UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

INSTITUTO DE ENERGIA E MEIO AMBIENTE

CAIO LUCA JOPPERT

Análise da substituição energética de bagaço de cana-de-açúcar por biogás produzido a partir de resíduos de usinas de açúcar e álcool para produção de etanol 2G

> São Paulo 2019

CAIO LUCA JOPPERT

Análise da substituição energética de bagaço de cana-de-açúcar por biogás produzido a partir de resíduos de usinas de açúcar e álcool para produção de etanol 2G

Versão Corrigida

Dissertação apresentada ao Instituto de Energia e Meio Ambiente da Universidade de São Paulo para obtenção do título de mestre em ciências.

Área de Concentração: Energia

Orientadora: Dra. Marilin Mariano dos Santos

i

São Paulo 2019 AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

FICHA CATALOGRÁFICA

Joppert, Caio Luca.

Análise da substituição energética de bagaço de cana-deaçúcar por biogás produzido a partir de resíduos de usinas de açúcar e álcool para produção de etanol 2G/ Caio Luca Joppert; orientadora: Marilin Mariano dos Santos. – São Paulo, 2019. 232 f.: il; 30 cm.

Dissertação (Mestrado em Ciências) – Programa de Pós-Graduação em Energia – Instituto de Energia e Ambiente da Universidade de São Paulo.

Biogás. 2. Bagaço. 3. Vinhaça. 4. Etanol. 5. Cana-de açúcar.
Fontes alternativas de energia. I. Título.

Elaborado por Maria Penha da Silva Oliveira CRB-8/6961

Aos 24 dias do mês de junho de 2019, no(a) IEE/USP realizou-se a Defesa da Dissertação do(a) Senhor(a) Caio Luca Joppert, apresentada para a obtenção do título de Mestre intitulada:

"Análise da substituição energética de bagaço de cana-de-açúcar por biogás produzido a partir de resíduos de usinas de açúcar e álcool para produção de etanol 2G"

Após declarada aberta a sessão, o(a) Sr(a) Presidente passa a palavra ao candidato para exposição e a seguir aos examinadores para as devidas arguições que se desenvolvem nos termos regimentais. Em seguida, a Comissão Julgadora proclama o resultado:

Nome dos Participantes da Banca	Função	Sigla da CPG	Resultado
Marilin Mariano dos Santos	Presidente	SEMVINCULO(IEE)	Não Votante
José Luis Pires Camacho	Titular	EP - USP	APROVAND
Luis Augusto Barbosa Cortez	Titular	UNICAMP - Externo	p pronthal
Patricia Helena Lara dos Santos Matai	Suplente	EP - USP	Aprovado
Resultado Final: A RADIA			•
Parecer da	a Comissão	Julgadora *	
		-	\ \
Eu, RAPHAEL Diegues 24 dias do mês de junho de 2019.	sente ata, qu	ie assino juntamente	com os(as) Senhores(as). São Paulo, aos
José Luis Pires Camacho		F	/Marlen. Jant
Patricia Helena Lara dos Santos Matai Marilir Presidenti	n Auriano do e da Comissi	Santos	
* Obs: Se o candidato for reprovado por algum dos membros, o presencimento do r	e un comisse	ório	
	barecer e obrigat	010.	
A defesa foi homologada pela Comissão de Pós-Graduação em de Mestre em Ciências obtido no Programa Energia.	25/06/1	e, portanto, o(a	a) aluno(a) jus ao título
· · · · · · · · · · · · · · · · · · ·	110		
Presidente da	Comissão de	PROS-Graduação	
Prof. Dr. Edm	ilson Moutin	ho dos Santos	
Pre	sidente da (CPG	

Instituto de Energia e Ambiente

iii

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho à minha querida e pequena sobrinha e afilhada, Beatriz Joppert Larangeira, com a esperança de que pesquisas envolvendo bioenergia, como esta, possam contribuir para deixar a ela e à sua geração um futuro promissor e sustentável em termos ambientais, tecnológicos e sociais.

AGRADECIMENTOS

Agradeço, primeiramente, aos contribuintes do Estado de São Paulo, cujos impostos financiam a Universidade de São Paulo e garantem ensino e pesquisa públicos e de qualidade para a população paulista e brasileira.

Agradeço a meus pais, Silvia Mara Herbelha Joppert e Ivan de Oliveira Joppert Jr., pela minha educação e bases morais, por me ensinarem a nunca desistir da busca pelo conhecimento e valorizar a educação e, sobretudo, pelo apoio, carinho, compreensão e orientação para que eu pudesse cumprir meus objetivos. Agradeço, em igual tamanho, à minha irmã Bruna, meu cunhado Rafael, meu tio Mario Jr., meu primo Gabriel, meu avô Mario, minha "boadrasta" Lisete e aos outros membros de minha família que me apoiaram durante esta fase. Agradeço especialmente ao meu companheiro para todas as horas, Guilherme Martins Caldeira, que topou seguir esta jornada ao meu lado, que me consolou e me deu coragem nos momentos mais difíceis e que nunca deixou de me incentivar a buscar a excelência acadêmica e profissional.

Agradeço à minha orientadora, Marilin Mariano dos Santos, pelo trabalho impecavelmente dispensado à minha orientação, pela constante presença, pela abertura, transparência e sinceridade no processo de pesquisa, pelos constantes incentivos e estímulos a produzir conteúdo relevante e pela amizade e confidência formados durante o trabalho. Agradeço, também, à professora Suani Teixeira Coelho, pelas oportunidades, por me acolher no Grupo de Pesquisa em Bioenergia (GBio) e pela ajuda em supervisionar o meu trabalho. Aos demais membros do GBio, agradeço pela companhia, companheirismo e pelas trocas proporcionadas enquanto integrei este maravilhoso grupo. Agradecimentos adicionais aos professores, pesquisadores e funcionários do departamento de Engenharia Química e de Engenharia Mecânica da Escola Politécnica da USP e do Instituto de Energia e Meio Ambiente da USP que contribuíram, direta ou indiretamente ao meu trabalho e pesquisa.

Agradeço à empresa Figener Engenheiros Associados pela permissão do uso do software *PowerFNESS*[®] e por compartilhar dados sobre cotações de equipamentos. Especiais agradecimentos ao engenheiro da Figener Laiete Soto Messias, que me encorajou buscar o título de mestre e que fez contribuições relevantes ao trabalho na área de engenharia. Por iguais contribuições relevantes, agradeço ao engenheiro Gilberto Rozenchan, também da Figener. Agradeço, também, à empresa Datagro, por compartilhar dados sobre moagem de cana nas

usinas brasileiras com os integrantes do GBio. Agradecimentos adicionais à empresa Luming Inteligência Energética, (representante da Capstone Turbine Corporation no Brasil) e ao professor Celso Dias Madureira do Instituto Federal do Sul de Minas pelas colaborações relativas às cotações de equipamentos.

Agradeço ao CNPq, cujo suporte financeiro através de bolsa de mestrado (proc. CNPq 131026/2017-8) foi crucial para o desenvolvimento do trabalho. Especiais agradecimentos à Shell Brasil e à FAPESP que, por meio do *Research Center for Gas Inovation* – RCGI (proc. FAPESP 2014/50279-4), proporcionaram apoio financeiro complementar e cursos de extensão relevantes ao meu desenvolvimento acadêmico e profissional.

Agradeço, por fim, aos meus colegas de pesquisa e amigos Mônica J.N. Anater, Ariane S. Finotti, Diego S. Bonfim, Alexander A. Zerwas e Maria Giulliana Torraga pelos momentos e experiências únicos vividos durante o mestrado, que tornaram este processo ainda mais enriquecedor. Também agradeço aos meus amigos do Colégio Bandeirantes, da Escola Politécnica da USP, da empresa Figener Engenheiros Associados e do projeto social Matemática em Movimento por todo apoio e amizade a mim dispensados durante o desenvolvimento deste trabalho.

"São as nossas escolhas que revelam o que realmente somos, muito mais do que as nossas habilidades"

J. K. Rowling

RESUMO

No Brasil, o setor de açúcar e álcool se destaca na produção de energia renovável, tal como biocombustíveis (etanol) e bioeletricidade. No entanto, associada à produção de bioenergia existe a geração de resíduos, dentre os quais se destacam o bagaço e palha de cana, a vinhaça e a torta de filtro. Enquanto o bagaço é queimado em ciclos de cogeração nas usinas, a palha é deixada no campo e a vinhaça e a torta de filtro são utilizadas para fertirrigação. Para as usinas de açúcar e álcool, aumentar a produção de energia renovável envolve a produção de etanol lignocelulósico (etanol 2G), que pode ser produzido a partir do bagaço de cana. No entanto, o uso do bagaço para geração de etanol 2G pode gerar um desequilíbrio na matriz energética da usina, pois os ciclos de cogeração ficariam sem combustível. Desta forma, este trabalho objetivou estudar o uso de biogás produzido a partir de vinhaça e torta de filtro como substitutos do bagaço de cana deslocado para produção de etanol 2G. Para tal, foram estudados 20 cenários envolvendo diferentes ciclos de geração de potência, diferentes consumos de palha e aplicação ou não da codigestão da vinhaça e torta de filtro, a fim de se determinar a porcentagem de bagaço que pode ser deslocado sem afetar o balanço energético da usina. Considerou-se também a influência do RenovaBio (Política Nacional de Biocombustíveis) nos resultados econômicos. Os cenários foram avaliados levando-se em consideração critérios de desempenho técnicos, ambientais e econômicos e classificados utilizando a metodologia da Matriz de Decisão. Os resultados mostram que o cenário com ciclo Rankine a alta pressão, com consumo de 50% da palha deixada no campo e uso de codigestão apresenta os melhores resultados e que, para uma típica usina média brasileira (moagem de 2 milhões de toneladas por ano), todos os 20 cenários analisados apresentaram viabilidade técnica, mas nenhum apresentou viabilidade econômica. Análises de sensibilidade realizadas variando capacidade e moagem, custo de produção do etanol 2G e preço de venda de Créditos de Biocombustíveis (CBio) revelam que 4 dentre os 20 cenários podem ter viabilidade econômica se for considerada a venda de CBios, o que mostra a importância que o RenovaBio terá para viabilizar empreendimentos envolvendo etanol 2G, bem como deixa evidentes as contribuições que um maior consumo de palha e a aplicação da codigestão de vinhaça e torta de filtro podem trazer para beneficiar a geração de energia nas usinas sucroalcooleiras brasileiras.

Palavras-chave: bagaço, biogás, vinhaça, deslocamento energético, etanol 2G

ABSTRACT

In Brazil, the ethanol and sugar sector stands out in the production of renewable energy, such as biofuel (bioethanol) and bioelectricity. However, residues are generated in association to the production of bioenergy, amongst which sugarcane bagasse, sugarcane straw, vinasse and filter cake can be highlighted. While bagasse is burned in cogeneration cycles in the plants, straw is left on the sugarcane plantation and vinasse and filter cake are used for fertigation. In order to enhance the yield of renewable energy on ethanol and sugar plants, the production of second generation ethanol (2G ethanol) using sugarcane bagasse may be considered. Nonetheless, using bagasse to produce 2G ethanol could result in an imbalance on the energetic matrix of the plant, since the cogeneration cycle would lack some of its fuel. Thus, this study's objective was to investigate the use of biogas produced from vinasse and filter cake as substitutes for sugarcane bagasse that could be displaced to 2G ethanol production. For such, 20 scenarios were studied, considering different power generation cycles, different rates of straw consumption and the use or not of vinasse and filter cake co-digestion, aiming to assess the fraction of available bagasse that could be displaced without affecting the energy balance of the plant. Additionally, the influence of RenovaBio (National Policy of Biofuels) on the economic performance of the scenarios. The scenarios were evaluated considering technical, environmental and economic criteria and were classified using the decision matrix methodology. Results show that scenario using the Rankine cycle at a high pressure, with the consumption of 50% of the straw left on the plantation, associated to the use of co-digestion presents the best results. Furthermore, for the typical Brazilian ethanol and sugar plant, (which processes 2 million tons of sugarcane per year), all scenarios presented technical feasibility, but none of them have presented economic viability. Sensitivity analysis varying milling capacity, cost of 2G ethanol production and selling price of CBios revealed that 4 out of the 20 scenarios present economic viability if the sale of Biofuel Credits (CBios) is considered, which shows the importance RenovaBio will have in making investments in 2G ethanol feasible. The sensitivity analysis also makes it clear that greater consumption of straw and co-digestion of vinasse and filter cake could bring positive contributions to the energy generation in ethanol and sugar plants in Brazil.

Keywords: bagasse, biogas, vinasse, energetic shift, 2G ethanol

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Evolução da produção específica de etanol total para destilarias
autônomas e anexas7
Figura 2.2: Fluxograma resumido da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar
em usina com destilaria autônoma9
Figura 2.3: Fluxograma simplificado do processo de digestão anaeróbica15
Figura 2.4: Evolução do preço de produção do Etanol 2G de bagaço de milho25
Figura 2.5: Evolução da produção de etanol anidro e hidratado, destacando-se os
efeitos durante e pós o Proálcool32
Figura 3.1: Fluxograma esquemático do modelo proposto para os cenários com
deslocamento com digestão anaeróbica da vinhaça (primeira) e com codigestão da
vinhaça e torta de filtro (segunda)40
Figura 3.2: Fluxograma esquemático do ciclo do CR45
Figura 3.3: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-1A47
Figura 3.4: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-1B48
Figura 3.5: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-249
Figura 3.6: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-3A50
Figura 3.7: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-3B51
Figura 3.8: Correlação entre aumento do rendimento do processo de biodigestão e a
fração de torta na mistura da codigestão55
Figura 3.9: Fluxograma do cálculo iterativo realizado nos CD para determinação da
quantidade de bagaço deslocada67
Figura 3.10: Região onde foi feita a extrapolação do custo da fornalha74
Figura 3.11: Exemplificação da construção de uma matriz de decisão
Figura 4.1: Composição do preço mínimo de venda do etanol 2G116
Figura 4.2: Análise de sensibilidade para o p _{MVE} no cenário CD-1A-BV118
Figura 4.3: Análise de sensibilidade para o p _{MVE} no cenário CD-4A-BV118
Figura 4.4: Análise de sensibilidade para o p _{MVE} no cenário CD-1A-BVT119
Figura 4.5: Análise de sensibilidade para o pMVE no cenário CD-4A-BVT119

Figura A-1: Representação esquemática do ciclo Rankine	147
Figura A-2: Representação esquemática do ciclo padrão a ar	150

Figura A-3: Representação esquemática do ciclo Brayton150
Figura A-4: Representação esquemática do ciclo combinado Brayton-Rankine con
HRSG15 ⁻
Figura A-5: Diagramas de Sankey para cogeração e geração isolada de calor o
energia elétrica153
Figura D-1: Resultados do módulo FComb para a combustão do bagaço de cana, da
palha de cana e do biogás (cru, limpo e após upgrading)16
Figura D-2 : Resultado da simulação no PowerFNESS [®] para o cenário CR164
Figura D-3 : Resultado da simulação no PowerFNESS [®] para o cenário CD-1A-BV
Figura D-4 : Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-1B-BV
Figura D-5: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-2-BV16
Figura D-6 : Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-3A-BV
Figura D-7 : Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-3B-BV
Figura D-8 : Resultado da simulação no PowerFNESS [®] para o cenário CD-4A-BV
Figura D-9 : Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-4B-BV
Figura D-10: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-5-BV
Figura D-11: Resultado da simulação no PowerFNESS [®] para o cenário CD-6A-BV
Figura D-12 : Resultado da simulação no PowerFNESS [®] para o cenário CD-6B-BV
Figura D-13: Resultado da simulação no PowerFNESS [®] para o cenário CD-1A-BVT
Figura D-14: Resultado da simulação no PowerFNESS [®] para o cenário CD-1B-BVT
Figura D-15: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-2-BVT

