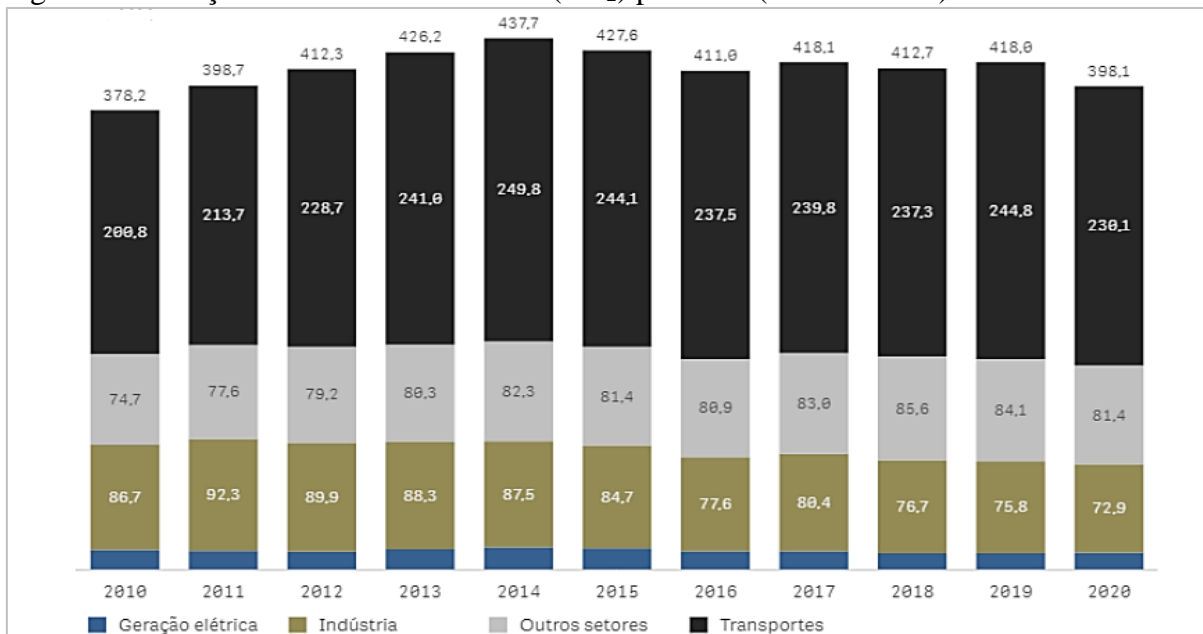


Fonte: adaptado de ANTT (2022)

A relação de interdependência entre o transporte rodoviário e a utilização de combustíveis fósseis faz do setor de transportes um dos maiores emissores de GEE. Segundo dados reportados no Anuário Estatístico de Transportes 2010-2020 (BRASIL, 2021), os transportes geraram cerca de 230 mil toneladas de CO₂ no ano de 2020, cerca de 60% do total, sendo o principal emissor da matriz (Figura 9). Do montante total produzido pelo setor, a partir da

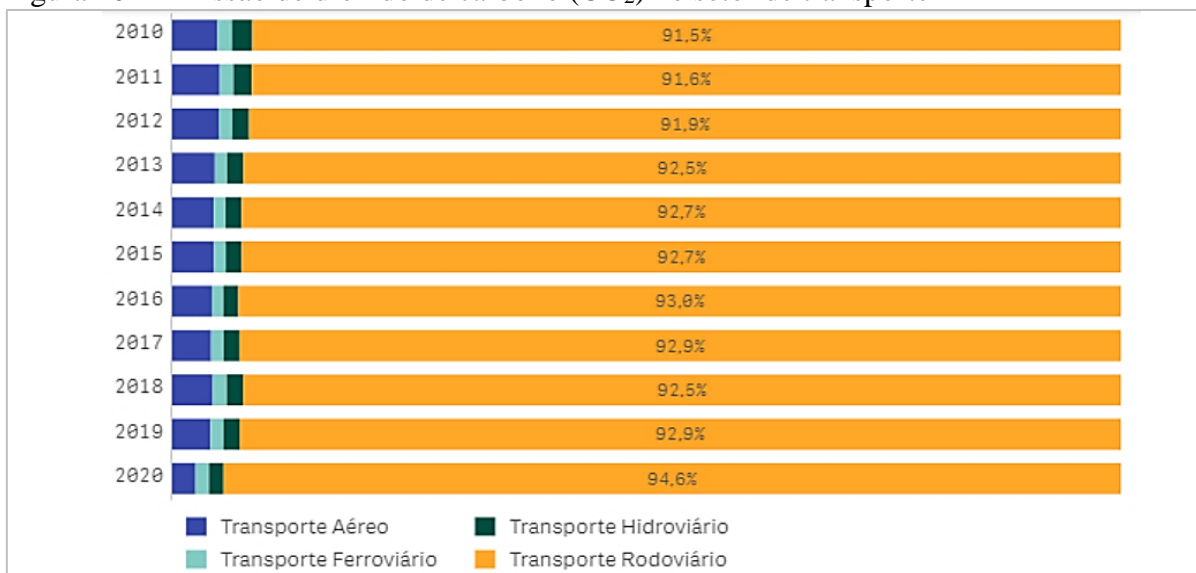
Figura 10 é possível notar que o modal rodoviário representa mais de 90% das emissões desde 2010 e segue aumentando sua participação até 2020, quando atingiu 94,6%.

Figura 9 – Geração de dióxido de carbono (CO₂) por setor (mil toneladas)



Fonte: Anuário Estatístico de Transportes 2010-2020 (BRASIL, 2021)

Figura 10 – Emissão de dióxido de carbono (CO₂) no setor de transporte

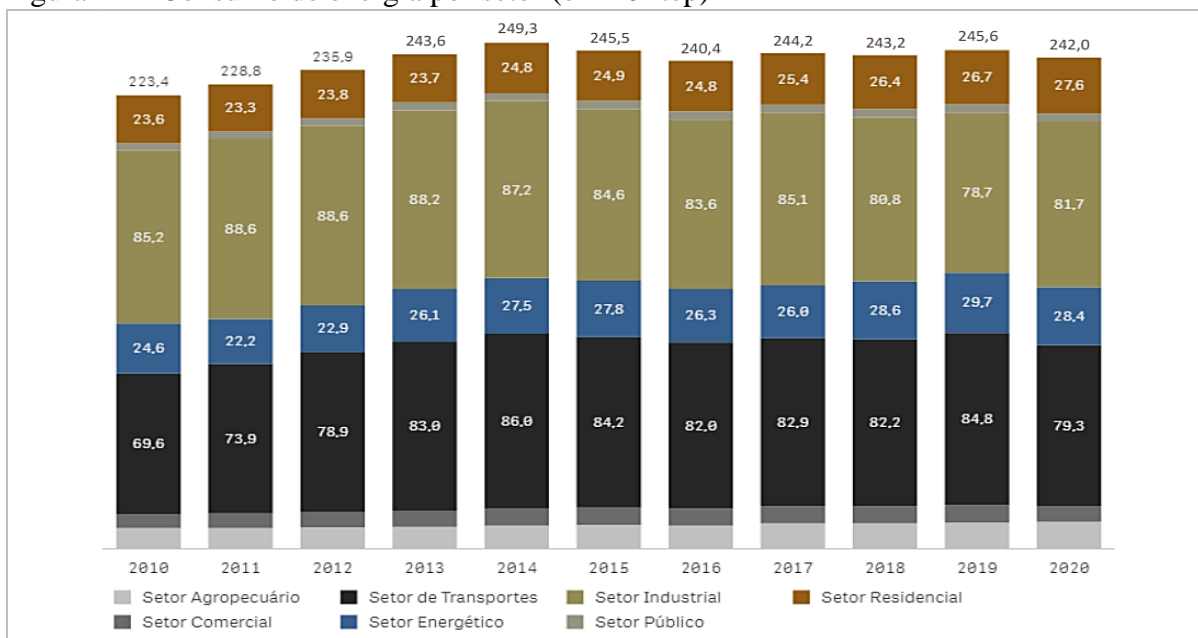


Fonte: Anuário Estatístico de Transportes 2010-2020 (BRASIL, 2021)

Além disso, outro ponto relevante é a ineficácia no uso das fontes de energia por parte do setor. O setor industrial consome uma quantidade ligeiramente maior de energia que o setor de transportes (Figura 11) e, apesar disso, emite cerca de 1/3 da quantidade de CO₂ emitida por ele (Figura 9). Isso pode ser explicado pela alta diversificação de fontes energéticas na matriz

industrial, incluindo o emprego de fontes renováveis. Por outro lado, o elevado volume de emissões do setor de transporte é resultado do elevado consumo energético e da dependência dos combustíveis fósseis.

Figura 11 – Consumo de energia por setor (em 10⁶ tep)



Fonte: Anuário Estatístico de Transportes 2010-2020 (BRASIL, 2021)

No que se refere a participação do setor de transportes no total de CO₂ emitido pela combustão de petróleo e seus derivados, o Brasil apresenta os maiores resultados. Entre os anos de 1990 e 2007, a participação do setor de transporte brasileiro nas emissões aumentou 2%, atingindo 44,7% (Tabela 6), enquanto países superpopulosos como a China e Índia mantiveram valores inferiores de 20% ⁶. Vale ressaltar que estes valores representam apenas a parcela relacionada ao setor de transportes, ou seja, a alta atividade industrial em países como China e Índia reduzem o impacto relativo do setor de transportes, conforme indicam os dados de consumo energético no mundo, já apresentados. Ainda assim, o percentual relacionado ao Brasil indica a importância relativa do setor nas emissões nacionais. Esse resultado associado à ineficácia do uso de fontes de energia ressaltam a importância de reduções e oportunidades de negócio no setor. Além disso, o Brasil é um país em desenvolvimento, com necessidades de crescimento e ampliação da oferta e consumo energético, como já mencionado. Portanto, torna-se extremamente relevante agir perante ao potencial crescimento do setor de transportes.

⁶ De acordo com uma notícia publicada pela BBC em 2019: “Os quatro principais emissores de CO₂ são China, União Europeia, Índia e Estados Unidos com mais de 55% do total de emissões da última década excluindo as alterações do uso do solo.” (BBC, 2019)

Tabela 6 – Participação do setor de transportes no total de emissões de dióxido de carbono (CO₂) (%)

País/Ano	1990	2007
Brasil	42,7	44,7
Rússia	14,8	15,3
China	6,0	7,0
Índia	14,7	10,0
Estados Unidos	31,0	33,0

Fonte: adaptado de *International Transport Forum* (ITF, 2010)

3.2.3 Indicadores de sustentabilidade

Apesar da menor participação relativa das emissões geradas pelo consumo de energia, o Brasil apresenta outros indicativos relacionados a serem considerados. Existem três principais indicadores que revelam contradições entre o consumo e oferta de energia no país: Índice de Intensidade Energética (IIE), emissão *per capita* de CO₂ originada do consumo energético, e evolução das emissões de CO₂ originadas do consumo energético (CAMPOS DE ANDRADE e MATTEI, 2013). O primeiro representa a eficiência do uso da energia para geração de riqueza, sendo calculado pela razão entre o consumo energético do país e o valor de seu Produto Interno Bruto (PIB). Já o segundo e terceiro indicadores representam as emissões *per capita* de CO₂ e a evolução dessas emissões, respectivamente. Para todos esses parâmetros, o crescimento dos valores simboliza a deterioração das condições de sustentabilidade da matriz energética (CAMPOS DE ANDRADE e MATTEI, 2013).

De acordo com o MME (2022), no que se refere ao IIE entre os anos de 1980 e 2019, o Brasil apresentou aumento de 3,4% em sua necessidade energética para produzir riqueza, enquanto que os demais países, tanto pertencentes à Organização para a Cooperação e Desenvolvimento Econômico (OCDE) quanto à média mundial se comportaram de maneira inversa, reduzindo mais de 50% de sua dependência (Tabela 7). Esse desempenho demonstra que o país passou a necessitar de mais energia após a abertura comercial promovida nos anos 90, época em que o Brasil recebeu diversas indústrias energointensivas e se tornou uma das referências em exportação de metais como alumínio e aço (CAMPOS DE ANDRADE e MATTEI, 2013).

Tabela 7 – Emissões de dióxido de carbono (CO₂) por Produto Interno Bruto (PIB) (tonelada CO₂/milhões de US\$)

Local	1980	1990	2000	2010	2019	Varição 1980/2019
Brasil	128,57	119,90	147,82	130,87	132,91	+3,4%

OCDE	499,41	384,43	331,85	276,76	188,85	-62,2%
Mundo	508,00	432,71	365,63	334,04	259,38	-51,0

Fonte: adaptado de MME (2022)

Nota: Organização para a Cooperação e Desenvolvimento Econômico (OCDE)

Outro fator importante para medir a sustentabilidade de matrizes energéticas é a emissão de CO₂ *per capita* originadas do consumo energético. Conforme a Tabela 8, é possível observar que, enquanto os países da OCDE reduziram suas emissões em 18,5%, o Brasil aumentou cerca de 40%, sendo que a média mundial aumentou menos de 10%. Esse resultado evidencia a necessidade de atenção à velocidade de aumento da emissão brasileira, apesar de não representar um valor elevado quando comparado aos países da OCDE. Assim, destaca-se a importância da produção de E2G, visto que pode contribuir para a mitigação desse problema.

Tabela 8 – Emissão de dióxido de carbono (CO₂) *per capita* originada pelo consumo de energia (tonelada CO₂/habitante)

Local	1980	1990	2000	2010	2019	Variação 1980/2019
Brasil	1,38	1,23	1,69	1,91	1,94	+40,1%
OCDE	10,71	10,35	10,91	10,02	8,73	-18,5%
Mundo	3,97	3,85	3,78	4,39	4,36	+9,8

Fonte: adaptado de MME (2022)

Por fim, outro parâmetro relevante para a análise da sustentabilidade da MEB é a evolução da emissão de CO₂ derivada do consumo energético (Tabela 9). A partir desses dados é possível notar que, ao passo que os países da OCDE aumentaram 6,6% e a média mundial quase duplicou, o Brasil passou de 167,83 toneladas de CO₂ para 411 toneladas, o que representa uma variação de, aproximadamente, 245%.

Tabela 9 – Evolução das emissões de dióxido de carbono (CO₂) advindas do consumo energético (milhões de toneladas de CO₂)

Local	1980	1990	2000	2010	2019	Variação 1980/2019
Brasil	167,83	184,76	294,62	374,44	410,99	+244,9%
OCDE	10618,46	11099,14	12603,35	12428,29	11317,68	+6,6%
Mundo	17705,74	10511,13	23240,07	30574,67	33621,53	+89,9

Fonte: adaptado de MME (2022)

Ao avaliar os aspectos discutidos nesta seção, verifica-se que a MEB apresenta diversas características que merecem atenção, destacando-se a baixa eficiência energética – produzir

pouco utilizando muitos recursos energéticos – como mostra o IIE, e o crescimento acelerado das emissões de CO₂ ao longo do tempo (vide Tabela 8 e Tabela 9), apesar da significativa participação de fontes renováveis na MEB. A adoção de planejamento estratégico pode levar à melhoria da matriz em termos de sustentabilidade. Destaca-se também a importância do setor de transportes no que tange ao consumo energético no país, assim, a produção de combustíveis renováveis possui papel de destaque, o que sugere a importância do E2G.

3.3 ELETRIFICAÇÃO VEICULAR

Uma das alternativas para a redução dos impactos socioambientais e econômicos causados pela utilização dos combustíveis fósseis consiste na eletrificação veicular, a qual ainda possui diversos impedimentos para a implementação completa no Brasil, abrindo oportunidades para os biocombustíveis, como será discutido nas seções 3.3.1 a 3.3.3.

3.3.1 Aspectos gerais: questões econômicas e ambientais

Cerca de 100 anos após a sua primeira aparição no mercado automotivo mundial, os veículos elétricos recuperaram a atenção do setor, evidenciando um potencial de substituição, nas próximas décadas, de motores à combustão interna por motores elétricos, a depender das condições tecnológicas, financeiras e estruturais de cada país (CASTRO e FERREIRA, 2010). A retomada dos motores elétricos está pelo menos em parte vinculada à preocupação ambiental, já que as emissões do setor de transportes lideram as fontes de emissão por consumo energético (vide seção 3.2). Esse fato, aliado à flutuação dos preços dos combustíveis fósseis e à recente evolução das baterias, configuraram um cenário favorável aos veículos elétricos (CASTRO e FERREIRA, 2010).

Outro aspecto interessante sobre o setor de transportes é a representatividade do segmento automotivo. De acordo com Kahn Ribeiro et al. (2007), esse segmento absorve cerca de 77% da energia direcionada ao setor, sendo um dos principais objetos de interesse das ações governamentais que visam o balanceamento da matriz energética. Como já mencionado na seção 3.2.2, o setor de transportes consome a maior parcela de todo o combustível fóssil produzido em escala global, representando uma fonte de vulnerabilidade às economias de países importadores de petróleo, além de ser o maior emissor de gases poluentes (MME, 2022).

A forte tendência de encarecimento dos barris de petróleo nos últimos anos tem trazido visibilidade para outras alternativas (e.g., eletrificação veicular e biocombustíveis), visto que o mercado demonstra estar extremamente desequilibrado (AGÊNCIA LUSA, 2021). Em 2007, o

custo por barril se apresentava próximo dos US\$ 70, atingindo o dobro do valor em apenas um ano, devido à crise financeira mundial. Apesar de se recuperar ao final de 2008, aproximando-se do patamar de US\$ 40, a flutuação seguiu presente nos próximos anos, dobrando o valor novamente em 2010. Entre os anos de 2021 e 2022 os valores continuam em torno de US\$ 120 (IPEADATA, 2022).

3.3.2 Cenário atual: Vantagens e desvantagens

No âmbito tecnológico, um dos fatores cruciais para o ressurgimento dos veículos elétricos foi o aperfeiçoamento das baterias (DINGER, 2010). Em relação à pauta ambiental, as preocupações levantadas ao longo dos anos permitiram que a eletrificação veicular se inserisse no mercado global. Dessa forma, pretende-se acelerar metas e programas existentes e recolocar o consumo energético dos meios de transporte na agenda política (GÓMEZ, 2015).

Apesar dos esforços para a produção e consumo de biocombustíveis, que tem demonstrado grande potencial na redução da emissão de poluentes, a oferta em escala global não é capaz de atender a demanda devido à escassez de áreas agricultáveis (BNDES e CGEE, 2008). Porém, o Brasil lidera as estatísticas relacionadas ao cultivo de cana-de-açúcar (vide seção 3.1) e possui plena capacidade de produzir bioetanol, apresentando resultados muito promissores a longo prazo (BNDES e CGEE, 2008).

Por se tratar de uma era transicional, é de extrema importância que os órgãos governamentais se mobilizem para que a penetração dos veículos elétricos seja uma realidade a curto prazo, algo que não vem sendo tratado como prioridade nos países em desenvolvimento, como o Brasil, uma vez que fatores impeditivos como o alto custo de baterias, o desenvolvimento de componentes do motor e a fraca infraestrutura se tornam ainda mais impactantes (SAE BRASIL, 2022).

Em termos gerais, os veículos elétricos trazem uma mudança de paradigma. Dessa forma, espera-se que outros componentes eletroeletrônicos já existentes nos automóveis à combustão se tornem mais importantes nos veículos elétricos, culminando em mudanças significativas na cadeia de suprimentos de veículos automotivos, bem como a entrada das baterias no mercado (CASTRO e FERREIRA, 2010). Por outro lado, de acordo com alguns autores, além de não existir uma definição do tipo de bateria adequada aos veículos elétricos (IMPINISSI, 2010), tais veículos exigem outros componentes que não fazem parte dos veículos com motor a combustão interna, como inversor de potência, uma transmissão de velocidade única e um carregador embarcado, os quais ainda possuem gargalos em seu desenvolvimento tecnológico para a difusão dos veículos elétricos em larga escala (ELETRIFICATION COALITION, 2009).

Com os argumentos apresentados, é possível concluir que os veículos elétricos ainda carecem de um padrão dominante que possa ser reproduzido em larga escala. Existem diversas variantes responsáveis por esse cenário, tanto relacionadas ao tipo de bateria até a arquitetura de modelos. Dependendo do arranjo da bateria e seus componentes, dois modelos de veículos podem apresentar rendimentos completamente diferentes (XUE; CHENG; CHEUNG, 2008). Estando a realidade dos veículos elétricos distante ou incerta, os biocombustíveis continuam possuindo papel estratégico para matriz energética nacional, bem como as células combustíveis (BCG, 2021).

3.3.3 Perspectivas no território brasileiro: oportunidades para o bioetanol como alternativa no período de transição

De acordo com um estudo publicado pelo Boston Consulting Group, governos das duas maiores potências mundiais (China e Estados Unidos) estão realizando acordos em prol à transição climática, como por exemplo atingir cerca de 98% de veículos leves totalmente elétricos (xEVs)⁷ até 2035. Por outro lado, no Brasil esta realidade se mostra diferente, uma vez que no cenário mais favorável à eletrificação veicular, denominado “Convergência Global”⁸, o país apresenta apenas, no máximo, 63% de sua frota elétrica (BCG, 2021).

Há alguns anos, o Brasil vem ganhando destaque na indústria automotiva, ocupando o sexto lugar de maior produtor mundial em 2008 (CNM CUT, 2008). Essa fase de crescimento deve perdurar, com o objetivo de atingir a quarta posição em pouco tempo, mas, para isso, é de extrema importância que a manufatura local acompanhe, e se possível, supere o desenvolvimento internacional (CASTRO e FERREIRA, 2010).

Atualmente, a eletrificação veicular não recebe incentivos fiscais no território brasileiro. De acordo com os dados do Imposto sobre Produtos Industrializados (IPI), os veículos elétricos são classificados como “outros”, recebendo alíquota de 25%. Por outro lado, existem alguns projetos em andamento, como o acordo assinado entre a prefeitura de São Paulo e o Grupo Renault-Nissan em 2010 (SÃO PAULO, 2010) ou o recente apoio do Senado Federal à eletrificação veicular (PODER360, 2022).

No que tange às baterias, segundo o Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovações (MCTI), há uma rede de pesquisa para o desenvolvimento de baterias de alta capacidade no

⁷ xEVs - veículos eletrificados (PHEV - Plug-in Hybrid Electric Vehicle; BEV - Battery Electric Vehicle; HEV - Hybrid Electric Vehicle; MHEV - Mild Hybrid Electric Vehicle). (BCG, 2021)

⁸ A evolução tecnológica e ritmo de adoção permite que xEVs ganhem escala no Brasil no período, atingindo em 2035 níveis de penetração por segmento similares aos da Europa em 2030. Brasil se aproxima de níveis de eletrificação de mercados mais avançados, montadoras seguem estratégias globais de eletrificação. (BCG, 2021)

Brasil. Além disso, recentemente foi anunciado um financiamento da Financiadora de Estudos e Projetos (Finep) de R\$ 30 milhões para a Itaipu Binacional com a finalidade de elaborar uma bateria nacional similar à “Zebra”⁹ para ser aplicada nos veículos elétricos (FRIAS, 2010).

Apesar de os noticiários indicarem apostas na adoção de veículos elétricos, o sucesso destes depende da superação de diversos obstáculos ligados à logística, produção, custo e infraestrutura (ESTADÃO, 2021). Segundo um artigo publicado pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES) em parceria com o Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE), a propagação dos veículos elétricos pode, inclusive, gerar caminhos para o bioetanol brasileiro, como consequência desse período de transição entre a redução da demanda por combustíveis fósseis e a adoção de veículos elétricos.

Neste contexto, destaca-se que os biocombustíveis podem ser uma solução para acelerar a descarbonização no Brasil, pois é possível aproveitar de sua vocação agrícola, frota flex e infra-estrutura de produção e distribuição no país. Sabe-se que, em veículos leves, cada 1 p.p. de aumento do etanol na mistura à gasolina pode retirar 0,8 Mt/ano de CO₂ da frota circulante, enquanto que em veículos pesados, este valor aumenta para 1,25 Mt/ano (BCG, 2021).

Dessa forma, as políticas públicas serão um ponto chave para que o destaque do Brasil nesse novo cenário, explorando os institutos de pesquisa, engenharia e inovação para a criação de um plano de ação bem estruturado e delineado a longo prazo (BNDES e CGEE, 2008).

3.4 BIOCOMBUSTÍVEIS: O ETANOL E SUAS PARTICULARIDADES

3.4.1 Panorama geral e principais características

O aumento da demanda por energia em escala global, juntamente à elevação nos preços dos combustíveis fósseis, elevou as pesquisas por energias renováveis. Cerca de 85% do consumo mundial provém dessas fontes, tendo, em média, um crescimento anual de 2% (NASCIMENTO, 2011). Além da questão econômica, também há a necessidade de se reduzir a carga poluidora, visando melhorias no panorama das mudanças climáticas e demais adversidades geradas pelo consumo de combustíveis fósseis (MURAKAMI et al., 2016).

Segundo a *Energy Information Administration* (EIA, 2021), o consumo de petróleo e seus derivados continuará crescendo nos próximos 30 anos, sendo a principal fonte de energia utilizada pelo setor de transportes, apesar de todos os esforços para encontrar fontes de energia

⁹ As baterias de sódio, “zebra” ou ainda de “sal fundido” são uma tecnologia relativamente madura, mas com a limitação de necessitar de aquecimento a cerca de 270° C para funcionamento, o que consome bastante energia. Sua vantagem é não conter materiais tóxicos, como as de chumbo-ácido.

alternativas. Consequentemente, projeções indicam que as emissões de CO₂ por combustíveis líquidos irão aumentar cerca de 30% até 2040, podendo chegar a 15 bilhões de toneladas métricas por ano, grande parte devido ao rápido crescimento das frotas de veículos leves em países fora da OCDE, assim como China, Índia e Brasil (EIA, 2021).

Uma possível alternativa para minimizar os problemas de escassez energética e limitar as emissões de CO₂ se encontra no aumento da produção de biocombustíveis, os quais têm se mostrado eficientes em motores de combustão interna, tanto em ignição por centelha (etanol), quanto em ignição por compressão (biodiesel), podendo ser misturados com combustíveis fósseis ou usados puros (DRABER, 2013). Por se tratarem de produtos líquidos, os biocombustíveis podem ser introduzidos de forma simples e prática aos consumidores finais, além de reduzirem significativamente as emissões de GEE. Segundo Milanez et al. (2017), o etanol é o biocombustível de maior aceitação no mercado mundial e atingiu cerca de 30 bilhões de litros consumidos em 2015.

É importante ressaltar que o Brasil tem se mostrado relativamente avançado em termos de substituição de combustíveis fósseis. Sua produção anual de etanol, segundo dados da safra de 2017/2018, é de cerca de 28 bilhões de litros, o que representa 36% da produção mundial. Se a taxa de crescimento dessa produção for mantida, considerando a distribuição para outros países, é possível afirmar que mais de 10% de toda a gasolina usada no mundo será substituída por biocombustíveis nos próximos 20 anos (NASCIMENTO, 2011). De acordo com uma pesquisa realizada pela Embrapa Agrobiologia, a emissão de CO₂ de veículos movidos a etanol é cerca de 73% menor comparada ao uso da gasolina (MARTINS, 2018).

3.4.2 Etanol de segunda geração: matérias-primas e processos envolvidos

O etanol de primeira geração (E1G) pode ser obtido a partir de diversas matérias-primas, como o caldo da cana-de-açúcar, amido de milho, beterraba e outros cereais, enquanto que o E2G é produzido através do processamento de resíduos agrícolas ou florestais, como o bagaço ou a palha de cana (MILANEZ et al., 2017). Esse tipo de tecnologia é sustentável, emitindo em torno de 15 vezes menos carbono na atmosfera se comparado ao E1G. Além disso, a composição final do E1G e do E2G é a mesma. Isso representa um grande potencial para aumentar a competitividade e atender a demanda no Brasil, principalmente no período de quatro meses das entressafras do etanol comum, pois o E1G possui até 24 horas para ser utilizado após sua colheita, enquanto o E2G pode ser armazenado para posterior produção. Isso representa uma grande vantagem a favor do E2G (BRASILAGRO, 2017).

Por outro lado, sabe-se que, mesmo movidos a biocombustíveis, os veículos lançam GEE na atmosfera. Essa emissão pode ser mitigada conforme a matéria-prima utilizada no cultivo, pois alguns recursos agrícolas podem absorver uma quantidade significativa de CO₂, o que gera um balanço energético no processo de produção (ciclo fechado de carbono). De acordo com Milanez et al. (2017), essa redução pode chegar a 90% em comparação com o petróleo e seus derivados, o que contribui de forma expressiva para a mitigação das mudanças climáticas.

Para a produção de E2G há algumas possibilidades de resíduos de plantios no Brasil que possuem em sua composição alto teor de celulose, tornando-as atrativas para a conversão em etanol. Alguns dos resíduos são provenientes das seguintes biomassas: papel, soja, milho e cana-de-açúcar (BNDES, 2016). Dentre as opções de resíduo a fim de produzir o E2G, as que possuem materiais lignocelulósicos são as mais utilizadas (MORAIS et al., 2017). A constituição básica desse material é celulose (polímero de carboidrato de homopolissacarídeo), lignina (estrutura aromática) e hemicelulose (polímero de carboidrato de heteropolissacarídeo) (NASCIMENTO, 2011; MARTINS, 2018). Cada biomassa de origem lignocelulósica diferente possui composição química com potencial para produzir diferentes E2G.

Para a seleção da matéria-prima, deve-se analisar alguns parâmetros importantes, como a composição, o clima, a adaptação de cultivo, a produtividade, os gastos, entre outros. Os três componentes da constituição básica dos materiais lignocelulósicos são os compostos orgânicos de maior abundância no planeta, que representam mais de 60% da biomassa total (SINGH e MISHRA, 1995). Para se obter um parâmetro de aproveitamento da biomassa lignocelulósica, pode-se analisar sua composição química, pois todas possuem celulose, hemicelulose e lignina como parte de sua estruturação, variando apenas as proporções (FENGEL e WEGENER, 1984). Na Tabela 10 foi apresentada a composição de celulose e hemicelulose de diversas biomassas, principais responsáveis pela glicose que é convertida em etanol ao final do processo.

Tabela 10 – Composição química de biomassas lignocelulósicas com potencial para produção de etanol de segunda geração (E2G).

Biomassa lignocelulósica	Celulose (%)	Hemicelulose (%)	Lignina (%)
Palha de cana-de-açúcar	40-44	30-32	22-25
Bagaço de cana-de-açúcar	32-48	19-24	23-32
Madeira dura	43-47	25-35	16-20
Madeira mole	40-44	25-29	25-31
Talo de milho	35	25	35
Algodão	95	2	0,3
Palha de trigo	30	50	15
Palha de cevada	31-45	27-38	14-19

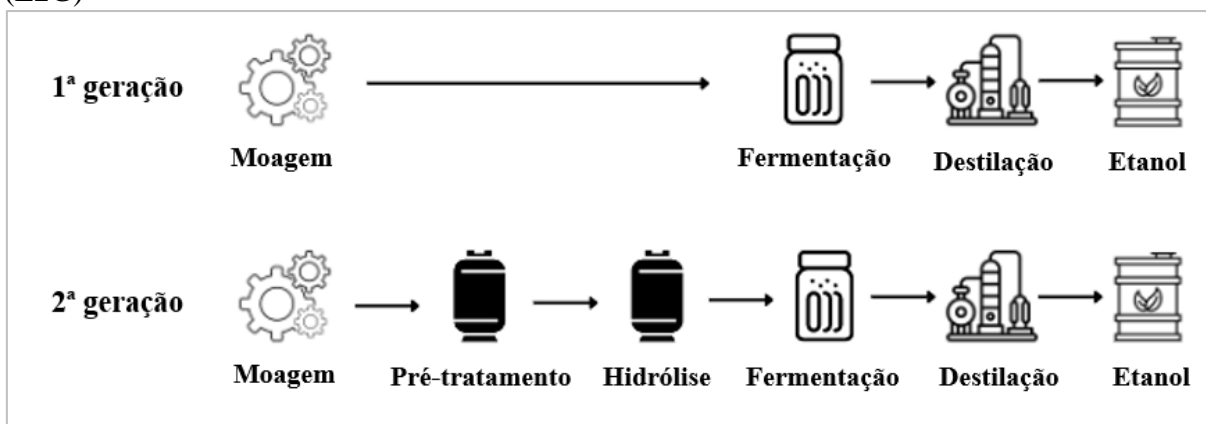
Fonte: adaptado de Martins (2018)

Vale destacar que o Brasil utiliza diversas tecnologias relacionadas ao cultivo e produção de cana-de-açúcar, empregando-as para a produção de açúcar e etanol e destacando-se como líder mundial nesse setor. Outro fator relevante é o alto rendimento energético tanto da cana, quanto de seu bagaço e palha, bem como a demanda inferior de fertilizantes, o baixo uso de nitrogênio sintético e a autossuficiência energética nos processos produtivos (CASSOL, 2017).

Segundo a BrasilAgro (2020), o Brasil possui uma produção anual expressiva tanto de etanol quanto de açúcar. São geradas cerca de 128 milhões de toneladas de bagaço e palha por ano utilizando a cana-de-açúcar como matéria-prima, advindas de, aproximadamente, 590 milhões de toneladas de cana-de-açúcar. Dessa forma, cada 1 tonelada de cana gera aproximadamente 120 kg de bagaço e palha, totalizando 240 kg de resíduo reutilizável (DRABER, 2013; BRASILAGRO, 2020).

No processo de produção de E1G através da cana-de-açúcar, primeiramente o material passa por uma trituração, na qual obtém-se o caldo rico em açúcares fermentáveis, em seguida ocorre a etapa de fermentação e, por último, a destilação, um procedimento relativamente simples. Entretanto, no caso do E2G, a utilização de resíduos lignocelulósicos para a produção de biocombustíveis requer ainda mais etapas do que o usual. Como pode ser visto na Figura 12, por se tratar de um material lignocelulósico, é necessário realizar uma etapa de pré-tratamento após a moagem, em seguida uma hidrólise de polissacarídeos (para transformá-los em açúcares mais simples), para depois fermentar e finalizar na etapa de destilação (MARTINS, 2018).

Figura 12 – Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar (E1G) e material lignocelulósico (E2G)



Fonte: adaptado de Martins (2018)

3.4.2.1 Pré-tratamento

O pré-tratamento de resíduos lignocelulósicos é um processo que continua exigindo muito investimento por parte dos pesquisadores ao redor do globo para que os recursos sejam aproveitados da melhor maneira possível. A indústria de papel e celulose demonstrou grande interesse no desenvolvimento dessa etapa, utilizando predominantemente o tratamento alcalino, ou processo Kraft (OLIVEIRA, 2012). Porém, não é relevante a formação de inibidores na etapa de pré-tratamento, ao contrário do processo produtivo de E2G. Em razão disso, nos últimos anos, outras formas de pré-tratamento têm sido estudadas para que essa etapa se torne menos custosa e reduza a formação desses compostos, aumentando o rendimento final (NASCIMENTO, 2011).

A associação entre os três constituintes majoritários da biomassa lignocelulósica fazem com que o material se torne resistente a qualquer tipo de alteração química ou biológica, o que dificulta o aproveitamento desses elementos como fonte de carboidrato para a produção de diversos produtos químicos (SANTOS, 2014). Sabe-se que, com a realização de pré-tratamento, a etapa de hidrólise tem seu rendimento ampliado de 20% para cerca de 90%, o que prova a importância dessa etapa para garantir eficiência global do processo (NASCIMENTO, 2011).

A principal finalidade do pré-tratamento no processo de produção de biocombustíveis através de materiais lignocelulósicos é garantir a acessibilidade da celulose nas próximas etapas, aumentando a produtividade do processo. Além disso, o pré-tratamento evita a degradação dos carboidratos nos demais estágios e apresenta baixo consumo de energia e recursos (SANTOS, 2014). Essa etapa deve ter alto grau de qualidade, higiene, simplicidade e segurança, garantindo a mínima produção possível de compostos inibidores, os quais afetam os microrganismos presentes tanto na hidrólise quanto na fermentação. Por fim, é de suma importância que o pré-tratamento ocorra de forma a aproveitar ao máximo os reagentes, reciclando-os após o uso e reaproveitando os coprodutos gerados a partir da lignina, que possuem alto valor agregado (NASCIMENTO, 2011).

Devido à sua estrutura cristalina, a celulose possui barreiras físicas impostas por ligninas ao redor de suas fibras e também dispõe de complexas interações com as hemiceluloses nas paredes dos vegetais. Por isso, o pré-tratamento da biomassa se torna imprescindível, uma vez que possibilita a separação da lignina, a redução da cristalinidade da celulose e o aumento da solubilização da hemicelulose, fatores que tornam os materiais hidrolisados mais acessíveis às etapas posteriores. Para ser eficaz, o método utilizado deve reduzir o grau de polimerização das moléculas, tornando-as acessíveis à hidrólise e à fermentação, deve evitar a formação de

subprodutos inibidores desses processos, deve ser economicamente viável e também sustentável, visando reduzir o consumo de energia e minimizar os impactos ambientais (SANTOS, 2014).

Ao longo dos anos, diversas pesquisas foram desenvolvidas para estudar os métodos de pré-tratamento, os quais podem ser divididos em quatro categorias principais: físico, químico, físico-químico (combinado) e biológico (NASCIMENTO, 2011). Cada procedimento possui suas particularidades, vantagens e desvantagens, conforme descrito nas seções 3.4.2.1.1 a 3.4.2.1.4. Após a descrição detalhada de cada um dos métodos de pré-tratamento mais utilizados na indústria, o Quadro 1 apresenta um resumo das principais características relacionadas à remoção e/ou despolimerização dos três principais componentes do material lignocelulósico, além das vantagens e desvantagens associadas a cada método.

3.4.2.1.1 Pré-tratamento físico

O pré-tratamento físico é constituído por processos como o de moagem seca e de irradiação por micro-ondas. A moagem seca é um dos principais pré-tratamentos físicos e, por ser um tratamento mecânico, tem como principal vantagem a redução do tamanho das partículas presentes na biomassa lignocelulósica, aumentando sua área superficial e reduzindo o grau de polimerização do composto. Além disso, pode ser considerado um método “verde”, já que não produz resíduos químicos ao meio ambiente e não gera inibidores. Por outro lado, a moagem não é suficiente para remover a lignina das paredes celulares, algo que inibe a taxa de conversão de açúcar para algum biocombustível de interesse. Outro ponto negativo consiste no alto consumo de energia, visto que há a necessidade de diversas moagens antes de outros pré-tratamentos, sendo um processo caro e relativamente ineficiente (ROLDÁN, 2014).

Já a irradiação por micro-ondas é um pré-tratamento físico que consiste no tratamento da biomassa com raios gama, ultrassom, feixe de elétrons, campo elétrico pulsado, radiação ultravioleta ou micro-ondas, ou seja, fontes de alta radiação energética. Nesse método ocorre um ataque direto às fibras da lignina, aumentando a área superficial e reduzindo o grau de polimerização da celulose. Além disso, pode-se causar a hidrólise e a solubilização da hemicelulose. Apesar de ser um processo de alta eficácia, a irradiação por micro-ondas apresenta custos muito altos devido a tecnologia utilizada (MARTINS, 2018).

3.4.2.1.2 Pré-tratamento químico

O pré-tratamento químico emprega ácidos, bases e solventes orgânicos para facilitar o acesso das enzimas à celulose (MARTINS, 2018). Entre os pré-tratamentos químicos, o

procedimento com ácido diluído é o mais antigo e o mais utilizado. Nesse procedimento, as hemiceluloses são solubilizadas a temperaturas próximas ou acima do ponto de ebulição da água (o pré-tratamento com ácido concentrado, por sua vez, é realizado a temperaturas mais baixas). Ao solubilizá-las, há a liberação de pentoses, facilitando a hidrólise posterior. O ácido mais aplicado é o ácido sulfúrico (H_2SO_4), devido ao fato de que seu contato com a biomassa converte as hemiceluloses presentes em xilose e outros açúcares, que são produtos desejados. Além do ácido sulfúrico, também podem ser empregados outros ácidos como o ácido oxálico, ácido clorídrico, ácido fosfórico e ácido nítrico (ROLDÁN, 2014).

Dentre as principais vantagens desse pré-tratamento, destaca-se a possibilidade de realização em temperaturas próximas (ou acima) da ebulição da água, o que reduz os custos com energia. Por outro lado, as concentrações de ácido podem levar a corrosão de equipamentos, algo que pode acarretar em maiores despesas com manutenção. Além disso, existe a possibilidade de formação de subprodutos inibidores da fermentação, tornando-se necessária a adição de mais uma etapa anterior a fermentação: elevação do pH dos compostos produzidos (ROLDÁN, 2014).

Outra alternativa para o pré-tratamento químico é o emprego de bases como o hidróxido de cálcio, hidróxido de amônio, hidróxido de potássio e hidróxido de sódio. Esse pré-tratamento é chamado de alcalino, e pode ser considerado um dos mais eficientes em termos de deslignificação (retirada da lignina) e solubilização das hemiceluloses. É um processo que ocorre a baixas temperaturas e pressões, porém com uma duração de horas ou até dias, provocando menor degradação do açúcar do que os procedimentos ácidos. O mecanismo desse pré-tratamento consiste em “inchar” a molécula de celulose, o que aumenta a área superficial interna e, conseqüentemente, reduz seu grau de polimerização e cristalinidade. Dessa forma, ocorre uma separação das ligações existentes entre a lignina e os demais carboidratos, quebrando a estrutura da própria lignina e tornando tanto a celulose quanto a hemicelulose acessível para a hidrólise posterior (ROLDÁN, 2014). A eficácia do pré-tratamento alcalino varia com relação ao teor de lignina do substrato. Com relação aos custos, os reatores são mais baratos do que os utilizados em métodos ácidos, porém, dependendo da quantidade de reagentes, pode se tornar um processo oneroso, pois as correntes de resíduos são de difícil tratamento, aumentando os riscos ambientais (CANILHA et al., 2012, ROLDÁN, 2014).

O pré-tratamento químico também pode ser realizado com agentes oxidantes, entre eles pode-se destacar o:

- a) peróxido alcalino, que combina o pré-tratamento alcalino e oxidativo, provocando a solubilização das hemiceluloses, a deslignificação e o inchaço químico da celulose, facilitando a etapa posterior de hidrólise (ROLDÁN, 2014). Durante esse método, podem ocorrer diversas reações paralelas (BANERJEE et al., 2010). Entretanto, o peróxido de hidrogênio é instável em meio alcalino e sofre decomposição. A deslignificação oxidativa possui baixo consumo de energia, mas elevado custo de reagentes e longa duração. Como principais vantagens pode-se citar a reutilização dos solventes, a fácil manipulação e o não descarte de resíduos químicos (ROLDÁN, 2014);
- b) hipoclorito de sódio, sendo que participam da reação o íon hipoclorito e o ácido hipocloroso em suas formas não dissociadas, devido ao grau de oxidação até um pH próximo a 7. Como consequência, são geradas espécies reativas de oxigênio capazes de remover hemiceluloses e lignina da biomassa lignocelulósica. Os radicais superóxidos degradam a lignina, quebrando as cadeias carbono-carbono e, consequentemente, causando a abertura dos anéis aromáticos (ROLDÁN, 2014).
- c) ácido peracético (PAA), conhecido como um agente de oxidação potente e seletivo para a lignina (ROLDÁN, 2014). O PAA oxida a lignina e também permite a formação de ácido dicarboxílico pela clivagem dos anéis aromáticos da lignina (BI; LI; YAN, 2018). Trata-se de um pré-tratamento relativamente eficaz para a deslignificação devido ao inchaço estrutural causado na celulose e sua dissolução, condições que reduzem drasticamente a cristalinidade do composto e o conteúdo de hemicelulose. Além disso, pode ser considerado um procedimento “verde”, pois não gera resíduos químicos (ROLDÁN, 2014).
- d) organosolv, um processo que emprega solventes orgânicos para a remoção da lignina e de uma fração da hemicelulose. Ao final do processo, faz-se necessário recuperar esses solventes, a fim de não afetar as etapas posteriores e também para reduzir os custos de operação. Como principal vantagem, pode-se citar a possibilidade de recuperação da lignina pura, que possui alto valor agregado. Por outro lado, os compostos orgânicos possuem baixos pontos de ebulição e oferecem riscos em razão de sua volatilidade e inflamabilidade. Dentre os solventes mais utilizados destacam-se o metanol, o etanol, a acetona e o etilenoglicol (MARTINS, 2018).

3.4.2.1.3 Pré-tratamento combinado

Dentre os processos de pré-tratamento combinado, a explosão a vapor é considerada um dos mais comuns, tendo uma base termoquímica, na qual os resíduos lignocelulósicos são

submetidos ao vapor. Possui baixa ou nenhuma carga de reagentes químicos, o que anula a possibilidade de poluição ambiental. Nesse mecanismo, a biomassa lignocelulósica é submetida ao vapor em altas temperaturas e pressões dentro de um reator. Dessa forma, a lignina sofre uma despolimerização devido à explosão de suas fibras, hidrolisando os grupos acetil das hemiceluloses (formando ácido acético). Nesse caso, a água utilizada pode atuar como ácido em altas temperaturas, finalizando o processo com uma rápida descompressão (ROLDÁN, 2014).

Trata-se de um mecanismo altamente dependente de fatores como tempo de residência, temperatura, tamanho de partículas e teor de umidade da biomassa. As condições ótimas de operação consistem em temperaturas entre 160°C e 240°C e pressões entre 0,7 e 4,8 MPa por alguns segundos ou minutos, até que o material atinja pressões um pouco menores que a atmosférica. Outro ponto de extrema relevância é que a adição de catalisadores (H_2SO_4 , SO_2 ou CO_2) pode aumentar a eficácia da hidrólise posterior. Como principais desvantagens do método de explosão a vapor, podem-se citar o alto consumo energético e uma considerável geração de inibidores (furanos, ácidos fracos e compostos fenólicos) (ROLDÁN, 2014).

Outro procedimento de pré-tratamento combinado é o hidrotérmico (LHW – *Liquid Hot Water*), que se baseia na adição de água em altas temperaturas e pressões dentro da biomassa lignocelulósica, que permanece em estado líquido e penetra na matriz do material, desintegrando-a e causando a solubilização de uma fração da hemicelulose (devido à característica ácida da água quando submetida a altas temperaturas). Ao final do pré-tratamento, obtém-se uma corrente rica em celulose e lignina e outra rica em açúcares advindos da hemicelulose. Dentre as vantagens desse método, pode-se destacar a não utilização de reagentes químicos, o que permite a utilização de diversos tipos de reatores e garante uma propriedade neutra aos produtos formados. Além disso, trata-se de um procedimento livre de inibidores, pois a injeção de água provoca uma significativa solubilização da hemicelulose restante, reduzindo a probabilidade de degradação dos açúcares e, conseqüentemente, a formação de inibidores. A única desvantagem relevante é a utilização de grandes quantidades de água (MARTINS, 2018).

De forma semelhante ao método de explosão a vapor, a explosão da fibra de amônia é um outro método de pré-tratamento combinado que consiste no contato entre o material lignocelulósico e amônia em altas pressões (entre 1,72 MPa e 2,06 MPa) e temperaturas moderadas (entre 60°C e 120°C), com duração de aproximadamente 30 minutos. Ao final do processo, o reator sofre uma rápida descompressão, o que leva a “explosão” das fibras internas ao material, principalmente à lignina, permitindo que a celulose e a hemicelulose se tornem

mais acessíveis às etapas posteriores. Dentre as principais vantagens do método, destacam-se a fácil recuperação da amônia e a preservação das propriedades tanto da celulose quanto da hemicelulose. A desvantagem mais crítica se concentra no alto custo da amônia (MARTINS, 2018).

3.4.2.1.4 Pré-tratamento biológico

Para o pré-tratamento biológico, são utilizados microrganismos com propriedades que facilitam a degradação dos três componentes presentes nos materiais lignocelulósicos: a celulose, a hemicelulose e a lignina. Dentre eles, a celulose possui maior resistência ao ataque biológico. Os fungos empregados com maior frequência são os de podridão marrom, branca e mole, cada um com sua função específica. Os fungos de podridão branca e mole são responsáveis por atacar a celulose e a lignina, enquanto o de podridão marrom ataca apenas a celulose. As principais vantagens existentes nesse tipo de pré-tratamento são o baixo gasto de energia e a não utilização de compostos químicos. Como desvantagens mais significativas pode-se destacar a baixa eficiência e a longa duração (MARTINS, 2018).

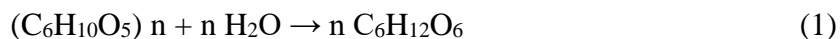
Quadro 1 – Comparação entre diversos métodos de pré-tratamento do material lignocelulósico

Pré-tratamento		Composição			Vantagens	Desvantagens
		Celulose	Hemicelulose	Lignina		
Físico	Moagem	Intensiva diminuição do grau de cristalinidade	Não remove	Não remove	Redução da cristalinidade	Alto consumo de energia
	Irradiação	Pouca despolimerização	Intensa solubilização	Intensa solubilização	Alta eficiência no aquecimento	Alto custo
Químico	Ácido diluído	Pouca despolimerização	80-100% de remoção	Pouca remoção	Alta produção de xilose	Difícil recuperação de reagentes, corrosão e alto custo
	Hidróxido de sódio	Inchaço significativo	Considerável solubilização	50% de solubilização	Remoção efetiva de alguns inibidores e eficiência > 70%	Reagente caro e de difícil recuperação
	Peróxido alcalino	Inchaço significativo	50% de solubilização	50% de solubilização	Remoção efetiva	Baixa decomposição de açúcares solúveis
	Oxidação	Pouca despolimerização	90% de solubilização	50% de solubilização	Remoção efetiva da hemicelulose e lignina	Pouca efetividade em altas concentrações de lignina
	Organosolv	Inchaço significativo	90% de solubilização	90% de solubilização	Alta produção de xilose, significativa remoção de lignina	Solvente de difícil recuperação
Combinado (físico-químico)	Explosão à vapor	Pouca despolimerização	80-100% de solubilização	Pouca remoção	Alta produção de xilose, baixo custo de reciclagem	Degradação da xilana por inibidores
	Explosão com amônia	Diminui o grau de cristalinidade	60% de solubilização	10-20% de solubilização	Pouca perda de xilanas, não há formação de inibidores	Difícil recuperação da amônia, não muito efetivo para alta concentração de lignina
	Hidrotérmico	Inchaço significativo	90-100% de solubilização	60% de solubilização	Não requer agentes químicos, alta eficiência (80%)	Pouco efetivo em altas concentrações de lignina
Biológico	-	20-30% de despolimerização	80 de solubilização	40% de deslignificação	Baixa necessidade energética	Perda de celulose, baixa taxa de hidrólise

Fonte: adaptado de Martins (2018)

3.4.2.2 Hidrólise

Após o pré-tratamento dos resíduos lignocelulósicos, se faz necessária a sacarificação destes, principalmente da celulose e hemicelulose através da hidrólise. Essa etapa pode ocorrer pela ação de ácidos ou enzimas, liberando açúcares para a posterior fermentação, como evidenciado na Equação 1 (NASCIMENTO, 2011).



A hidrólise ácida consiste em agir de forma seletiva sob as moléculas de celulose e de hemicelulose. Uma característica muito importante desse tipo de hidrólise, é que ele produz vários produtos secundários, alguns inibidores da fermentação, provenientes de reações secundárias. Devido a isso, após o processo de hidrólise deve-se realizar um processo de “desintoxicação” antes de seguir à fermentação. Os processos de hidrólise ácida podem ser classificados em:

- a) hidrólise com ácido concentrado (concentração de ácido maior que 5% m/v), em que são utilizados ácidos fortes como sulfúrico, clorídrico ou fosfórico sob temperaturas inferiores a 100°C. A celulose e, de forma mais expressiva, a hemicelulose, são hidrolisadas, ocorrendo a liberação de monossacarídeos. Estes, por sua vez, ficam expostos ao meio reacional, podendo sofrer degradação. Por isso, esse processo exige equipamentos resistentes à corrosão e recuperação do ácido utilizado no processo (NASCIMENTO, 2011);
- b) hidrólise com ácido diluído (concentração de ácido menor que 5% m/v), que não exige altas concentrações de ácidos, ao contrário da hidrólise com ácido concentrado. Com isso, economizam-se recursos e também a necessidade de equipamentos resistentes à corrosão. Contudo, o processo precisa agir sob elevadas temperaturas e pressões para alcançar resultados satisfatórios (GURGEL, 2010). Essa hidrólise acontece em dois estágios: primeiramente, a biomassa é pré-tratada com ácido diluído sob temperatura de 140°C a 160°C para liberar açúcares presentes na hemicelulose. No segundo estágio, utilizam-se temperaturas maiores (200°C a 240°C) para que ocorra a conversão de celulose em glicose (MARTINS, 2018).

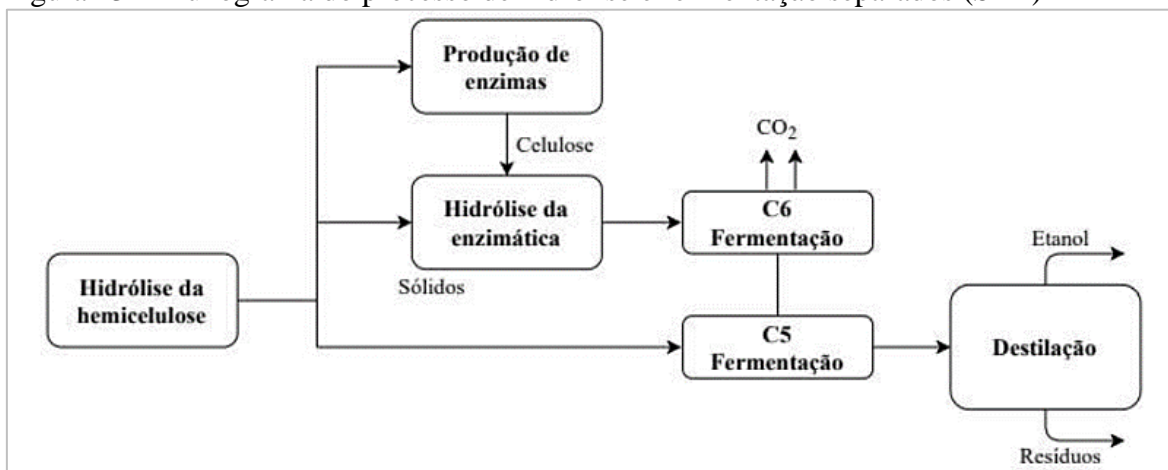
O processo de hidrólise enzimática ocorre através da quebra da celulose, hemicelulose e lignina, devido à ação de enzimas celulases, hemicelulases e lignases, sob condições amenas, com pH em torno de 4,8 e temperatura entre 45°C e 50°C (DRABER, 2013). É um processo que apresenta alta especificidade de reação, não há a presença de reações secundárias, capazes de diminuir o rendimento ou formar produtos secundários que podem atuar como inibidores da fermentação alcoólica, e ele não ocorre em ambientes corrosivos (NASCIMENTO, 2011). A hidrólise enzimática da celulose consiste na catalisação da reação por um complexo de enzimas na presença de água, a fim de segmentar uma molécula em duas. Uma dessas moléculas será responsável por incorporar à sua estrutura química um grupo OH e, a outra, um próton de hidrogênio (NASCIMENTO, 2011).

Quando as enzimas do complexo celulolítico atuam em conjunto, as reações apresentam um rendimento maior do que a soma dos rendimentos quando atuam de forma individual. Esse fenômeno é denominado “sinergia” e pode ocorrer de três formas diferentes entre as celulases. Por meio dessas formas de sinergia foi proposto um mecanismo para a hidrólise enzimática da celulose, conforme Ogeda (2011) e Wanderley (2012).

Quando o processo de produção do E2G acontece sob hidrólise enzimática, existem duas diferentes rotas para a etapa seguinte (WANDERLEY, 2012):

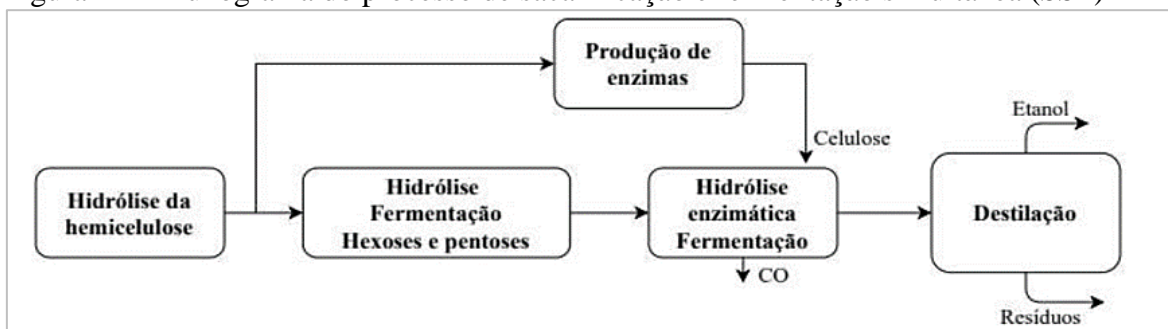
- a) hidrólise e fermentação separados (SHF) (Figura 13): a hidrólise da celulose e hemicelulose e posterior fermentação da glicose são realizadas em reatores diferentes. Nesse caso, as temperaturas ótimas de ambas as etapas podem ser aplicadas (DRABER, 2013). Por outro lado, a glicose atua como produto inibidor para a enzima β -glicosidase (WANDERLEY, 2012);
- b) Sacarificação e fermentação simultânea (SSF) (Figura 14): a hidrólise da celulose e hemicelulose e posterior fermentação da glicose são realizadas no mesmo reator. Nesse caso, a enzima β -glicosidase tem menor probabilidade de ser inibida pela glicose, já que esta é logo fermentada. Além disso, a baixa concentração de glicose no meio desloca o equilíbrio das reações de hidrólise no sentido de produzir mais produto (glicose) (DRABER, 2013). Outra vantagem é o menor custo de investimento de projeto uma vez que se utiliza um reator a menos. As principais desvantagens são: a impossibilidade de operar o processo nas temperaturas ótimas de hidrólise e de fermentação, reduzindo o rendimento; a inibição enzimática por etanol; e a impossibilidade de reutilizar as leveduras, devido à dificuldade de separação quando há o contato com a lignina após a fermentação (WANDERLEY, 2012).