Figura D-16: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-3A-BVT. Figura D-17: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-3B-BVT. Figura D-18: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-4A-BVT. Figura D-19: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-4B-BVT. Figura D-20: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-5-BVT. Figura D-21: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-6A-BVT. Figura D-22: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-6B-BVT. Figura F-1: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-1A-BV.....188 Figura F-2: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-1B-BV.....189 Figura F-3: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-2-BV. 190 Figura F-4: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-3A-BV.....191 Figura F-5: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-3B-BV.....192 Figura F-6: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-4A-BV.....193 Figura F-7: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-4B-BV.....194 Figura F-8: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-5-BV. 195 Figura F-9: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-6A-BV.....196 Figura F-10: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-6B-BV...197 Figura F-11: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-1A-BVT. 198 Figura F-12: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-1B-BVT. 199 Figura F-13: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-2-BVT...200 Figura F-14: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-3A-BVT. 201 Figura F-15: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-3B-BVT. 202 Figura F-16: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-4A-BVT. 203 Figura F-17: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-4B-BVT. 204 Figura F-18: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-5-BVT...205 Figura F-19: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-6A-BVT. 206 Figura F-20: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-6A-BVT. 207

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Evolução da tecnologia utilizada para geração de energia a partir do
bagaço10
Tabela 2.2: Comparação entre características selecionadas das vinhaças 1G e 2G.
Tabela 2.3: Limites para emissão de MP e NOx estabelecidos por resoluções do
CONAMA22
Tabela 2.4: Evolução do percentual de mistura obrigatória de etanol anidro na
gasolina após o Próálcool
Tabela 3.1 : Resumo dos ciclos de geração de potência considerados. 52
Tabela 3.2: Resumo dos cenários estudos53
Tabela 3.3: Principais premissas assumidas para o CR
Tabela 3.4: Principais premissas adicionais assumidas para os CD. 54
Tabela 3.5: Principais premissas assumidas para dimensionamento dos
equipamentos61
Tabela 3.6: Principais premissas assumidas para a estimativa de emissões
ambientais66
Tabela 3.7: Preços de equipamentos ou processos selecionados. 71
Tabela 3.8: Dados para precificação de equipamentos selecionados72
Tabela 3.9: Dados para correção de preços de equipamentos selecionados. 73
Tabela 3.10: Dados para correção de preços de equipamentos selecionados quanto
ao material73
Tabela 3.11: índices para estimativa de custo de instalação
Tabela 3.12: Valores do índice CEPCI considerados. 76
Tabela 3.13: Custos de produção do etanol 2G em 2012 e custos de produção
assumidos para o ano de 201777
Tabela 3.14: Custos Operacionais considerados. 78
Tabela 3.15: Principais premissas assumidas para a análise econômica. 85
Tabela 3.16: Discriminação dos critérios avaliados na matriz de decisão. 89
Tabela 4.1: Resultados da simulação do Cenário de Referência (CR)90
Tabela 4.2: Resultados das simulações dos cenários de deslocamento
Tabela 4.3: Resultados do rendimento energético para os cenários simulados97

Tabela 4.4: Resultados do rendimento exergético para os cenários simulados. 98
Tabela 4.5: Resultados das emissões ao meio ambiente dos resultados. 101
Tabela 4.6: Resultados da análise econômica dos cenários simulados. 105
Tabela 4.7: Composição do CAPEX para os cenários simulados110
Tabela 4.8: Composição do OPEX para os cenários simulados112
Tabela 4.9: Composição do preço mínimo de venda do etanol 2G. 114
Tabela 4.10: Capacidades de moagem (Mt _{cana} /ano) a partir das quais há viabilidade
econômica120
Tabela 4.11: Resultados da avaliação pelo método da matriz de decisão. 123

Tabela B-1: Composição elementar do bagaço e da palha (frações mássicas em base
seca)155
Tabela B-2: Exergias químicas padrão das substâncias de interesse
Tabela B-3: Propriedades dos fluxos de entrada e saída dos ciclos termodinâmicos.
Tabela C-1: Características do biogás in natura, do biogás dessulfurizado e do
biometano157
Tabela E-1: Dimensionamento dos equipamentos para cada cenário185
Tabela E-2: Dimensionamento dos equipamentos para cada cenário

LISTA DE ABREVIAÇÕES E SIGLAS

- 1G Primeira Geração
- 2G Segunda Geração
- ACV Análise de Ciclo de Vida
- ANEEL Agência Nacional de Energia Elétrica
- ANP Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
- BAT Best Available Technology
- BV Biodigestão de Vinhaça
- BVT Codigestão de Vinhaça e torta de filtro
- CAPEX Capital Expenditures (Custo de Instalação)
- CBio Crédito de Descarbonização
- CD Cenário de Deslocamento
- CENBIO Centro Nacional de Referência em Biomassa
- CEPCI Chemical Engeneering Plant Cost Index (indice de Custo de Plantas Químicas)
- CETESB Companhia Ambiental do Estado de São Paulo
- CGTT Coeficiente Global de Troca Térmica
- CHP Combined Heat and Power Production (Cogeração)
- CONAMA Conselho Nacional do Meio Ambiente
- CR Cenário de Referência
- CTBE Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol
- CTC Centro de Tecnologia Canavieira
- DBO Demanda Bioquímica de Oxigênio
- DOE Department of Energy (Departamento de Energia dos Estados Unidos)
- DQO Demanda Química de Oxigênio
- DRE Demonstrativo de Resultado do Exercício
- E1G Etanol 1G
- E2G Etanol 2G
- EBITDA Earnings Before Interest, Depreciation, Taxes and Amortization (Lucro Antes
- de Juros, Impostos, Depreciação e Amoritzação)
- EBT Earnings Before Taxes (Juros Antes de Importos)
- EE Energia Elétrica

- EPE Empresa de Pesquisa Energética
- FC Fluxo de Caixa
- FG Flue Gases (produtos de combustão)
- GEE Gases de Efeito Estufa
- GN Gás Natural
- HRSG Heat Recovery Steam Generator (Caldeira de Recuperação)
- IPT Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo
- LAFA Lagoa Anaeróbica de Fluxo Ascendente
- LMTD Log-mean Temperature Difference (Média logarítmica das diferença de temperaturas)
- MDL Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
- MME Ministério de Minas e Energia
- MP Material Particulado
- **OPEX Operational Expenditures (Custo Operacional)**
- O&M Operação e Manutenção
- PCI Poder Calorífico Inferior
- PMVE Preço Mínimo de Venda do Etanol 2G
- PMVC Preço Mínimo de Venda do CBio
- PBS Período de Payback Simples
- PSA Pressure Swing Adsorption (Adsorção em Pressão Flutuante)
- SIN Sistema Interligado Nacional
- SUCRE Sugarcane Renewable Electricity
- TG Turbina a Gás
- TIR Taxa Interna de Retorno
- TMA Taxa Mínima de Atratividade
- TV Turbina a Vapor
- UASB Upflow Anaerobic Sludge Blanket (Anaeróbico de Fluxo Ascendente)
- UNICA União das Indústrias de Cana-de-Açúcar
- VC Vapor para Condensação
- VPL Valor Presente Líquido
- VSP Vapor Saturado para Processo
- VTA Vapor para Turboacionamento

LISTA DE SÍMBOLOS

- a Constante de correlação (vários)
- $A \text{Área} (m^2)$
- b Constante de correlação (vários)

Blend de torta na vinhaça (%DQO)

Exergia específica (kJ/kg)

- \tilde{b} Exergia específica molar (kJ/kmol)
- B Constante (Ad.)
- \dot{B} Taxa de exergia (kWh/t_{cana})
- c Constante de correlação (vários)

Custo (USD/L)

C – Custo do equipamento numa dada capacidade (USD)

Carga

- CAPEX Custo de investimento
- CEPCI Índice de custo de plantas químicas
- d Constante de correlação (vários)
- D Depreciação (USD/ano)
- DQO Demanda Química de Oxigênio (go2/L ou go2/kg)
- e Emissão específica de MP (mg/Nm³)

Emissão específica de GEE (t_{CO2eq}/MJ)

- EBT Lucro antes de Impostos (USD/ano)
- EBITDA Lucro antes de Juros, Impostos, Depreciação e Amortização.
- f Fator (Ad.)

F - Fator (Ad.)

- *F* Potência aportada na forma de combustível (kWh/tcana)
- FC Fluxo de caixa (USD/ano)
- g Aceleração da gravidade (9,8 m/s²)
- h Entalpia específica (kJ/kg)
- *K* Constante (Ad.)

- k Fator de conversão de equilíbrio entre SO₂ e SO₃ (Ad.)
- LL Lucro líquido (USD/ano)
- \overline{M} Massa molar média (kg/kmol)
- m Vazão mássica (kg/h)
- m Vazão mássica específica (kg/tcana)
- n Fator de escala do equipamento (Ad.)
- N Período de vida útil do investimento (ano)
- OPEX Custo operacional (USD/ano)
- p Pressão (bar)

Preço (USD/L ou USD/tco2eq)

Pressão parcial (torr)

- PBS Payback simples (ano)
- PCI Poder calorífico inferior (MJ/kg, MJ/L ou MJ/m³)
- S Capacidade de referência de um equipamento (vários)Soma (Ad.)
- Q Vazão volumétrica específica (m³/t_{cana} ou L/ t_{cana})
- *Q* Vazão volumétrica (m³/h ou L/ano)

Taxa de transferência de calor (kWh/tcana)

- r Relação ar/produtos de combsutão
- R Constante dos gases (8,3145 kJ/mol.K)
- RB Receita Bruta (USD/ano)
- RL Receita Líquida (USD/ano)
- s Entropia específica (kJ/kg)
- T Temperatura (K)
- VPL Valor presente líquido
- U Coeficiente global de troca térmica (W/m².K)
- v Velocidade (m/s)
- V Volume (m³ ou L)
- W Vetor de pesos da matriz de decisão
- \dot{W} Potência elétrica (kWh/t_{cana})

- \widehat{W} Potência específica elétrica (J/kg)
- X Matriz de notas finais
- x Fração mássica (Ad.)
- y Fração molar (Ad.)
- z Cota (m)
- Z Vetor de notas parciais para cada critério na matriz de decisão

Letras gregas:

- β Coeficiente da correlação de exergia da biomassa (Ad.)
- Δ Variação (-)
- η Rendimento (Ad.)
- ρ Densidade (kg/m³ ou kg/L)
- γ Razão entre os calores específicos a pressão e volume ctes. de um gás (Ad.)
- τ Tempo de residência (h)

Subscritos:

0 - Condição ambiente

Referência

- 1G Primeira geração
- 2G Primeira geração
- A Indica o equipamento A
- B Indica o equipamento B
- BM Módulo Unitário
- C Relativo ao carbono
- CBio Relativo ao Cbio
- CH4 Relativo ao metano
- CO2 Relativo ao dióxido de carbono
- Cz Relativo às cinzas
- EtOH Etanol
- E1G Etanol 1G

- E2G Etanol 2G
- FG Produtos de Combustão
- GEE Gases de efeito estufa
- H2 Relativo ao hidrogênio
- H20 Relativo à água
- L Líquido
- LM Indica média logarítmica
- M Material
- MO Matéria orgânica
- MP Material particulado
- MVC Valor mínimo para venda de CBio
- MVE Valor mínimo para venda de E2G
- 0 Orgânico
- 0A Orgânico aplicado
- 02 Relativo ao oxigênio
- P Pressão
- *S* Relativo ao enxofre
- SO2 Relativo ao dióxido de enxofre
- ad Adicionada
- b Exergia
- bio Biodigestão
- bag Bagaço
- biog Biogás
- biom Biomassa
- cana Cana-de-açúcar
- codig Codigestão
- e Energia

Entrada

eq - Equivalente

Equipamento

f – Parcela física da exergia

Frio

- gasol Gasolina
- *i* Relativo à substância *i*

Relativo ao período i

- ise Valor isoentrópico
- IR Imposto de Renda
- lv Relativo à mudança de fase líquido-vapor
- mix Mistura de entrada
- n Relativo ao período n
- orv Indica temperatura de orvalho do H₂SO₄

P – Produzido

- palha Palha
- q Parcela química da exergia

Quente

- ref Referência
- s Saída

Valor de eixo

- t Torta de Filtro
- torta Torta de Filtro
- u Útil
- vap Vapor de processo
- v Vinhaça
- vin Vinhaça
- w Umidade

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO E OBJETIVOS				
1.1	Obj	etivos	5		
2.	REVISÃO DA LITERATURA				
2.1	Usir	nas de açúcar e álcool: energia e resíduos	6		
	2.1.1	Usinas de açúcar e álcool: energia e resíduos	6		
	2.1.2	Produção e aproveitamento de resíduos nas usinas de açúcar e álco 11	sol		
	2.1.2.1	Vinhaça	11		
	2.1.2.2	Torta de Filtro	19		
	2.1.2.3	Bagaço da cana-de-açúcar	21		
	2.1.2.4	Palha da cana-de-açúcar	26		
2.2	Polí	íticas de incentivo à produção de bioetanol no Brasil	28		
	2.2.1	Políticas anteriores ao Proálcool (antes de 1975)	28		
	2.2.2	As duas fases do Proálcool (1875 – 1989)	29		
	2.2.3	Políticas após o Proálcool (1990-2018)	31		
	2.2.4	Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio)	33		
3.	METO	DOLOGIA	36		
3.1	Mat	eriais e procedimentos de pesquisa	36		
3.2 usin	Cor as de ac	nfigurações para a quantificação de geração de energia e resíduos n çúcar e álcool	as 37		
	3.2.1	Configuração geral da usina de etanol com deslocamento de bagaço	37		
	3.2.2	Processos de produção de biogás adotados no modelo	42		
	3.2.3	Definição dos ciclos termodinâmicos analisados no modelo	44		
	3.2.3.1	Ciclo de Referência (CR)	44		
	3.2.3.2	Ciclos com deslocamento de bagaço (CD)	45		
	3.2.4	Resumo dos ciclos e cenários estudados	52		

	3.2.5	Principais premissas adotadas	53
3.3	Dim	nensionamento dos principais equipamentos	57
	3.3.1	Caldeiras, turbinas a vapor, turbinas a gás e bombas	57
	3.3.2	Pré-tratamento, fermentação, destilação, enfardamento de palha, limpe	za
	e upgra	ading de biogás	58
	3.3.3	Compressores	58
	3.3.4	Biodigestor	59
	3.3.5	Trocadores de calor	59
	3.3.6	Reatores de hidrólise	60
	3.3.7	Equipamentos com capacidades limitadas	60
	3.3.8	Principais premissas assumidas	60
3.4	Met	odologia para cálculo de emissões ao meio ambiente	62
	3.4.1	Emissões de poluentes no solo	62
	3.4.2	Emissões de poluentes no ar	63
	3.4.2.1	Emissões de material particulado, NO _X e SO _X	63
	3.4.2.2	Emissões de GEE	64
	3.4.3	Principais premissas adotadas	66
3.5	Met	odologia de cálculo do deslocamento do bagaço	66
3.6	Мо	delo de análise econômica	68
	3.6.1	Estimativa do CAPEX	68
	3.6.1.1	Estimativa de custos de equipamentos principais	68
	3.6.1.2	Estimativa de custos de equipamentos auxiliares	69
	3.6.1.3	Estimativa de custos de adaptação da fornalha da caldeira a bagaço	73
	3.6.1.4	Estimativa do custo total de instalação	74
	3.6.1.5	Estimativa do custo total nos dias atuais	76
	3.6.2	Estimativa do OPEX	77
	3.6.3	Demonstrativo de Resultados e Fluxo de Caixa	79

	3.6.4 Valores de mérito de análise econômica82					
	3.6.5	Principais premissas adotadas	84			
	3.6.6	Análises de sensibilidade	85			
3.7	Cor	mparação entre os cenários	87			
4.	4. RESULTADOS DOS CENÁRIOS SIMULADOS90					
4.1	Cer	nários Simulados	90			
	4.1.1	Cenário de Referência (CR)	90			
	4.1.2	Cenários com deslocamento de bagaço	91			
4.2	Imp	pactos ambientais dos cenários	.100			
4.3	Aná	álise econômica dos cenários	.103			
	4.3.1	Valores de mérito econômicos para a capacidade de referência	.103			
	4.3.2	Análises de sensibilidade	.117			
4.4	Esc	colha do melhor cenário	.121			
5.	5. CONCLUSÕES					
6.	6. REFERÊNCIAS129					
Apêndices146						
A. Ciclos termodinâmicos para geração de energia146						
B. Eficiências energética e exergética dos ciclos de cogeração154						
C. Processo de limpeza e <i>upgrading</i> do biogás157						
D. Balanços de Massa e Energia dos Cenários159						
E. Resultados do dimensionamento e precificação dos equipamentos						
F. R	F. Resultados da Análise de Sensibilidade					

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

O Brasil é um dos países com maior uso de energias renováveis no mundo. Em 2017, 42,9% da oferta de energia no país eram de fontes renováveis, com grande destaque para biomassa da cana-de-açúcar, responsável por 17,0% da oferta de renováveis (EPE, 2018). Em particular, o etanol da cana-de-açúcar é um insumo energético de grande importância no Brasil, o que pode ser demonstrado observandose alguns números: o país é o segundo maior produtor de etanol do mundo, atrás apenas dos Estados Unidos da América (REN 21, 2016), com produção de 27,86 milhões de metros cúbicos de etanol (hidratado e anidro) na safra de 2017/2018 (UNICA, 2019a); cerca de 87,6% de sua frota de veículos leves licenciados é do tipo *flex-fuel,* podendo utilizar tanto etanol hidratado quanto gasolina como combustível (ANFAVEA, 2019); em 2018, foram consumidos mais de 29,7 milhões de metros cúbicos de etanol hidratado e anidro no país como combustível automotivo, o que representa 31,0% de todo o consumo de combustíveis leves do Brasil (UNICA, 2019b).