Figura 13 – Fluxograma do processo de hidrólise e fermentação separados (SHF)



Fonte: adaptado de Draber (2013)

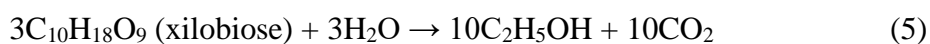
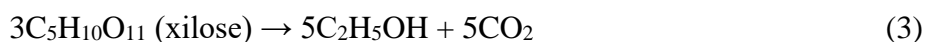
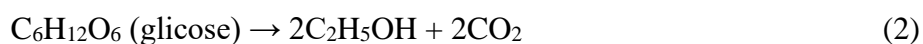
Figura 14 – Fluxograma do processo de sacarificação e fermentação simultânea (SSF)



Fonte: adaptado de Draber (2013)

3.4.2.3 Fermentação

No processo de fermentação, as enzimas, produzidas por microrganismos, agem como catalisadoras em reações químicas quebrando açúcares em moléculas de menor peso molecular, como ácidos orgânicos e solventes neutros. A fermentação é responsável por converter as glicoses, pentoses, hexoses e dissacarídeos derivados da celulose e hemicelulose gerados no processo de hidrólise (DRABER, 2013). Nas Equações 2, 3, 4 e 5 é possível visualizar as reações químicas que ocorrem no processo de fermentação a fim de converter os açúcares em etanol (MARTINS, 2018).



Existem diversos microrganismos com a capacidade de fermentar açúcares em etanol, tanto com e sem a presença de oxigênio. Esses microrganismos são descritos de acordo com a faixa de temperatura, faixa de pH, tolerância ao álcool, produtividade, taxa de crescimento, rendimento, especificidade, tolerância a inibidores, entre outros fatores. O microrganismo mais utilizado na fermentação alcoólica industrial é a levedura *Saccharomyces cerevisiae* (MARTINS, 2018).

Em relação às técnicas de fermentação, há duas possíveis: fermentação submersa ou em estado sólido. Na fermentação submersa, mistura-se água a uma quantidade de sólido, enquanto que na fermentação em estado sólido, o material de biomassa lignocelulósica se encontra umidificado por uma fina camada de água e é bioconvertido em seu estado natural (MARTINS, 2018). Segundo Martins (2018), as técnicas de fermentação podem ocorrer em diferentes tipos de reatores:

- a) Reator batelada: por se tratar de um reator batelada, é possível considerar a cultura de microrganismos como um sistema fechado. No início do processo, é introduzida uma quantidade limitada de nutrientes, e essa se encontra inoculada por microrganismos. Durante o processo de fermentação, nenhum material é adicionado além dos materiais de controle, como: antiespumante, ácido ou base para controlar o pH e oxigênio se for o caso da fermentação aeróbica. Esse método possui baixo risco de contaminação, já que ao final de cada batelada há um processo de esterilização;
- b) Reator em batelada alimentada: no processo de batelada alimentada, a solução de nutrientes é adicionada em pequenas quantidades no início e, durante a fermentação, continua a ser adicionada em doses pequenas. Como principais vantagens pode-se citar o acúmulo de produto, o aumento da concentração celular máxima viável e o prolongamento da sua vida útil;
- c) Reator contínuo: em um reator contínuo, a alimentação de substrato, meio de cultura e outros nutrientes possuem vazão contínua. O reator é agitado na região que se encontra os microrganismos ativos. As vantagens em relação aos outros dois reatores são: maior taxa produtividade (em baixas taxas de diluição são as mais altas produtividades), facilidade de controle e menos trabalho de operação e eliminação do tempo improdutivo com limpeza, recarga, ajuste do meio e esterilização. Por outro lado, no caso de contaminação, se faz necessário interromper o processo para que todos os equipamentos sejam devidamente limpos.

A escolha do tipo de reator em um projeto de produção de E2G se dá pela análise das propriedades cinéticas dos microrganismos e aspectos econômicos (MARTINS, 2018).

3.4.2.4 Separação

Após o término da fermentação, é necessário separar as células (sólidos suspensos) e o vinho (caldo fermentado). Para fazer essa separação, as duas operações possíveis são a centrifugação e a filtração, descritas, respectivamente, nas seções 3.4.2.4.1 e 3.4.2.4.2.

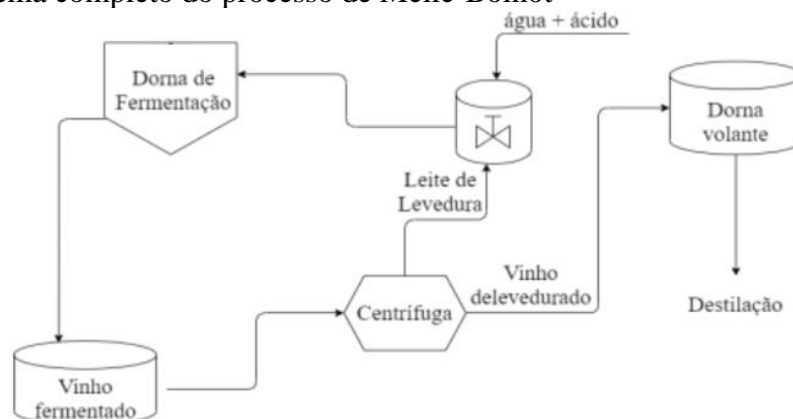
3.4.2.4.1 Centrifugação

No processo de centrifugação, o vinho retirado na etapa anterior é destinado à destilação e o leite de levedura (fermento) passa por um processo de reciclagem e reutilização. Segundo Sejimo (2011), o principal objetivo da centrifugação é que todo vinho fermentado passe por esse processo para que os componentes sejam separados e a fermentação ocorra nas melhores condições possíveis.

De acordo com Sejimo (2011), o funcionamento de uma centrífuga ocorre da seguinte forma: um rotor com boquilhas de descarga de sólidos realiza a separação, na qual o vinho fermentado é alimentado continuamente no centro do rotor e é posteriormente distribuído para a borda por meio do cone de distribuição. A alta rotação leva o vinho fermentado a passar através de discos cônicos, nos quais é separado pela força centrífuga em uma fase pesada e outra leve. A fase mais pesada (fermento) e uma pequena quantidade de vinho são forçadas para fora da parede do rotor, através de boquilhas de descarga. O vinho delevedurado (fase leve) é deslocado para o centro do rotor e através de uma abertura no topo do rotor e é impulsionado para fora da separadora através do coletor (SEJIMO, 2011).

Na etapa de reciclo, após a centrifugação, o fermento passa por um pré-tratamento, com agitação constante, no qual o material é diluído com o mesmo volume de água e misturado com ácido sulfúrico para fazer a correção do pH. O fermento sai desse processo purificado e é utilizado como um novo pé-de-cuba. Esse processo de ciclagem de células, exemplificado na Figura 15, é conhecido como processo de Melle-Boinot.

Figura 15 – Esquema completo do processo de Melle-Boinot



Fonte: adaptado de Campos (2013)

3.4.2.4.2 Filtração

A filtração é uma técnica de separação entre sólidos suspensos (como precipitados) e meios líquidos, sendo considerada a técnica de análise gravimétrica mais efetiva. O processo acontece por meio de uma separação por permeação, na qual a mistura passa através de uma superfície porosa, chamada meio filtrante. O tipo do meio filtrante deve estar de acordo com o tipo de análise a ser realizada considerando pontos como o tipo de precipitado e a distribuição do tamanho da partícula.

Existem três tipos básicos de filtração: filtração a vácuo, filtração sob pressão positiva (um exemplo são os filtros-prensa de uso industrial) e filtração por meio da ação da gravidade (BASTOS e AFONSO, 2015). Por questões econômicas, no caso do etanol, a filtração sob pressão positiva seria a mais viável industrialmente. No entanto, o processo de filtração nessa etapa é pouco utilizado devido a formação das “tortas”, o que torna o processo mais caro.

3.4.2.5 Destilação

A destilação é uma operação pela qual o líquido passa para a fase gasosa, e, em seguida, volta ao estado líquido por meio do resfriamento (LIMA, 2019). O vinho proveniente da etapa da centrifugação é composto de líquidos, materiais sólidos e gases. Devido à mistura etanol-água ser azeotrópica, são necessárias duas colunas de destilação para se obter um produto de elevada pureza (99,99%). Dessa forma, o etanol é separado dos demais componentes do vinho devido aos diferentes pontos de ebulição. A separação é feita pelo agrupamento das substâncias em voláteis e fixas. As substâncias voláteis incluem água, álcool etílico e álcoois superiores (TEIXEIRA e ZUFFI, 2016).

Com relação a forma de condução, a destilação pode ocorrer de duas formas: destilação descontínua e destilação contínua. A destilação descontínua, também conhecida como intermitente ou simples, é realizada em alambiques simples, de um só corpo ou em aparelhos de dois ou três corpos e ocorre da seguinte forma (LIMA, 2019):

1. Realiza-se uma carga no aparelho;
2. Esgota-se o álcool presente no vinho por meio da sequência aquecimento-evaporação-condensação-refrigeração;
3. Descarrega-se o resíduo ou vinhaça;
4. Faz-se uma nova carga.

A destilação contínua é realizada em colunas de destilação, nas quais a alimentação de vinho e a retirada de produtos na base e no topo são feitas de maneira contínua. O sistema funciona da seguinte forma:

1. O vinho fermentado, recém centrifugado, parte para a primeira coluna de destilação, obtendo-se uma substância denominada flegma (álcool e água) e vinhaça (vinho e outras substâncias voláteis);
2. A flegma proveniente da primeira coluna é alimentada na segunda coluna de destilação, na qual ocorre a retificação (separação do álcool das impurezas que acompanham a flegma), obtendo-se etanol hidratado.

É importante mencionar que a vinhaça descartada no processo pode ser utilizada como fertilizante nas plantações de cana-de-açúcar, pois é rica em matéria orgânica, nitrogênio, potássio, água e fósforo. Grande parte do calor contido da vinhaça é recuperado e retoma ao vinho por meio de um trocador de calor (TEIXEIRA e ZUFFI, 2016).

3.4.3 Potencial econômico e ambiental do etanol de segunda geração

Como já evidenciado na seção 3.4.2, o E2G apresenta potencial sustentável, visto que sua obtenção ocorre a partir da conversão (biológica, química ou física) da biomassa (RODRIGUES, 2011). Vale ressaltar que, para essa conversão, existem diversas tecnologias capazes de obter o produto final desejado, portanto, o caminho escolhido será o fator determinante para torná-lo mais ou menos dispendioso (NYKO et al., 2010). Sabe-se que, para tornar a produção de E2G viável em escala industrial, há a necessidade de sintetizar algumas

das etapas produtivas, a fim de reduzir custos e também as emissões de GEE, tornando o biocombustível mais atrativo ao consumidor final (LEITE e LEAL, 2007).

A via fermentativa é uma das vias mais importantes dentro do processo produtivo do E2G no território brasileiro. Isso se dá devido à diversidade de matérias-primas residuais advindas das indústrias de açúcar, etanol e celulose existentes ao redor de todo o país, fator que tem o potencial de tornar a produção menos custosa, além de evitar o desmatamento por não haver a necessidade de aumentar a área de cultivo (BNDES e CGEE, 2008).

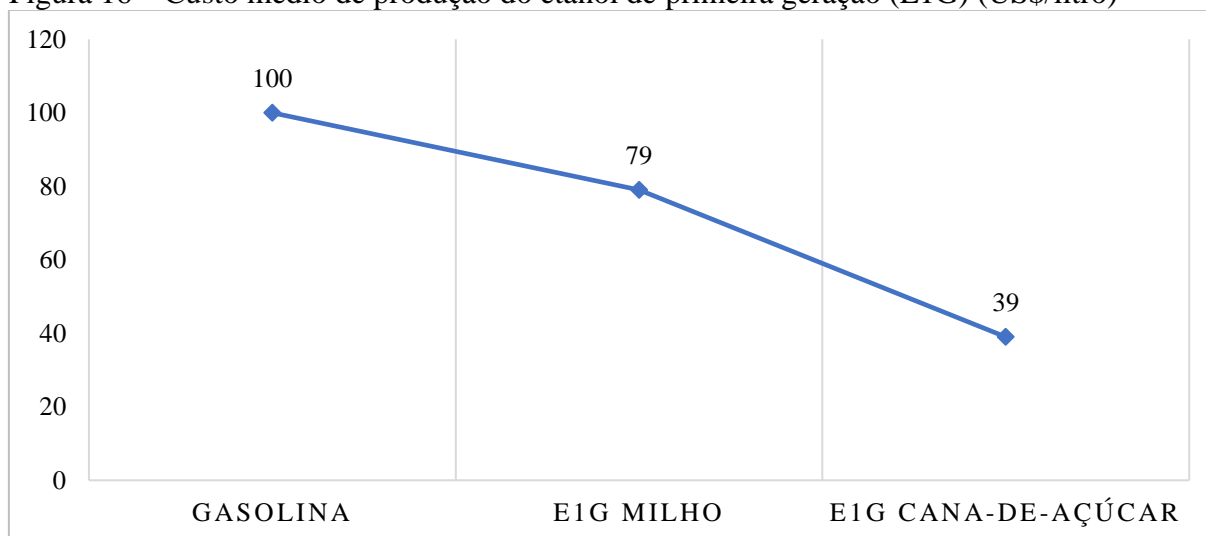
Uma das vantagens mais relevantes na produção de E2G está na sustentabilidade e no fato de que é possível agregar vantagens tanto na parte logística e produtiva ao longo do período entressafras (NYKO et al., 2010). Sabe-se que o bagaço e a palha de cana de açúcar são duas das matérias-primas mais baratas, pois o controle do recolhimento destas já está centralizado nas tradicionais usinas de etanol, algo que reduz significativamente os custos de colheita e transporte (BOSSLE, 2020). Além disso, segundo Milanez et al. (2015), o E2G tem outras diversas vantagens, como o potencial de aumentar em até 50% o rendimento produtivo, fato que incentivou a criação de iniciativas brasileiras como a cana-energia que, por possuir maior quantidade de fibras, permite que a produção de etanol por hectare aumente em 250% em comparação ao E1G. Além disso, o E2G é capaz de emitir 15 vezes menos carbono na atmosfera, e exige menos água no cultivo de sua matéria-prima, visto que a cana-energia se adapta a climas temperados e solos pouco férteis (MILANEZ et al., 2017).

Ademais, o E2G tem o potencial de expandir o consumo mundial de biocombustíveis, pois pode ser obtido através de resíduos ou culturas altamente produtivas (como a cana-energia). Ao se analisar o âmbito da oferta, países com limitação territorial para produção de E1G serão capazes de utilizar resíduos agrícolas, florestais ou até urbanos para a produção de E2G (CINELLI, 2012). Ao se aumentar a quantidade de países fornecedores do produto, cria-se segurança no fornecimento, o que, por sua vez, contribui ativamente para a expansão do consumo e geração de um mercado mundial (MILANEZ et al., 2017).

De acordo com um estudo realizado pelo Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE) em parceria com o BNDES sobre a evolução do custo de produção do E2G obtido de resíduos da cana-de-açúcar (Figura 16), o biocombustível demonstra ser capaz de competir com os derivados de petróleo mesmo se o preço internacional do barril estiver próximo a US\$ 40,00, pois atingiria o patamar de US\$ 0,23 por litro em 2030 (BNDES e CGEE, 2008). É importante ressaltar que a competitividade internacional do E2G também é influenciada pela exploração e otimização da integração com plantas produtivas de E1G, visto

que nesses casos se torna possível o compartilhamento de equipamentos e redução de despesas (MILANEZ et al., 2017).

Figura 16 – Custo médio de produção do etanol de primeira geração (E1G) (US\$/litro)

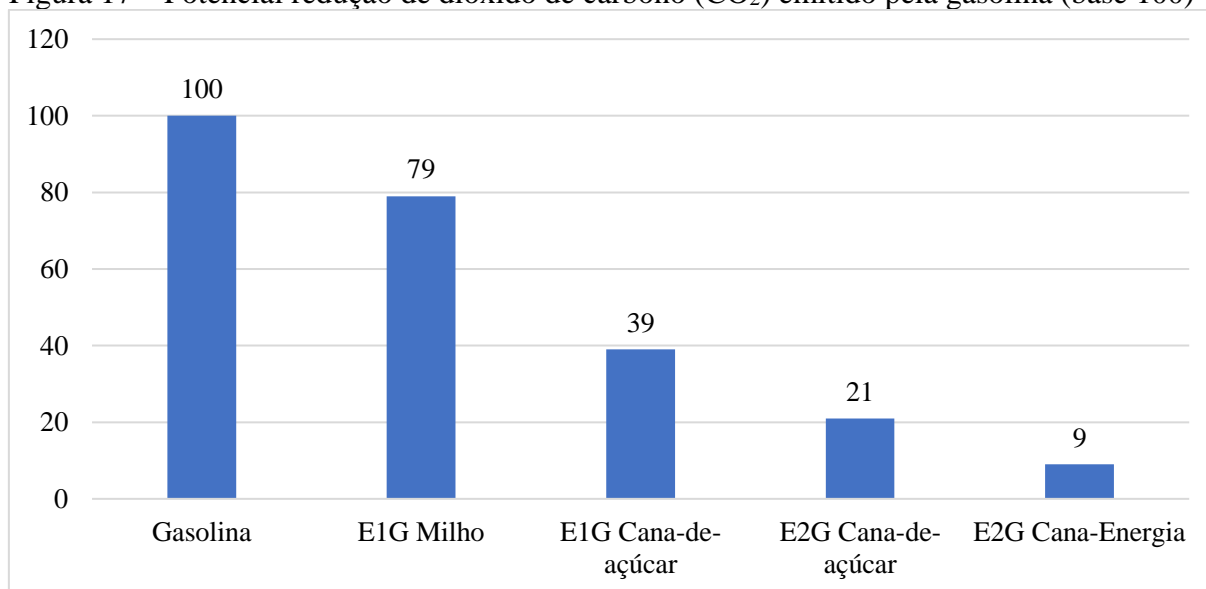


Fonte: Adaptado de Milanez et al. (2015)

Nota: E1G – Etanol de primeira geração

Uma pesquisa conduzida pela Associação Brasileira de Biotecnologia Industrial (ABBI) em conjunto com o CGEE e o CTBE foi responsável por analisar o ciclo de vida do E2G a fim de determinar sua capacidade em reduzir a emissão de GEE. Como resultado dessa pesquisa, verificou-se que o E2G seria capaz de reduzir as emissões geradas pela gasolina em até 80%, podendo atingir 90% com o uso da cana-energia (Figura 17) (CGEE, 2012).

Figura 17 – Potencial redução de dióxido de carbono (CO₂) emitido pela gasolina (base 100)



Fonte: adaptado de CGEE (2017)

Nota: E1G – Etanol de primeira geração; E2G – Etanol de segunda geração

Um dos fatores mais relevantes para a competitividade do bioetanol no mercado é seu custo de produção (BARROS NETO; FENSTERSEIFER; FORMOSO, 2003). Ao se comparar diferentes formas de se obter etanol (E1G e E2G) é possível entender os componentes que geram tal custo ao longo do processo produtivo. Na Tabela 11, são apresentados dados referentes ao custo de produção dos diferentes tipos de etanol entre os anos de 2016 e 2030 (MILANEZ et al., 2015).

Tabela 11 – Custo de produção de bioetanol e perspectivas a longo prazo

Biocombustível	Preço a curto prazo entre 2016-2020 (R\$/L)	Preço a médio prazo entre 2021-2025 (R\$/L)	Preço a longo prazo entre 2026-2030 (R\$/L)
E1G	1,10	0,80	0,75
E2G	1,50	0,75	0,50

Fonte: adaptado de Milanez et al. (2015)

Nota: E1G – Etanol de primeira geração; E2G – Etanol de segunda geração

Ao se analisar os dados da Tabela 11, fica evidente que o E1G possui menor custo de produção em relação ao E2G a curto prazo, sendo uma diferença de R\$0,40 por litro. Porém, em médio e longo prazo o cenário se inverte, evidenciando a vantagem competitiva e a estabilidade do E2G, o qual pode atingir até R\$0,50 por litro contra R\$0,75 do E1G entre os anos 2026 e 2030. Nesse contexto, pode-se considerar que o E2G apresenta grande potencial como biocombustível seguro financeiramente e ambientalmente favorável. Sabe-se que o Brasil é um dos líderes mundiais em produção de etanol e carrega consigo uma diversa quantidade de recursos para manter seu pioneirismo no ramo de biocombustíveis dentro do mercado energético internacional.

Apesar das necessidades claras do setor, pesquisas recentes indicam que o E2G se apresenta como uma das alternativas energéticas mais econômicas, eficientes e, consequentemente, competitivas a longo prazo no mercado dos biocombustíveis (MILANEZ et al., 2015). Em um contexto mais amplo, associado à revisão anterior, há o indicativo de ser uma excelente alternativa frente ao horizonte ainda incerto e de longo prazo da eletrificação veicular, que também precisaria estar atrelada ao aumento da capacidade de geração centralizada de energia elétrica, além das dificuldades reportadas na seção 3.3.

Por fim, é relevante ressaltar que existem diversas oportunidades de melhoria na cadeia produtiva, principalmente nas etapas de pré-tratamento, hidrólise e fermentação. Pesquisas indicam que avanços tecnológicos ligados a essas três etapas são capazes de reduzir os custos totais de produção de etanol celulósico em até 16% (BOSSLE, 2020). Além disso, existem

outros aspectos ligados ao processo que também possuem grande potencial no aumento da margem de lucro, como a integração produtiva entre plantas de E1G e E2G, a produção autônoma de enzimas para hidrólise, conversão da torta restante nos filtros em biogás e utilização da vinhaça para fertilização de terras (Salvador et. al, 2018).

Sob a perspectiva de aprimoramento da tecnologia agrícola, pode-se citar a geração de energia elétrica a partir do bagaço e da palha (redução no consumo de vapor), melhorias genéticas na matéria-prima (transgênicos), controle biológico de pragas, redução do consumo de fertilizantes e redução de perdas ao longo do processo (produtos e subprodutos) (BOSSLE, 2020). Dessa forma, considera-se que o processo de produção de biocombustíveis a partir de resíduos tem o potencial de se tornar cada vez mais credibilizado e atraente para investidores públicos e privados, resultando em melhores cenários para o futuro da MEB.

4 ESCOLHAS DAS ETAPAS DA USINA DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO

A produção do E2G envolve etapas reacionais e de separação. Tais etapas devem ser sintetizadas em termos dos equipamentos necessários, organizados em sequência e conectados a correntes de entrada e saída. Nesta seção, serão abordadas as escolhas de processo e suas respectivas justificativas com base nas informações reunidas na revisão de literatura. Assim, o capítulo tem o propósito de comparar as alternativas e justificar a seleção das etapas a serem aplicadas na análise econômica. Sabe-se que a literatura relacionada ao tema ainda é fruto de muitas discussões, assim, vale ressaltar que as escolhas feitas se limitam ao que foi possível realizar a partir do recorte da literatura que foi apresentado anteriormente.

4.1 PRÉ-TRATAMENTO

O bagaço de cana-de-açúcar, matéria-prima selecionada para o estudo a ser realizado neste trabalho, é constituído basicamente de três componentes: celulose, hemicelulose e lignina. A fim de atingir as fibras de interesse da biomassa lignocelulósica com mais facilidade, os pré-tratamentos têm sido amplamente utilizados. A principal vantagem de se utilizar o pré-tratamento se encontra na ampliação da digestibilidade química e enzimática dos componentes da biomassa, convertendo os açúcares de uma forma mais eficaz para obter maior quantidade de etanol. Como citado na seção 3.4.2.1, atualmente existem diversos processos para essa finalidade, podendo ser químicos, físicos, biológicos ou físico-químicos (SANTOS, 2014).

Há evidências de que o processo alcalino é um método mais vantajoso comparado ao ácido, pois reduz a degradação de açúcares e a formação de alguns inibidores como furfural e hidroximetilfurfural. Além disso, recupera-se com maior facilidade os sais cáusticos. Esses pré-tratamentos diminuem a cristalinidade da biomassa e da lignina de forma mais eficiente que os demais (a deslignificação é fortemente dependente do pH da mistura), deixando as fibras de celulose mais suscetíveis à digestão enzimática (OLIVEIRA, 2012).

Outro processo alcalino é o do peróxido de hidrogênio, que apresenta alta eficácia na remoção de lignina, porém carece na solubilização das hemiceluloses, características que facilitam o ataque dos microrganismos na celulose para a conversão em glicose, porém reduzem a conversão das hemiceluloses em outras pentoses e hexoses (como xiloses), também muito importantes para a produção de etanol.

Em relação aos métodos combinados, que buscam a sustentabilidade do processo por evitar o uso de quaisquer compostos químicos, o mais popularmente aplicado é o de explosão a vapor. Outro método que vem se tornando cada vez mais estudado e utilizado é o

hidrotérmico, devido à grande influência da água quente sob alta pressão nos processos de conversão da biomassa. Souza (2016) constatou em sua tese que o pré-tratamento hidrotérmico é eficiente na remoção de grande parte da hemicelulose e parte da lignina sem perda significativa de celulose, elevando a digestibilidade da celulose pelas enzimas na etapa de hidrólise.

A escolha do melhor processo de pré-tratamento não deve ser realizada apenas com resultados de uma etapa, mas sim pela análise do efeito combinado das etapas posteriores. Um bom indicador que reflete essa característica é o rendimento de conversão da celulose em glicose, o que demonstra, indiretamente, o potencial de produção de etanol durante a fermentação, pois avalia o quanto da matéria-prima foi aproveitada até então.

No presente trabalho, considerou-se comparar apenas os pré-tratamentos que utilizam pouco ou nenhum composto químico, a fim de minimizar os impactos ambientais, os efeitos corrosivos nos equipamentos e a formação de coprodutos inibidores. Além disso, os pré-tratamentos físicos e biológicos ainda não apresentam resultados satisfatórios quando comparados aos químicos e combinados.

A Tabela 12 sumariza as principais informações comparativas entre os resultados experimentais dos pré-tratamentos mais promissores: peróxido de hidrogênio, explosão a vapor e hidrotérmico (LHW). Analisando a Tabela 12, verifica-se que a explosão a vapor apresenta o menor tempo de execução e efeitos semelhantes ao pré-tratamento hidrotérmico nos componentes lignocelulósicos. Por outro lado, é um método muito inferior aos demais em termos de conversão da celulose em glicose. Esse fato pode ter relação com a destruição de uma porção da xilana e da celulose, com o rompimento incompleto da ligação de lignina na matriz e com a geração de alguns compostos inibidores para a hidrólise.

Tabela 12 – Condições ótimas de operação e resultados experimentais para os pré-tratamentos com peróxido de hidrogênio, explosão a vapor e hidrotérmico

Processo	Componentes do bagaço “in natura” (%)			Componentes do bagaço pós-tratamento (%)			Tempo de tratamento (min)	Temperatura de operação (°C)	Rendimento de glicose (%)
	Celulose	Hemicelulose	Lignina	Celulose	Hemicelulose	Lignina			
Peróxido de hidrogênio	38,1	18,9	23,0	63,9	19,9	14,3	60	55	90
Explosão à vapor	44,0	25,8	28,2	51,7	8,9	34,3	7	200	68
Hidrotérmico	40,8	24,5	23,2	61,2	5,9	31,0	10	195	98

Fonte: elaborado pela autora

Ao se avaliar a metodologia com uso do peróxido de hidrogênio (Tabela 12), pode-se afirmar que possui as condições mais amenas de temperatura, o que facilita o controle da operação; porém, possui o maior tempo de residência. Também pode-se notar uma deslignificação significativa devido à utilização de oxidantes, além de baixa solubilização da hemicelulose, algo que dificulta parcialmente a ação de microrganismos na celulose. O método apresenta altas conversões de celulose em glicose, porém causa um aumento na cristalinidade da celulose devido a produção de sais irreversíveis que se instalam na biomassa. Além disso, emprega um reagente de alto custo.