O sucesso do etanol como combustível no Brasil se deve, inicialmente, aos estímulos do governo brasileiro, principalmente ao Pró-Alcool, que impulsionou a produção de etanol no país a partir de 1975 até 1990 (STATTMAN et al., 2013), de forma que, próximo do final da década de 90, o etanol se tornou um combustível competitivo frente à gasolina no país (GOLDEMBERG et al., 2004). O Pró-Álcool foi considerado, à época, o maior programa de bioenergia do mundo (LORA, ANDRADE, 2009). Após o programa enfrentar um período de estagnação de 1985 a 2003, o advento do veículo *flex* consolidou o mercado do etanol combustível no país (DU, CARRIQUIRY, 2013; CORTEZ, 2016). Ademais, o etanol também conta com o apelo de ser um combustível renovável com razão de produção de energia renovável e consumo de energia fóssil favorável (GOLDEMBERG, 2006).

A indústria sucroalcooleira brasileira tem destaque não apenas na produção de etanol, mas também no setor energético, uma vez que o setor sucroalcooleiro gera energia elétrica excedente, que é comercializada. Este destaque se verifica analisando a produção de energia do setor sucroalcooleiro: em 2006, o setor gerou 11,3 TWh de energia elétrica e mecânica, que representava 3% da então produção de energia nacional (MACEDO et al., 2008); já em 2018, o bagaço permitiu a geração de 21,5 TWh de energia elétrica para o SIN, representando 77% da eletricidade

gerada a partir de biomassa e 7% da potência elétrica outorgada no Brasil (UNICA, 2019c). Este destaque se deve à queima do bagaço da cana (rejeito do processo de moagem da cana) para geração de energia em ciclos de cogeração. No entanto, este destaque no setor energético vem acompanhado de externalidades negativas - associada à produção de etanol e energia elétrica, destaca-se a produção de poluentes: a vinhaça, rejeito da destilação do etanol utilizado na fertilização da lavoura de cana; a torta de filtro (rejeito da filtração do caldo da cana), MP e NO_X advindos da queima do bagaço (LIBONI; CEZARINO, 2012). Desta forma, apesar de apresentar uma baixa pegada de carbono, a produção de etanol não está isenta de impactos ambientais advindos do uso e processamento da biomassa, caso os poluentes supracitados não tenham sua emissão controlada.

A próxima fronteira tecnológica para a indústria do etanol é o etanol lignocelulósico ou etanol de segunda geração (etanol 2G). A conversão de biomassa em biocombustíveis ao invés do aproveitamento energético da biomassa por sua queima direta é uma forma de aliar maior produção de biocombustíveis com menos impactos ambientais (KURNIA et al., 2016). No caso do etanol de cana, a rota 2G se dá a partir da hidrólise do bagaço e/ou da palha da cana e é um modo de aumentar a produção de etanol sem aumentar a área de cultivo (ARAUJO, 2017). De acordo com a IEA (2019), existem, atualmente no mundo, cerca de 25 plantas piloto para produção de etanol 2G a partir de resíduos lignocelulósicos, sendo 5 destas dedicas a produção de etanol 2G a partir do bagaço e/ou palha da cana-de-açúcar. Das 5 plantas citadas, 4 delas encontram-se no Brasil.

Diante do exposto, existe uma quantidade considerável de pesquisas sendo conduzidas ao redor do mundo sobre produção de etanol 2G. No entanto, antes de se cogitar o uso do bagaço para produção de etanol ligninocelulósico, uma importante questão deve ser antecipada: a grande maioria das usinas deste setor utilizam quase 100% do bagaço da cana para suprir energia para o processo e gerar excedente de EE (TURDERA, 2013), de forma que o deslocamento do bagaço para produção de etanol 2G faria com que a disponibilidade de biomassa para produção de calor e energia elétrica para a usina fosse reduzida, gerando um desequilíbrio na matriz energética da usina. Ainda, o excedente de EE produzida é comercializada e gera uma parcela da receita para a usina, de forma que o uso do bagaço para produção de etanol 2G também ocasionaria um desequilíbrio financeiro na planta de produção de etanol 2G também ocasionaria e MACEDO (2011), KHATIWADA et al. (2016),

ARAUJO (2017) e CARPIO e SOUZA (2017) concluíram que, atualmente, o setor sucroalcooleiro terá que optar entre produzir energia elétrica ou produzir etanol 2G. Muitos dos estudos recentes envolvem uso de teorias de alocação ótima para determinar quanto de bagaço deve ser alocado para produção de energia elétrica e quanto deve ser alocado para produção de etanol 2G, de acordo com os custos de produção de cada um.

Uma possibilidade para contornar este problema é o uso de um combustível alternativo para substituir o uso energético do bagaço no processo, aumentando, assim, sua disponibilidade para produção de etanol 2G. O GN é tido como um potencial combustível para substituir o bagaço deslocado. No entanto, o uso de um combustível fóssil para geração de energia nas usinas afetaria a pegada de carbono dos produtos (açúcar, etanol e eletricidade) (TURDERA, 2013), o que vai contra compromissos internacionais assumidos pelo Brasil e prejudica a comercialização de etanol no mercado interno. Outra restrição ao uso do GN é que a maior parte das usinas de álcool não estão localizadas em regiões que contem com infraestrutura de GN canalizado (JOPPERT et al., 2014). Na direção de mitigar tais entraves, uma alternativa é utilizar biogás para deslocar o bagaço para a produção de etanol 2G, uma vez que o biogás é um combustível renovável e cuja utilização não depende da existência da infraestrutura de gás, pois é produzido na própria usina de etanol.

O biogás utilizado seria produzido a partir da vinhaça, já que se trata de um resíduo rico em matéria orgânica (SOUZA et al., 1992). A biodigestão da vinhaça não traz apenas benefícios energéticos (na forma de biogás), mas também benefícios ambientais, uma vez que o processo biológico diminui o conteúdo orgânico e aumenta o pH da vinhaça sem reduzir seu conteúdo de nutrientes minerais (LORA, VENTURINI, 2012). Assim, é possível o uso do efluente do biorreator como fertilizante, mas com reduzidos impactos ambientais no solo. A queima de biogás ao invés do bagaço da cana também provê uma redução nas emissões de MP¹. Desta forma, a substituição energética do bagaço de cana pelo biogás da vinhaça apresenta, também, ganhos ambientais. Outra possibilidade, mais recentemente estudada, é a

¹ MP são retirados em filtros e ciclones, enquanto NO_X pode ser retirado com lavadores de gás. A queima de um gás é mais completa e controlável do que a queima da biomassa, gerando, assim, menos material particulado e reduzindo o porte necessários dos equipamentos para limpeza dos gases de combustão.

codigestão da vinhaça com a torta de filtro, outro resíduo advindo do processamento da cana-de-açúcar (COSTA, 2015).

A literatura reporta alguns estudos onde se tenta incorporar o biogás na matriz energética da usina de cana. No entanto, tais estudos buscam usar o biogás para prover mais energia excedente para a planta, como se observa em MARIANO et al. (2013), onde é realizada uma análise técnica e econômica do biogás produzido a partir dos rejeitos de hidrolise do bagaço utilizado no processo 2G para aumentar a produção de energia da planta. Nas conclusões deste trabalho, é citado que o biogás poderia ser utilizado para deslocar o bagaço de cana para produção de etanol 2G. De maneira geral, durante a pesquisa bibliográfica, observou-se que há poucos trabalhos que se dedicam a estudar a matriz energética de uma usina com deslocamento de bagaço para a produção de etanol 2G e que nenhum destes estudos reporta o uso do biogás gerado a partir da biodigestão da vinhaça para este fim.

Devido à escassez de estudos no sentido de analisar o deslocamento do bagaço descrito neste trabalho, busca-se apresentar um estudo sob a ótica de critérios técnicos, ambientais e econômicos da substituição energética do bagaço de cana por biogás produzido a partir de resíduos da indústria da cana-de-açúcar (vinhaça e torta de filtro). Busca-se comparar a produtividade energética atual das usinas de cana brasileiras (movidas a biomassa) com a produtividade que seria obtida com a queima do biogás, com diferentes tecnologias de geração de energia e em diversos modos de operação. Também se busca apreciar a redução de impactos ambientais promovidos pela substituição energética do bagaço, na forma de emissões de resíduos para o ar e solo, relacionados aos cenários atual e propostos.

Este trabalho está estruturado da seguinte forma: no capítulo 2, será apresentada a revisão da literatura pertinente às usinas de açúcar e álcool, com foco na produção de energia e resíduos nas mesmas e às políticas de incentivo à produção de etanol no Brasil; no capítulo 3, será apresentada a metodologia utilizada para a construção do modelo de usina de álcool utilizando o biogás para substituição energética do bagaço, com descrição da modelagem técnica (ciclos termodinâmicos), ambiental (redução de emissões de poluentes) e econômica (CAPEX, OPEX e valores de mérito de análise econômica) das alternativas; no capítulo 4, serão apresentados e discutidos os resultados obtidos e, no capítulo 5, são apresentadas as conclusões do trabalho. Materiais e dados complementares são apresentados nos **Apêndices A**

1.1 Objetivos

O objetivo geral deste trabalho é estudar a viabilidade técnica e econômica da substituição energética de bagaço de cana-de-açúcar por biogás produzido a partir de rejeitos de usinas de cana-de-açúcar, deslocando o bagaço para produção de etanol 2G.

Os objetivos específicos deste trabalho são:

 a) Elaborar o projeto conceitual de uma nova usina de açúcar e álcool, onde a vinhaça e torta de filtro sejam utilizadas para produção de biogás e este biogás seja queimado em substituição ao bagaço, que seria deslocado para produção de etanol 2G;

b) Estimar a quantidade de biogás que pode ser produzida a partir da biodigestão vinhaça e da codigestão da vinhaça com torta de filtro para a nova usina de açúcar e álcool;

 c) Definir ciclos termodinâmicos a serem aplicados na nova usina de açúcar e álcool para queima do biogás;

 d) Estimar a quantidade de bagaço que pode ser deslocada para produção de etanol 2G, considerando os ciclos termodinâmicos escolhidos e cenários operacionais, tendo em vista as peculiaridades e restrições técnicas em cada cenário;

 e) Estimar o ciclo termodinâmico de geração de potência que possibilite o maior deslocamento de bagaço de cana-de-açúcar para a produção de etanol 2G utilizando o biogás produzido a partir da biodigestão de vinhaça;

f) Estimar as reduções dos impactos ambientais devido à digestão da vinhaça e da torta de filtro, bem como à queima de biogás no lugar do bagaço;

g) Realizar uma análise de viabilidade econômica de cada um dos cenários, de modo a obter parâmetros comparativos entre as possibilidades estudadas e

 h) Realizar a comparação dos cenários considerando critérios técnicos, ambientais e econômicos, com a finalidade de identificar o cenário mais promissor.

2. REVISÃO DA LITERATURA

2.1 Usinas de açúcar e álcool: energia e resíduos

2.1.1 Usinas de açúcar e álcool: energia e resíduos

A produção de etanol a partir da cana-de-açúcar é um processo bem fundamentado no Brasil. Descrições do processo podem ser encontradas na literatura com relativa facilidade. CAMARGO (1990) apresenta uma descrição detalhada do processo em questão, que é resumida na *Figura 2.2*. Atualmente, existem dois tipos de usinas produtoras de etanol no Brasil: destilarias anexas, onde a produção de etanol está instalada em paralelo com o processo de produção de açúcar, e as destilarias autônomas, onde há somente a produção de etanol. A grande maioria das usinas brasileiras é do tipo anexa, (CAVALETT et al., 2012), o que dá maior flexibilidade ao produtor de cana, que pode escolher produzir açúcar ou etanol, a depender dos preços praticados para cada um dos produtos. Desta forma, em termos de açúcares redutíveis totais, o *mix* de produção varia de 50% a 60% de etanol (DATAGRO, 2017).

Em termos de produção de etanol, a literatura indica um índice de 75 a 90 litros de etanol por tonelada de cana moída em destilarias autônomas (QUINTEIRO et al., 2008; BALAT, BALAT, 2009). Em destilarias anexas, a produção de etanol é consideravelmente menor, dado que parte do caldo de cana é destinado à produção de açúcar. Dados disponibilizados pela UNICA (2019d) mostrados na **Figura 2.1** evidenciam que a produção específica de etanol total nas últimas 10 safras ficou praticamente constante em pouco mais de 80 litros por tonelada de cana moída, enquanto para as destilarias autônomas há uma variação entre 33 e 39 litros por tonelada de cana moída, o que se explica pelo fato das destilarias anexas modularem sua produção de acordo com o preço do açúcar e do etanol.





Produção específica de etanol (hidratado e anidro)

No processo de moagem da cana é gerado também bagaço, que é o energético responsável por suprir a usina de açúcar e/ou de etanol com energia elétrica e térmica. A literatura indica que, para cada tonelada de cana moída são produzidos cerca de 260 a 280 kg de bagaço com 50% de umidade (base úmida) (QUINTEIRO et al., 2008; BALAT, BALAT, 2009; HOFSETZ, SILVA, 2012). Juntamente com o bagaço, é gerada palha (resíduos de bagaço, pontas e folhagem): a literatura indica que, para cada tonelada de cana moída, gera-se de 66 a 165 kg de palha com umidade de 15% (base úmida) (ALVES et al., 2015). Devido aos elevados índices de umidade, o PCI do bagaço é relativamente baixo: de 7320 a 7530 kJ/kg, (PEDROSO et al., 2017; CARPIO, SOUZA, 2017). Já a palha, tem um PCI mais elevado, por apresentar menor teor de umidade. Utilizando uma correlação proposta por DINIZ FILHO et al. (2013) e dados fornecidos por ALVES et al. (2015), é possível estimar o PCI da palha em cerca de 14.000 kJ/kg, enquanto CARVALHO (2015) reporta um PCI de 12.150 kJ/kg para a palha. Mesmo com valores de poderes caloríficos relativamente baixos quando comparados a outras biomassas, as elevadas disponibilidades do bagaço e da palha justificam seu aproveitamento energético para geração de calor e energia elétrica.