Por fim, ao se analisar o pré-tratamento hidrotérmico (Tabela 12), é possível observar que possui a melhor taxa de conversão de celulose em glicose, além de apresentar tempo de operação relativamente pequeno. É importante ressaltar que o pré-tratamento hidrotérmico, também chamado de autocatalítico, não requer descompressão rápida e não emprega qualquer catalisador ou produto químico, degradando quase que totalmente a hemicelulose através da água quente, tornando a celulose mais acessível e minimizando a formação de inibidores. Por outro lado, não apresenta altas taxas de deslignificação e necessita de um grande volume de água durante o procedimento. Analisando as vantagens e desvantagens apresentadas, optou-se neste trabalho pelo método hidrotérmico.

4.2 HIDRÓLISE

De forma geral, entre as possibilidades macro de hidrólise, enzimática e a ácida, tem-se que a hidrólise enzimática é mais vantajosa. Esse tipo de hidrólise consome menos energia, pois suas condições ótimas de operação possuem temperaturas mais baixas (em torno de 55°C), enquanto a ácida deve ocorrer em torno de 100°C. Além disso, a hidrólise enzimática possui uma maior conversão a açúcar, atrelado a um investimento menor em equipamentos, pois não apresenta reações corrosivas, diferentemente da hidrólise ácida, e, portanto, possui um custo de manutenção também inferior (AOKI, 2014).

Outra característica favorável é que durante a hidrolização não há a necessidade de se corrigir o pH para a etapa seguinte (fermentação) e não há a produção de inibidores durante o processo. Porém, há dois pontos negativos: elevado custo das enzimas e longo período de residência no reator (MONTAÑO, 2013). Na Tabela 13 é possível verificar de maneira comparativa os dois tipos de procedimento.

Tabela 13 – Comparação entre hidrólise ácida e enzimática

Parâmetro	Hidrólise ácida	Hidrólise enzimática
Condições de hidrólise	Agressiva	Branda
Eficiência da hidrólise	Baixa	Alta
Inibição de produto	Não	Sim
Formação de subprodutos inibidores	Sim	Não
Custo do catalisador	Baixo	Alto
Tempo de hidrólise	Baixo	Alto

Fonte: adaptado de Montañó (2013)

Em relação às rotas combinadas de hidrólise e fermentação, estudos demonstraram que a rota de SSF pode obter melhora significativa se o reator em que for realizado o processo ocorrer sob batelada alimentada. Porém, a hidrólise enzimática possui temperatura ótima de 55°C, enquanto a fermentação de 30°C, assim, o reator deve operar em uma temperatura média para esse tipo de rota, aumentando o tempo de operação para atingir o grau de conversão máximo em ambos os processos (AOKI, 2014). A rota SSF é vantajosa em relação ao custo inicial, pois pode ser realizada com um reator a menos, o que significa uma redução de até 20%, mas o custo variável é maior quando a produção está iniciada, pois as leveduras não podem ser reaproveitadas, já que existe dificuldade em separá-las da lignina após a fermentação, ou seja, a cada batelada é preciso utilizar novas culturas (AOKI, 2014).

Em contrapartida, na SHF a conversão em etanol ocorre em um período de tempo significativamente menor. Ao utilizar reatores separados, é possível operar com as temperaturas ótimas de reação de cada processo. Além disso, as leveduras podem ser reutilizadas, assim, mesmo possuindo um custo inicial maior em relação à rota SSF, o gasto durante a vida útil da planta é menor, ou seja, já que as enzimas possuem um alto valor agregado envolvido, e as leveduras são aplicadas em menores quantidades, o custo do processo é inferior (AOKI, 2014). Sendo assim, selecionar a hidrólise enzimática com sacarificação e fermentação separadas como parte do processo de produção do E2G é bastante favorável.

Tendo em vista o tipo de hidrólise e a rota a ser usada, é preciso discutir também a escolha do reator. De acordo com alguns autores, um reator em batelada alimentada é uma ótima consideração para a etapa de hidrólise. De acordo com Chen, Xia e Xue (2007), foi reportado um aumento da concentração de glicose nos hidrolisados se comparados à batelada simples, o que resultou em um maior rendimento em etanol. Outro fator foi a redução de doses de enzimas que foram utilizadas no processo de batelada alimentada. Essa batelada também diminui o tempo de reação e aumenta a produtividade (WANDERLEY, 2012).

4.3 FERMENTAÇÃO

Dos três tipos de reatores em que a fermentação pode ocorrer (contínuo, batelada simples e batelada alimentada), o de batelada alimentada se mostra o mais vantajoso, pois o fato de se alimentar os nutrientes das leveduras de forma gradual durante a batelada garante que a atividade enzimática das leveduras não cesse tão rapidamente, estimulando-as a fermentar a glicose em etanol continuamente (ALBARELLI, 2013).

A quantidade de nutrientes utilizado nas reações de hidrólise enzimática é considerado um parâmetro que afeta a eficiência da quebra da celulose. Por isso, o fato de ocorrer em batelada alimentada reduz possíveis problemas de mistura e transferência de calor, pois as propriedades reológicas da suspensão fibrosa se tornam densas. Isso ocorre em razão do consumo contínuo de nutrientes pelas leveduras, responsável por manter o nível de viscosidade da reação baixo. Em concentrações altas de substrato, como na batelada simples, a enzima possui dificuldade em converter o material fibroso hidrolisado, levando a uma baixa taxa de sacarificação, o que implica uma menor produção de etanol (WANDERLEY, 2012).

Há duas formas de a fermentação ocorrer: em estado sólido ou submersa. A primeira apresenta diversas vantagens sobre a segunda, como: necessidade de um volume menor no fermentador e consequente redução de custos com energia e operação para agitação. Em contrapartida, a fermentação sob condições submersas não necessita de uma etapa de secagem após a hidrólise para seguir ao fermentador.

Tendo em vista que a produção de E2G já possui duas etapas a mais que a produção de etanol comum (pré-tratamento e hidrólise), não é interessante aumentar ainda mais a sua rota de produção. Além disso, na indústria, a fermentação em estado sólido não superou as barreiras técnico-econômicas para sua implementação, mesmo possuindo diversas vantagens (MARTINS, 2018). Devido a isso, Martins (2018) ressalta que o uso da fermentação em condições submersas é a prática mais comum para a produção de E2G.

4.4 SEPARAÇÃO

Para a separação das células do vinho após a fermentação, a centrifugação é o processo mais eficiente em uma perspectiva industrial. Segundo Teixeira e Zuffi (2016), a principal vantagem econômica de se utilizar a centrifugação é a não geração de grandes volumes de torta seca, algo que pode dificultar a assepsia do local e requerer grande demanda de mão de obra, assim como ocorre no processo de filtração. Outro ponto a ser considerado é o tempo de duração de ambos métodos. A centrifugação é mais rápida, agilizando o processo como um todo.

4.5 DESTILAÇÃO

Para a etapa de destilação, tem-se o método contínuo como melhor opção em larga escala, principalmente devido à aspectos econômicos. Segundo Lima (2019), as empresas devem trabalhar com produções superiores a 2000 litros por hora a fim de evitar possíveis prejuízos. Tal produtividade só é possível em operações contínuas, visto que em operações intermitentes utilizam-se alambiques, que são restritos em relação à pureza do destilado ou em produção.

5 ANÁLISE TÉCNICA DA USINA DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO

A etapa de cálculos (balanços materiais, energia e dimensionamento básico de equipamentos) segue a linha desenvolvida por grupo da disciplina de Projeto de Processos Químicos e Projeto de Instalações Químicas (disciplinas da UFSCar, códigos 10608-9 e 10609-7). Portanto, a maioria dos cálculos e demonstrativos que subsidiaram a análise econômica atualizada, apresentada na seção 6, pode ser consultada nos apêndices e foram fundamentadas em dados da literatura. Os aspectos mais importantes, como a seleção da produção, serão destacados na presente seção.

5.1 PRODUÇÃO DIÁRIA E ANUAL

Para estabelecer a produção diária do processo de E2G foram utilizados como base os valores de usinas do Espírito Santo, apresentados na Tabela 14. Utilizando como referência a Usina Alcon em Conceição da Barra, que possui a maior produção diária dentre as listadas (490.000 L/dia), estipulou-se um valor para a produção diária da usina hipotética apresentada no presente trabalho.

Tabela 14 – Usinas ativas no Espírito Santo

Usina	Capacidade de produção diária (L/dia)	Município
Bioenergética Boa Esperança	187.000	Boa Esperança
Unidade Cridasa - Cristal Destilaria Autônoma de Alcool S.A.	400.000	Pedro Canário
Unidade Disa	420.000	Conceição da Barra
Unidade Lasa	400.000	Linhares
Usina Alcon	490.000	Conceição da Barra
Usina Paineiras	320.000	Itapemirim

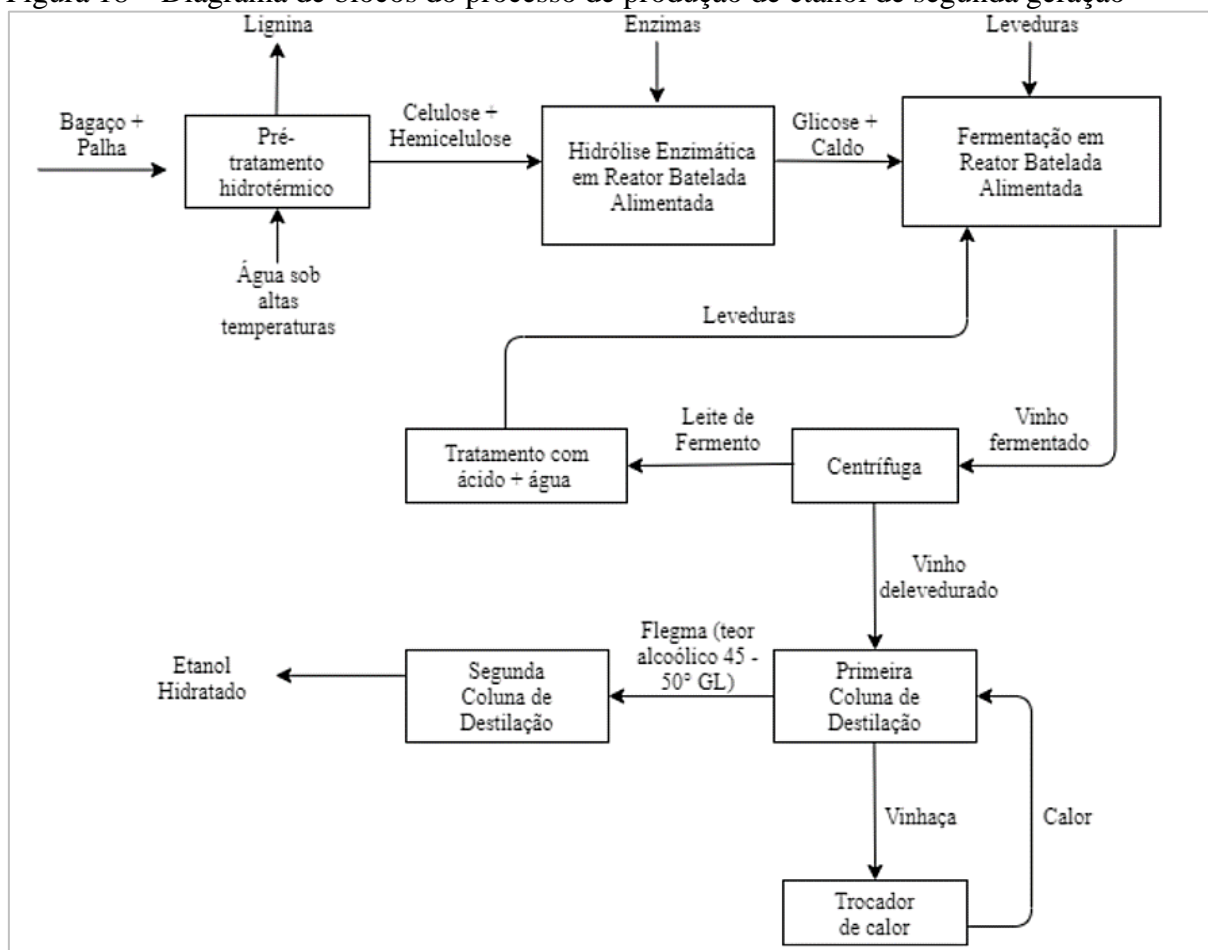
Fonte: adaptado de ANP (2016)

Uma tonelada de cana-de-açúcar gera 240 kg de resíduo (bagaço + palha), o qual, por sua vez, gera 23,8 L de etanol hidratado. Portanto, para 490.000 L/dia são necessárias 4.941,18 toneladas de palha e bagaço de cana-de-açúcar por dia. Por se tratar de uma unidade industrial hipotética, apenas para fins de avaliação da viabilidade técnico-econômica, optou-se por estimar a produção diária com cerca de 3% desse recurso, que corresponde a 150 toneladas de bagaço a serem convertidas em etanol hidratado por dia, os quais gerariam cerca de 14.875 L de etanol. Considerando uma média de 170 dias de funcionamento por ano, operando 24h por dia, a fim de suprir apenas o mercado no período de entressafra, são necessárias,

aproximadamente, 25.500 toneladas de matéria-prima por ano, obtendo-se 2.528.750 L de etanol como produção anual.

Para atingir a produção estipulada, montou-se um diagrama de processo simplificado das principais etapas, tais como o pré-tratamento hidrotérmico, a hidrólise enzimática separada da fermentação (SHF) e a fermentação em batelada com material submerso. Além disso, têm-se as etapas de separação e purificação que acontecem pela passagem em um centrifugador, local onde ocorre a separação do leite de fermento e do vinho, e, por fim, duas colunas de destilação para recuperação e separação do etanol hidratado e da vinhaça (Figura 18).

Figura 18 – Diagrama de blocos do processo de produção de etanol de segunda geração



Fonte: elaborado pela autora

5.2 BAGAÇO “IN NATURA”

Para a determinação das características do processo e suas etapas, foi preciso primeiramente fazer a caracterização da biomassa utilizada (bagaço) e dos equipamentos, juntamente aos procedimentos de cálculo de balanço de massa e energia e dos custos

envolvidos. Essa caracterização é comumente realizada pelo laboratório de qualidade da usina, responsável pelo controle dessas especificações da matéria-prima. No caso do presente trabalho, é importante ressaltar que a análise preliminar da usina hipotética foi realizada com base nas técnicas analíticas e procedimentos experimentais descritos na literatura (BAETA, 2016). Não foram conduzidos experimentos laboratoriais para a caracterização do bagaço, mas considerou-se os resultados obtidos por outros trabalhos. Assim, as etapas adotadas para a caracterização do bagaço de cana, em escala laboratorial, para a determinação dos parâmetros do bagaço a ser utilizado no processo industrial de produção do E2G podem ser consultadas no Apêndice A – Modelagem matemática da caracterização da matéria-prima e pré-tratamento.

Na Tabela 15 são apresentados os resultados dos cálculos realizados conforme os procedimentos descritos no Apêndice A. Esses cálculos precisam ser realizados com os resultados da análise do bagaço que a usina recebe da fornecedora para se obter um parâmetro da caracterização da matéria-prima antes do início do processo, portanto, os valores podem variar conforme o tipo de plantação, a época do ano e os produtos químicos aplicados no plantio.

Tabela 15 – Valores respectivos ao cálculo do balanço de massa em base seca e úmida do bagaço

Umidade (%)	Inorgânicos (%)	Lignina (%)	Celulose (%)	Hemicelulose (%)	Extrativos (%)
55	7,0	19,3	39,9	29,8	4,0

Fonte: elaborado pela autora

Considerando a utilização diária de 150 toneladas de bagaço (45% em base seca, 67,5 toneladas de bagaço), sendo 12h de produção por dia, tem-se a utilização de 5,625 toneladas de base seca de bagaço por hora. Um ciclo de pré-tratamento possui um período de residência de 8 minutos, portanto, em uma hora, há 7 ciclos de pré-tratamento, nos quais é preciso 0,80 toneladas de bagaço (base seca). Segundo Silva e Morais (2008), a densidade do bagaço da cana em base úmida é de 100 kg/m³. De acordo com Carvalho (2018), necessita-se de 10 g de água para, aproximadamente, 1 g de base seca do bagaço de cana. Portanto, para 0,8 toneladas por ciclo, a produção dessa usina utiliza 8 m³ de água para a etapa de pré-tratamento hidrotérmico. Utilizando um fator de segurança para possíveis variações na densidade e volume, conclui-se que, para satisfazer essa operação, é preciso um reator batelada de 20 m³ de volume útil, sendo 8 m³ destinados para o bagaço e 8 m³ para a água.

5.3 PRÉ-TRATAMENTO HIDROTÉRMICO

As condições de operação do processo de pré-tratamento hidrotérmico são:

- a) $T = 195^{\circ}\text{C}$;
- b) $P = 20 \text{ atm}$;
- c) Tempo de residência = 8 min.

Após o pré-tratamento, o reator é despressurizado e resfriado. A fim de fazer a caracterização do bagaço pré-tratado para que se torne possível a quantificação dos componentes e correntes das etapas seguintes, em teoria, são realizados cálculos para determinar a composição do bagaço pré-tratado. Portanto, as etapas descritas nessa seção não correspondem à continuação do processo de produção.

O bagaço de cana pré-tratado é prensado em uma prensa hidráulica e posteriormente é seco em uma estufa de circulação forçada de ar a 85°C durante um dia. Após essa etapa, o bagaço é transferido a um dessecador para resfriar e depois ser pesado. Para determinar a eficácia do pré-tratamento, calcula-se a porcentagem de remoção de hemicelulose utilizando a Equação 6.

$$\text{solubilização da hemicelulose (\%)} = \frac{\left\{ \text{HC}_{\text{BC}} - \left[\text{HC}_{\text{PT}} \times \left(\frac{\text{YPT}}{100} \right) \right] \right\}}{\text{HC}_{\text{BC}}} \times 100 \quad (6)$$

Sendo que: HC_{BC} é o conteúdo de hemicelulose antes do pré-tratamento; HC_{PT} é o conteúdo de hemicelulose após o pré-tratamento; YPT é o rendimento do pré-tratamento (determinado por $\text{YPT} = 100 - \text{perda de massa}$, sendo que a perda de massa é medida gravimetricamente).

A caracterização foi realizada conforme descrito no Apêndice A e os resultados obtidos podem ser observados na Tabela 16. Considerando os valores percentuais dos componentes do bagaço antes e após o pré-tratamento, calculou-se o percentual de solubilização de hemicelulose, obtendo-se os resultados apresentados na Tabela 17.

Tabela 16 – Valores respectivos ao cálculo do balanço de massa após o pré-tratamento (base seca)

Inorgânicos (%)	Lignina (%)	Celulose (%)	Hemicelulose (%)	Extrativos (%)
3,8	28,0	60,6	4,1	3,3

Fonte: elaborado pela autora

Tabela 17 – Valores dos parâmetros para o cálculo da remoção de hemicelulose na base seca

Perda de massa (%)	YPT (%)	HBC (%)	HPT (%)	Solubilização (%)
28,9	71,1	29,8	4,1	95

Fonte: elaborado pela autora

Portanto, observa-se que o pré-tratamento é eficaz para seguir ao processo de hidrólise, visto que o teor de solubilização da hemicelulose foi de 95%. Dessa forma, pode-se calcular a vazão de cada componente do processo, em toneladas, através dos valores de massa de bagaço utilizadas a cada ciclo, apresentadas na seção 5.4.

É importante ressaltar que, nesse processo em batelada, parte da biomassa resultante do pré-tratamento é formada por componentes em solução (solubilizados) e outra em suspensão (base seca). Além disso, todos os componentes seguem para a próxima etapa (hidrólise), visto que o pré-tratamento tem como principal função a liberação e acesso à celulose através da solubilização de hemicelulose. Os resultados em base seca e base úmida (base seca + solução solubilizada) são apresentados na Tabela 18 e na Tabela 19, respectivamente, considerando o teor de lignina solúvel e o teor de hemicelulose solubilizada. As Tabelas 18 e 19 apresentam os valores de cada componente após um ciclo de pré-tratamento. Em um dia de operação (12 horas), há a produção de 84 ciclos desta etapa. Sendo assim, a Tabela 20 apresenta os valores obtidos ao final de um dia de operação.

Tabela 18 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós pré-tratamento hidrotérmico (base seca) por ciclo

Inorgânicos (ton)	Lignina (ton)	Celulose (ton)	Hemicelulose (ton)	Extrativos (ton)
0,031	0,136	0,486	0,033	0,027

Fonte: elaborado pela autora

Tabela 19 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós pré-tratamento hidrotérmico (base úmida) por ciclo

Inorgânicos (ton)	Lignina (ton)	Celulose (ton)	Hemicelulose (ton)	Extrativos (ton)	Água (ton)
0,031	0,224	0,486	0,264	0,027	0,755

Fonte: elaborado pela autora

Tabela 20 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós pré-tratamento hidrotérmico (base úmida) de 84 ciclos

Inorgânicos (ton)	Lignina (ton)	Celulose (ton)	Hemicelulose (ton)	Extrativos (ton)	Água (ton)
2,59	18,82	38,30	22,19	2,25	63,39

Fonte: elaborado pela autora

A partir de cálculos do balanço de energia descritos no Apêndice A.1.7, foi possível determinar a potência necessária da resistência para manter a temperatura do reator a 195°C. Essa potência corresponde a 498,59 kW.

5.4 HIDRÓLISE ENZIMÁTICA

Para realizar o estudo cinético da hidrólise enzimática, é preciso ter a caracterização da biomassa pré-tratada e determinar as atividades *Filter Paper Units* (FPU) para celulase e *Cellobiose Units* (CBU) para β -glicosidase, conforme descrito no Apêndice B – Modelagem matemática da hidrólise enzimática. De acordo com Rivera et al. (2010), a proporção de 1 FPU/g de bagaço:1,8 CBU/g de bagaço é a razão ótima para maximizar o rendimento da hidrólise enzimática. Segundo Tengborg, Galbe e Zacchi (2001a, 2001b), as condições ótimas para a hidrólise enzimática da celulose ocorrem em temperaturas de 50°C e pH de 4,8. Para o processo de hidrólise, utiliza-se a enzima Celluclast 1,5L para a quebra da celulose e a enzima Cellic CTec2 para a quebra da β -glicosidase. A proporção de uso da enzima Celluclast 1,5L, da empresa Novozymes Corp., é de 100-200mL a cada tonelada de substrato. Já para a enzima Cellic CTec2, da empresa Novozymes Corp., essa proporção é de 1,5% ($m_{enz}/m_{substrato}$).

A partir dos cálculos descritos no Apêndice B, chegou-se a um valor de conversão de celulose e de hemicelulose de 40,72 e 50,18, respectivamente, calculados a partir da aplicação do Runge Kutta de 4ª ordem em um simulador. Além disso, também foi possível obter os parâmetros de adsorção $E_{máx}$ e K_{ad} , sendo $E_{máx} = 0,026 \text{ g}_{prot}/\text{g}_{sólido}$ e $K_{ad} = 8,577 \text{ kg/g}_{prot}$.

Na Tabela 21 foram apresentados os parâmetros cinéticos obtidos por Camara (2012), que serão utilizados para cálculos posteriores.

Tabela 21 – Parâmetros cinéticos do modelo ajustado para hidrólise enzimática

Parâmetro cinético	Valor
k_1	0,65 (kg/g.h)
K_{1iG2}	9,83 (g/kg)
K_{1iG}	0,176 (g/kg)
K_{1iX}	9,54 (g/kg)
k_2	3,17 (kg/g.h)
K_{2iG2}	0,00753 (g/kg)
K_{2iG}	0,15 (g/kg)
K_{2iX}	8,79 (g/kg)
k_3	254,5 (1/h)
K_{3m}	24,5 (g/kg)
K_{3iG}	41,75 (g/kg)
k_4	57,79 (kg/g.h)
K_{4iG}	0,023 (g/kg)
K_{4iX}	9,81 (g/kg)

Fonte: elaborado pela autora

Com os valores dos parâmetros cinéticos estabelecidos, foi possível calcular, em função do tempo, os valores de celobiose, glicose, xilose e proteína em solução, considerando que cada batelada possui tempo de residência de 36 h e ocorre em um reator de 210 m³. A partir desses parâmetros, foi possível calcular os valores do final do processo em batelada de cada componente, os quais são apresentados na Tabela 22.

Tabela 22 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós hidrólise enzimática (base úmida) por batelada

Inorgânicos (ton)	Lignina (ton)	Celulose (ton)	Hemicelulose (ton)	Extrativos (ton)	Água (ton)	Xilose (ton)	Glicose (ton)
0,031	0,224	0,288	0,131	0,027	0,755	0,066	0,117

Fonte: elaborado pela autora

Considerando os valores da Tabela 22, para atingir a meta de produção diária são necessários oito reatores de 210 m³. Portanto, na Tabela 23 podem ser consultados os valores de cada componente após o processo de hidrólise, considerando a produção realizada por reator. Por fim, determinou-se a produção total de um ciclo, considerando oito reatores (Tabela 24).

Tabela 23 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós hidrólise enzimática (base úmida) por reator

Inorgânicos (ton)	Lignina (ton)	Celulose (ton)	Hemicelulose (ton)	Extrativos (ton)	Água (ton)	Xilose (ton)	Glicose (ton)
0,323	2,352	3,023	1,382	0,281	7,923	0,693	1,229

Fonte: elaborado pela autora

Tabela 24 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós hidrólise enzimática (base úmida) por ciclo (com 8 reatores)

Inorgânicos (ton)	Lignina (ton)	Celulose (ton)	Hemicelulose (ton)	Extrativos (ton)	Água (ton)	Xilose (ton)	Glicose (ton)
2,587	18,816	24,184	11,056	1,712	63,384	5,544	9,828

Fonte: elaborado pela autora

A partir de cálculos de balanço de energia, descritos no Apêndice B.1.5, calculou-se a quantidade de calor liberada com a reação de hidrólise em kJ e, com isso, a variação de temperatura por tempo de processo. Após a realização dos cálculos, obteve-se o valor de $Q = -84.717,86$ kJ, que, para um processo de 36h, equivale a $Q = -0,654$ kW. Com esses valores estipulados, calculou-se $\Delta T/h$, que resultou em um valor de $-0,0508$ °C/h. Portanto, durante todo processo, a temperatura varia apenas 1,83°C, permanecendo dentro da faixa de

temperatura operada na hidrólise. Com isso, não há a necessidade de controle de temperatura dessa etapa.

5.5 FERMENTAÇÃO

Para a realização do processo de fermentação, a produtividade máxima de etanol, de acordo com Atala et al. (2001), ocorre quando a temperatura é de 31°C. A faixa mais adequada de pH se encontra entre 4 e 5. A pressão de operação é de 1,01 bar. Nessa etapa, adotou-se a levedura *Saccharomyces cerevisiae* 100% *Pure Brewers Yeast Powder* da empresa JDZ Biology. Essa levedura possui um efeito inibidor provocado pelo substrato, quando a concentração supera 150 g/L. Da mesma forma, esse efeito ocorre devido à concentração de 95 g/L de etanol.

Considerando a proporção de 1 kg de levedura para cada 300 kg de substrato, são necessários 51,24 kg de levedura para cada ciclo de batelada, considerando os 8 reatores, visto que há, aproximadamente 15,372 toneladas de substrato obtidos da hidrólise (base seca). O processo de fermentação ocorre em um reator batelada alimentada durante 8hrs. Tendo em vista que a massa e o volume dos componentes praticamente não se alteram antes e depois da fermentação, pode-se utilizar oito reatores de 210 m³, assim como na etapa anterior.

Conforme o procedimento de cálculo descrito no Apêndice C – Modelagem matemática da fermentação, fundamentado no estudo de Tosetto (2002), obteve-se os valores para os fatores de conversão YP/s e YX/s de 89% e 1,29% respectivamente, através da aplicação do Runge Kutta de 4ª ordem em um simulador. Considerando a aproximação de que apenas Xilose e Glicose são convertidas em etanol, os valores dos componentes obtidos ao final da fermentação podem ser consultados na Tabela 25. Por fim, determinou-se a produção total de um ciclo, considerando 8 reatores (Tabela 26).

Tabela 25 – Valores da vazão de cada componente do bagaço e de levedura pós fermentação (base úmida) por batelada.

Inorgânicos (ton)	Lignina (ton)	Celulose (ton)	Hemicelulose (ton)	Extrativos (ton)
0,3234	2,352	2,023	1,382	0,281
Água (ton)	Xilose (ton)	Glicose (ton)	Células (ton)	Etanol (ton)
0,755	0,076	0,135	0,002	1,711

Fonte: elaborado pela autora

Tabela 26 – Valores da vazão de cada componente do bagaço pós fermentação (base úmida) por ciclo (com oito reatores).

Inorgânicos (ton)	Lignina (ton)	Celulose (ton)	Hemicelulose (ton)	Extrativos (ton)
0,246	1,792	2,303	1,053	0,214
Água (ton)	Xilose (ton)	Glicose (ton)	Células (ton)	Etanol (ton)
6,037	0,609	1,080	0,019	13,686

Fonte: elaborado pela autora

Os cálculos para o balanço de energia foram descritos no Apêndice C.2, os quais mostram que o calor liberado pela reação, em cada um dos oito reatores, é de 51,27 kW, com um $\Delta T/h = 2,58$ °C. Portanto, seria necessária a instalação de oito serpentinas de refrigeração, uma em cada reator de fermentação, a fim de controlar a temperatura na faixa de operação para esse processo. Para ser capaz de resfriar esse valor de energia liberado pela reação, será necessária a passagem de uma vazão de água de resfriamento pela serpentina de 2,15 m³/h.

5.6 CENTRIFUGAÇÃO

Para a realização do processo da centrifugação, levou-se em consideração que o processo acontece nas mesmas condições da etapa anterior, sendo assim, pode-se definir que a temperatura do processo é de 31°C e a pressão é de 1,01 bar. Como evidenciado na seção 3.4.2.4, após a fermentação o vinho passa por uma dorna volante e depois da centrifugação o material delevedurado também. Essas dornas atuam como equipamentos de “descanso” para o material, por isso, precisam ser projetadas para suportá-lo.

Por meio dos cálculos descritos no Apêndice D – Modelagem matemática da centrifugação, foram obtidos os valores da vazão e da composição de saída do centrifugador, (Tabela 27). O processo de centrifugação é contínuo, por isso, não se analisa o tempo de atividade.

Tabela 27 – Composição das correntes de saída do centrifugador

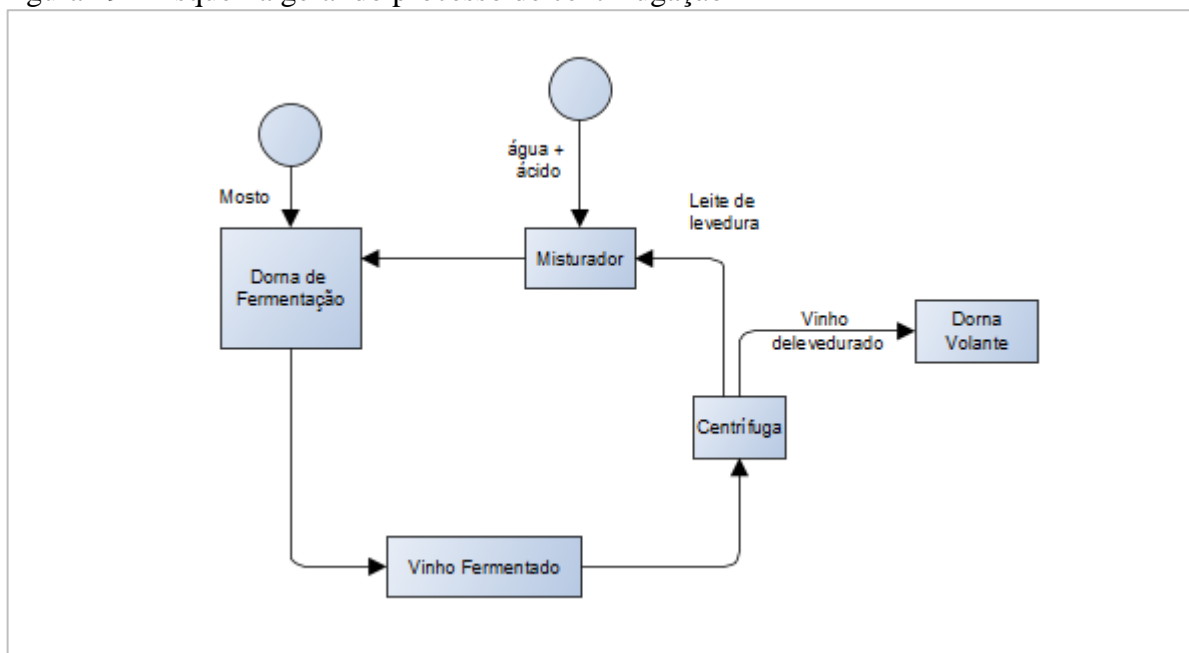
Elementos	Vinho	Vinho delevedurado	Crema de levedura
Fração mássica de células	0,071	0,003	0,2
Fração mássica dos demais componentes	0,929	0,997	0,8
Massa (ton)	22,704	19,765	29,389
Vazão (ton/h)	1,892	1,647	2,449

Fonte: elaborado pela autora

É importante ressaltar que o crema de levedura deve ser reaproveitado a fim de garantir a sustentabilidade do processo. Isso pode ser feito através de um tratamento com ácido sulfúrico

e diluição em água com agitação constante, objetivando a regulação do pH para a fermentação. Segundo Campos (2013), o ácido sulfúrico tem um papel de agente antisséptico, sendo o método mais utilizado contra bactérias contaminantes. Esse local de tratamento terá a mesma capacidade que a dorna volante receptora do vinho delevedurado para que, após esse processo, possa alimentar continuamente a dorna de fermentação. O esquema do processo pode ser observado na Figura 19.

Figura 19 – Esquema geral do processo de centrifugação



Fonte: elaborado pela autora com base em Campos (2013)

As principais partes que compõem uma centrífuga são: as boquilhas, discos cônicos e o rotor. A centrífuga utilizada é da marca ALFA LAVAL®, com capacidade de 20 m³ e diâmetro de 24 polegadas (0,6096m). A centrífuga possui motor de 25 CV, sendo do tipo BRPX-213. Tais escolhas foram baseadas em uma planta existente no Brasil, conforme o estudo de Campos (2013).

Os valores dos componentes obtidos ao final da centrifugação foram apresentados na Tabela 28. Uma das aproximações utilizadas no cálculo foi a de que a composição permanece a mesma e é dividida igualmente entre as duas correntes (creme de levedura e vinho de levedura). Para a água e o etanol foram consideradas as proporções “padrão”, segundo Campos (2013), adotando-se o valor de 98% de água e etanol para o vinho delevedurado.

Tabela 28 – Especificações das saídas do centrifugador

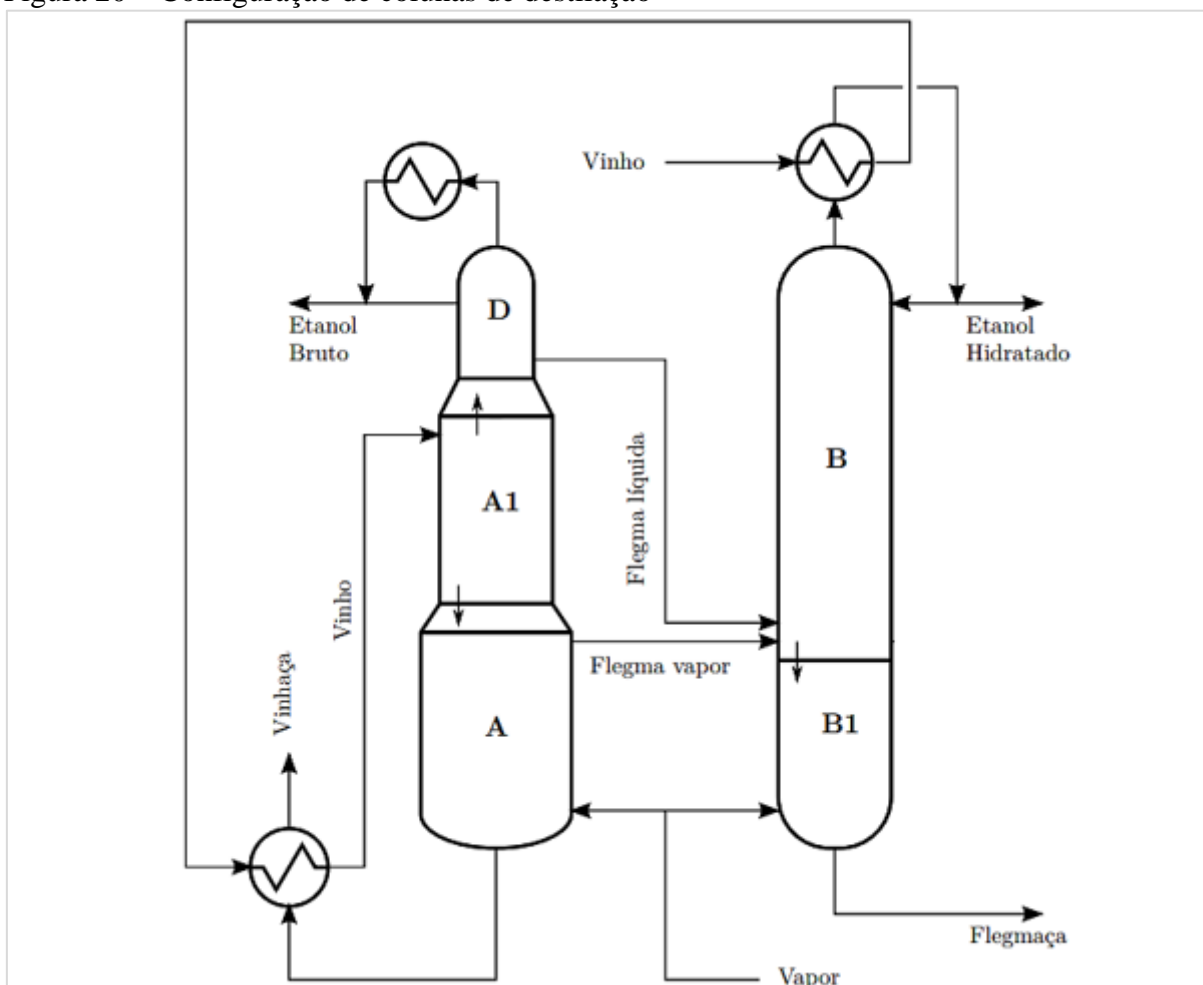
Componentes	Corrente de Creme de Levedura	Corrente de Vinho delevedurado
Inorgânicos (ton)	0,123	0,123
Lignina (ton)	0,896	0,896
Celulose (ton)	1,151	1,151
Hemicelulose (ton)	0,526	0,526
Extrativos (ton)	0,107	0,107
Água (ton)	0,121	5,916
Xilose (ton)	0,305	0,305
Glicose (ton)	0,540	0,540
Etanol (ton)	0,271	13,415

Fonte: elaborado pela autora

5.7 DESTILAÇÃO

No que tange à destilação, a Figura 20 representa a configuração mais comum utilizada nas usinas do Brasil. O sistema industrial em processo trabalha com objetivo de produzir cerca de 12-13 toneladas de álcool etílico hidratado diariamente.

Figura 20 – Configuração de colunas de destilação



Fonte: adaptado de Fonseca (2014)

Segundo a resolução da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) nº 19, de 20 de abril de 2015, o etanol hidratado possui um teor alcoólico entre 92,5 % e 94,6 % em massa, enquanto o etanol anidro possui um teor alcoólico de no mínimo 99,3 % em massa (ANP, 2015). Conforme Payne (1976), o vinho resulta da fermentação do mosto açucarado e tem como principal componente o álcool etílico numa proporção de 4 a 8% em massa, a depender da natureza e a composição do caldo que lhe deu origem. A concentração alcoólica do vinho no processo em estudo é de 6,02% em massa. Vale ressaltar que todos os dados para simulação foram baseados no estudo de Marquini et al. (2007), que reproduziu parâmetros consistentes aos reais de uma usina.

Segundo Silva (2012), a coluna A é conhecida como coluna de esgotamento do vinho, A1 como coluna de depuração e D como coluna de concentração do álcool – o conjunto dessas três colunas é denominado coluna de destilação (Figura 20). Já a coluna B é chamada de coluna de retificação e a coluna B1 de esgotamento. O processo de destilação em questão seria um processo contínuo. A primeira coluna, cuja função principal é separar o vinho em uma mistura e em flegma, é alimentada com vinho no topo da coluna A1 a 96°C. Na base dessa coluna, alimenta-se vapor saturado sob temperatura de 78°C, pressão absoluta de 16 bar e vazão de cerca de 20% da vazão de vinho alimentado, totalizando aproximadamente 3,94 toneladas/h. Dessa forma, a temperatura da coluna é mantida em torno de 114°C e pressão manométrica próxima a 56 bar, garantindo o adequado esgotamento da fase líquida, com transferência de praticamente todo o etanol para a fase vapor.

O produto de fundo da coluna A1 alimenta a coluna A localizada abaixo de A1, enquanto a mistura da coluna A1 é enviado para o fundo da coluna D, logo acima de A1 (Figura 20). A coluna A possui de 16 a 24 pratos, tendo 18 pratos no presente trabalho. Na parte superior desta é obtido a flegma vapor com concentração entre 35 e 45% em massa de etanol, a qual é utilizada para alimentar a coluna B. No fundo da coluna se produz vinhaça que é enviada para um trocador de calor para que sua energia seja reutilizada no destilador. A coluna D possui 6 pratos e é responsável por concentrar os produtos mais voláteis do vinho. Do fundo da coluna D, a flegma é enviada para a coluna B.

A coluna B possui 40 pratos, sendo a fonte do produto final. O etanol hidratado é obtido através de uma saída lateral, localizada um prato abaixo topo, com uma concentração próxima de 93,5% em massa de etanol. Após essa etapa, o produto é resfriado em um trocador de calor para posterior estocagem e os vapores produzidos no alto da coluna são reutilizados no pré-aquecimento do vinho, o qual é responsável por trocar calor com a vinhaça e é realimentado à coluna A1 (FONSECA, 2014).

A coluna B1, contendo 13 pratos, é alimentada pelo produto de fundo da coluna B, e ao seu fundo é possível obter a flegmaça, que deve ter teor alcoólico preferencialmente inferior a 0,02 % em massa. Caso contrário, deve ser realizado um reciclo deste material para recuperação do etanol. O aquecimento da coluna B também é realizado em sua base por meio da alimentação direta de 12 ton./h de vapor saturado a 16 bar de pressão absoluta, mantendo a pressão manométrica da base da coluna a 0,47 bar e a temperatura desta em torno de 109°C. A flegmaça é direcionada à lagoa de troca térmica da unidade industrial para posterior enriquecimento do solo das lavouras. Os Quadros 2 a 5 apresentam as configurações e especificações para a simulação de cada coluna.

Quadro 2 – Especificações da simulação da coluna A

Especificações	Coluna A
Número de pratos	18
Pressão no topo (bar)	1,40
Retirada do vapor de flegma	Prato 18
Fração mássica de etanol na vinhaça	0,0002
Pressão no fundo (bar)	1,53
Altura (m)	27,45
Diâmetro (m)	0,89
Material da coluna	Aço carbono A285
Material dos pratos	Aço carbono A285

Fonte: elaborado pela autora

Quadro 3 – Especificações da simulação da coluna A1

Especificações	Coluna A1
Número de pratos	8
Pressão no topo (bar)	1,38
Pressão no fundo (bar)	1,42
Altura (m)	4,36
Diâmetro (m)	0,61
Material da coluna	Aço carbono A285
Material dos pratos	Aço carbono A285

Fonte: elaborado pela autora

Quadro 4 – Especificações da simulação da coluna D

Especificações	Coluna D
Número de pratos	6
Pressão no topo (bar)	1,35
Pressão no fundo (bar)	1,39
Altura (m)	3,04
Diâmetro (m)	0,61
Material da coluna	Aço carbono A285
Material dos pratos	Aço carbono A285

Fonte: elaborado pela autora

Quadro 5 – Especificações da simulação das colunas B e B1

Especificações	Coluna B e B1
Número de pratos	53
Pressão no topo (bar)	1,19
Pressão no fundo (bar)	1,37
Altura (m)	28,28
Diâmetro (m)	0,64
Material da coluna	Aço carbono A285
Material dos pratos	Aço carbono A285

Fonte: elaborado pela autora

Para a primeira coluna, a simulação forneceu os dados das correntes de saída: uma corrente de flegma e uma corrente de vinhaça. A quantidade, a temperatura e a pressão são mostradas nas Tabelas 29, 30 e 31. Para a segunda coluna, a simulação forneceu os dados das correntes de saída: uma corrente de flegmaça e uma de etanol hidratado. A quantidade, a temperatura e a pressão são mostradas na Tabela 32.

Tabela 29 – Saídas dos componentes da coluna A

Componente	Quantidade (ton.)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)
Flegma Vapor	2,678	153	1,35
Vinhaça	0,399	198	1,53

Fonte: elaborado pela autora

Tabela 30 – Saídas dos componentes da coluna A1

Componente	Quantidade (ton.)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)
Flegma líquida	3,077	96	1,35
Mistura de álcool, levedura, vinho, lignina e água	19,897	151	1,53

Fonte: elaborado pela autora

Tabela 31 – Saídas dos componentes da coluna D

Componente	Quantidade (ton.)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)
Etanol bruto	2,456	94	1,35
Flegma líquida	17,441	150	1,53

Fonte: elaborado pela autora

Tabela 32 – Saídas dos componentes das colunas B e B1

Componente	Quantidade (ton)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)
Flegmaça	4,897	124	1,37
Etanol hidratado	12,543	100	1,19

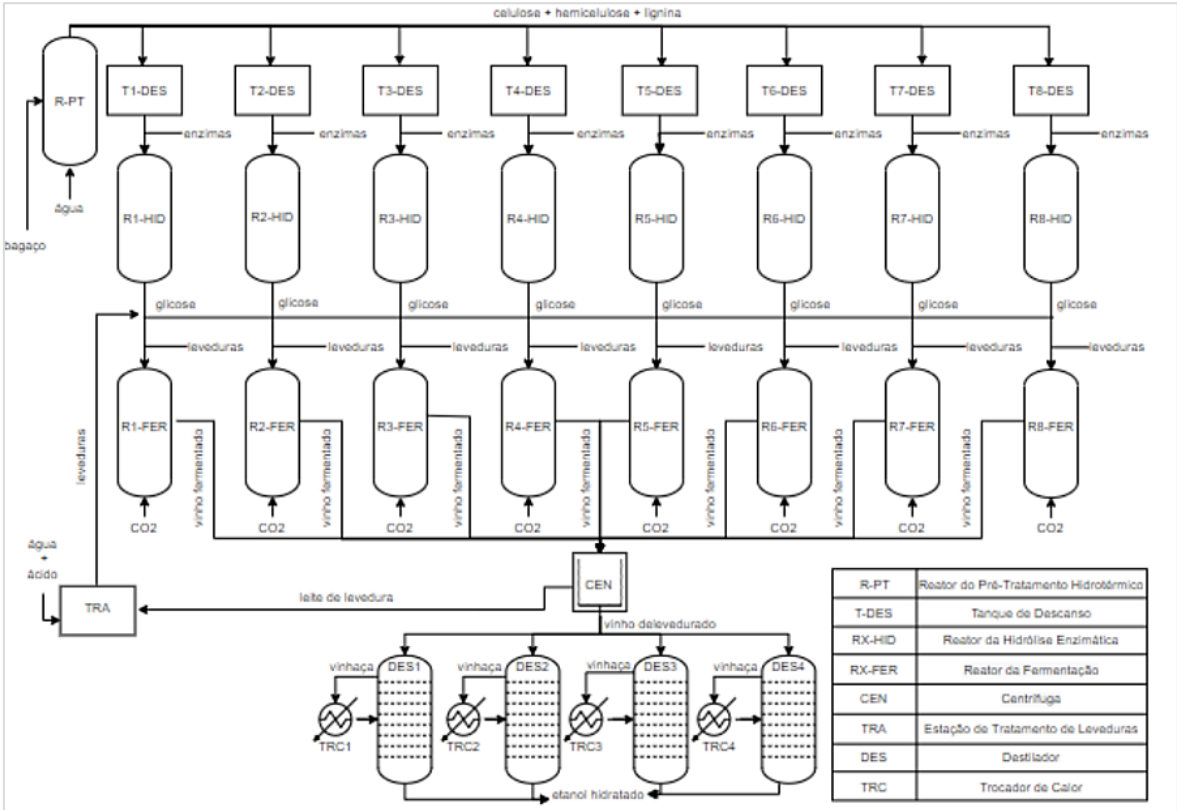
Fonte: elaborado pela autora

Vale ressaltar que a porcentagem de etanol na flegma foi de 40% e no etanol hidratado foi de 93,5%. A base da simulação para a parte de destilação foi detalhada no Apêndice E – Modelagem matemática da destilação. Considerando a meta de produção diária de 14.875 L e

a densidade do etanol como 810 kg/m³ (NOVACANA, 2020), pode-se obter a massa desejada de etanol, que corresponde a 12,05 toneladas. Conforme a Tabela 32, pode-se concluir que a produção de etanol hidratado não só alcança o valor de 12,05 toneladas, como supera em 0,4935 toneladas, resultando em uma produção diária de 15.486 L.

Por fim, foi possível construir o fluxograma da produção de E2G (Figura 21), contendo todas as etapas reacionais e de separação descritas anteriormente.

Figura 21 – Fluxograma do processo de produção de etanol de segunda geração (E2G)



Fonte: elaborado pela autora

6 ANÁLISE ECONÔMICA DA USINA DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO

Por se tratar de um processo em desenvolvimento, a produção de E2G, ainda fonte de muitas inovações e é tema de discussões na literatura em pesquisa. Assim, a análise técnico-econômica apresentada se encontra em um estágio preliminar, limitado pelo que é possível traçar a partir do que foi encontrado na revisão do tema. À medida que o processo passa a ser definido em maiores detalhes e que custos são agregados, a tendência é que ele se torne menos atrativo em relação à estimativa atual (Turton et al., 2008). Para realizar a análise econômica existem alguns parâmetros importantes a serem considerados, como o custo de investimento inicial, envolvendo equipamentos e sua instalação, os custos anuais (fixos e variáveis) e a receita anual prevista pela empresa. Para um maior detalhamento desse tipo de análise, pode-se consultar o estudo realizado por Salvador et al. (2018).

6.1 CUSTOS DE INVESTIMENTO

Para calcular os custos referentes aos equipamentos do processo de produção de E2G, utilizou-se o *Matches Equipment Costs*, que utiliza valores do ano de 2014 (MATCHES, 2014). A conversão desses valores para o ano de 2021 (média anual divulgada) foi realizada por meio do fator *Chemical Engineernig Plant Cost Index* (CEPCI) (2014 = 576,1; 2021 = 708,0; JENKINS, 2022) e da cotação do dólar em dezembro de 2021 (\$1,00 = R\$ 5,57) (EXCHANGE RATES, 2021). Com isso, obteve-se os custos na moeda real, conforme a Tabela 33.

Tabela 33 – Custo de investimento dos equipamentos utilizados na produção de etanol se segunda geração (E2G)

Equipamento	Quantidade	Custo em 2014 (\$)	Custo em 2021 (\$)	Custo em 2021 (R\$)
Reator batelada (pré-tratamento)	1	258.200,00	317.315,74	1.767.861,20
Reator batelada (hidrólise)	8	4.192.000,00	5.151.772,26	28.702.068,80
Reator batelada (fermentação)	8	4.192.000,00	5.151.772,26	28.702.068,80
Centrífuga	1	52.100,00	64.028,47	356.721,80
Destilação	4	161.600,00	198.598,85	1.106.453,80

Fonte: elaborado pela autora

Para determinar o custo de construção da planta, utilizou-se a Equação descrita no Apêndice F, obtendo o valor descrito na Tabela 34 – Custo de construção da planta química.

Tabela 34 – Custo de construção da planta química

Custo total dos Equipamentos	Fator de Lang	Custo de Construção da Planta (C_{TC})
60.635.174,40	4,74	287.410.726,66

Fonte: Adaptado de Turton et. al (2012)

6.2 CUSTOS FIXOS E VARIÁVEIS

Outras variáveis importantes no que tange à análise econômica são as estimativas de custos de produção (CCOP). Esses custos são determinados a partir da soma entre os custos fixos de produção (FCOP) – como mão de obra, limpeza, custos financeiros, custos administrativos, manutenção – e os custos variáveis de produção (VCOP), que incluem a matéria-prima e demais utilidades de cada etapa. É importante lembrar que como a estimativa atual é preliminar e de modo a simplificar os cálculos, não foram considerados neste trabalho gastos com tributação, impostos ou equipamentos/serviços fora das etapas principais citadas ao longo do trabalho (como tratamento de efluentes, transporte de matéria-prima, etc.).

Para o cálculo das despesas fixas (Tabela 35), foram calculadas com base nos conceitos de Custos de construção total (C_{TC}) e custos de trabalho operacional (C_{TO}), com base em Turton (2012), como descrito no Apêndice F. Já as despesas variáveis (Tabela 36) foram calculadas com base em Salvador et al. (2018) e nas fornecedoras de cada tipo de insumo.

Tabela 35 – Custos anuais fixos (FCOP)

Variáveis	Custo total (R\$)
C_{TC}	287.410.726,66
C_{TO}	R\$ 19.911.636,00
FCOP	R\$ 87.148.299,86

Fonte: adaptado de NovaCana (2022)

Tabela 36 – Custos anuais variáveis (VCOP)

Etapa	Matéria-prima	Custo por quantidade	Quantidade	Custo total
Início	Bagaço de cana-de-açúcar	R\$ 59,22/ton	150 ton	8.883,00
Pré-tratamento	Água	R\$ 3,33/m³	114.240 m³	380.419,20
	Energia Elétrica	R\$ 436/MWh	950 MWh	414.034,32
Hidrólise	Enzima Celluclast 1,5L	R\$ 16,34/mL	43.667 mL	713.511,59
	Enzima Cellic CTec 2	R\$ 1,30/mL	145.000 mL	188.500,00
Fermentação	Leveduras			
	Saccharomyces	R\$ 25,945/kg	871 kg	22.600,17
	Cerevisiae			
	Água de Resfriamento	R\$ 3,33/m³	15.703 m³	52.290,38
Centrifugação	Água	R\$ 3,33/m³	85.000 m³	283.050,00
	H ₂ SO ₄	R\$ 2,20/ton	8.816 ton	19.394,76
Destilação	Vapor	R\$ 0,80/KWh, sendo 25g água = 1350 cal/h	51.446 ton/h	555.325,20

Fonte: elaborado pela autora

6.3 TEMPO DE RETORNO E VALOR PRESENTE LÍQUIDO

Uma das formas de avaliar a lucratividade de um empreendimento é por meio do tempo de retorno do investimento (*payback*). Para calculá-lo, deve-se levar em conta os valores relativos ao investimento total (equipamentos e construção) e ao custo anual total (FCOP e VCOP), conforme apresentado na Tabela 37.

Tabela 37 – Custos de investimento total e anual total

Investimento Total (R\$)	Custo anual total (R\$)
R\$ 287.410.726,66	90.025.167,96

Fonte: elaborado pela autora

Além disso, para a construção do fluxo de caixa e posterior determinação dos parâmetros financeiros, se faz necessário o cálculo da receita bruta anual, que compreende todo o ganho associado aos produtos e subprodutos com valor agregado, de acordo com a jornada de trabalho descrita na seção 5.1 (170 dias no ano e 24 h por dia), como a venda do etanol hidratado produzido, a venda do potencial calorífico gerado pela vinhaça e os créditos de carbono, os quais se baseiam em uma compensação da emissão inferior de CO₂ gerada pela usina hipotética do presente trabalho. Esses valores são apresentados na Tabela 38.

Tabela 38 – Receita bruta anual

Produto	Produção	Preço unitário (R\$)	Receita anual (R\$)
Etanol hidratado	2.878.780 L	R\$ 3,89/L	11.198.454,20
Energia elétrica	151,498 MWh	R\$ 650,00/MWh	98.473.700,00
Créditos de carbono	1915,98 ton CO2 eq.	R\$ 28,48/CBIO	54.567,11
Lignina	1503,86 ton	R\$ 650,00/MWh	R\$ 977.509,00

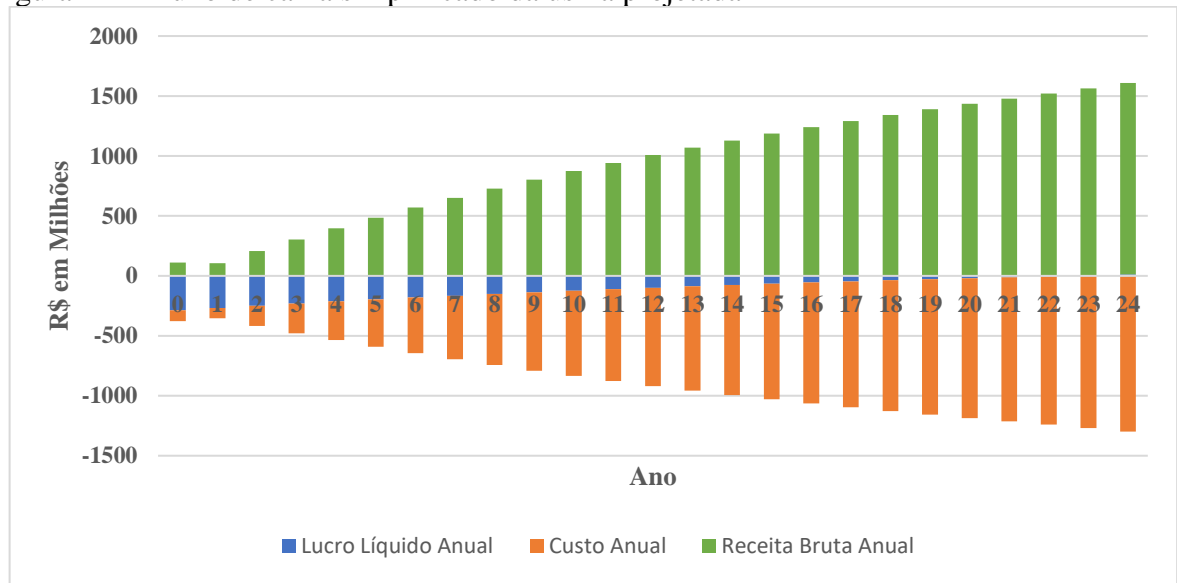
Fonte: elaborado pela autora

Por fim, para determinar o tempo de retorno do investimento, é preciso considerar uma taxa de juros sobre o custo de investimento, o custo anual total e a receita anual. Esse cálculo é realizado por meio do Valor Presente Líquido (VPL), sendo a taxa de juros baseada nos dados fornecidos pelo BNDES (2020). De acordo com a literatura, o empreendimento se encaixa na categoria “Infraestrutura para processamento, compressão de gás natural, biogás, biometano e estocagem de gás natural e de líquidos de gás natural”, que corresponde a uma taxa de 4,54% ao ano.