FONTE: UNICA (2019d)

Atualmente, o bagaço da cana e a uma pequena fração da palha são aproveitados em ciclos de cogeração, gerando vapor e energia elétrica para o processo e excedente, conforme mostrado na *Figura 2.2*.

Inicialmente, as caldeiras de queima de bagaço não objetivavam a geração de excedente de energia elétrica - as sobras de bagaço de cana eram queimadas como forma de disposição final e as pressões e temperaturas praticadas nas caldeiras eram baixas (21 barg e 350 °C). No entanto, após a reforma do sistema elétrico brasileiro e a permissão, por parte da ANEEL, da venda do excedente de energia elétrica das usinas de cana para o SNI ou terceiros, as usinas de cana tiveram um incentivo para buscar maiores eficiências nas caldeiras (maior pressão e temperatura) (DANTAS et al., 2013). A Tabela 2.1 mostra os parâmetros operacionais das usinas no que toca a produção de energia a partir do bagaço ao longo do tempo. É notável como a produção de energia total aumentou significativamente com a possibilidade de exportação do excedente de energia elétrica para a rede. A literatura aponta que, do total de energia produzida, cerca de 28 kWh/t_{cana} são utilizados no processo para acionamentos elétricos, dentre os quais se destaca a moenda de cana (SEABRA, MACEDO, 2011). Segundo ALVES et al. (2015), cerca de 16 kWh/tcana são utilizados para o acionamento das moendas elétricas e os 12 kWh/t_{cana} restantes são utilizados para outros consumos elétricos na usina. Destaca-se, ainda, que o paradigma do acionamento das moendas passou do turboacionamento (com vapor de 21 barg advindo de extração da TV) em usinas mais antigas (LEAL, MACEDO, 2004) para acionamento elétrico em usinas mais modernas (ALVES et al., 2015; DANTAS et al., 2013; SEABRA, MACEDO, 2011).



Figura 2.2: Fluxograma resumido da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar em usina com destilaria autônoma.

FONTE: adaptado de CAMARGO, 1990.

Situação	Eficiência térmica da caldeira (%)	Condições do vapor vivo (barg ; °C)	Tipo de turbina	Vapor consumido pelo processo (kg/t _{cana})	EE excedente Gerada (kWh/t _{cana})
Ant. reforma do sistema elétrico (sem venda de energia exced.)	66 – 78	21 ; 300	Contrapressão, simples estágio VSP - 2,5 barg	500	12,0
Após reforma do sistema elétrico (com venda de energia exced.)	85	61 ; 480	Contrapressão, multiestágio VTA - 21 barg VSP- 1,5 barg,	500	60,0
Atual (com venda de energia excedente)	85	66 ; 480	Extração- condensação VSP - 1,5 barg, VC - 0,14-0,12 barg	280-500	74,0 – 111,0
Atual - (com venda de energia excedente <i>e BAT</i>)	85	80 - 100 ; 520 - 530	Extração- condensação VSP - 1,5 barg, VC - 0,14-0,12 barg	280-360	115,6 -121,2

Tabela 2.1: Evolução da tecnologia utilizada para geração de energia a partir do bagaço.

FONTE: ARAUJO, 2017; DANTAS et al., 2013, SEABRA, MACEDO, 2011; MACEDO, LEAL, 2004.

O processo de produção de energia renovável na forma de etanol, biomassa e energia elétrica ainda apresenta consumo de energia, direta ou indiretamente, na forma de combustíveis fósseis (óleo diesel, fertilizantes, etc.). A razão entre o *output* de energia renovável e o *input* de energia fóssil no processo de produção de um biocombustível é chamada de balanço energético. Segundo MACEDO et al. (2008), para o etanol de cana, esta razão varia de 8,3 a 11,6 J/J, ou seja, a produção de energia renovável supera consideravelmente o consumo de energias fósseis. Para a produção de etanol de milho ou de beterraba açucareira, os valores do balanço energético são consideravelmente menores – de 1,4 e 2,0, respectivamente (CARDOSO et al., 2019), o que se justifica pelo fato de nestas rotas de produção de etanol a produção de energia para o processo se dar com o consumo de GN ou carvão (QUINTEIRO et al., 2008).

2.1.2 Produção e aproveitamento de resíduos nas usinas de açúcar e álcool

Primeiramente, cabe conceituar o que é um resíduo e o que é um rejeito. Segundo a Política Nacional de Resíduos Sólidos, um resíduo é um "material, substância, objeto ou bem descartado (...) a cuja destinação final se procede, se propõe proceder ou se está obrigado a proceder, nos estados sólido ou semissólido, bem como gases contidos em recipientes e líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou em corpos d'água, ou exijam para isso soluções técnica ou economicamente inviáveis em face da melhor tecnologia disponível". Já a definição de rejeito, segundo a mesma Política, é: "resíduos (...) que, depois de esgotadas todas as possibilidades de tratamento e recuperação por processos tecnológicos disponíveis e economicamente viáveis, não apresentem outra possibilidade que não a disposição final ambientalmente adequada". (BRASIL, 2010).

À luz destas definições, a produção de açúcar, etanol e energia elétrica está atrelada à geração de quatro importantes resíduos: a vinhaça, a trota de filtro, o bagaço e a palha. Cada um destes resíduos pode ter ou tem um aproveitamento energético distinto, como analisado a seguir.

2.1.2.1 Vinhaça

Conforme pode ser observado na *Figura 2.2*, a vinhaça é um subproduto da destilação do vinho (resultado da fermentação do caldo de cana, do melaço e de resíduo da cristalização do açúcar). A vinhaça de cana-de-açúcar é, segundo SALOMON (2007), um "líquido de cor marrom escuro, de natureza ácida, que sai da coluna de destilação à temperatura de aproximadamente 107 °C, com cheiro que vai do adstringente ao nauseabundo", sendo que o cheiro de putrefação é apontado por diversos autores como uma das características mais marcantes da vinhaça. Segundo CAMARGO (1990) a vinhaça é uma "suspensão aquosa de sólidos orgânicos e minerais (...) além de [conter] quantidades de açúcar, álcool e compostos voláteis mais pesados", enquanto o tamanho das partículas varia da dispersão grosseira à solução quantitativa da vinhaça é dependente de inúmeros fatores dentre os quais destacam-se a natureza e a composição da matéria-prima, o tipo de preparo do mosto, o método e a condução da fermentação, a levedura, os equipamentos utilizados e a condução
da destilação". Ainda, a proporção de produção entre açúcar e etanol também influencia a composição da vinhaça. Adicionalmente, MORAES et al. (2014) destacam características agressivas da vinhaça, como alta temperatura, elevada DQO² (entre 10-65 go₂/l, a depender do tipo de planta de produção de etanol) e baixo pH (de 3,5 a 5,0). Os compostos presentes na vinhaça são, em geral, substâncias inorgânicas solúveis (sais minerais); substâncias inorgânicas insolúveis; células de levedura; substâncias orgânicas resultantes de processos metabólicos da levedura, etanol, açúcares residuais e outros sólidos orgânicos solúveis em água, como gomas, graxas, proteínas, etc. (PROMON, 1979). Há grande destaque para o alto conteúdo de nutrientes minerais na vinhaça, em especial o potássio, cujas concentrações são de 1733–1952 mg/L_{vin}. Em níveis menores, também há presença de nitrogênio e fósforo minerais (ESPAÑA-GAMBOA, 2011).

A produção de vinhaça apresenta volumes elevados. Cerca de 87,4% do vinho que é alimentado na coluna de destilação sai na forma de vinhaça (PROMON, 1979). Diversos autores reportam que se produz de 10,0 a 15,0 m³ de vinhaça para cada m³ de etanol produzido, sendo a produção média em torno de 13,0 m³vin/m³EtOH (MORAES et al., 2014; GAMBOA et al., 2012; GOLDEMBERG et al., 2008). A vinhaça que sai do processo é resfriada e armazenada em lagoas de estabilização (que devem ser impermeabilizadas com geomembranas para evitar contaminação do solo). O objetivo das lagoas de estabilização é, segundo POVEDA (2014), ser "um reservatório de segurança que permitem amortecer as diferenças entre o ritmo de produção e o de distribuição, evitando a aplicação em excesso da vinhaça ou o descarte em áreas impróprias". Uma outra possibilidade é a concentração da vinhaça por meio da evaporação da água nela presente, de forma a concentrar o teor de sólidos do resíduo, reduzindo seu custo de transporte e fornecendo água de reuso para a usina (POVEDA, 2014). Apesar do uso de lagoas de estabilização ainda ser bastante disseminado e da alta necessidade energética para o processo de concentração da vinhaça, POVEDA (2014) aponta que a crescente restrição normativa³ de dosagem de vinhaça tem impulsionado a concentração deste resíduo.

² DQO é a medida de quanto oxigênio pode ser consumido por meio de reações de oxidação em soluções, e é um parâmetro comumente utilizado para medir a quantidade de matéria orgânica em uma solução

³ No caso do estado de São Paulo, por exemplo, a aplicação da vinhaça é regulada pela CETESB através da norma técnica P4.231 (CETESB, 2005).

O aproveitamento da vinhaça, atualmente, se dá pela aspersão deste resíduo na lavoura de cana, técnica conhecida como fertirrigação (JOPPERT et al., 2017). A fertirrigação com vinhaça é a forma mais simples, à luz de critérios técnicos e econômicos, de aproveitar este rejeito (SOUZA, 2011). Basicamente, caminhões ou tubulações coletam vinhaça das lagoas de estabilização e as transportam até a lavoura de cana, onde este resíduo é aspergido (POVEDA, 2014), sendo sua aplicação regulada por órgãos ambientais³. O principal objetivo é aproveitar o alto teor de nutrientes presentes na vinhaça, sobretudo o potássio, evitando-se, assim, o uso de fertilizantes minerais derivados de combustíveis fósseis (POVEDA, 2014).

No entanto, deve-se destacar o potencial poluidor da vinhaça se a mesma não for corretamente aplicada na fertilização do solo. Conforme apontado por CAVALLET et al. (2014), a vinhaça tem potencial poluidor considerável, comparando-se, em termos de matéria orgânica, ao esgoto sanitário. Os sólidos inorgânicos presentes no rejeito podem causar danos temporários ou mesmo permanentes ao solo, devido ao acúmulo de sais, devendo haver estudos topográficos para evitar processos erosivos e controle do processo de aplicação da vinhaça na lavoura. Outra possível forma de poluição do solo é a aplicação da vinhaça em temperaturas elevadas, que pode causar poluição física (pelo calor) e química (baixo pH aliado à temperatura alta que causa grande potencial corrosivo) (CHRISTOFOLETTI, 2013; SALOMON, 2007). Apesar da crescente preocupação ambiental com o despejo da vinhaça no solo, estudos indicam que não há dano por contaminação de lençóis freáticos para aplicações com menos de 30.000 m³/km² (SMEETS et al., 2008). O potencial poluidor da vinhaça também está relacionado à emissão de GEE. Segundo OLIVEIRA et al. (2013), a disposição da vinhaça no solo pode levar à decomposição in situ do resíduo, liberando de 4,94 a 7,46 kg_{CO2eq}/m³ na forma de CO₂ e N₂O.

O elevado potencial poluidor da vinhaça leva à busca de um aproveitamento deste rejeito que seja mais adequado do que a fertirrigação. Dentre os aproveitamentos possíveis, destaca-se o aproveitamento energético. Muitos autores têm estudado o aproveitamento energético da vinhaça. SALOMON e LORA (2009) estudaram o potencial da utilização do biogás advindo da biodigestão da vinhaça; POVEDA (2014) estudou diversas formas de aproveitamento, tais como concentração evaporativa, biodigestão da vinhaça com geração de eletricidade utilizando o biogás produzido, incineração da vinhaça, também com geração de eletricidade e biodigestão com concentração e uso veicular do biogás produzido. A geração de biogás da

vinhaça e o seu aproveitamento energético são estudados por diversos outros autores.

- a) A produção de biogás a partir da vinhaça se dá pela sua biodigestão em condições anaeróbias. Segundo PALMER (1981) GAMBOA et al. (2012) e FUESS et al., (2017), entre outros, o processo de biodigestão ocorre em quatro etapas principais:
- b) Hidrólise, onde compostos orgânicos complexos (proteínas, carboidratos e lipídios) são reduzidos a monômeros (açúcares simples, ácidos graxos e aminoácidos) que podem ser metabolizados pelas bactérias;
- c) Acidogênese, onde são formados ácidos graxos de cadeia curta pela ação dos microrganismos, além de outros compostos orgânicos;
- d) Acetogênse, onde bactérias de crescimento rápido produzem ácido acético, gás hidrogênio e dióxido de carbono. Pode ocorrer a formação de H₂S, devido à redução de sulfato a sulfeto no processo de biodigestão por bactérias redutoras de enxofre;
- e) Metanogênese, onde bactérias de crescimento mais lento consomem os ácidos orgânicos e o transformam em CH₄ e CO₂;

A Figura 2.3 mostra resumidamente o processo de biodigestão.

Em nenhuma das etapas é reportado o consumo de sais minerais pelas bactérias. Isto é extremamente interessante, pois a utilização da vinhaça como fonte de nutrientes para o solo é precisamente justificada pela presença destes sais minerais. Segundo a literatura, o processo de biodigestão causa redução da carga orgânica da vinhaça (de 60 a 98% na DQO e 80 a 92% na DBO⁴, dependendo da tecnologia de biodigestão utilizada) e o aumento do pH da vinhaça, enquanto mantém os nutrientes que justificam o uso da vinhaça para fertirrigação. Assim, o efluente do biorreator pode, ainda, ser utilizado como fonte de nutrientes para o solo por meio da fertirrigação, com reduzido impacto ambiental. (WILKIE et al., 2000; PANT, ADHOLEYA, 2007; TEWARI et al., 2007; SATAYAWALI, BALAKRISHNAM, 2008).

⁴ DBO é a quantidade de oxigênio necessária em uma solução para que micro-organismos degradem a matéria orgânica por meio de processos aeróbios. Não deve ser confundida com a DQO, que mede a quantidade de oxigênio necessária par reações de oxidação em geral. Assim como a DQO, também é um parâmetro comumente utilizado para medir a quantidade de matéria orgânica em uma solução.



Figura 2.3: Fluxograma simplificado do processo de digestão anaeróbica.

FONTE: COELHO et al., 2018.

Os benefícios da biodigestão da vinhaça não se restringem apenas à redução de DBO e DQO. A produção de biogás é um dos principais pontos positivos do processo de biodigestão. O biogás é um combustível renovável, composto basicamente de CH₄ e CO₂. Além destes compostos principais, estão presentes, em menores quantidades: umidade, gás sulfídrico (H₂S), O₂ e N₂. A composição do biogás é fortemente dependente da matéria orgânica digerida (ETT et al., 2013).

O processo de biodigestão pode ocorrer, basicamente, em biodigestores (reatores ou tanques) ou lagoas (escavadas no solo). Atualmente, para o tratamento da vinhaça, os métodos de biodigestão mais aplicados são os reatores UASB e lagoas anaeróbicas. Os reatores UASB caracterizam-se pela melhor distribuição do lodo (matéria orgânica) no interior do reator, uma vez que o próprio biogás gerado faz com que o lodo se mantenha suspenso e fluidificado, proporcionando maior contato dos microorganismos anaeróbicos com a matéria orgânica. Já as lagoas caracterizam-se

pela deposição do lodo em seus fundos, o que afeta sensivelmente o rendimento do processo. Devido ao exposto, reatores UASB são mais compactos (ocupam menor área para instalação) e apresentam maiores rendimentos em biogás do que os observados em lagoas anaeróbicas, mas têm custo de investimento e operação mais elevados do que lagoas anaeróbicas (COELHO et al., 2018).

A junção das características dos reatores UASB e das lagoas anaeróbicas resulta no reator tipo LAFA. Esta inovação consiste na introdução de um sistema de distribuição do líquido no fundo da lagoa, de modo a permitir que o lodo fique em suspensão, da mesma forma como ocorre nos reatores UASB, o que confere ao sistema de biodigestão rendimentos maiores do que o da lagoa anaeróbica e custo de investimento e operação menores do que os dos reatores USAB (COELHO et al., 2018).

Quanto ao rendimento do processo, encontram-se, na literatura, valores da ordem de 0,240 a 0,263 Nm³ de CH₄ por kg de DQO adicionada ao sistema de biodigestão para reatores UASB (GAMBOA et al., 2012; GONZÁLEZ et al., 2017). A quantidade de metano no biogás pode variar de 50% a 75%, dependendo da tecnologia de biodigestão empregada (GAMBOA et al., 2012; SATAYAWALI, BALAKRISHNAM, 2008), sendo de 60 a 65% valores médios usuais para biogás produzido a partir da vinhaça (SALOMON, LORA, 2009).

Para uso final do biogás, um tratamento de limpeza é necessário. Em particular, para fins de produção de energia, é essencial a retirada de umidade e H₂S do biogás, sobretudo para uso em motores e turbinas a gás, uma vez que estes compostos podem gerar corrosão (HOSSEINI, WAHID, 2014; PECORA, 2006). O biogás pode ser queimado em caldeiras a gás sem necessidade da remoção do gás sulfrídico desde que a temperatura dos gases de combustão seja maior do que a temperatura na qual ocorre a formação de ácido sulfúrico (ponto de orvalho) e também que a caldeira opere continuamente (ASME, 2011). Considerando-se que o CO₂ é uma substância inerte à combustão, sua remoção não se faz necessária para queima em caldeiras.

Após a limpeza, se necessária, a conversão do biogás em energia elétrica se dá por meio de queima do combustível em motores a combustão interna (ciclo Otto) ou em turbinas a gás ou microturbinas⁵ (ciclo Brayton), segundo DUDEK et al. (2010).

⁵ As microturbinas têm o mesmo princípio de funcionamento de uma turbina a gás, recebendo esta denominação devido às baixas potências produzidas quando comparadas a turbinas convencionais.

Ainda segundo DUDEK et al. (2010), o uso de motores a combustão interna para queima de biogás e geração de energia elétrica é a tecnologia mais utilizada para conversão de biogás em energia, uma vez que esta está consolidada e é uma tecnologia madura, apresentando baixos riscos econômicos. No entanto, segundo BASRAWI et al. (2017), o uso de microturbinas para geração de energia elétrica ou para cogeração vem ganhando interesse devido ao aumento de eficiência, à possibilidade do uso de diferentes combustíveis, à alta densidade de potência, ao baixo custo de manutenção e ao baixo teor de emissões.

Atualmente, a potência fornecida comercialmente por estas máquinas térmicas ainda não é muito elevada: encontram-se motores a combustão interna de potências nominais variando de 330 a 9.000 kW (GE, 2018) e microturbinas com potência nominal variando de 65 a 1.000 kW (CAPSTONE, 2018). Como a potência nominal destas máquinas é baixa, para obter potências elevadas, é comum a instalação de diversos equipamentos em paralelo (SUNG et al., 2017).

Os processos de biodigestão e de limpeza do biogás apresentam a inserção de novos consumos energéticos no processo de produção de energia na usina de cana, consumos estes que devem ser considerados no balanço energético. O consumo de energia na biodigestão da vinhaça, segundo POVEDA (2014) é de cerca de 1,2 kWh/m³vin, um valor considerável, dado o grande volume de vinhaça gerado durante a produção de etanol. No entanto, POVEDA (2014) aponta que, como o volume de vinhaça não é alterado pelo processo biológico, o consumo de energia fóssil para o transporte do efluente é muito semelhante ao consumo observado com o transporte da vinhaça. Portanto, o autor considera que o processo de biodigestão não afeta o balanço energético da usina de cana consideravelmente.

Quanto ao processo de limpeza do biogás (neste caso, a remoção do H₂S), o consumo energético é muito pequeno quando comparado ao consumo energético do processo de biodigestão da vinhaça. SILVA (2009) reporta o consumo de 10kW para limpeza de 190 Nm³/h de biogás (o que resulta num consumo de aproximadamente 0,052 kWh/Nm³_{biog} tratado). Já ALLEGUE e HINGE (2014) apontam tecnologias de remoção de H₂S com consumo de 0,21 kWh/kg_{H2S}. Considerando que o volume de H₂S a ser removido é baixo, é razoável admitir que o consumo energético devido à

limpeza do biogás pode ser desprezado frente aos consumos energéticos para biodigestão da vinhaça⁶.

Uma restrição ao processo de biodigestão da vinhaça são os elevados volumes que devem ser processados nos biodigestores. Apesar de as tecnologias atuais (reatores UASB) apresentarem tempos de retenção hidráulica relativamente baixos (de 1,5 a 4 dias) (GAMBOA et al., 2012), os volumes dos reatores ainda são elevados, o que causa altos investimentos iniciais. Ainda, o processo biológico não reduz o volume da vinhaça, tornando o manejo do efluente do biorreator tão custoso quanto o manejo da vinhaça em si (POVEDA, 2014). Por fim, a presença de antibióticos termorresistentes utilizados na fermentação para inibir a ação de bactérias contra as leveduras pode ocasionar a inibição das bactérias metanogênicas no processo de biodigestão. Em relação à esta última questão, pesquisas recentes mostram que o uso de feixes de elétrons para esterilização do mosto antes da fermentação pode ser uma alternativa interessante para evitar a inibição das bactérias por antibióticos (SILVA, 2019).

A produção de etanol 2G também produz vinhaça, tal qual a rota de produção de etanol 1G. A vinhaça advinda da produção do etanol 2G também pode ser utilizada para produção de biogás via biodigestão anaeróbia, mas, na literatura, ainda há poucos estudos sobre as características e biodigestão da vinhaça 2G já que, mesmo atualmente, o processo de produção de etanol 2G ainda está na transição da escala de laboratório para escala piloto. Não obstante, estudos recentes começam a apontar alguns resultados sobre a biodigestão da vinhaça 2G, dentre os quais se citam os resultados obtidos por LIU et al. (2015) e TIAN et al. (2013). Segundo tais estudos, a vinhaça produzida da destilação de etanol 2G contém uma DBO de 38,6 go₂/L_{vin}, distribuídas principalmente entre celulose não hidrolisada, açúcares não fermentados (pentoses) e lignina. Segundo tais estudos, produzem-se 7,8 L desta vinhaça para cada litro de etanol 2G produzido, e uma produção de 10,25 a 10,95 m³CH4/m³vinhaça pode ser obtida pela biodigestão deste resíduo. Já resultados experimentais apresentados por SILVERIO (2016) mostraram números contrastantes: segundo o

⁶ Utilizando-se os valores mostrados no item 3.2.4, pode-se estimar que, para cada m³ de vinhaça 1G biodigerida, produzem-se em torno 15 kg de biogás, dos quais apenas 0,4% (em massa, base seca) são H₂S. Aplicando o índice citado de 0,21 kWh/kg_{H2S}, resultaria em um consumo de energia elétrica de 0,013 kWh/m³vin, insignificante perante os 1,2 kWh/m³vin de consumo de energia elétrica da biodigestão.

referido estudo, a DQO da vinhaça 2G é de cerca de 19,0 go₂/L_{vin} e a produção de biogás a partir da vinhaça 2G é cerca de quatro vezes maior do que a produção de biogás a partir da biodigestão da vinhaça 1G em termos da DQO removida. O mesmo estudo mostra que o volume de biogás obtido através da biodigestão da vinhaça de etanol 2G é, em termos de DQO removida, quatro vezes maior quando comparado ao volume obtido com a biodigestão da vinhaça 1G. A **Tabela 2.2** mostra uma comparação dos principais parâmetros das vinhaças 1G e 2G.

Parâmetro	Vinhaça 1G*	Vinhaça 2G
Produção (L/L _{Etanol})	10 - 15	7,8
DQO (g _{O2} /L _{vin})	15,0 - 65,0	19,0
Sólidos totais (ST) (g/L _{vin})	23.700 - 81.500	17.600
Sól. totais voláteis (STV) (g/L _{vin})	20.000 - 60.000	11.720
Sól. totais fixos (STF) (mg/L _{vin})	3.700 - 21.500	5.820
Potássio (mg/L _{vin})	1.200 – 7.380	39.070
Produção de biogás (Nm ³ /kg _{DQOAd})**	0,385	1,538

Tabela 2.2: Comparação entre características selecionadas das vinhaças 1G e 2G.

* faixas considerando vinhaça advindo de mosto, melaço e mista

FONTE: SILVERIO, 2016, LIU et al., 2015; MORAES et al, 2014; TIAN et al., 2013; ROSSETO, SANTIAGO, 2006.

2.1.2.2 Torta de Filtro

A torta de filtro é outro resíduo da indústria sucroalcooleira, sendo gerada na etapa de filtração do lodo obtido após a decantação/clarificação do caldo de cana. Assim como a vinhaça, a torta de filtro contém grande quantidade de matéria orgânica e de minerais (a composição da torta de filtro é extremamente variável, dependendo do tipo de solo, variedade da cana e seu período de maturação, entre outros). A torta de filtro apresenta cerca de 67% a de 79% teor de umidade (base úmida) (JANKE et al., 2016; FRICK, 2018) e uma DQO que pode variar de 100 a 280 go₂ por kg de torta (BARROS et al., 2017; GONZÁLEZ et al., 2017). Desta forma, tal qual a vinhaça, a torta de filtro também é disposta no solo da lavoura, juntamente com a vinhaça. A literatura aponta que se produzem de 30 a 40 kg de torta de filtro por tonelada de cana processada (COSTA, 2015; FRICK, 2018). No entanto, impactos ambientais também

podem ocorrer devido à aplicação da torta de filtro no solo. Segundo GONZÁLEZ et al. (2017), devido à dificuldade do transporte da torta e à capacidade do solo de receber este resíduo, muitas vezes a torta é acumulada em pilhas, e a drenagem natural deste resíduo pode contaminar corpos d'água próximos da usina.

Atualmente, assim como ocorre com a vinhaça, estuda-se uma forma de valoração energética da torta de filtro, dado o considerável conteúdo de matéria orgânica nela presente. Neste sentido, também se estuda a digestão anaeróbica da torta de filtro para produção de biogás. A fronteira tecnológica atual reside em realizar a codigestão da vinhaça e da torta de filtro em um mesmo biorreator, havendo já pedidos de propriedade intelectual para esta tecnologia registrados no Brasil (FABIAN, GARDEMANN, 2014).

A codigestão é o uso de dois ou mais diferentes substratos em um mesmo processo biológico. Muitas vezes, o uso de apenas um substrato acarreta a ausência de macro e micronutrientes necessários ao desenvolvimento das bactérias anaeróbicas, o que reduz a diversidade de microorganismos que podem ser utilizados e a eficiência e a operacionalidade de processo de biodigestão. A principal vantagem da codigestão seria que diferentes substratos podem complementar suas características físico-químicas, superando, assim, as dificuldades encontradas com a digestão de só um substrato, podendo inclusive aumentar a viabilidade econômica do processo de biodigestão mais economicamente viável (HAGOS et al., 2017). Conforme apontado por GONZÁLEZ et al. (2017), a vinhaça e a torta de filtro têm micronutrientes que se complementam, além do fato de a vinhaça prover água para a viabilizar a digestão da torta de filtro. No entanto, segundo BARROS et al. (2017), ainda não existem tecnologias estabelecidas para o uso de torta de filtro em biorreatores para a biodigestão da vinhaça. Os autores, no caso do referido trabalho, realizaram a codigestão em um sistema de dois reatores UASB, onde buscou-se otimizar os parâmetros operacionais e a microbiota para o processo de biodigestão.

Além da codigestão da vinhaça e da torta de filtro, outras alternativas também têm sido estudadas, tais como a codigestão da torta de filtro com bagaço (JANKE et al., 2016) e com a palha do bagaço (JANKE et al., 2017).

A literatura acerca dos aumentos de rendimento no processo de codigestão ainda é escassa, mas alguns estudos recentes mostram resultados interessantes. FRICK (2018) constatou, em seus experimentos, que a adição de baixas quantidades de torta de filtro à vinhaça (até 8% em massa) não ocasionou diferença estatística de rendimento do processo. COSTA (2015) verificou em seu experimento que uma mistura de 50% (em volume) de torta com vinhaça ocasionou um ganho de até mais de 50% no volume de biogás produzido em relação ao volume de biogás produzido apenas com a digestão da vinhaça em reatores tipo batelada. GONZÁLEZ et al. (2017) estudaram o rendimento de produção de biogás em função da porcentagem de DQO na mistura entre torta de filtro e vinhaça, e identificaram que a mistura ótima ocorre entre as proporções de 25% torta/75% vinhaça e 50% torta/50% vinhaça (em termos de DQO), com aumento da taxa específica de produção de metano (em termos de DQO alimentada ao biorreator) de aproximadamente 5%.

2.1.2.3 Bagaço da cana-de-açúcar

O bagaço é um dos principais subprodutos do processo de produção de etanol, ao lado da vinhaça e da torta de filtro. Como já explicitado, a destinação final do bagaço se dá pela queima deste em caldeiras a biomassa (DANTAS et al., 2013). A queima do bagaço gera quantidades apreciáveis de MP e NO_X, que podem impactar a saúde respiratória de trabalhadores da usina de cana e da população do entorno da usina (LE BLOND et al., 2017), sendo necessário controle deste poluente, que geralmente é realizado com captura em ciclones. A queima de cana verde na précolheita também gera emissão de MP, até em quantidades maiores das observadas na queima do bagaço, mas esta pratica foi descontinuada nos últimos anos, sobretudo no Estado de São Paulo, por esforços conjuntos do Governo do Estado e da UNICA, cujas intenções conjuntas definiriam, até o final de 2017, a eliminação da colheita com queima da cana verde (SÃO PAULO, 2017).

A emissão de material particulado devido à queima do bagaço em caldeiras é regulada em nível nacional pelo CONAMA através das resoluções nº 382 (2006) - para usinas cuja operação foi iniciada após janeiro de 2007 - e nº 436 (2011) - para usinas cuja operação é anterior a janeiro de 2007 (CONAMA, 2006; CONAMA, 2011). Estas resoluções determinam a máxima quantidade de material particulado que pode ser emitida pela queima do bagaço. A *Tabela 2.3* mostra os limites nas normas citadas.

Outra forma de aproveitamento do bagaço é seu consumo ou venda na forma de pellets. O uso do bagaço peletizado é uma forma de melhorar o manuseio, transporte e conversão do bagaço, além de permitir o estoque dessa biomassa para períodos de entressafra (ERLICH et al., 2005).

Potência térmica nominal	Emissão limite de MP (mg/Nm ³) ^b		Emissão lin (como NO ₂)	nite de NOX) (mg/Nm³) ^b
(MW) ^a	Res. 382	Res. 436	Res. 382	Res.436
Até 10	280	520	N/A	N/A
10 a 75	230	450	350	350
Maior que 75	200	390	350	350

Tabela 2.3: Limites para emissão de MP e NOx estabelecidos por resoluções do CONAMA.

^a Definido como \dot{m}_{bag} . *PCI*, onde \dot{m}_{bag} é a taxa de alimentação de bagaço na caldeira e *PCI* é o poder calorífico inferior do bagaço;

^b Mensurado em base seca e a 8% de excesso de O₂. FONTE: CONAMA, 2006; CONAMA, 2011

O aproveitamento energético do bagaço pode ser realizado, também, transformando a biomassa em biocombustíveis gasosos ou líquidos. O bagaço pode ser gaseificado, gerando um gás combustível. Segundo ANUKAM et al., (2016), o processo de queima do gás combustível com geração de energia é mais eficiente do que a queima direta do bagaço. No entanto, o processo de gaseificação ainda encontra uma série de dificuldades técnicas (WATSON et al., 2018). Outra possibilidade é gerar um biocombustível líquido, o etanol lignocelulósico, ou etanol 2G.