Por meio do cálculo do VPL e da construção do fluxo de caixa simplificado (Figura 22), conclui-se que a empresa começa a ter lucro a partir do vigésimo terceiro ano de operação (*payback*), aumentando aproximadamente 8 milhões por ano e atingindo 12 milhões no ano 24, o que caracteriza um empreendimento lucrativo e viável, visto que se enquadra nos padrões de mercado para projetos industriais de infraestrutura e possui um VPL de 86,56 (maior que zero). A partir dos dados do fluxo de caixa, pode-se calcular a taxa interna de retorno (TIR), que é um indicador utilizado para medir o retorno de projeto ou investimento, obtendo-se -15%, o que evidencia o alto custo de investimento e, consequentemente, de pagamento de juros.

Além disso, é importante ressaltar que, devido à produção relativamente baixa (3% de uma usina real) possivelmente o projeto pode apresentar resultados econômicos melhores, reduzindo custos e aumentando sua lucratividade, como pode ser visto em Salvador et al. (2018). Em contrapartida, a inclusão de detalhamentos e custos associados pode de fato depor contra a viabilidade da unidade. Os cálculos realizados para essa análise de viabilidade econômica foram detalhados no Apêndice F – Modelagem matemática da análise econômica.

Figura 22 – Fluxo de caixa simplificado da usina projetada



Fonte: elaborado pela autora

7 DISCUSSÕES FINAIS

A MEB pode ser considerada pouco sustentável por diversos aspectos relacionados à sua capacidade e à emissão de poluentes, ainda que os combustíveis renováveis representem uma parcela significativa da matriz. Nesse cenário, o setor de transportes assume um papel de destaque devido à sua ineficiência energética. Investimentos em pesquisa, inovação e planejamento estratégico são relevantes para a sustentabilidade da MEB a longo prazo.

Recentemente, diversas iniciativas e projetos de lei têm sido implementados e contribuem ativamente para a redução do consumo de combustíveis fósseis e seus derivados, viabilizando a ascensão de fontes alternativas como os biocombustíveis. Considerando o aumento expressivo dos preços dos combustíveis fósseis às custas de sua provável escassez e também ao aumento gradativo das preocupações ambientais, os biocombustíveis têm se tornado uma das alternativas mais interessantes. Como consequência, a agroindústria tem ganhado mais espaço, se consolidando como uma das fortalezas do país, principalmente devido ao seu grande potencial em termos de colheita e produção. A partir da revisão de literatura, verificou-se que a adoção de biocombustíveis tende a aumentar nos próximos anos, o que pode contribuir para a redução das emissões de GEE.

O Brasil, por se tratar de um país que possui a agroindústria do E1G consolidada, tem voltado seu desenvolvimento econômico para a obtenção de biocombustíveis sem aumento da área plantada (E2G). Isso só se torna possível quando subprodutos agrícolas são transformados em insumos industriais, realidade já aplicada e em constante evolução. Como principais vantagens dessa metodologia podem-se destacar a emissão de poluentes 15 vezes menor, o atendimento da demanda entressafras, o balanço energético do processo produtivo e a alta competitividade no mercado de combustíveis a longo prazo. Vale ressaltar que, apesar do cenário positivo, para que o material lignocelulósico seja utilizado em larga escala e a nível competitivo, alguns desafios ainda precisam ser superados, tais como a redução de consumo energético no pré-tratamento da biomassa, uma etapa de hidrólise economicamente viável e o aumento da taxa de reciclo de subprodutos/resíduos. Além disso, é importante ressaltar o enorme potencial advindo da integração energética entre plantas produtivas de E1G e E2G.

Outra alternativa interessante para a utilização de petróleo e derivados é a eletrificação veicular ou aplicação de células combustíveis. A eletrificação apresentou muitos desdobramentos significativos nas últimas décadas, como o aperfeiçoamento das baterias e o aumento de incentivos fiscais. Apesar de reduzir drasticamente o lançamento de poluentes na atmosfera, o Brasil ainda carece de investimentos públicos nas questões ligadas à infraestrutura

e logística, pontos chave para que o consumo de veículos elétricos se torne realidade. Dessa forma, os biocombustíveis de segunda geração podem ser considerados uma alternativa interessante para esse período transacional.

A análise técnico-econômica da usina hipotética de produção de E2G proposta no presente trabalho demonstrou a viabilidade econômica do projeto, mesmo considerando uma produção de 3% de uma usina real. Isso evidencia o potencial da produção de E2G para contribuir na solução dos desafios relacionados à MEB no Brasil, especialmente durante o período de transição entre os combustíveis fósseis e a eletrificação veicular. No entanto, é importante destacar que as estimativas desse trabalho se dão em caráter preliminar, uma vez que o processo ainda passa por etapas de desenvolvimento e discussão na literatura científica.

8 CONCLUSÕES

No presente trabalho, foi avaliada a importância e a viabilidade preliminar da produção de E2G no período de transição entre os combustíveis fósseis e a eletrificação veicular, a partir de uma revisão de literatura e da análise de uma planta hipotética de E2G. Apresentou-se os fatores explorados na concepção e desenvolvimento dessa planta, tais como: escopo, estudo de mercado, projeções de consumo, seleção das etapas do processo produtivo, balanços material e energético, especificações dos equipamentos e análise financeira a longo prazo. A usina analisada foi composta pelas etapas de pré-tratamento hidrotérmico, hidrólise enzimática com sacarificação e fermentação separadas em reator batelada alimentada, centrifugação, e destilação pelo método contínuo. As principais conclusões deste estudo foram:

- a MEB apresenta dificuldades em termos de capacidade energética e de emissão de poluentes, tendo como principal contribuinte o setor de transportes;
- com o aumento dos preços dos barris de petróleo e a crescente preocupação ambiental, os biocombustíveis representam alternativa interessante, assim como a eletrificação veicular;
- o setor sucroenergético brasileiro teve diversas oscilações ao longo de sua história, porém, os recentes avanços no setor e os entraves relacionados à adesão de veículos elétricos evidenciam o papel dos biocombustíveis no período transicional, devido ao grande potencial do agronegócio brasileiro e ao clima favorável;
- a produção de E2G permite aumentar a produtividade sem aumentar a área plantada, reduz a emissão de poluentes, atende a demanda entressafras, contribui para o balanço energético do processo produtivo e pode aumentar a competitividade do mercado a longo prazo;
- a unidade industrial hipotética analisada neste trabalho forneceria lucro líquido a partir do 23º ano (*payback*)

A análise técnico-econômica se deu em caráter preliminar, uma vez que se trata de processo em desenvolvimento. Em contrapartida, a análise realizada aponta favoravelmente ao processo, pois o mesmo se mostrou economicamente viável. Destaca-se que o processo poderia ser ajustado para ser mais lucrativo. É importante destacar a necessidade de melhorias de processo visando à redução de custos, assim como a integração entre usinas produtoras de E1G e E2G.

REFERÊNCIAS

Agência LUSA. Economia ao minuto. **Recuperação econômica mundial perdeu ímpeto e está mais desequilibrada.** 1 de dezembro de 2021. Disponível em: <https://www.noticiasaoiminuto.com/economia/1884495/recuperacao-economica-mundial-perdeu-impeto-e-esta-mais-desequilibrada>. Acesso em 31 ago. 2022.

Agência Nacional de Transportes Terrestres (ANTT). **Anuário estatístico de transportes terrestres.** Vários anos. 2022. Disponível em: www.antt.gov.br. Acesso em 30 jun. 2022.

Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). **Resolução ANP nº 19, de 15.4.2015, DOU 16.4.2015 – Republicada DOU 17.4.2015 – Republicada DOU 20 de abril de 2015.** 2015. Disponível em: <https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-19-2015?origin=instituicao&q=19/2015>. Acesso em: 03 de ago. 2022.

ALBARELLI, J. Q. **Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração: simulação, integração energética e a análise econômica.** 2013. Tese de Doutorado – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2013.

ANGELI, J.; VARRICHIO, P. Gestão da Inovação em E2G: Um estudo de caso em uma empresa brasileira. In: Anais do XVII Congresso Latino-Americano de Gestão Tecnológica ALTEC 2017, 2017, Cidade do México, México. **Anais [...].** México: ALTEC, 2017. p. 2-3.

AOKI, M. A. **Análise de Viabilidade Técnica e econômica da produção de etanol de segunda geração.** 2014. Trabalho de Conclusão de Curso. Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2014. p. 44-51.

ATALA, D. I. P.; COSTA, A. C.; MACIEL, R.; MAUGERI, F. Kinetics of Ethanol Fermentation with High Biomass Concentration Considering the Effect of Temperature. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, v. 91-93, p. 353-365, 2001.

BAETA, B. E. L. **Aproveitamento energético a partir da digestão anaeróbia de hidrolisado hemicelulósico gerado pelo pré-tratamento por auto-hidrólise do bagaço de cana-de-açúcar considerando o contexto da biorrefinaria.** 2016. 159 f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Escola de Minas, Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2016.

Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES). **E2G: inovação em biocombustíveis.** 2016. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/conhecimento/noticias/noticia/etanol-2g-inovacao-biocombustiveis>. Acesso em 06 jul. 2022.

Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES). **Guia do financiamento. Taxa de juros.** 2020. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/taxa-de-juros>. Acesso em 10 ago. 2022.

Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES); Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE). **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável.** Rio de Janeiro, 2008. 314 p.

BANERJEE, S.; MUDLIAR, S.; SEN, R.; GIRI, B.; SATPUTE, D.; CHAKRABARTI, T.; PANDEY, R. A. Commercializing lignocellulosic bioethanol: technology bottlenecks and possible remedies. **Biofuels Bioproducts. Biorefining**, v. 4, p. 77- 93, 2010.

BARROS NETO, J. P.; FENSTERSEIFER, J. E.; FORMOSO, C. T. Os critérios competitivos da produção: um estudo exploratório na construção de edificações. **Revista de administração contemporânea**, v. 7, n. 1, p. 67-85, 2003.

BASTOS, A. R.; AFONSO, J. C. Separação sólido-líquido: centrífugas e papéis de filtro. **Química Nova**, v. 38, n. 5, p. 749-756, 2015.

BI, Z., LI, Z.; YAN, L. Catalytic oxidation of lignin to dicarboxylic acid over the CuFeS₂ nanoparticle catalyst. **Green Processing and Synthesis**, vol. 7, no. 4, 2018, pp. 306-315. <https://doi.org/10.1515/gps-2017-0056>

BOSSLE, R. Portal NovaCana. **A situação do etanol celulósico é crítica, mas todos concordam que ela também é temporária. Mas conseguirá o etanol celulósico atingir um ponto sem volta antes que os investidores percam a disposição financeira para suportar o desenvolvimento da tecnologia?** Atualizada em 21 jul. 2020. Disponível em: [https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/custo-producao-etanol-celulosico-usinas-mundo-150316#:~:text=Considerando%20um%20c%C3%A2mbio%20de%20R%24%203%2C90%2C%20os%20custos,%24%201%2C96%20por%20gal%C3%A3o](https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/custo-producao-etanol-celulosico-usinas-mundo-150316#:~:text=Considerando%20um%20c%C3%A2mbio%20de%20R%24%203%2C90%2C%20os%20custos,%24%201%2C96%20por%20gal%C3%A3o.). Acesso em 31 ago. 2022.

BRASIL. **Decreto nº 19.717, de 20 de Fevereiro de 1931**. Estabelece a aquisição obrigatória de álcool, na proporção de 5% da gasolina importada, e dá outras providências. Diário Oficial da União - Seção 1 - 13/3/1931, Página 3736, Brasília, 1931. Disponível em: <https://www2.camara.leg.br/legin/fed/decret/1930-1939/decreto-19717-20-fevereiro-1931-518991-publicacaooriginal-1-pe.html>. Acesso em: 14 jul. 2022.

BRASIL. **Decreto nº 22.789, de 1º de Junho de 1933**. Crea o Instituto do Assucar e do Alcool e dá outras providências. Diário Oficial da União - Seção 1 - 6/6/1933, Página 11195, Brasília, 1933. Disponível em: <https://www2.camara.leg.br/legin/fed/decret/1930-1939/decreto-22789-1-junho-1933-503228-publicacaooriginal-1-pe.html>. Acesso em: 14 jul. 2022.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia (MME). Empresa de Pesquisa Energética (EPE). **Plano Nacional de Energia 2030**. Brasília: MME, EPE, 2007. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-165/topico-173/PNE%202030%20-%20Proje%C3%A7%C3%B5es.pdf>. Acesso em 29 jun. 2022.

BRASIL. **Lei nº 13.576, de 26 de dezembro de 2017**. Dispõe sobre a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) e dá outras providências. Diário Oficial da União, Brasília, 2017. Disponível em: <https://bit.ly/3crekwm>. Acesso em: 14 jul. 2022.

BRASIL. Ministério da Infraestrutura. Empresa de Planejamento e Logística S.A. **Anuário Estatístico de Transportes 2010-2020**. 2021. Disponível em: <https://www.gov.br/infraestrutura/pt-br/assuntos/dados-de-transportes/AnuarioEstatisticodeTransportes2020QRcode21.06.2020.pdf>. Acesso em 30 jun. 2022.

BRASILAGRO. **Etanol de segunda geração tem menor custo.** 2017. Disponível em: <https://cnpem.br/etanol-de-segunda-geracao-tem-menor-custo/>. Acesso em 06 março 2021.

BRASILAGRO. **Produção recorde de milho no Brasil e nos Estados Unidos.** 2020. Disponível em: <https://www.brasilagro.com.br/conteudo/producao-recorde-de-milho-no-brasil-e-nos-estados-unidos-.html>. Acesso em 03 jul. 2022.

Boston Consulting Group (BCG). **O caminho da descarbonização do setor automotivo no Brasil.** 2021. Disponível em: <https://web-assets.bcg.com/5b/29/e20c1ac64db99f7f07bcb694ffce/bcg-caminhos-da-descarbonizacao-auto-aug-2021.pdf>. Acesso em 15 set. 2022.

BUNDE, A. (Re)estruturação do setor sucroenergético: formação e (re)territorialização da produção e do consumo de etanol no Brasil. **Geografia Ensino & Pesquisa**, 24, e37. 2020.

CALABI, A. S.; FONSECA, E. G.; SAES, E. A. M.; KINDI, E.; LIMA, J. L.; LEME, M. I. P.; REICHSTUL, H. P. **A energia e a economia brasileira.** São Paulo: Pioneira, 1983.

CALMON, F. **Portal Autoentusiastas. Estudo aponta caminhos para eletrificação veicular.** 2021. Disponível em: <https://autoentusiastas.com.br/2021/08/estudo-aponta-caminhos-para-eletrificacao-veicular/>. Acesso em 15 set. 2022.

CAMARA, M. M. **Modelagem e simulação da hidrólise enzimática de bagaço de cana pré-tratado com peróxido de hidrogênio em meio alcalino.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – UFRJ, Rio de Janeiro, 2012.

CAMPOS DE ANDRADE, A. L. **Energia e mudanças climáticas: uma discussão da matriz energética brasileira e do setor de transportes.** 2010. Dissertação (Mestrado em Economia) – Programa de Pós-Graduação em Economia, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis (SC), 2010. p. 164.

CAMPOS DE ANDRADE, A.; MATTEI, L. A (in)sustentabilidade da matriz energética brasileira. **Revista Brasileira de Energia**. v. 19, p. 9-36. 2013.

CAMPOS, E. N. de. **Desempenho da recentrifugação celular no processo de fermentação de etanol biocombustível em escala industrial.** 2013. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Tecnologia em Biocombustível) – Universidade Federal do Paraná, Setor Patolína, 2013.

CANILHA, L.; CHANDEL, A. K.; MILESSI, T. S. S.; ANTUNES, F. A. F.; FREITAS, W. L. C.; FELIPE, M. G. A.; SILVA, S. S. Bioconversion of sugarcane biomass into ethanol: an overview about composition, pretreatment methods, detoxification of hydrolysates, enzymatic saccharification, and ethanol fermentation. **Journal of Biomedicine and Biotechnology**, v. 2012, p. 1-15, 2012.

CARVALHO, F. B. de P. **Pré-tratamento de bagaço de cana açúcar por autohidrólise, com ênfase na reutilização da água.** 2018. xiv, 74 f., il. Dissertação (Mestrado em Tecnologias Química e Biológica) – Universidade de Brasília, Brasília – DF, 2018.

CASSOL, G. O. **Modelagem de pré-tratamento e hidrólise enzimática da biomassa de cana-de-açúcar visando à produção de etanol de segunda geração.** 2017. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2017.

CASTRO, B. H. R; FERREIRA, T. T. **Veículos elétricos: aspectos básicos, perspectivas e oportunidades**. 2010. BNDES Setorial, v. 32. p. 267-310.

CASTRO, N. M. de. Portal NovaCana. Etanol: Importação. **Importações de etanol em queda sustentam preços domésticos no Norte-Nordeste**. 2021. Disponível em: <https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/importacao/importacoes-etanol-queda-sustentam-precos-domesticos-norte-nordeste-090221>. Acesso em 28 jul. 2022.

Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE). **Sustainability of sugarcane bioenergy – Updated edition**. Brasília, DF: Strategic Studies and Management (CGEE), 2012. Disponível em: http://livroaberto.ibict.br/bitstream/1/910/1/Sustainability_sugarcane_bioenergy.pdf. Acesso em: 25 jul. 2022.

Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE). **Second-generation sugarcane bioenergy & biochemicals: Advanced lowcarbon fuels for transport and industry**. Brasília, DF: Center for Strategic Studies and Management (CGEE), 2017. Disponível em: https://www.cgee.org.br/documents/10195/734063/Ethanol2G_web.pdf/d08c6fed-6020-4222-850c-09d158dc317e?version=1.0. Acesso em: 15 ago. 2022.

CHEN, M.; XIA, L.; XUE, P. Enzymatic hydrolysis of corncob and ethanol production from cellulosic hydrolysate. **International Biodeterioration e Biodegradation**, v. 59, 2, p. 85-89. 2007. <https://doi.org/10.1016/j.ibiod.2006.07.011>

CINELLI, B. A. **Produção de etanol a partir da fermentação simultânea à hidrólise de amido granular de resíduo agroindustrial**. v. 66, n. 2, p. 37-39, 2012.

CNM CUT. **Ranking: Brasil torna-se o sexto maior produtor de automóveis**. 07 de agosto de 2008. Disponível em: <https://cnmcut.org.br/noticias/ranking-brasil-torna-se-o-sexto-maior-produtor-de-automoveis-344f>. Acesso em 17 ago. 2022.

CORTEZ, L. A. B. **Bioetanol de cana-de-açúcar: P&D para produtividade e sustentabilidade**. 992p. São Paulo: Editora Blucher, 2010.

DINGER, A. Et. al. **Batteries for electric cars: challenges, opportunities, and the outlook to 2020**. BCG, 2010.

DRABER, K. M. M. **Etanol de segunda geração já é realidade**. 2013. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Bioquímica) – Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo, Lorena, 2013.

Eletrification Coalition. **Eletrification roadmap: revolutionizing transportation and acheiving energy security**. Eletrification Coalition, nov. 2009.

Empresa de Pesquisas Energéticas (EPE). **Cenários de Oferta de Etanol e Demanda do Ciclo de Otto 2022-2031**. 2021. Disponível em: https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-255/topico-605/EPE-DPG-SDB-NT-04-2021_Cenarios_de_Oferta_de_Etanol.pdf. Acesso em 31 jul. 2022.

Energy Information Administration (EIA). **International Energy Outlook 2021**. 2021. Disponível em: <http://www.eia.gov/outlooks/ieo/>. Acesso em: 18 jul. 2022.

Environmental Protection Agency (EPA). **Final Renewable Fuel Standards for 2020, and the Biomass-Based Diesel Volume for 2021.** 2020. Disponível em: <https://www.epa.gov/renewable-fuel-standard-program/final-renewable-fuel-standards-2020-andbiomass-based-diesel-volume>. Acesso em 31 jul. 2022.

EPBR. Colunas e opinião, Petróleo e gás. **Depois da covid-19, o choque do petróleo — por que repetimos os erros na gestão de crises?** 24 de março de 2022 - Atualizado em 16 de maio de 2022. Disponível em: <https://epbr.com.br/depois-da-covid-19-o-choque-do-petroleo-por-que-repetimos-os-erros-na-gestao-de-crises/>. Acesso em 17 ago. 2022.

ESTADÃO. Redação Mobilidade. **Os desafios da eletrificação dos transportes no Brasil.** 7 de novembro de 2021. Disponível em: <https://mobilidade.estadao.com.br/inovacao/os-desafios-da-eletrificacao-dos-transportes-no-brasil/>. Acesso em 17 ago. 2022.

EXCHANGE RATES. **Taxas de câmbio entre Dólares Americanos (USD) para Reais Brasileiros (BRL) em 31 de dezembro de 2021.** 2021. Disponível em: <https://pt.exchange-rates.org/Rate/USD/BRL/31-12-2021>. Acesso em 31 dez. 2021.

FENGEL, D.; WEGENER G. **Wood: Chemistry, ultrastructure, reactions.** Berlim: De Gruyter, 1984.

FONSECA, G. **Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração (E1G).** 2014. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de São Carlos, São Paulo, 2014.

FRIAS, M. C. **Itaipu irá desenvolver bateria para carro elétrico.** Folha de S. Paulo, Economia, coluna Mercado Aberto, 11.6.2010. São Paulo, 2010. Disponível em: <https://www1.folha.uol.com.br/fsp/mercado/me1106201001.htm>. Acesso em 15 ago. 2022.

GILIO, L.; CASTRO, N. Avaliação de aspectos limitantes ao crescimento do etanol e o setor sucroenergético no Brasil. 2016. **Revista Eletrônica de Energia**, v. 6, n. 1, p. 59-60, 2016.

GÓMEZ, J. P. E.; ARRUDA, F. S. **Perspectivas da implantação do veículo elétrico no Brasil: o estudo de caso de Brasília.** XXIX Congresso Nacional de Pesquisa em Transporte na ANPET. Ouro Preto, 2015.

GURGEL, L. V. A. **Hidrólise ácida de bagaço de cana-de-açúcar: estudo cinético de sacarificação de celulose para produção de etanol.** 2010. Tese (Doutorado em Ciências, Físico-Química), Instituto de Química de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

IMPINNISI, P. R. **Baterias para VE.** Oficina de trabalho sobre veículos elétricos, BNDES, Rio de Janeiro, 12.5.2010, 2010.

International Energy Agency (IEA). **IEA CO2 Emissions from Fuel Combustion Statistics: Greenhouse Gas Emissions from Energy.** 2015a. Disponível em: <https://doi.org/10.1787/co2-data-en>. Acesso em: 23 de junho 2022.

International Energy Agency (IEA). **Key World Energy Statistics 2015.** 2015b. Disponível em: https://doi.org/10.1787/key_energ_stat-2015-en. Acesso em: 15 jul. 2022.

International Energy Agency (IEA). **Key World Statistics 2021**. Disponível em: <https://www.iea.org/reports/key-world-energy-statistics-2021/final-consumption>. Acessado em 30 ago. 2022.

International Transport Forum (ITF). **Reducing transport greenhouse gas emissions: Trends & Data 2010**. 2010. Disponível em: <http://www.internationaltransportforum.org>. Acesso em 30 jun. 2022.

IPEADATA. **Preço por barril do petróleo bruto Brent (FOB)**. 2022. Disponível em: <http://www.ipeadata.gov.br/ExibeSerie.aspx?module=m&serid=1650971490&oper=view>. Acesso em 27 jul. 2022.

JENKINS, S. Chemical Engineering – Essentials for the CPI Professional. Business and Economics. **2022 CEPCI updates: May (prelim.) and April (final)**. 2022. Disponível em: <https://www.chemengonline.com/2022-cepci-updates-may-prelim-and-april-final/>. Acesso em 15 ago. 2022.

KAHN RIBEIRO, S.; KOBAYASHI, S.; BEUTHE, M; GASCA, J.; GREENE, D. L.; LEE, D. S.; MUROMACHI, Y.; NEWTON, P. J.; PLOTKIN, S.; SPERLING, D.; WIT, R.; ZHOU, P. J. **2007: Transport and its infrastructure**. In: METZ, B. et al. (orgs.). Climate Change 2007: Mitigation. Contribution of Working Group III to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change. Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA: Cambridge University Press, 2007.

LEITE, R. C. C.; LEAL, M. R. L. V. **O biocombustível no Brasil**. Scielo Brasil, CEBRAP, v. 78, p. 15-21, 2007.

LIMA, U. de A. **Biotecnologia Industrial - Vol. 3: Processos fermentados e enzimáticos**. São Paulo, SP: Editora Blucher, 2001. v.3, 2019.

MARCOCCIA, R. **A participação do etanol brasileiro em uma nova perspectiva na matriz energética mundial**. 2007. Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia (PIPGE). Universidade Estadual de São Paulo, 2007.

MARQUINI, M. F. et al. Simulação e análise de um sistema industrial de colunas de destilação de etanol. **Acta Scientiarum. Technology**, v. 29, n. 1, p. 23-28, 2007.

MARTINS, C. Z. **Avaliação da produção de etanol de segunda geração**. 2018. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2018.

MATCHES. **Matches' Process Equipment Cost Estimates**. 2014. Disponível em: <http://www.matche.com/equipcost/Default.html>. Acesso em 03 ago. 2022.

MELO, N. **E2G: Processo produtivo e seu contexto atual no Brasil**. 2020. Monografia de graduação – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Minas Gerais, 2020.

MICHELLON, E.; SANTOS, A.; RODRIGUES, J. Breve descrição do Proálcool e perspectivas futuras para o etanol produzido no Brasil. In: Anais do XLVI Congresso da Sociedade Brasileira de Economia, Administração e Sociologia Rural (SOBER), Julho 20-23, Rio Branco, Acre, 2008, p. 3-10. **Anais [...]**. Rio Branco, Acre: SOBER, 2008.

MILANEZ, A. Y.; NYKO, D.; VALENTE, M. S.; SOUSA, L. C.; BONOMI, A.; JESUS, C. D. F.; WATANABE, M. D. B.; CHAGAS, M. F.; REZENDE, M. C. A. F.; CAVALETT, O.; JUNQUEIRA, T. L.; GOUVÊIA, V. L. R. **De promessa a realidade: como o etanol celulósico pode revolucionar a indústria da cana-de-açúcar: uma avaliação do potencial competitivo e sugestões de política pública.** BNDES Setorial 41, p. 237-294, 2015.

MILANEZ, A.; MANCUSO, R.; GODINHO, R.; POPPE, M. **O acordo de Paris e a transição para o setor de transportes de baixo carbono: o papel da plataforma para o biofuturo.** BNDES Setorial: Biocombustíveis, 2017, p. 284-305.

Ministério da Economia. Estatísticas de Comércio Exterior (ME). COMEX STAT. Portal para acesso gratuito às estatísticas de comércio exterior do Brasil. 2022. Disponível em: <http://comexstat.mdic.gov.br/pt/home>. Brasília: Secretária Especial de Comércio Exterior e Assuntos Internacionais/ME. Acesso em: 31 jul. 2022.

Ministério de Minas e Energia (MME). **Cadernos de Energia EPE: Perspectivas para o etanol no Brasil.** 2008. Disponível em: <https://bit.ly/3etnOdI>. Acesso em 28 jul. 2022.

Ministério de Minas e Energia (MME). **Resenha energética brasileira – exercício 2009.** Brasília, 2010.