A utilização do bagaço para a produção de etanol 2G consiste basicamente em quebrar os polímeros naturais de sacarídeos presentes na biomassa, a celulose e a hemicelulose, transformando-os em açúcares, com posterior fermentação. Este processo é explicado em detalhes por LIMAYEM E RICKE (2012), BALAT (2011) e GRAY et al. (2006). AGBOR et al. (2012) e HENDRIKS e ZEEMAN (2009) focam seus estudos no pré-tratamento da biomassa, necessário para a produção do etanol 2G. De acordo com o apresentado por estes autores, o processo de produção de etanol 2G pode ser descrito da seguinte forma:

Incialmente é necessário um pré-tratamento para separar as fibras de celulose e hemicelulose da lignina, deixando-as disponíveis para a próxima etapa do processo. Existem diversas formas de pré-tratamento. AGBOR et al. (2012) resumem em seu trabalho as principais formas de pré-tratamento, sendo os principais métodos os seguintes:

 pré-tratamento mecânico: envolve redução de tamanho, moagem e corte, com o objetivo de aumentar a área de contato e reduzir o grau de polimerização da celulose e hemicelulose e com destaque para o elevado consumo de energias nas operações mecânicas. Muitas vezes, o pré-tratamento mecânico é empregado em conjunto com outra etapa de pré-tratamento (químico ou físico-químico)

 pré-tratamento biológico: envolve o uso de microorganismos que produzem enzimas capazes de quebrar a celulose e hemicelulose, sendo pouco utilizado devido às taxas muito lentas de quebra dos polímeros para uso industrial;

 pré-tratamento químico: envolve o uso de substâncias ácidas, alcalinas, orgânicas ou iônicas para alterar a estrutura da biomassa, reduzindo o grau de polimerização da molécula. A escolha da substância depende das características da biomassa, e problemas relacionados são o tratamento dos efluentes do processo. Uma técnica muito utilizada é o pré-tratamento com ácido diluído.

- pré-tratamento físico-químico: destaca-se o uso de pré-tratamento a vapor ou explosão de vapor (*steam explosion*), onde vapor de 160 a 240 °C e 0,7 a 4,8 Mpa é utilizado, após tratamento mecânico, para separar a celulose da hemicelulose e da lignina. Como é uma técnica que não envolve o uso de substâncias químicas e que requer pouca energia, a explosão a vapor tem sido amplamente estudada e empregada no pré-tratamento da biomassa.

A etapa seguinte é o processo de hidrólise dos polímeros de sacarídeos, processo que irá transformá-los em acúcares menos complexos, passíveis de serem fermentados pelas leveduras. O processo de hidrólise pode ser dividido em dois grupos: hidrólise química e hidrólise enzimática. No processo de hidrolise química utilizam-se as técnicas de ácido diluído e concentrado. No caso do uso de ácido diluído, observam-se tempos de reação mais rápidos, mas há requerimento de altas temperaturas e pressões. Por outro lado, a utilização de ácido concentrado no processo de hidrólise química apresenta tempo de reação mais longo, mas observamse maiores rendimentos de açúcares quando comparado com a utilização de ácido diluído. Ambos os processos enfrentam barreiras para melhores resultados: a hidrólise com ácido diluído tem baixos rendimentos de glicose, enquanto a hidrólise com ácido concentrado apresenta problemas ambientais e de corrosão. O segundo grupo é caracterizado pelo uso de enzimas da família das celulases, que clivam a celulose e a hemicelulose em açúcares menores. Segundo BALAT (2011), diversos fatores influenciam este processo, como concentração de enzima, pH, temperatura e concentração do produto (açúcares). A hidrólise de celulose e da hemicelulose libera uma grande gama de açúcares menos complexos, sendo praticamente uma mistura de pentoses e hexoses tais como: glicose, xilose, galactose, arabinose, entre outros.

Um problema que ocorre nesta etapa é que a levedura da espécie *Sacharomyses cerevisiae* (microrganismo utilizado nas usinas de etanol para produção de etanol 1G) é incapaz de metabolizar a xilose e outros açúcares de cinco carbonos, reduzindo o rendimento do processo de fermentação (LIMAYEM, RICKE, 2012). Avanços em engenharia genética, com microrganismos que possam fermentar tanto a glicose quanto a xilose, vêm apresentando resultados promissores, mas, de forma geral, os rendimentos do processo de hidrólise ainda não conseguiram atingir escalas comerciais (BALAT, 2011). Após separação entre fases sólida e líquida, a fase líquida, rica em açúcares, segue para fermentação.

De maneira geral, os processos de produção de etanol 2G a partir de biomassa são, atualmente, caros e ineficientes, mesmo com recentes avanços na redução do custo de produção e aumentos de rendimentos (VIIKARI et al., 2012). Em particular, o etanol 2G tem competitividade próxima do etanol de amido de milho, mas ainda está longe de ser competitivo com etanol de cana-de-açúcar (SANCHEZ, GOMEZ, 2014; CHOVAU et al., 2013; MACRELLI et al., 2012) devido ao custo das enzimas e do processo de pré-tratamento (SANCHEZ et al., 2013; GNANSOUNOU, DAURIAT, 2010). Atualmente, o rendimento típico do processo é de 110 a 270 litros por tonelada de biomassa seca para resíduos agroindustriais (SIMS et al., 2010). Especificamente para o bagaço da cana, DANTAS et. al (2013) apontam um rendimento de 162 litros por tonelada de bagaço, obtido em escala de laboratório. Já CARPIO e SOUZA (2017) reportam um rendimento de 157 a 335 litros de etanol 2G produzido por tonelada de bagaço seco consumido.

Em relação aos custos de produção do etanol 2G de bagaço, são notáveis os avanços alcançados ao longo dos últimos anos na redução do preço de produção do etanol 2G. Segundo reportado pelo DOE (Departamento de Energia dos EUA) e mostrado na **Figura 2.4**, o preço de produção do etanol 2G de bagaço de milho de 2,90 USD/L em 2001 caiu vertiginosamente para cerca de 1,30 USD/L em 2006, e avanços posteriores conseguiram fazer o preço de produção alcançar cerca de 0,70 USD/L em 2012.



Figura 2.4: Evolução do preço de produção do Etanol 2G de bagaço de milho.

FONTE: Adaptado de DOE, 2016.

Atualmente, a literatura apresenta valores dentro de uma faixa que variam de 0,30 a 0,55 USD/L. MACRELLI et al. (2014) realizaram um estudo onde observaram como variava o custo de produção do etanol 2G variando o tempo de residência da etapa de hidrólise e a eficiência das enzimas, obtendo custos de 0,39-045 USD/L para alta eficiência enzimática e de 0,50-0,55 USD/L para baixa eficiência enzimática. KHATIWADA et al. (2016) estimaram um custo de produção de 24,9 USD/GJ para uma usina que produz etanol 1G e 2G, o que corresponderia a aproximadamente 0,44 USD/L. Alguns autores reportam, em estudos mais recentes, valores um pouco mais baixos para o custo de produção do etanol 2G: SANTOS et al. (2016) usa em sua análise econômica um valor de 0,36 USD/L e CARPIO e SOUZA (2017) apresentam valores para este parâmetro variando de 0,33 a 0,39 USD/L. Para efeito comparativo, o etanol de cana, no Brasil, tem, custo de produção de 0,22 USD/L (CARPIO, SOUZA, 2017), enquanto o etanol de milho nos Estados Unidos tem custo de produção de 0,35 USD/L (CARPIO, SOUZA, 2017), o que corrobora para a informação encontrada na literatura de que o etanol 2G pode ser competitivo com o etanol 1G de milho, mas não com o etanol 1G de cana-de-acúcar.

Em relação aos custos energéticos para o processo de produção de etanol 2G, reporta-se a necessidade de aumento do consumo de energia térmica (na forma de vapor saturado para o processo) para os processos de pré-tratamento, hidrólise e destilação do etanol 2G. Segundo OLIVEIRA et al. (2016), consomem-se de 3,2 a 3,4 kg de vapor para processo por litro de etanol 2G de bagaço de cana produzido.

2.1.2.4 Palha da cana-de-açúcar

A palha do bagaço é outro resíduo de interesse para a produção de energia na usina de açúcar e etanol. Por palha, entende-se o conjunto de resíduos advindos da colheita mecanizada da cana, ou seja, pontas da cana e folhagens. Segundo CARVALHO (2015), "A colheita da cana-de-açúcar, até o início da década de 1990, era uma operação exclusivamente manual, sendo realizada a queima prévia das folhas secas da planta, visando garantir uma alta produtividade da mão de obra na colheita, eliminando assim a operação de corte manual das folhas". No entanto, a crescente preocupação ambiental com a queima da palha no campo gerou uma pressão pela colheita mecanizada da cana-de-açúcar e aumentou a disponibilidade de palha para uso energético. No estado de São Paulo, por exemplo, a lei estadual nº 11.241, de 19 de setembro de 2002 prevê o total banimento da queima de palha até 2021 para terrenos com colheita totalmente mecanizáveis (aqueles com declividade inferior a 12%) e até 2031 para os não totalmente mecanizáveis (com declividade superior a 12%) (SÃO PAULO, 2002). Ainda, como já citado, existem acordos vigentes entre a UNICA e Secretaria do Verde e do Meio Ambiente do Estado de São Paulo para banir 100% da colheita com queima de cana verde. Devido a estas legislações e acordos, atualmente, cerca de 97% da colheita é mecanizada na região Centro-Sul do Brasil (NOVA CANA, 2018).

O uso da palha para aproveitamento energético apresenta dois grandes desafios, segundo CARVALHO (2015):

- a) Necessidade de adequação das operações de recolhimento da palha de cana no campo, em relação ao desenvolvimento de equipamentos específicos para este fim e incertezas quanto à forma de recuperação mais viável técnica e economicamente e
- b) Problemas operacionais na geração de vapor, em decorrência composição da palha e seu alto teor de cinzas, cuja fusão em altas temperaturas geram incrustações e corrosão nas partes internas da caldeira.

Além dos pontos assinalados anteriormente, pesa contra o uso energético da palha o fato de que esta geralmente é deixada na área de plantio da cana para mantêla úmida, fertilizada e protegida (PEREIRA, et al., 2015; CARVALHO, 2015).

Apesar das dificuldades relacionadas ao aumento do uso da palha para geração de energia para a usina, existe, atualmente, uma tendência na direção de ser recuperar mais palha do campo além dos usuais 10 a 25% que são recolhidos juntamente à cana. Uma década atrás, ENERO (2008) já sugeria que 50% da palha fosse recolhida do campo para seu aproveitamento energético, enquanto o restante seria deixado no campo para "melhorar as propriedades físico-químicas do solo, ou seja, auxiliar na relação carbono-nitrogênio, aumentar o teor de matéria orgânica, melhorar a atividade da microbiota do solo e protegê-lo contra o impacto das gotas de chuva, que causam erosão". Mais recentemente, LINERO (2015) apresentou um estudo elaborado pelo CTC onde estudou-se a viabilidade técnica e econômica para uso de cerca de 50% da palha gerada, com enfardamento do resíduo para transporte da lavoura até a usina e redução das impurezas minerais e metálicas da palha, para queima nas caldeiras juntamente do bagaço da cana. ALVES et al. (2015) indicam em seu estudo que o aumento do uso da palha pode gerar maiores excedentes de energia e possibilitar o descolamento energético do bagaço para geração de etanol 2G. Estudos mais recentes dedicaram-se a investigar, em profundidade, os impactos da remoção da palha na qualidade do solo. CASTIONI et al. (2018) realizaram experimentos em plantações na região sul do Brasil, deixando no solo 5,0, 10,0 e 15,0 tpalha/ha e analisando a qualidade do solo resultante. Já LISBOA et al. (2018) realizaram um experimento de 2 anos em diferentes usinas no interior do estado de São Paulo, retirando 0, 25, 50, 75 e 100% da palha do campo e também analisando parâmetros de qualidade do solo. O primeiro estudo concluiu que, para não afetar a qualidade do solo e o crescimento da lavoura, um índice de 10,0 tpalha/ha (em base seca) deve ser mantido. Já o segundo estudo concluiu que índices de 4,0 a 9,0 t_{palha}/ha (em base seca) deve ser deixado no solo, frisando que o valor ideal a ser adotado é bastante dependente do tipo de solo e clima (temperatura, umidade, precipitação, etc.). Por fim, os resultados preliminares do projeto SUCRE⁷ recentemente divulgados apontam um valor mínimo de 7,0 tpalha/ha (em base seca) a ser deixado no campo, ressaltando que a literatura neste campo é escassa, sendo necessários

⁷ O Projeto SUCRE (*Sugarcane Renewable Electricity*) tem como objetivo principal aumentar significativamente a produção de eletricidade com baixa emissão de GEE na indústria de cana-de-açúcar, por meio do uso da palha produzida durante a colheita. A iniciativa, promovida pelo CTBE, atua junto a usinas parceiras para desenvolver soluções que elevem tal geração à plenitude da tecnologia disponível (CNPEM, 2019).

levantamentos em campo para serem obtidos resultados mais conclusivos (CARVALHO, 2018).

Um outro atrativo para maior remoção da palha da lavoura da cana é a associação entre o fim da queimada antecedente à colheita e o aumento da proliferação da mosca-dos-estábulos (*Stomoxys calcitrans*), observada desde 2008, quando se iniciou o banimento da queima de palha no campo (EMBRAPA, 2012). De fato, a literatura atual (AZEVEDO et al., 2018) aponta que a junção da palha deixada no campo com a vinhaça utilizada para fertirrigação cria um ambiente propício ao desenvolvimento deste vetor, que aflige a população de gado nas redondezas das usinas de etanol e açúcar.

Outro aproveitamento energético da palha da cana também é a produção de etanol 2G. A palha da cana-de-açúcar tem estrutura físico-química menos complexa do que o bagaço em si, o que torna o processo de pré-tratamento e hidrólise mais facilitados, provendo melhores rendimentos quando comparados com os mesmos processos para o bagaço-de-cana (PEREIRA et al., 2016; DEL RÍO et al., 2015). No entanto, mesmo com os benefícios de uso da palha, o bagaço é a fonte de biomassa preferida tanto para a queima quanto para a produção de etanol 2G. Isto se deve ao fato da palha de cana ser deixada na área da lavoura. Além deste fato, também pesa contra o uso da palha o fato de seu custo de transporte da lavoura para a usina ser muito elevado, devido à baixa densidade aparente deste resíduo (CARDOSO et al., 2015). O bagaço, por outro lado, já se encontra disponível na planta de produção de etanol (para queima nos ciclos de cogeração), o que tona seu manejo mais fácil para queima ou produção de etanol 2G.

2.2 Políticas de incentivo à produção de bioetanol no Brasil

2.2.1 Políticas anteriores ao Proálcool (antes de 1975)

Segundo STATTMAN et al. (2013), desde 1903, o governo brasileiro já demonstrava preocupação com a dependência de importação de combustíveis fósseis, que levava à crescentes dívidas externas e dependência de outras nações. Os autores apontam que uma das primeiras políticas de incentivo ao etanol de cana no Brasil data de 1919, quando o governo de Pernambuco fez do etanol um combustível oficial para uso no estado, seguindo-se uma crescente preocupação com

o uso de um combustível alternativo ao etanol. Os autores continuam mostrando como as políticas para o etanol se desenvolveram entre as décadas de 1920 e 1950, de forma a dar ao estado o poder de controlar a produção de etanol: criação do IAA em 1933, para regular o mercado de açúcar e etanol; concessão à Petrobrás, em 1953, do poder de regular e organizar as atividades da indústria de óleo e gás; criação de institutos tecnológicos, como o ITA e o CTA, que levariam ao desenvolvimento do carro movido a etanol. No entanto, os autores destacam que a coordenação política entre desenvolvimento regional, ciência e tecnologia e questões energéticas sempre foi uma dificuldade até o golpe militar de 1964, quando houve crescente centralização do poder no Governo Federal e aumento da relevância da questão da dependência de energia fóssil estrangeira – o que levou, em última instância, à criação da principal política de incentivo ao bioetanol no Brasil, o Programa Nacional do Álcool (Proálcool).

2.2.2 As duas fases do Proálcool (1875 – 1989)

O Proálcool teve início em 14 de novembro de 1975, por meio do Decreto n. 76.593, durante o regime militar no Brasil. Segundo STATTMAN et al. (2013), o Proálcool teve quatro objetivos: reduzir a demanda por combustíveis importados e preocupações sobre a segurança nacional relacionada à dependência de energia de outras nações; estimular a indústria no nordeste, gerando oportunidades de renda adicional para a indústria açucareira; aumentar a renda nacional através da melhor utilização dos recursos brasileiros e aumentar o crescimento dos setores domésticos agrícolas e industriais. Os autores ainda apontam que o programa se baseava em três pilares: estabelecer uma mistura obrigatória de etanol na gasolina (de até 25%), conversão de motores de automóveis para criar uma frota própria para uso de etanol como único combustível. Para tal, a Petrobrás foi obrigada a comprar uma quantidade pré-determinada de etanol, bem como foram estabelecidas taxas de empréstimos especiais, preços subsidiados e cotas de produção.

Segundo CORTEZ (2016), os anos da década de 1970, após a criação do Proálcool, foram marcados por pesquisas e desenvolvimento relacionados ao etanol, com destaque à participação do IPT no tocante ao desenvolvimento de motores a combustão interna utilizando etanol. A publicação do balanço energético do etanol de cana na revista *Science*, em 1978, é considerada o marco bibliográfico do Pró-Álcool (SILVA et al., 1978). STATTMAN et al. (2013) ainda apontam que um ponto crucial para o Próalcool foi a migração do centro de produção de açúcar e etanol do nordeste para o sudeste na década de 1970, em especial para o estado de São Paulo: enquanto, no nordeste, predominava ineficiência e relação de trabalho exatamente desfavoráveis aos trabalhadores, em São Paulo priorizava-se inovação tecnológica e eficiência.

O Proálcool contou com duas fases principais, que CORTEZ (2016) descreve em detalhes. Em sua primeira fase (1975-1979), a produção de etanol se dava em usinas associadas, havendo a produção de açúcar e álcool anidro, apenas. O preço do etanol era fixo, relacionado ao preço do açúcar, o que determinava o mix de produção, e o etanol era consumido apenas em frotas convertidas de demonstração. O etanol era produzido a partir do melaço, subproduto da fabricação do açúcar, e a presença de subsídios foi marcante nesta primeira etapa do programa. Em 1979 ocorreu o segundo choque do petróleo, em decorrência da Guerra do Golfo Pérsico, o que fez com que o preço do barril mais do que dobrasse ao longo de dois anos. Este acontecimento pressionou pela busca por fontes alternativas de energia e deu início à segunda fase do Proálcool, (1979-1985), quando passou-se produzir etanol hidratado a partir do caldo da cana ao invés do melaço, e em destilarias autônomas, que produziam apenas etanol. O combustível passou a ser amplamente utilizado em veículos com motores já produzidos para operar a álcool. Na segunda fase, a produção ampliou-se consideravelmente, majoritariamente respaldada em tecnologia nacional, com continuidade da pesquisa e desenvolvimento em tecnologia do etanol, mas com menor presença de subsídios.

STATTMAN et al. (2013) indicam que o Proálcool recebeu resistência de diversos setores: dos produtores de açúcar, que alegavam que o mercado açucareiro era mais seguro; da Petrobrás, que via o etanol como um produto competidor á gasolina e dos produtores de automóveis, que queriam seguir as tendências mundiais do mercado automobilístico, ao invés de focar na necessidade específica do Brasil. No entanto, o governo militar não aceitou desvios do programa e obrigou todos os setores a seguir o planejado, especialmente após o segundo choque do petróleo.

A partir de 1985, a transição do governo militar para o governo civildemocrático marcou a queda do Proálcool. Segundo CORTEZ (2016), ao final da década de 1980, a elevação do preço do açúcar no mercado internacional e a queda no preço do petróleo gerou escassez de etanol no mercado nacional, o que, mesmo com importação de metanol para mistura com etanol para suprir a demanda, fez com que os veículos E100 (que operavam somente a etanol) ficassem descreditados. As vendas destes veículos despencaram e a atenção voltou à gasolina. O etanol anidro, por sua vez, teve sua produção elevada, dado que o este combustível era misturado à gasolina. STATTMAN et al. (2013) ainda apontem que, após o fim do regime militar, o Proálcool se tornou uma política controversa, pois figurava como uma herança malquista da época militar e que, mesmo com o fim dos subsídios, o setor sucroalcooleiro se manteve relevante no Sudeste devido à economias com ganho de escala e crescente mecanização.

2.2.3 Políticas após o Proálcool (1990-2018)

CORTEZ (2016) aponta que, nos meados de 1990, o Proálcool foi extinto, e desde então, não houve nenhuma outra política coordenada e relevante para estímulo do bioetanol no Brasil, enquanto STATTMAN et al. (2013) apontam que a partir da década de 1990, o setor sucroalcooleiro tentou criar condições competitivas para o mercado de açúcar e etanol sem intervenções governamentais. Alguns dos pontos que contribuíram para o sucesso do etanol no Brasil após o Proálcool foram:

- a) Colaboração do Plano Real para incentivar o setor a buscar maior eficiência (STATTMAN et al., 2013);
- b) Programas isolados de melhoria da produção da cana-de-açúcar entre 1990 e 2010, observando-se um aumento significativo na produtividade da cana neste período (CORTEZ, 2016);
- c) Contribuição de pesquisa e desenvolvimento de empresas privadas e de centros de excelência em universidades, tais como o CTC, o CTBE e o CENBIO (CORTEZ, 2016)
- d) Crescimento das destilarias anexas, que podem produzir tanto açúcar quanto etanol (MONCADA te al., 2018);
- e) Advento dos veículos *flex fuel*, que entraram no mercado automobilístico brasileiro em 2003 e o dominaram (MONCADA et al., 2018);
- f) Flexibilidade para suprir a oferta (destilarias anexas) e a demanda (veículos *flex fuel*), que permitiu que o setor se ajustasse aos momentos macroeconômicos (MONCADA et al, 2018).

Atualmente, o Brasil figura como o segundo maior produtor mundial de bioetanol, apenas atrás dos Estados Unidos (REN 21, 2016) e o etanol de cana é considerado um biocombustível avançado (STATTMAN et al., 2013). A **Figura 2.5** mostra a evolução da produção do etanol anidro e hidratado no Brasil, bem como a de outros combustíveis.

Figura 2.5: Evolução da produção de etanol anidro e hidratado, destacando-se os efeitos durante e pós o Proálcool.



FONTE: UNICA apud CORTEZ, 2016.

Atualmente, o incentivo à produção do etanol no país resume-se não mais em políticas dedicadas e estruturadas, uma vez que o setor está bem estabelecido no país, mas sim em regulações que auxiliam, em parte, a manter o setor. Dentre estas regulações, destacam-se a mistura obrigatória de etanol anidro na gasolina e ajuste nos preços do etanol e da gasolina, muitas vezes por meio de alteração em impostos, sobretudo a CIDE (MONCADA et al., 2018). A **Tabela 2.4** mostra a variação da mistura obrigatória de etanol anidro na gasolina entre 1998 até os dias atuais. Observa-se que o percentual de mistura variou, nos últimos 20 anos, entre 20 e 25%, ajustando-se às necessidades do marcado de etanol, bem como a restrições de caráter ambiental (secas). No entanto, atualmente, a mistura de etanol anidro na gasolina está bastante

próxima do que é considerado o limite técnico máximo possível com as tecnologias disponíveis, de 27,5% em proporções volumétricas (MONCADA et al., 2018).

MONCADA et al. (2018) citam que estas regulações podem gerar distorções no mercado do etanol. De fato, conforme apontado por COSTA e BURNQUIST (2016), no período de 2011 a 2014, o Governo Federal manteve o preço da gasolina abaixo do valor do mercado internacionalmente, como forma de manter a inflação baixa no país, o que prejudicou os produtores de etanol, uma vez que seus preços estavam atrelados aos da gasolina pela mistura obrigatória. Este fator de amarração do mercado do etanol com o da gasolina também foi observado por MONCADA et al. (2018), que concluíram que, atualmente, o mercado de etanol no Brasil é principalmente direcionado de acordo com preços e impostos da gasolina.

Período	Percentual mínimo de mistura (% vol.)	
maio de 1998 – agosto de 2000	24%	
agosto de 2000 – maio de 2001	20%	
maio de 2001 – fevereiro de 2006	22%	
fevereiro de 2006 – junho de 2007	20%	
junho de 2007 – janeiro de 2010	25%	
janeiro de 2010 – maio de 2010	20%	
maio de 2010 – outubro de 2011	25%	
outubro de 2011 – maio de 2013	20%	
maio de 2013 – março de 2015	25%	
Março de 2015 - presente	27%	

Tabela 2.4: Evolução do percentual de mistura obrigatória de etanol anidro na gasolina após o

 Próálcool.

FONTE: ROITMAN, DELGADO, 2017.

2.2.4 Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio)

Conforme apontado por STATTMAN et al. (2013), atualmente outros aspectos se tornaram relevantes no setor de bioetanol no Brasil, sobretudo a questão da sustentabilidade e da emissão de GEE. Adicionalmente, os compromissos assumidos pelo Brasil no Acordo de Paris em 2016 demandam maior participação de biocombustíveis na matriz energética nacional e redução de GEE. Neste contexto, as

discussões se voltam para uma nova política de incentivo a biocombustíveis que tem sido desenvolvida no Brasil: o RenovaBio (Política Nacional de Biocombustíveis).

Segundo o MME, "o RenovaBio é uma política de Estado que objetiva traçar uma estratégia conjunta para reconhecer o papel estratégico de todos os tipos de biocombustíveis na matriz energética brasileira, tanto para a segurança energética quanto para mitigação de redução de emissões de gases causadores do efeito estufa.". Ainda, segundo o MME, os objetivos do RenovaBio são os seguintes (BRASIL, 2018):

- a) "Fornecer uma importante contribuição para o cumprimento dos Compromissos Nacionalmente Determinados pelo Brasil no âmbito do Acordo de Paris";
- b) "Promover a adequada expansão dos biocombustíveis na matriz energética, com ênfase na regularidade do abastecimento de combustíveis; e"
- c) "Assegurar previsibilidade para o mercado de combustíveis, induzindo ganhos de eficiência energética e de redução de emissões de gases causadores do efeito estufa na produção, comercialização e uso de biocombustíveis."

A ANP esclarece que o RenovaBio busca fomentar a produção de biocombustíveis através de mercado diferenciado para os biocombustíveis com menor emissão de GEE em seu ciclo de vida e que esta nova política "não propõe a criação de imposto sobre carbono, subsídios, crédito presumido ou mandatos volumétricos de adição de biocombustíveis a combustíveis"⁸ (ANP, 2018a; ANP 2018b).

De fato, o RenovaBio baseia-se na estratégia de estabelecer metas para produção de biocombustível, gerando maior previsibilidade para investidores privados. Ao mesmo tempo, gera um sistema de certificação da produção de biocombustíveis, atribuindo notas para um produtor de bioenergia levando em conta a produção de energia líquida e as emissões de GEE (medidos em toneladas de CO₂ equivalente ao longo de seu ciclo de vida) evitadas em relação a um combustível fóssil de referência (gasolina para etanol, diesel para biodiesel, etc). Resulta destes dois aspectos a comercialização de um Crédito de Descarbonização (CBio), que agirá como um ativo financeiro negociado na bolsa de valores: o produtor de biocombustível

⁸ O RenovaBio não altera a mistura mandatória de etanol na gasolina nem de biodiesel no óleo diesel.

emite um CBio e um distribuidor de combustível deverá comprá-lo, demonstrando a prioridade de obter este ativo em sua carteira. Cada CBio é equivalente a uma tonelada de CO₂ equivalente evitada. O objetivo da comercialização dos CBios é contornar uma falha de mercado (externalidade), onde o mercado não consegue ajustar, por seus mecanismos próprios, o preço de biocombustíveis levando em conta o papel destes no combate ao aquecimento global, entre outros benefícios proporcionados pelos biocombustíveis (maior segurança energética, maior geração de empregos, etc.) (ANP, 2018a).

As emissões, tanto do biocombustível quanto do seu combustível fóssil de referência, são calculadas segundo a ACV do tipo atribucional⁹, com escopo "do poço à roda" e alocação energética de resíduos. As emissões associadas à produção de cada tipo de biocombustível (pegada de carbono) serão medidas na unidade de gco2eq/MJ, e o cálculo destas é normatizado através de uma ferramenta desenvolvida pela Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (Embrapa) chamada RenovaCalc. Nesta ferramenta, o produtor poderá inserir dados característicos de sua produção e de seus fornecedores de matéria-prima, a fim de estimar qual seria a pegada de carbono do combustível produzido. Apesar de voluntária, a adesão ao RenovaBio requer um processo de certificação do produtor, e a emissão de CBios estará atrelada à auditoria dos dados inseridos na RenovaCalc (ANP, 2018b).

O RenovaBio está em processo final de regulamentação e aprovação legal, havendo alguns pontos ainda pendentes, como, por exemplo, a regulamentação sobre a taxação dos CBios comercializados em bolsa, regulamentação do credenciamento de firmas inspetoras visando à certificação de biocombustíveis e regulamentação das metas individuais compulsórias de compra de CBios para distribuidoras de combustíveis. Espera-se que, até o final do ano de 2019, o RenovaBio esteja operacional. No entanto, resultados promissores já são aguardados, uma vez que é apontado que políticas de incentivos a biocombustíveis serão tão importantes quanto medidas de eficiências em termos de emissões de GEE por veículos automotores para que o Brasil consiga atingir as metas estabelecidas no Acordo de Paris (BENVENUTTI et al., 2019).

⁹ Segundo SCACHETTI (2016), a ACV atribucional é "uma técnica descritiva ou contábil" que tem "o objetivo de atribuir a um produto (...) uma parcela das emissões totais de poluentes e do consumo de recursos na economia".

3. METODOLOGIA

3.1 Materiais e procedimentos de pesquisa

Para a elaboração da revisão bibliográfica deste trabalho, foram consideradas as seguintes fontes para pesquisa:

- a) Artigos de revistas científicas com fator qualis A1/A2/B1 e com fatores de impacto internacional elevado (tais como: *Biomass & Bioenergy, Journal of Cleaner Production, Bioresource Technology, Fuel, Renewable and Sustainable Energy Reviews, Energy, Energy Policy, Applied Energy*, entre outros);
- b) Dissertações de mestrado e teses de doutorado de instituições renomadas, nacionais e internacionais e
- c) Literatura clássica em livros, acerca de temas específicos (termodinâmica, síntese de projetos, etc.).

Para os cálculos dos ciclos termodinâmicos foi utilizado o *software* comercial de engenharia PowerFNESS[®]. Este *software* permite a modelagem de ciclos termodinâmicos de geração de potência e calor em uma interface amigável ao usuário por meio da modelagem de sistemas com nós e linhas. O PowerFNESS[®] resolve os balanços de massa, energia e entropia de tais sistemas utilizando um algoritmo numérico para linearizar as equações de balanço. O sistema é determinado de acordo com as condições de contorno de pressão, vazão e temperatura impostas pelo usuário. O *software* também conta com uma base de dados de propriedades termodinâmicas de fluidos de trabalhos para os ciclos de geração e potência (água, ar e produtos de combustão), além de uma vasta base de dados sobre combustíveis gasosos, líquidos e sólidos utilizados em ciclos termodinâmicos no módulo FComb que permite estimar a produção e propriedades dos produtos de combustão de acordo com as características do combustível. Também é possível utilizar combustíveis customizados, uma vez que o módulo FComb permite a entrada da composição do combustível em termos das substâncias que o compõem.