Ministério de Minas e Energia (MME). **Cenários de Oferta de Etanol e Demanda do Ciclo Otto.** Setembro. 2016. Disponível em: https://www.novacana.com/pdf/EPE-DPG-SGB-Bios-NT-02-2016_Cenarios__Oferta_Etanol_Demanda_Ciclo_Otto_22092016110953.pdf. Acesso em 28 jul. 2022.

Ministério de Minas e Energia (MME). SIE Brasil / Brasil / Relatórios / Tabelas / Oferta e Demanda de Energia / Balanço Energético / 2 Oferta e Demanda de Energia por Fonte. **Oferta e Demanda de Energia 2021.** Junho 2022. Disponível em: <https://www.mme.gov.br/SIEBRASIL/consultas/reporte-dinamico.aspx?or=30217&ss=2&v=1>. Acesso em 30 jun. 2022.

MONTAÑO, I. D. C. **Aplicação de técnicas de modelagem e simulação para a produção de etanol de segunda geração.** 2013. 125 f. Tese (Doutorado em Ciências Exatas e da Terra) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2013.

MOTA, C. V. Portal BBC News Brasil. **Por que o real é a moeda que mais se desvalorizou em 2020.** 15 outubro 2020. Disponível em: <https://www.bbc.com/portuguese/brasil-54549137>. Acesso em 31 ago. 2022.

MORAIS, P. P.; PASCOAL, P. V.; ROCHA, E. S.; MARTINS, E. C. A. **Etanol de 2 geração: atual produção e perspectivas.** Bioenergia em revistas: diálogos. 2017. p. 45-57.

MURAKAMI, L. S. N.A.; BOMBANA, G. A.; AFFONSO, G. S. Processo produtivo do etanol de segunda geração usando bagaço de cana-de-açúcar. *In: Anais do X Encontro de Engenharia de Produção Agroindustrial (EEPA), Campo Mourão, Paraná, 28 a 30 de setembro de 2016. Anais [...].* Campo Mourão, PR: UNESPAR, 2016.

NASCIMENTO, V. M. **Pré-tratamento alcalino (NaOH) do bagaço de cana-de-açúcar para produção de etanol e obtenção de xilooligômeros.** 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2011.

NOVACANA. **Controle de qualidade: especificações do etanol**. 2020. Disponível em: <https://www.novacana.com/etanol/controle-qualidade#:~:text=Em%20rela%C3%A7%C3%A3o%20%C3%A0%20massa%20espec%C3%ADfica,a%20temperatura%20de%2020%C2%BA%20C>. Acesso em 28 jul. 2022.

NOVACANA. **Custos de produção de cana e etanol e as novas tecnologias das usinas**. 2022. Disponível em: <https://www.novacana.com/usina/evolucao-setor-melhorias-proporcionadas-pela-pd>. Acesso em 31 ago. 2022.

NYKO, D. GARCIA, J. L. F.; MILANEZ, A. Y.; DUNHAM, F. B. **A corrida tecnológica pelos biocombustíveis de segunda geração: uma perspectiva comparada**. BNDES Setorial, v. 32, p. 5-48, 2010.

Observatório da Cana (OC). **Histórico de produção e moagem**. 2020a. Disponível em: <http://bit.ly/3eF4eeD>. Acesso em 31 jul. 2022.

Observatório da Cana (OC). **Importação mensal de etanol pelo Brasil**. 2020b. Disponível em: <https://observatoriodacana.com.br/listagem.php?idMn=52>. Acesso em 31 jul. 2022.

Observatório da Cana (OC). **Relatório semanal de preços ao consumidor**. 2022. Disponível em: <https://observatoriodacana.com.br/listagem.php?idMn=93>. Acesso em 31 jul. 2022.

OLIVEIRA, C. **Otimização do pré-tratamento com peróxido de hidrogênio alcalino a alta concentração de sólidos para a hidrólise enzimática de bagaço de cana-de-açúcar**. 2012. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, 2012.

ONU News. **Países do G-20 respondem por 78% de todas as emissões de CO₂, revela estudo**. 2019. Disponível em: <https://news.un.org/pt/story/2019/11/1695901>. Acesso em: 15 set. 2022.

PAYNE, J. H. **Operações unitárias na produção de açúcar de cana**. São Paulo: Livraria Nobel S.A, 1976.

PEDROSO, L.; SILVA, F.; SILVA F.; MELO, A.; JUNIOR, M.; SHIMOYA, A. Demandas atuais e futuras da biomassa e da energia renovável no Brasil e no mundo. **Brazilian Journal of Development**, p. 1984-1990, 2018.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 5 ed. New York, NY: McGraw-Hill Education, 2003.

PODER360. **Senado busca expandir mercado de carros elétricos no Brasil**. São Paulo, 16 de julho de 2022. Disponível em: <https://www.poder360.com.br/congresso/senado-busca-expandir-mercado-de-carros-eletricos-no-brasil/#:~:text=Os%20carros%20el%C3%A9tricos%20representam%202,20.000%20carros%20el%C3%A9tricos%20foram%20contabilizados>. Acesso em 28 jul. 2022.

RAMOS, D. A. R.; SOUZA, J. G. As transformações do Setor Sucroalcooleiro e seus impactos na composição orgânica do capital: uma análise do setor no município de Sertãozinho-SP. In: VI SEMANA DE GEOGRAFIA- A Geografia e os Paradigmas do Século XXI, 2005, Presidente Prudente - SP. **Anais [...]**. VI Semana de Geografia, Presidente Prudente -SP: UNESP, 2005.

Relação Anual de informações do Ministério do Trabalho e Previdência Social (RAIS-MTE). **Programa de disseminação das estatísticas do trabalho**. 2015. Disponível em: <https://acesso.mte.gov.br/portal-pdet/home/>. Acesso em 17 ago. 2022.

Renewable Fuels Association (RFA). **Produção anual mundial de etanol combustível**. 2022. Disponível em: <https://ethanolrfa.org/markets-and-statistics/annual-ethanol-production>. Acesso em 31 jul. 2022.

RIVERA E.C.; RABELO S.C.; DOS REIS GARCIA D.; FILHO R.M.; DA COSTA A.C. Enzymatic hydrolysis of sugarcane bagasse for bioethanol production: determining optimal enzyme loading using neural network. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, 85: 983–992, 2010.

RODRIGUES, J. A. Do engenho à biorrefinaria, a usina de açúcar como empreendimento industrial para a geração de produtos bioquímicos e biocombustíveis. **Química Nova**, v. 34, n. 7, p. 1242-1254, 2011.

ROLDÁN, I. U. M. **Pré-tratamento do bagaço de cana-de-açúcar, hidrólise e sua caracterização química e estrutural, visando a produção de etanol de segunda geração**. 2014. 158 f. Tese (doutorado) – Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, Instituto de Química, 2014.

SAE BRASIL. **Eletrificação veicular no Brasil: 3 principais desafios**. 22 de julho de 2022. Disponível em: <https://saebrasil.org.br/noticias/eletrificacao-veicular-no-brasil-3-principais-desafios/>. Acesso em 17 ago. 2022.

SALVADOR, A. S.; FARIA, B. R. de; BERGAMO, E. A.; SILVA, M. P. **Cálamo: indústria de etanol E2G**. Trabalho de Conclusão de Curso. Curso superior de Engenharia Química. Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Apucarana, 2018. p. 144-156.

SANTOS, D. **Produção de etanol de segunda geração por *Zymomonas mobilis* naturalmente ocorrente e recombinante, empregando biomassa lignocelulósica**. 2012. Tese de Doutorado –Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

SANTOS, M. H. de C. **Política e políticas de uma energia alternativa: o caso do proálcool**. Rio de Janeiro: Notrya, 1993. p 50-128.

SANTOS, M. S. R. **Estudo de pré-tratamentos de palha e sabugo de milho visando a produção de E2G**. Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2014. p. 26-29.

SÃO PAULO. Portal Cidade de São Paulo Comunicação. **Prefeitura e montadora assinam protocolo de intenções para adoção de veículos elétricos**. Cidade de São Paulo, São Paulo, 13 de abril de 2010. Disponível em: <https://www.prefeitura.sp.gov.br/cidade/secretarias/comunicacao/noticias/?p=115174>. Acesso em 27 jul. 2022.

SEJIMO, W. N. **Obtenção do álcool anidro**. 2011. 45 f. Trabalho de Graduação (Tecnologia em Biocombustíveis) – Centro Estadual de Educação Tecnológica Paula Souza, Faculdade de tecnologia em Araçatuba, Araçatuba, 2011. p 15-30.

SHIKIDA, P. F. A. Expansão canavieira no Centro-Oeste: limites e potencialidades. **Revista de Política Agrícola**, v. 23, n. 2, p. 122-137, 2014.

SILVA, J. I. S. **Simulação dinâmica do processo de destilação de bioetanol em simulador baseado em equações (EMSO)**. 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2012.

SILVA, M. B.; MORAIS, A. S. Avaliação energética do bagaço de cana em diferentes níveis de umidade e graus de compactação. *In: Anais do XXVIII Encontro nacional de engenharia de produção*, Rio de Janeiro – RJ, 13 a 16 de outubro de 2008. **Anais [...]**. Rio de Janeiro: ENEGEP, 2008.

SINGH, A.; MISHRA, P. Microbial pentase utilization current applications in Biotechnology. *Progress in Industrial Microbiology*. **Elsevier Science**, v. 33. 1995.

SOUZA, R. B. A. **Estudo do pré-tratamento hidrotérmico e hidrólise enzimática da palha de cana-de-açúcar**. 2016. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2016.

TEIXEIRA, E. P.; ZUFFI, F. R. Sistema de controle fuzzy de colunas de destilação de etanol. *In: Anais do XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química*, Fortaleza, CE, 25 a 29 de setembro, 2016. **Anais [...]**. Fortaleza, CE: COBEQ, 2016.

TENGBORG C.; GALBE M.; ZACCHI G. Influence on enzyme loading and physical parameters on the enzymatic hydrolysis of steam-pretreated softwood. **Biotechnol. Prog.**, 17: 110–117, 2001a.

TENGBORG C.; GALBE M.; ZACCHI G. Reduced inhibition of enzymatic hydrolysis of steam-pretreated softwood. **Enzyme Microbiol. Technol.**, 28: 835–844, 2001b.

TOSETTO, G. M. **Influência da matéria-prima no comportamento cinético de levedura na produção de etanol**. 2002. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2002. p. 40-46.

TURTON, R.; BAILIE, C. R.; WHITING, B. W.; SHAEIWITZ, A. J.; BHATTACHARYYA, D. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. Prentice Hall. Pearson Education Inc. 2012.

WANDERLEY, M. C. A. **Hidrólise enzimática de bagaço de cana-de-açúcar em batelada alimentada para produção de etanol por *Saccharomyces cerevisiae* UFPEDA 1238 em processos SHF**. 2012. Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), Recife, 2012.

XUE, X. D.; CHENG, K. W. E.; CHEUNG, N. C. Selection of electric motor drives for electric vehicles *In: Australasian Universities Power Engineering Conference (AUPEC)*, 2008, Sydney, Australia. **Proceedings [...]**. Australia: AUPEC, 2008.

APÊNDICES

APÊNDICE A – Modelagem matemática da caracterização da matéria-prima e pré-tratamento

APÊNDICE B – Modelagem matemática da hidrólise enzimática

APÊNDICE C – Modelagem matemática da fermentação

APÊNDICE D – Modelagem matemática da centrifugação

APÊNDICE E – Modelagem matemática da destilação

APÊNDICE F – Modelagem matemática da análise econômica

APÊNDICE A – Modelagem matemática da caracterização da matéria-prima e pré-tratamento

Para a caracterização da matéria-prima a ser utilizada no processo de produção do E2G, adotou-se o bagaço de cana-de-açúcar da safra 2021/2022 da empresa G6 Empreendimentos (CNPJ 08.175.525/0001-70), de São Paulo – SP. Conforme o procedimento descrito por Baeta (2016), considerou-se que cerca de 1 kg do bagaço foi submetido a um processo de lavagem com água destilada a 70°C por um período de uma hora sob agitação mecânica constante. Dessa forma, foi possível realizar a remoção dos açúcares residuais dos processos de moagem da cana-de-açúcar. Após essa etapa, considerou-se que o bagaço foi armazenado em um ambiente com temperatura inferior a 0°C. Os demais procedimentos experimentais adotados para os cálculos, descritos nas seções A.1 a A.7, também foram fundamentados no estudo de Baeta (2016).

A.1 Determinação do teor de umidade

Para determinar os teores de umidade, realizou-se pesagens de uma amostra de 100 g do bagaço em uma balança termogravimétrica TGA 2 – Analisador Termogravimétrico com forno pequeno (FP). O equipamento aquece a amostra até 105°C, até que o teor da umidade seja mínimo. O teor de umidade foi calculado utilizando a Equação A1.

$$U(\%) = \frac{m_{\text{total}} - m_{\text{seca}}}{m_{\text{total}}} \times 100\% \quad (\text{A1})$$

Sendo:

U: umidade do bagaço;

m_{total} : massa total de bagaço (g);

m_{seca} : massa de bagaço sem a presença de água (g).

A.2 Determinação do teor de extrativos

Foi utilizado 30 g de bagaço de cana de base seca e adicionado a um cartucho especial do tipo Soxhlet. Em um balão volumétrico de 500 mL, adicionou-se 125 mL de ciclohexano e 125 mL de etanol. A biomassa foi submetida a essa extração por 48 h. Após a etapa de extração o cartucho e a biomassa foram lavados com abundância de água. Posterior à lavagem, o cartucho foi levado para uma estufa para secagem a 60°C por 72 h, para posterior pesagem. O teor de extrativos foi determinado por gravimetria.

A.3 Determinação do teor de inorgânicos

O teor de inorgânicos, ou popularmente chamado de cinzas da amostra, foi determinado segundo a norma TAPPI – T211 om-02. Cerca de 10 g de amostra livre de umidade foi pesada em um cadinho de porcelana previamente tarado. Os cadinhos foram aquecidos à 100°C por uma hora, e, após esse tempo, a temperatura foi aumentada de 50°C em 50°C a cada 40 minutos. Dessa forma, a amostra foi carbonizada suavemente, de forma a minimizar os erros experimentais. O teor de inorgânicos foi determinado utilizando a Equação A2.

$$I(\%) = \frac{m_{\text{inicial}}}{m_{\text{final}}} \times 100\% \quad (\text{A2})$$

Sendo:

I: teor de inorgânicos;

m_{final} : a massa de bagaço após calcinação (g);

m_{inicial} : a massa inicial de amostra livre de umidade (g).

A.4 Determinação do teor de lignina

A.4.1 Lignina Insolúvel

O teor de lignina insolúvel da amostra foi determinado segunda a norma TAPPI – T222 om-02, modificada de acordo com o procedimento descrito a seguir:

1. Pesa-se cerca de 9 g de base seca de bagaço de cana livre de extrativos e transfere-se para um tubo autoclavável de 500 mL contendo 11 mL de ácido sulfúrico 72% m/v;
2. A mistura permanece sob agitação por um período de 2 h;
3. Após, inicia-se a etapa de hidrólise. Durante essa etapa, o ácido é diluído a uma concentração de 5% m/v, adicionando-se 400 mL de água destilada aos tubos autoclaváveis. Esses tubos são levados a uma autoclave a 120°C por 1 h;
4. Depois, inicia-se a filtração, na qual, a solução é filtrada em funil de placa sinterizada do tipo ASTM 10-15M previamente seca em estufa a 105°C por 1 h;
5. O cadinho, juntamente com o material insolúvel, é levado para uma estufa de secagem a 80°C por um dia;
6. O cadinho é levado à mufla a 525°C por 2 h;
7. Posteriormente, esses cadinhos são retirados e levados a um dessecador até atingirem peso constante (essa etapa é realizada para desconsiderar a fração inorgânica insolúvel).

Considera-se nessa etapa que toda matéria orgânica perdida no processo de carbonização é lignina insolúvel;

8. O teor de lignina insolúvel é determinado gravimetricamente e calculado com a Equação A3:

$$L(\%) = \frac{m_{\text{inicial}}}{m_{\text{final}}} \times 100\% \quad (\text{A3})$$

Sendo:

L: teor de lignina insolúvel;

m_{final} : a massa de lignina residual (g);

m_{inicial} : a massa de amostra livre de umidade (g).

A.4.2 Lignina Solúvel

Para a determinação do teor de lignina solúvel, utiliza-se como amostra o filtrado obtido durante a etapa anterior (teor de lignina insolúvel). A quantificação da lignina solúvel é realizada por meio da medida de absorbância em 215 nm e 280 nm, segundo a metodologia de Goldschmid (1971). As concentrações são calculadas segundo a Equação A4.

$$\text{Concentração (g/L)} = \frac{(4,53 \times A_{215}) - A_{280}}{300} \quad (\text{A3})$$

As absorvidades molares da lignina solúvel são 70 para 215 nm e 18 para 280 nm.

A.5 Determinação dos teores de hemicelulose e celulose

Os teores de celulose e hemicelulose são determinados pela análise cromatográfica dos componentes da solução resultante das etapas de determinação dos teores de lignina solúvel e insolúvel. Essa determinação é realizada por meio da detecção de componentes como: celobiose, glicose, xilose, arabinose, ácido fórmico, ácido acético e furfural. As análises dos compostos são realizadas em um cromatógrafo de fase líquida de alta eficiência (CLAE) de modelo Shinadzu. A mistura reagente é composta de ácido sulfúrico 0,005 mol/L, e é enviada ao sistema através de um fluxo de 0,6 mL/min.

Após a quantificação dos compostos por cromatografia, as massas de celobiose e glicose são convertidas em quantidade de glicanas; as massas de xiloses e arabinoses em xilanas arabinanas, respectivamente; e a massa de ácido acético convertido em grupos acetila. Além

disso, os teores de furfural são convertidos em xilanas, multiplicando-se a quantidade de furfural pelo fator de hidrólise 1,375. A conversão dos componentes da hidrolisada celulose e hemicelulose é feita pelas Equações A5 e A6.

$$\text{Celulose}(\%) = \left\{ \frac{[(0,95 \times C_{\text{celobiose}}) + (0,9 \times C_{\text{glicose}}) + (3,52 \times C_{\text{ác. fórmico}})] \times V_{\text{água} + \text{H}_2\text{SO}_4}}{m_{\text{inicial}}} \right\} \quad (\text{A5})$$

$$\text{Hemicelulose}(\%) = \left\{ \frac{[(0,88 \times C_{\text{xilose}}) + (0,88 \times C_{\text{arabinose}}) + (1,375 \times C_{\text{furfural}})] \times V_{\text{água} + \text{H}_2\text{SO}_4}}{m_{\text{inicial}}} \right\} \quad (\text{A6})$$

A.6 Balanço de Massa para os componentes do bagaço de cana-de-açúcar

O balanço de massa para os componentes do bagaço de cana é calculado utilizando a Equação A7.

$$\text{BM}(\%) = \text{C} + \text{H} + \text{L} + \text{I} \quad (\text{A7})$$

Sendo:

C: teor de celulose (%);

H: teor de hemicelulose (%);

L: teor de lignina total (solúvel + insolúvel) (%);

I: teor de inorgânicos (%).

A.7 Balanço de Energia para a etapa de pré-tratamento

Para realizar o balanço de energia referente ao pré-tratamento hidrotérmico, faz-se as seguintes considerações:

- Energia potencial e cinética desprezíveis;
- Regime Permanente;
- Há troca térmica entre o reator e os componentes;
- Não há trabalho de fluxo;
- Não há trabalho de eixo;

Dessa forma, o balanço de energia é dado pelas Equações A8, A9 e A10, sendo $dU/dt=0$.

$$\frac{dE}{dt} = \frac{dU}{dt} + \frac{dH}{dt} + \frac{dK}{dt} \quad (A7)$$

$$\frac{dU}{dt} = m_{\text{total}} \times \Delta H + Q \quad (A8)$$

$$m_{\text{água}} \int_{T1}^{T2} C_{p_{\text{água}}} dT + m_{\text{bagaço}} \int_{T1}^{T2} C_{p_{\text{bagaço}}} dT = -Q \quad (A9)$$

Sendo:

$$C_{p_{\text{água}}} (\text{kJ/kg.K}) = -\log(-0,1053587 \times 10^{-2} + 0,9684399 \times 10^{-4} \cdot T - 0,1270955 \times 10^{-6} \cdot T^2 - 0,4986149 \times 10^{-10} \cdot T^3)$$

$$C_{p_{\text{bagaço}}} (\text{kJ/kg.K}) = 2,470212$$

$$T2 = 468,15 \text{ K}$$

$$T1 = 485,55 \text{ K}$$

Temperatura da água na pressão de operação (20bar) é de 212,4°C.

Para calcular a potência (em kW) necessária para manter a temperatura do reator a 195°C, utilizou-se o tempo de operação de 8 minutos.

REFERÊNCIAS

BAETA, B. E. L. **Aproveitamento energético a partir da digestão anaeróbia de hidrolisado hemicelulósico gerado pelo pré-tratamento por auto-hidrólise do bagaço de cana-de-açúcar considerando o contexto da biorrefinaria.** 2016. 159 f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Escola de Minas, Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2016.

GOLDSCHMID, O. Ultraviolet spectra. In: SARKANEN, K. V.; LUDIWIN, C. H. (Eds). **Lignins: occurrence, formation, structure and reactions.** John Wiley e Sons, 1971.

APÊNDICE B – Modelagem matemática da hidrólise enzimática

A modelagem cinética foi realizada através da abordagem proposta por Kadam Rydholm e Mcmillan (2004). Este modelo inclui a adsorção e dessorção dos diversos componentes da celulase no substrato lignocelulósico, bem como a inibição pelos produtos.

B.1 REATIVIDADE DO SUBSTRATO

No modelo, todas as transformações do substrato durante a hidrólise são agregadas em um único parâmetro R_s , o qual é definido como as velocidades iniciais de reação e correlacionado com a concentração de substrato, de acordo com a Equação B1.

$$R_s = \alpha \cdot \frac{S}{S_0} \quad (B1)$$

Sendo:

R_s : parâmetro de reatividade do substrato;

α : parâmetro da equação. Neste trabalho, utilizou-se α conforme a modelagem de Saad (2010), adotando o valor de 1 unidade;

S : concentração de substrato em um determinado tempo t (g/kg);

S_0 : concentração inicial de substrato (g/kg).

Para a realização do restante da formulação do modelo, assumiu-se as seguintes hipóteses:

- a) Há quatro enzimas principais envolvidas na conversão de celulose em glicose (endo- β -glucanase, exo- β -glucanase, exo- β -glicosidase e β -glicosidase) e uma enzima envolvida na conversão de hemicelulose em xilose (exo- β -xilanase). Portanto, para simplificar o modelo, essas enzimas foram consideradas um único complexo enzimático, ou seja, foram definidas como uma única variável;
- b) A velocidade de reação pode ser correlacionada com a quantidade de enzima adsorvida;
- c) A adsorção das enzimas segue a isoterma de adsorção de Langmuir.
- d) As reações R_1 , R_2 e R_4 (que serão descritas posteriormente), são reações de primeira ordem e são descritas por equações cinéticas baseadas no modo de inibição competitivo;
- e) A inativação enzimática, por efeitos térmicos e mecânicos, é desprezível;
- f) A conversão de celobiose em glicose segue a cinética de Michaelis-Menten.

Com base nas hipóteses adotadas, tem-se as Equações B2, B3, B4, B5, B6, B7 e B8 a seguir:

- Adsorção no material lignocelulósico

$$E_{ad} = \frac{E_{máx} \times K_{ad} \times E_f \times S}{1 + K_{ad} \times E_f} \quad (B2)$$

- Quantidade de enzima adsorvida no substrato

$$[EC] = \frac{E_{ad} \times C}{S} \quad (B3)$$

$$[EH] = \frac{E_{ad} \times H}{S} \quad (B4)$$

Nas quais:

E_{ad} : concentração de enzima adsorvida (gprot/kg);

E_{max} : capacidade específica de adsorção da enzima na biomassa (gprot/gS);

K_{ad} : constante de dissociação (kg/gprot), que é calculada como $E_{ad}/E_f \times S$

E_f : concentração de enzima na solução (g/kg);

S : concentração de sólidos (g/kg);

EC : concentração de enzima adsorvida na celulose (g/kg);

EH : concentração de enzima adsorvida na celulose (g/kg);

C : concentração de celulose (g/kg);

H : concentração de hemicelulose (g/kg).

- Conversão de celulose (C) em celobiose (G2) com inibição competitiva por celobiose, glicose e xilose

$$R_1 = \frac{k_1 \times [EC] \times R_S \times C}{1 + \frac{G_2}{K_{1iG2}} + \frac{G}{K_{1iG}} + \frac{X}{K_{1iX}}} \quad (B5)$$

- Conversão de celulose (C) em glicose (G) com inibição competitiva por celobiose, glicose e xilose

$$R_2 = \frac{k_2 \times [EC] \times R_S \times C}{1 + \frac{G_2}{K_{2iG2}} + \frac{G}{K_{2iG}} + \frac{X}{K_{2iX}}} \quad (B6)$$

- Conversão de celobiose (G2) em glicose (G) com inibição competitiva por glicose e xilose

$$R_3 = \frac{k_3 \times E_F \times G_2}{K_{3m} \times \left(1 + \frac{G}{K_{3iG}} + \frac{X}{K_{3iX}}\right) + G_2} \quad (B7)$$

- Conversão de hemicelulose (H) em xilose (X) com inibição competitiva por celobiose, glicose e xilose

$$R_4 = \frac{k_4 \times [EH] \times R_S \times H}{1 + \frac{G_2}{K_{4iG2}} + \frac{G}{K_{4iG}} + \frac{X}{K_{4iX}}} \quad (B8)$$

Nas quais:

k_i : velocidade específica de reação (kg/g.h), $i = 1, 2, 3, 4$;

K_{iiG2} : constante de inibição para celobiose (g/kg), $i = 1, 2, 3, 4$;

K_{iiG} : constante de inibição para glicose (g/kg), $i = 1, 2, 3, 4$;

K_{iiX} : constante de inibição para xilose (g/kg), $i = 1, 2, 3, 4$;

G_2 : concentração de xilobiose (g/kg);

G : concentração de glicose (g/kg);

X : concentração de xilose (g/kg).

B.2. BALANÇO DE MASSA PARA AS ENZIMAS, BIOMASSA (SÓLIDOS), SUBSTRATO (CELULOSE E HEMICELULOSE) E PRODUTOS (CELOBIOSE, GLICOSE E XILOSE)

Os balanços de massa são definidos pelas Equações B9, B10, B11, B12, B13, B14 e B15. As equações de balanço foram baseadas nos princípios de conservação de massa e esses balanços não se modificam caso haja mudanças no mecanismo cinético.

- Enzimas

$$E_T = E_F + E_{ad} \quad (B9)$$

- Sólidos

$$S = C + H + L \quad (B10)$$

- Celulose

$$\frac{dC}{dt} = -R_1 - R_2 \quad (B11)$$

- Celobiose

$$\frac{dG_2}{dt} = 1,056 \times R_1 - R_3 \quad (B12)$$

- Glicose

$$\frac{dG}{dt} = 1,111 \times R_2 + 1,053 \times R_3 \quad (B13)$$

- Hemicelulose

$$\frac{dH}{dt} = -R_4 \quad (B14)$$

- Xilose

$$\frac{dX}{dt} = 1,136 \times R_4 \quad (B15)$$

Sendo:

ET: concentração total de enzimas (g/kg);

t: tempo (h);

L: concentração de lignina (g/kg);

1,056: constante de conversão de uma unidade de glucano na celulose em celobiose;

1,111: constante de conversão de uma unidade de glucano na celulose em glicose;

1,053: constante de conversão de uma unidade de glucano na celobiose em glicose;

1,136: constante de conversão de uma unidade de xilana na hemicelulose em xilose.

B.3 DETERMINAÇÃO DAS ATIVIDADES ENZIMÁTICAS

Antes de iniciar o processo de hidrólise, é preciso determinar a atividade de cada enzima utilizada. A enzima Celluclast 1,5 L é caracterizada pela atividade em papel de filtro, enquanto a enzima Cellic CTec2 é caracterizada pela atividade em solução de celobiose.

B.3.1 Determinação da atividade celulase

Para fazer a determinação da atividade da enzima celulase, segue-se o procedimento padrão descrito pela NREL (*Mesurement of Cellulase Activities*). Esse procedimento segue as diretrizes da *International Union of Pure and Applied Chemistry* (IUPAC). A atividade da enzima celulase é expressa por *Filter Paper Units* (FPU) por volume de enzima. O

procedimento de medida da atividade da enzima consiste em encontrar a concentração de uma solução da enzima de interesse (celulase) que libere duas miligramas de açúcares redutores a partir de 50 miligramas de papel de filtro, em 60 minutos, usando uma alíquota de 0,5 mL da solução de enzima. As especificações para o cálculo da FPU são determinadas pela IUPAC. Assim, para a determinação da atividade, utiliza-se a Equação B16.

$$FPA = \frac{0,37}{C_{enz,2}} \quad (B16)$$

Na qual:

FPA: atividade no papel de filtro (FPU/mLenz);

$C_{enz,2}$: concentração da solução de enzima que libera dois miligramas de glicose (mLenz/mL).

B.3.2 Determinação da atividade celobiose

Para fazer essa determinação, segue-se o procedimento recomendado pela IUPAC, no qual mede-se a atividade da enzima celobiase em uma solução de celobiose 15 mmol/L. Essa atividade é expressa como *Cellobiose Units* (CBU) por volume de enzima. Assim, a determinação da atividade é descrita pela Equação B17.

$$CbA = \frac{0,0926}{C_{enz,1}} \quad (B17)$$

Na qual:

CbA: atividade em celobiose (CBU/mLenz);

$C_{enz,1}$: concentração da solução de enzima que libera um miligrama de glicose (mLenz/mL).

B.3.3 Determinação das conversões de celulose e hemicelulose

Para determinar as conversões de celulose e hemicelulose são realizados ensaios de hidrólise com as condições de temperatura, pH, agitação e tempo constantes e de valores 50°C, 4,8, 150 rpm e 72 h, respectivamente, em triplicata. Assim, a partir das Equações B18 e B19, obtém-se as conversões desejadas.

$$XC(\%) = \frac{G_{E,final}}{G_{E,initial}} = \left(\frac{G + 1,053 \times G_2}{1,111 \times C} \right) \times 100 \quad (B18)$$

$$XH(\%) = \frac{X_{E,final}}{X_{E,initial}} = \left(\frac{X}{1,136 \times H} \right) \times 100 \quad (B19)$$

Nas quais:

XC: conversão de celulose;

G_E: Glicose equivalente (g/kg);

G₂: concentração de celobiose (g/kg);

G: concentração de glicose (g/kg);

C: concentração de celulose (g/kg);

XH: conversão de hemicelulose;

XE: xilose equivalente (g/kg);

X: concentração de xilose (g/kg);

H: concentração de hemicelulose (g/kg).

B.4 DETERMINAÇÃO DA ATIVIDADE ENZIMÁTICA ESPECÍFICA

Nas seções anteriores, foram determinadas as atividades características das atividades enzimáticas, atividade em papel filtro, atividade em celobiose e, adicionalmente, a quantidade de proteína em cada enzima para a realização do cálculo da atividade específica. Essa quantidade de proteína é determinada através do método colorimétrico de Bradford. Sendo assim, é possível calcular, através da Equação B20, a concentração de enzima necessária para produzir dois miligramas de açúcares redutores totais em 0,5 mL de solução.

$$ART = 2,9039 \times \log C_{enz} + 8,3501 \quad (B20)$$

Sendo:

ART: açúcares redutores totais (mg/0,5mL);

C_{enz}: concentração de enzima (mLenz/mL);

Com isso, é possível calcular a concentração de enzima que libera dois miligramas de glicose, ou seja, ART = 2, por meio da Equação B21.

$$C_{enz} = 10^{\frac{ART - 8,3501}{2,9039}} \quad (B21)$$

Dessa forma, $Cenz,2$ resultou em 0,0065 mLenz/mL. Também é possível calcular a atividade do papel filtro, através da Equação B16, resultando em 56,9 FPU/mLenz. De acordo com Camara (2012), o valor de proteína na enzima é 45,41 mg/mL. Devido a isso, é possível obter a atividade específica da enzima Celluclast 1,5L em unidades de atividade de papel de filtro por massa de proteína. O valor resultante é 1,25 FPU/mg.

Para a determinação da atividade CBU é utilizada a Equação B22, a qual fornece o valor da concentração de enzima necessária para produzir 1 mg glicose em 2 mL de solução.

$$Glic = 2,0087 \times \log Cenz + 9,3490 \quad (B22)$$

Sendo:

Glic: glicose liberada (mg/2mL).

Assim, o valor de $Cenz$ para $Glic = 1$ é $6,977 \times 10^{-5}$ mLenz/mL. Por fim, utiliza-se a Equação B17 para calcular a atividade da enzima Cellic CTec2, resultando no valor de 1327,3 CBU/mLenz. De acordo com Camara (2012), a quantidade de proteína na enzima é de 44,83 mg/mL, e com isso, é possível obter a atividade específica desta enzima em unidades de atividade de celobiose por massa de proteína, que possui valor de 29,61 CBU/mg.

B.5 BALANÇO DE ENERGIA PARA A ETAPA DE HIDRÓLISE ENZIMÁTICA

Conhecendo o valor de -114,5 kJ/mol como o calor de reação da hidrólise enzimática, de acordo com Lavarack, Griffin e Rodman (2000) é possível calcular esse calor de reação como corresponde em kJ. Para um reator de hidrólise, há 5,0988 toneladas de celulose e 2,7741 toneladas de hemicelulose, que equivalem a 628,93 mol e 110,964 mol, respectivamente. Portanto, o calor de reação é de $Q = -84.717,86$ kJ. Utilizando a Equação B23 é possível chegar à variação $\Delta T/h$, utilizando o tempo de processo de 36 h.

$$Q = m \times c_{p_{bagaço}} \times \Delta T \quad (B23)$$

Sendo:

$$c_{p_{bagaço}} = 2,470212 \text{ kJ/kg.K}$$

$$m = 18,753 \text{ ton}$$

REFERÊNCIAS

CAMARA, M. M. **Modelagem e simulação da hidrólise enzimática de bagaço de cana pré-tratado com peróxido de hidrogênio em meio alcalino**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – UFRJ, Rio de Janeiro, 2012.

KADAM, K. L.; RYDHOLM, E. C.; MCMILLAN, J. D. Development and validation of a kinetic model for enzymatic saccharification of lignocellulosic biomass. **Biotechnology progress**, 20(3), 698–705. <https://doi.org/10.1021/bp034316x>

LAVARACK, B. P.; GRIFFIN, G. J.; RODMAN, D. Measured kinetics of the acid-catalysed hydrolysis of sugar cane bagasse to produce xylose. **Catalysis Today**, 63, 257-265, 2000.

SAAD M. B. W. **Avaliação técnica e econômica da produção de etanol via hidrólise enzimática de bagaço de cana-de-açúcar**. Dissertação de Mestrado. Universidade de São Paulo, Lorena, 2010.

APÊNDICE C – Modelagem matemática da fermentação

Para os processos fermentativos, o estudo cinético consiste em analisar a evolução da concentração de um ou mais componentes no reator em função do tempo de fermentação. O modelo cinético utilizado nesse processo é o proposto por Tosetto (2002), por ser o que mais se adequa às bateladas, quando comparado a outros modelos. O modelo é descrito pela Equação C1, o qual é caracterizado por substrato limitante e inibição pela concentração de substrato e produto.

$$\mu_x = \mu_{\text{máx}} \times \left(\frac{s}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i^2}} \right) \times \left(1 - \frac{P}{P_{\text{máx}}} \right)^n \quad (\text{C1})$$

Na qual:

$\mu_{\text{máx}}$: máxima velocidade específica de crescimento celular (h⁻¹);

K_s : constante de saturação (g/L);

S : concentração de substrato limitante (g/L);

K_i : constante de inibição por substrato (g/L);

$P_{\text{máx}}$: máxima concentração de etanol admissível para não inibição da reação (g/L);

P : concentração de etanol (g/L).

Os parâmetros cinéticos são determinados a partir de dados experimentais, os quais consistem em resolver um problema de otimização, com a finalidade de encontrar o conjunto de variáveis que minimizam o desvio entre os dados obtidos pela simulação e os dados experimentais. A estimativa dos parâmetros cinéticos é baseada em Tosetto (2002), uma rotina de ajuste fundamentada na minimização da somatória dos desvios quadrados. Para o desenvolvimento desse modelo matemático, é preciso assumir as seguintes hipóteses:

- a) O reator opera em mistura perfeita;
- b) A temperatura é mantida constante;
- c) O volume das bolhas de gás (CO₂) é desprezível.

C.1 BALANÇO DE MASSA DE CADA COMPONENTE

Considerando que as leveduras adicionadas ao reator são consumidas de forma rápida, e que não há adição dos demais componentes durante o processo, pode-se afirmar que não há

fluxo de material no reator e que este possui volume constante. Portanto, a taxa de acúmulo de cada componente deve ser igual à taxa de formação/consumo, devido às reações ocorridas no interior do reator, dadas pelas Equações C2, C3 e C4.

- Balanço de massa para as células (X)

$$\frac{d(XV)}{dt} = R_X \times V \quad (C2)$$

- Balanço de massa para o substrato (S)

$$\frac{d(SV)}{dt} = R_S \times V \quad (C3)$$

- Balanço de massa para o etanol (P)

$$\frac{d(PV)}{dt} = R_P \times V \quad (C4)$$

Nas quais:

V: volume útil do reator (L);

R: taxa de formação do componente devido à reação (g/L.h).

A formação de produto está associada ao crescimento microbiano, por isso, os valores das taxas de reação (R), podem ser relacionados entre si, de modo a gerar os fatores de conversão, os quais são apresentados nas Equações C5, C6 e C7:

- Relação entre as taxas de formação

$$R_X = \mu_X \times X = R_S \times Y_{X/S} = R_P \times \frac{Y_{X/S}}{Y_{P/S}} \quad (C5)$$

- Fator de conversão de substrato em produto

$$Y_{P/S} = \frac{\text{quantidade gerada de etanol}}{\text{quantidade consumida de substrato}} = \frac{P - P_0}{S_0 - S} \quad (C6)$$

- Fator de conversão de substrato em células

$$Y_{X/S} = \frac{\text{quantidade gerada de células}}{\text{quantidade consumida de substrato}} = \frac{X-X_0}{S_0-S} \quad (C7)$$

Substituindo os fatores de conversão e utilizando as hipóteses citadas anteriormente, os balanços de massa para cada componente se tornam as Equações C8, C9 e C10:

- Balanço de massa para as células

$$\frac{dX}{dt} = X \times \mu_X \quad (C8)$$

- Balanço de massa para o substrato

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{1}{Y_{X/S}} \times X \times \mu_X \quad (C9)$$

- Balanço de massa para o etanol

$$\frac{dP}{dt} = -\frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} \times X \times \mu_X \quad (C10)$$

Sendo que μ_X é advindo do modelo cinético apresentado anteriormente.

C.2 BALANÇO DE ENERGIA PARA A ETAPA DE FERMENTAÇÃO

Tendo em vista o calor de reação da etapa de fermentação como 57 kcal/mol, de acordo com Ferrari (2013), pode-se calcular o valor correspondente em caloria como $Q = 355.277,09$ kcal, a partir do número de mol de glicose. Há 1,1229 toneladas de glicose para um reator de fermentação, portanto há 6.233 mols de glicose. Esse valor equivale a $Q = 1.486.479,34$ kJ de calor de reação. Para o processo de 8 h, isso corresponde a $Q = 51,27$ kW. Utilizando a Equação C11, é possível calcular o valor de $\Delta T/h$ no processo, com um tempo de 8 h.

$$Q = m \times c_{p_{\text{bagaço}}} \times \Delta T \quad (C11)$$

Sendo:

$$c_{p_{\text{mosto}}} = 4,184 \text{ kJ/kg.K}$$

$$m = 1,1229 \text{ ton}$$

REFERÊNCIAS

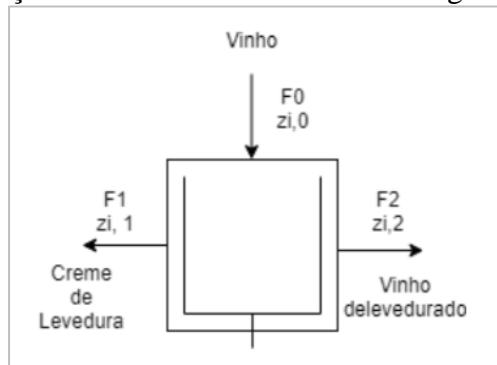
FERRARI, F. C. S.; **Fatores operacionais e cinética do processo fermentativo para otimização da produção de etanol em escala industrial**. 2013. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2013. p. 44-48.

TOSETTO, G. M. **Influência da matéria-prima no comportamento cinético de levedura na produção de etanol**. 2002. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2002. p. 40-46.

APÊNDICE D – Modelagem matemática da centrifugação

A Figura D1 apresenta o modelo de centrífuga, implementado como um modelo caixa-preta com uma entrada e duas saídas, na qual o usuário é responsável por especificar a fração mássica de células que deseja ver retirada na corrente de creme de levedura, bem como a concentração residual que espera encontrar na corrente de vinho delevedurado. Utilizou-se como valores $z_{X1} = 0,2$ (20%) e $z_{X2} = 0,003$ (0,3%), respectivamente, para as frações mássicas de células na saída de creme de levedura (corrente 1) e de vinho delevedurado (corrente 2). É importante ressaltar que o usuário pode especificar esses valores, desde que obedeça às restrições $z_{X0} < z_{X1} \leq 1$ e $0 \leq z_{X2} < z_{X0}$.

Figura D1 – Esquema do balanço de massa envolvido na centrifugação



Fonte: adaptado de Fonseca (2014)

O modelo utilizado calcula a massa de ambas as correntes de saída através de um balanço de massa celular, mas desconsidera o balanço de energia, desprezando assim os aumentos de temperatura no vinho. Para se obter a vazão mássica $z_{i,1}$ que irá passar por um rápido tratamento e irá retornar para o fermentador, utiliza-se a equação D1. Já para a fração mássica $z_{i,2}$ que irá para a destilação, utiliza-se a Equação D2.

$$z_{i,1} = \frac{z_{i,0}}{1 - z_{x,0}} (1 - z_{x,1}), i \neq X \quad (D1)$$

$$z_{i,2} = \frac{z_{i,0}}{1 - z_{x,0} + z_{x,2}}, i \neq X \quad (D2)$$

Para os cálculos das massas de saída, utilizou-se as equações de balanço global de massa, levando em consideração as frações mássicas dos demais componentes, a partir das Equações D3 e D4.

$$F_0 = F_1 + F_2 \quad (D3)$$

$$F_0 \times z_{i,0} = F_1 \times z_{i,1} + F_2 \times z_{i,2} \quad (D4)$$

REFERÊNCIAS

FONSECA, G. **Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração (E1G)**. 2014. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de São Carlos, São Paulo, 2014.

APÊNDICE E – Modelagem matemática da destilação

Segundo Brito (1997), o modelo matemático para uma coluna de destilação em estado estacionário inclui equações básicas de balanço de massa, relações de equilíbrio, somatório de frações molares e balanço de energia, equações conhecidas como MESH. Para o caso de modelo transiente, recomenda-se o uso de simuladores dinâmicos nos quais equações diferenciais e algébricas são resolvidas.

Um modelo simplificado para o sistema de colunas de destilação AA1D e B1B foi montado utilizando o simulador AspenPlus, o qual é baseado em uma arquitetura modular. Os destiladores foram simulados usando um conjunto de colunas de destilação do tipo RADFRAC.

O modelo simplificado recebe três correntes de entrada, que devem estar especificadas, e retorna seis correntes de saída. As correntes de entrada correspondem à corrente de vinho delevedurado vindo da centrífuga e a duas correntes de vapor para atender aos refeedores no fundo do trem de colunas. As correntes de saída incluem uma corrente de energia representando o calor trocado no condensador do segundo conjunto de colunas, as saídas para o condensado do vapor utilizado nos refeedores das colunas e as correntes de vinhaça, flegmaça, e etanol hidratado, sendo que só foram especificadas as correntes de saída mais importantes. As especificações da coluna RADFRAC usada para construir a tabela de inspeção foram obtidas a partir dos estudos de Dias (2008), deixando a fração mássica de etanol na entrada como a variável livre, com valores entre 5,0% e 12,0% (FONSECA, 2014). Obteve-se também a energia necessária para a obtenção do etanol nos quatro destiladores, as quais estão mostradas na Tabela E1.

Tabela E1 – Balanço de energia dos destiladores

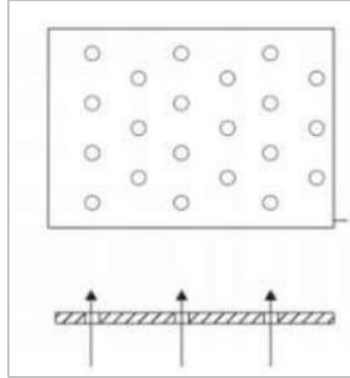
Destilador	Energia (kW)
A	5069,52
A1	1458,86
D	1256,97
B/B1	290789,0

Fonte: elaborada pela autora

Com os dados obtidos da modelagem de todos os equipamentos e seus respectivos cálculos, as colunas foram dimensionadas. Um dos primeiros fatores a ser determinado deve ser o espaçamento (distância) entre pratos da coluna. Segundo Mukherjee (2015), o espaçamento das bandejas nas colunas industriais em processos químicos geralmente fica entre 450 e 900 mm (entre 18 e 36 in), no entanto, isso varia de acordo com o tipo de prato escolhido. O tipo de prato utilizado neste trabalho foi o prato perfurado (*sieve tray*), que é o prato mais

comumente utilizado e de menor custo (Figura E1). Além disso, quando comparado aos pratos do tipo *bubble cap*, o prato perfurado possui maior resistência a corrosão e ao entupimento (Towler & Sinnott, 2013).

Figura E1 – Esquema de prato *sieve tray* para coluna de destilação



Fonte: Towler e Sinot (2013)

O tamanho dos furos no prato normalmente varia de 2,5 a 19 mm, sendo 5 mm o tamanho padrão recomendado e utilizado neste projeto. A distância entre os centros dos furos não deve ser menor que a medida de 2 diâmetros do furo, sendo que normalmente se usa entre 2,5 e 4 diâmetros do furo. Nas colunas, foi utilizado o valor de 3 diâmetros, igual a 15 mm. Segundo Mukherjee (2015), o espaçamento dessa bandeja é cerca de 150 mm (6 in) menor que da *bubble cap*, então, o valor deve ficar entre 300 e 750 mm (entre 12 e 30 in). O valor adotado para todas as colunas foi de 0,6096 m por ser um valor conhecido no padrão comercial (24 polegadas).

Outro importante aspecto a ser dimensionado é o diâmetro da coluna, o qual depende da vazão de vapor da coluna. Para esse cálculo, é necessário encontrar a velocidade superficial máxima do vapor na coluna. De acordo Towler e Sinnott (2013), a velocidade do vapor é dada pela Equação E1.

$$u = (-0,171 \times l^2 + 0,27 \times l - 0,047) \times \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (E1)$$

Onde u corresponde a velocidade superficial máxima do vapor obtida em m/s, l a distância entre pratos, em m, ρ_l a densidade do líquido em kg/m³ e ρ_v a densidade do vapor em kg/m³. A partir disso, pode-se calcular os diâmetros pela Equação E2.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times W_{\text{máx}}}{\pi \times \rho_g \times u}} \quad (E2)$$

Sendo que $W_{\text{máx}}$ corresponde a vazão máxima de vapor, em kg/s, calculada pela Equação E3.

$$W_{\text{máx}} = C[\rho_l(\rho_l - \rho_g)]^{1/2} \quad (\text{E3})$$

Além disso, C é calculado de acordo pela Equação E4.

$$C = m \ln \phi + B \quad (\text{E4})$$

Na qual, ϕ é a tensão superficial do líquido (22,27 dinas/cm) e m e b são valores retirados da tabela apresentada na Figura E2, de acordo com o espaçamento entre os pratos.

Figura E2 – Coeficientes para a correlação de Souders-Brown

Tray Spacing		m	b
mm	in.		
25	10	46.1	14.7
30	12	74.1	53.2
38	15	93.3	133.5
46	18	106.6	197.2
51	20	112.6	229.1
61	24	118.8	284
76	30	121.6	334
91	36	124.3	359.8

Fonte: Hall (2018)

Partindo das escolhas e dos cálculos realizados, pode-se calcular a altura da coluna de destilação. Para isso, é utilizado o número de pratos de cada coluna, cujos resultados podem ser consultados na seção sobre os balanços da destilação. Com isso, pode-se calcular a altura da coluna com a Equação E5 (Peters, Timmerhaus e West, 2003).

$$H_c = (N_{\text{pratos}} - 1) \times H_s + \Delta H$$

Na qual, H_s é o espaçamento entre pratos e ΔH a altura adicional necessária para a operação da coluna.

Vale ressaltar que a coluna A1 possui 8 pratos, a coluna A possui 18 pratos e a coluna D 6 pratos, além disso, a coluna B possui 32 pratos e a coluna B1 13 pratos (sendo B e B1 consideradas juntas). Adequando essas medidas às especificações padrão disponíveis no mercado e utilizando $l = 0,6096$ m, obtém-se um valor de diâmetro da coluna A, A1 e D igual a 0,8856 m e da coluna B, B1 de 0,6428m. Assim, chega-se às condições finais apresentadas nos Quadros 2 a 5. Para a escolha do material considerou-se o aço carbono A285 devido ao fato desse material suportar temperaturas de até 950°C. Além disso, esse material apresenta o

melhor custo-benefício, dado o seu menor custo em relação a outros materiais como aço inoxidável ou ligas de níquel (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997).

REFERÊNCIAS

BIEGLER, L. T.; GROSSMANN, I. E.; WESTERBERG, A. W. **Systematic methods of chemical process design**. Upper Saddle River, N.J: Prentice Hall PTR, 1997.

BRITO, R. P. **Processo de destilação extrativa: modelagem dinâmica, simulação e avaliação de nova configuração**. 1997. 202 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1997.

DIAS, M. O. de S. **Simulação do Processo de Produção de Etanol a Partir do Açúcar e do Bagaço, Visando a Integração do Processo e a Maximização da Produção de energia e excedentes do Bagaço**. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008. p. 58-147.

FONSECA, G. **Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração (E1G)**. 2014. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de São Carlos, São Paulo, 2014.

HALL, S. M. **Rules of Thumb for Chemical Engineers**. Advancing Chemical Engineering Worldwide. 6º Edição, Elsevier, 2018.

MUKHERJEE, A., DUMONT, M. J., RAGHAVAN, V. Review: Sustainable production of hydroxymethylfurfural and levulinic acid: Challenges and opportunities. **Biomass and Bioenergy**, 72, 2015.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 5 ed. New York, NY: McGraw-Hill Education, 2003.

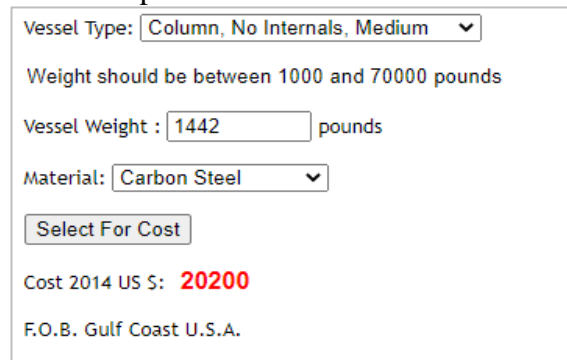
TOWLER, G. P.; SINNOTT, R. K. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design**. 2 ed. Oxford, UK: Butterworth-Heinemann, 2013.

APÊNDICE F – Modelagem matemática da análise econômica

F.1. CUSTOS DE INVESTIMENTO

Para realizar o cálculo do custo de cada equipamento envolvido e seus respectivos custos de instalação, primeiramente, utilizou-se a plataforma Matches, a qual informa o custo, em dólares, do equipamento para o ano de 2014 através do input do peso, diâmetro ou volume e do material do mesmo, como mostra a Figura F1.

Figura F1 – Custo de equipamento na plataforma Matches



The screenshot shows a web interface for calculating vessel costs. It includes a dropdown menu for 'Vessel Type' set to 'Column, No Internals, Medium'. A text prompt states 'Weight should be between 1000 and 70000 pounds'. The 'Vessel Weight' is entered as '1442' pounds. The 'Material' dropdown is set to 'Carbon Steel'. A 'Select For Cost' button is present. Below the button, the 'Cost 2014 US \$' is displayed as '20200' in red text. At the bottom, it reads 'F.O.B. Gulf Coast U.S.A.'.

Fonte: Matches (2014)

Para se obter o valor do custo dos equipamentos em 2021, último ano com a taxa anual divulgada pelo fator CEPSI, utilizou-se os fatores relativos aos anos de 2014 e 2021, de acordo com a Equação F1.

$$[\text{Custo do equipamento em 2021 (US\$)}] = [\text{Custo do equipamento em 2014 (US\$)}] \times \frac{\text{Fator CEPSI 2021}}{\text{Fator CEPSI 2014}} \quad (\text{F1})$$

Para transformar esse valor em reais, utilizou-se a taxa do dólar em 2021, segundo a Equação F2.

$$[\text{Custo do equipamento em 2021 (R\$)}] = [\text{Custo do equipamento em 2021 (US\$)}] \times [\text{taxa do dólar em 2021}] \quad (\text{F2})$$

Além disso, a fim de se auferir os custos totais de construção da planta química, utilizou-se o fator de Lang para Plantas de Processos Fluidos (Turton et. al, 2012)

$$C_{TC} = F_{Lang} \sum_{i=1}^n C_{p,i} \quad (\text{F3})$$

Sendo $C_{p,i}$ os equipamentos utilizados na planta química.

F.2. CUSTO ANUAL FIXO (FCOP)

As estimativas dos custos fixos foram feitas com base em Turton et al. (2012), o qual discorre sobre os custos totais relacionados à manufatura (custos de trabalho operacional e custos totais de construção). A partir dos valores utilizados em literatura foi possível calcular valores aproximados dos custos fixos da usina hipotética analisada no presente trabalho, com base em sua produção diária, tamanho e necessidades e ignorando alguns fatores, como: utilidades, tratamento de resíduos, patentes e royalties.

O valor total dos custos anuais fixos pode ser obtido através da soma de suas partes, como mostra a Equação F4.

$$FCOP = 2,125C_{TO} + 0,156C_{TC} \quad (F4)$$

Sendo C_{TO} obtido através do número de operadores por turno, considerando um fator de 4,5 operadores contratados por cargo ao longo do ano e U\$ 59.890,00 como descrito em Turton et al (2012). O racional pode ser visto nas Equações F5e F6.

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_P)^{0,5}10 \quad (F5)$$

Na qual:

P: número de etapas que envolvem transportes de materiais particulados.

N_P : número de processos não particulados (compressor, reator, resfriador, misturador).

$$C_{TO} = 4,5N_{OL} \times 89.980,00 \quad (F6)$$

F.3. CUSTO ANUAL VARIÁVEL (VCOP)

Os custos anuais variáveis foram estimados com base nos valores por quantidade de cada matéria-prima em seus respectivos fornecedores. Através desses valores e das quantidades utilizadas em cada etapa (calculadas nos apêndices anteriores), foi possível determinar o custo necessário para a unidade produtiva operar ao longo do ano. O cálculo para cada matéria-prima foi realizado conforme a Equação F7.

$$[\text{Custo anual da matéria-prima}] = [\text{Custo por quantidade}] \times [\text{Quantidade utilizada no ano}] \quad (F7)$$

O custo total, por sua vez, foi calculado de acordo com a Equação F8.

¹⁰ Neste caso, desconsidera-se P, pois não há etapas de distribuição ou transporte particulado

$$[\text{Custo variável anual}] = [\text{Custo anual da matéria-prima 1}] + [\text{Custo anual da matéria-prima 2}] + [\text{Custo anual da matéria-prima 3}] \dots \quad (\text{F8})$$

F.4. RECEITA ANUAL

A receita anual foi determinada através da estimativa da quantidade produzida de cada produto e subproduto da planta, bem como seus custos de venda por quantidade. O cálculo realizado por produto pode ser visto na Equação F9.

$$[\text{Receita anual do produto}] = [\text{Quantidade produzida por ano}] \times [\text{Preço de venda por quantidade}] \quad (\text{F9})$$

A receita anual total, por sua vez, pode ser obtida através da Equação F10.

$$[\text{Receita anual}] = [\text{Receita anual do produto 1}] + [\text{Receita anual do produto 2}] + [\text{Receita anual do produto 3}] \dots \quad (\text{F10})$$

É importante pontuar que a energia elétrica vendida corresponde à energia excedente da usina ao longo de 1 ano de operação, bem como o bagaço armazenado utilizado na caldeiraria. Além disso, a venda de créditos de carbono garante o desenvolvimento sustentável da empresa, os quais, segundo Junqueira (2002) são gerados de acordo com as toneladas de cana processada (0,2 ton CBios = 1 ton de cana processada).

REFERÊNCIAS

MATCHES. **Matches' Process Equipment Cost Estimates**. 2014. Disponível em: <http://www.matche.com/equipcost/Default.html>. Acesso em 03 ago. 2022.

TURTON, R.; BAILIE, C. R.; WHITING, B. W.; SHAEIWITZ, A. J.; BHATTACHARYYA, D. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. Prentice Hall. Pearson Education Inc. 2012.

SALVADOR, A. S. et al. **Cálamo: indústria de etanol E2G**. Trabalho de Conclusão de Curso. Curso superior de Engenharia Química. Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Apucarana, 2018. p. 144-156.