O PowerFNESS[®] foi escolhido como *software* de modelagem e simulação dos ciclos termodinâmicos por apresentar convergência rápida para os resultados, flexibilidade e simplicidade para modelagem dos problemas e por apresentar baixa incerteza nos resultados – o nível de precisão assumido nos balanços de massa e energia

simulados foi de 0,01%. Uma descrição mais detalhada do PowerFNESS[®] pode ser encontrada no **Apêndice D** deste trabalho.

Cotações de equipamentos foram obtidas com fornecedores, na literatura ou cedida por consultorias técnicas em engenharia. Dados detalhados das usinas brasileiras foram cedidos pela consultoria de agronegócios DATAGRO.

3.2 Configurações para a quantificação de geração de energia e resíduos nas usinas de açúcar e álcool

3.2.1 Configuração geral da usina de etanol com deslocamento de bagaço

Para a quantificação da geração de energia e resíduos nas usinas de açúcar e álcool, foi definida uma configuração usando dados de processo obtidos de literatura. Primeiramente, uma configuração que representa a situação atual das usinas é considerada. Nesta configuração há apenas a destilação do vinho, produção de etanol 1G e vinhaça e seu uso na fertirrigação, além da queima do bagaço de cana e palha de cana para geração de calor (vapor para o processo) e energia elétrica (para processo e venda do excedente). A esta configuração é dado o nome de cenário de referência, que serviu como base de comparação para as configurações de ciclos termodinâmicos que consideraram o deslocamento do bagaço utilizando o biogás da vinhaça.

Configurações que incorporaram o deslocamento do bagaço receberam o nome de cenários com deslocamento. Nestas configurações, houve uma integração da bioenergia na usina de etanol: a vinhaça (de etanol 1G e 2G) foi concentrada e digerida sozinha ou juntamente à torta de filtro (codigestão), produzindo biogás.

Neste estudo, apesar de a maioria das usinas brasileiras terem destilarias anexas, considerou-se utilizar-se os parâmetros de destilarias autônomas para a modelagem, devido aos seguintes motivos:

 a) O objetivo deste trabalho é propor uma configuração de usina de produção de etanol que permita aumentar a disponibilidade de biocombustíveis e proporcionar redução de emissões de GEE, de forma a atender os compromissos assumidos pelo Brasil no Acordo de Paris;

- b) Destilarias autônomas têm maior previsibilidade em termos dos parâmetros de processo (produção específica de etanol, composição da vinhaça, etc.) do que destilarias anexas;
- c) Destilarias anexas estão sujeitas a influência de variáveis externas, fora do controle do produtor, como por exemplo a variação do preço do açúcar no mercado internacional;
- d) Como destilarias autônomas têm maior produção específica de etanol do que destilarias anexas, caso se verifique não haver viabilidade técnica ou econômica para o modelo proposto utilizando os parâmetros de destilarias autônomas, certamente o mesmo se verificará para destilarias anexas, que têm produção específica de etanol mais baixas – o que não se verificaria na situação contrária.

Também se considerou neste estudo apenas o uso do biogás para geração de energia térmica e/ou elétrica, em substituição ao bagaço de cana. Existem outras possibilidades para o uso do biogás na usina, podendo-se citar o *upgrade* do biogás para uso automotivo (uso de biometano em máquinas agrícolas) ou para a substituição de gás natural (injeção de biometano na rede de GN) (JOPPERT et al., 2018). Apesar de estas possibilidades apresentarem grandes potenciais e resultados interessantes em relação à viabilidade econômica e/ou ganhos ambientais (com a substituição de combustíveis fósseis), as mesmas apresentam algumas barreiras ao seu uso, dentre as quais pode-se citar:

- a) A grande maioria das usinas de açúcar e álcool no Brasil encontra-se a grandes distâncias da rede de distribuição de gás natural existente, o que inviabilizaria a injeção do biometano na rede de gás devido aos altos custos de investimento para interligação com a rede existente (JOPPERT et al., 2018);
- b) Proximidade entre os preços pagos pelo biometano por parte das concessionárias de gás natural e seu custo de produção, uma vez que as concessionárias não diferenciam a origem do metano comercializado (PROBIOGAS, 2016);
- c) As restrições¹⁰ para injeção na rede de gás canalizado aumentam o custo de investimento (PROBIOGÁS, 2016);

¹⁰ No Brasil, a injeção de biometano na rede canalizada é regulada pela resolução 685/2017 da ANP.

- d) Dificuldade em apresentar garantias para a obtenção de financiamentos e insegurança financeira para firmar contratos de curto prazo no mercado livre que possibilitem, temporariamente, tarifas mais atrativas (PROBIOGÁS, 2016);
- e) De acordo com fornecedores de máquinas agrícolas, a modificação dos motores a diesel por motores a gás (biometano) acarretaria a perda de garantia técnica, o que desestimula o produtor de cana a realizar a troca de combustível. Seria necessário obter veículos ou maquinário cujos motores já fossem fabricados para operação com biometano, o que ainda não é uma realidade¹¹ e
- f) Conservadorismo tecnológico do setor sucroalcooleiro.

Tendo em vista os pontos apresentados, considera-se que o uso de biometano em máquinas agrícolas ou a injeção de biometano na rede ainda encontram barreiras que necessitam ser vencidas optando-se, assim, neste estudo pelo deslocamento energético do bagaço de cana utilizando o biogás.

Neste estudo, considerou-se que o biogás gerado, após tratamento (se necessário), é queimado em caldeiras ou turbinas a gás, a fim de gerar energia e calor, possibilitando a redução do uso do bagaço de cana para tal fim. O bagaço não utilizado, por sua vez, fica disponível para o pré-tratamento e hidrólise, possibilitando a produção de etanol 2G. Assim, estas configurações consideraram que o aporte térmico da queima de biogás substitui o aporte térmico do bagaço em igual quantidade, ocasionando o que aqui foi chamado de deslocamento energético. Caso o aporte térmico do biogás fosse o fator limitante, não seria possível deslocar todo o bagaço produzido na moagem da cana, de tal forma que qualquer bagaço não deslocado para produção de etanol 2G seria queimado nas caldeiras a biomassa, tal qual ocorre no cenário de referência.

Em todos os cenários com deslocamento, o objetivo foi manter a produção de vapor e de energia elétrica excedente em valores iguais àqueles observados no cenário de referência, de forma que a oferta primária de energia para a usina de açúcar e álcool não fosse afetada pela produção de etanol 2G e outros consumos adicionais de energia. Os cenários com deslocamento também consideraram que a

¹¹ Deve-se destacar que, em agosto de 2018, a fabricante de caminhões Scania anunciou que iniciou a fabricação de caminhões movidos a biometano no Brasil, sendo a primeira fabricante a produzir motores movidos a biometano no país.

palha de cana é queimada juntamente do bagaço de cana. A *Figura 3.1* mostra esquematicamente o anteriormente descrito.



Figura 3.1: Fluxograma esquemático do modelo proposto para os cenários com deslocamento com digestão anaeróbica da vinhaça (primeira) e com codigestão da vinhaça e torta de filtro (segunda).

FONTE: elaboração do autor.

Em cada cenário, também foram quantificados os impactos ambientais causados pela usina de cana, a saber: carga orgânica direcionada ao solo pela fertirrigação, MP e NO_x emitido pela queima de bagaço e palha de cana.

No CR, considerou-se a aplicação da vinhaça e da torta de filtro no solo. Já nos CD, considerou-se que o processo de biodigestão da vinhaça e da torta de filtro reduziria o conteúdo orgânico destes resíduos e que o efluente do biorreator fosse utilizado na fertirrigação da lavoura de cana. Quanto ao MP, considerou-se, em todos os casos, que a emissão deste poluente ocorre somente pela queima de bagaço e de palha, não ocorrendo na queima de biogás. Para quantificação da emissão de MP e NOx, foi considerado que o limite máximo de emissão é o estabelecido pela resolução nº 382 do CONAMA para usinas com potência térmica nominal acima de 75 MW (200 mg/Nm³ para MP e 350 mg/Nm³ para NO_X nas condições estabelecidas na citada resolução).

Para a queima do biogás, os produtos de combustão são compostos de CO₂, O₂, N₂, H₂O e SO_x., este último devido a presença do H₂S no combustível. Este último produto de combustão pode suscitar atenção, em função da possibilidade de formação de ácido sulfúrico na presença de vapor de água, segundo as reações químicas a seguir:

 $SO_{2(g)} + \frac{1}{2} O_{2(g)} \leftrightarrow SO_{3(g)}$ $SO_{3(g)} + H_2O_{(g)} \rightarrow H_2SO_{4(g)}$

O ácido sulfúrico formado pode, em condições termodinamicamente favoráveis, condensar-se em H₂SO_{4(I)}. Segundo WANG e THANG (2016), em gases de combustão, esta condensação pode ocorrer na superfície de troca térmica, onde é possível haver temperaturas mais baixas do que aquelas nas quais se observa a condensação do ácido sulfúrico, o que causa corrosão de partes do equipamento e eventual falha do mesmo. Segundo os autores, estimar a temperatura de orvalho do ácido sulfúrico é crucial para evitar danos por corrosão.

A estimativa da temperatura de orvalho do H₂SO₄ é complexa, devido ao comportamento não ideal desta substância. No entanto, o uso de correlações semiempíricas é usual, como a proposta por Verhoff e Banchero (ROSNER, ZUGASTI, 2012), descrita na equação (1):

$$\frac{10^3}{T_{orv}} = a + b.\ln(p_{SO3}) + c.\ln p_{H2O} + d.\ln(p_{SO3}).\ln p_{H2O}$$
(1)

A correlação de Verhoff e Banchero correlaciona as pressões parciais de SO₃ e H₂O (em torr) à temperatura de orvalho (em K), onde as constantes da correlação são dadas: a = 2.276; b = -0.0858; c = -0.02943; d = 0.0062. A pressão parcial de SO₃ pode ser expressa como uma constante de equilíbrio k multiplicando a pressão parcial do SO₂ ($p_{SO3} = k.p_{SO2}$), modelando a transformação de SO₂ em SO₃. A constante de equilíbrio k pode ser estimada em 6% (IAPWS, 2017). A correlação descrita na equação (1) foi utilizada para prever a temperatura de orvalho do H₂SO₄.

Para efeitos de queima do biogás, considerou-se que quando a queima deste combustível se dá em uma caldeira, não há necessidade de remoção do H₂S, desde que a temperatura dos produtos de combustão não seja menor que a temperatura de orvalho do H₂SO₄, de modo a evitar a condensação do ácido e a corrosão das partes metálicas da caldeira. Para as configurações que consideraram a queima do biogás em uma turbina a gás, considerou-se não ser possível a queima sem prévia remoção de H₂S, de modo a preservar o equipamento contra corrosão. Nestes casos, assumiu-se que o processo de limpeza do biogás remove 98% do H₂S presente no gás, rendimento alcançável com tecnologias atuais¹² (RYCKEBOSCH et al., 2008).

As resoluções CONAMA 382 e 436 não abordam limites para emissão de SO_x advindos da queima de biogás ou de GN (combustível mais próximo do biogás nas resoluções citadas). Desta forma, assume-se que não há limite para emissão de SO_x imposto pelo órgão regulador ambiental e que as emissões de SO_x ocorrerão de acordo com os critérios de remoção anteriormente citados¹³.

3.2.2 Processos de produção de biogás adotados no modelo

Neste estudo, foram estudados dois processos para a produção biogás, a saber:

¹² Não é o escopo deste trabalho dissertar sobre as tecnologias de purificação de biogás, mas cita-se que o rendimento de remoção citado é possível com remoção bruta utilizando tratamento biológico e recuperação com NaOH, técnica conhecida como "*bioscrubber*", bem como polimento com adsorção em leitos fixos de matrizes ferrosas, conhecido como "*iron sponge*" (LEME, SEABRA, 2017)

¹³ Na ausência de regulação por parte do CONAMA, a medição de SO_X deverá ocorrer no licenciamento ambiental da planta, cabendo ao órgão ambiental competente conceder a licença frente as emissões observadas.

- a) Digestão apenas da vinhaça do etanol 1G e 2G para produção do biogás. Neste processo, a torta de filtro ainda é direcionada para a lavoura de cana, juntamente com efluente da biodigestão da vinhaça e
- b) Codigestão da vinhaça do etanol 1G e 2G com torta de filtro para produção do biogás. Neste processo, apenas o efluente da codigestão é enviado para a lavoura de cana.

A produção de biogás foi calculada, tanto para o caso 1G quanto para o caso 2G, de acordo com a equação (2):

$$m_{biog,v} = \rho_{biog} \cdot (1 + f_{codig}) \cdot \frac{Q_{biog}}{DQO_{ad}} \cdot \frac{DQO_{ad}}{Q_{vin}} \cdot \frac{Q_{vin}}{Q_{EtOH}} \cdot \frac{Q_{EtOH}}{m_{cana}}$$
(2)

Onde $m_{biog,v}$ (kg_{biog}/t_{cana}) é a produção mássica de biogás a partir da vinhaça, ρ_{biog} (kg_{biog}/Nm³_{biog}) é a densidade do biogás, $\frac{Q_{biog}}{DQO_{ad}}$ (Nm³_{biog}/kg_{O2}) é o rendimento de biogás por DQO adicionada ao biorreator no processo de biodigestão, $\frac{DQO_{ad}}{Q_{vin}}$ (kg_{O2}/m³_{vin}) é a concentração de DQO na vinhaça (1G ou 2G), $\frac{Q_{vin}}{Q_{EtOH}}$ (m³_{vin}/m³_{EtOH}) é a razão de produção entre vinhaça e etanol (1G ou 2G), $\frac{Q_{EtOH}}{m_{cana}}$ (m³_{EtOH}/t_{cana}) é a razão de produção de etanol (1G ou 2G) por tonelada de cana moída e f_{codig} (Ad.) é o fator de acréscimo no rendimento da biodigestão da vinhaça devido à adição da torta de filtro (codigestão).

Para o caso da digestão da torta de filtro, a equação (3) foi utilizada:

$$m_{biog,t} = \rho_{biog} \cdot (1 + f_{codig}) \cdot \frac{Q_{biog}}{DQO_{ad}} \cdot \frac{DQO_{ad}}{Q_{torta}} \cdot \frac{Q_{torta}}{m_{cana}}$$
(3)

Onde $m_{biog,t}$ (kg_{biog}/t_{cana}) é a produção mássica de biogás a partir da torta de filtro, $\frac{DQO_{ad}}{Q_{vin}}$ (kg_{O2}/kg_{torta}) é a concentração de DQO na torta de filtro e $\frac{Q_{torta}}{m_{cana}}$ (kg_{torta}/t_{cana}) é a razão de produção de torta de filtro por tonelada de cana moída.

A produção total de biogás foi calculada pela soma do biogás produzido a partir da vinhaça 1G, da vinhaça 2G e da torta de filtro (quando há codigestão).

3.2.3 Definição dos ciclos termodinâmicos analisados no modelo

A definição dos ciclos termodinâmicos utilizados neste estudo já é fundamentada na literatura e não será abordada no corpo principal deste trabalho. Maiores detalhes sobre os ciclos termodinâmicos e cogeração podem ser encontrados no **Apêndice A** deste trabalho.

3.2.3.1 Ciclo de Referência (CR)

O CR considerado é aquele cuja configuração se encontra reportada em literatura atual (ARAUJO, 2017; ALVES et al., 2015; DANTAS et al., 2013; SEABRA, MACEDO, 2011). Este ciclo conta apenas com o uso do bagaço no ciclo Rankine, ou seja, o bagaço é queimado diretamente em uma caldeira a biomassa. O vapor vivo é expandido na TV, que conta com uma extração para o processo. O ciclo do CR é uma cogeração do tipo *topping*: vapor é retirado de uma extração da turbina e consumido no processo. Nesta configuração de ciclo termodinâmico há o retorno de condensado do processo e alimentação de água de *make-up*. O ciclo do CR também conta com uma regeneração originada da mistura do vapor da extração com o condensado de retorno em um desaerador. Por fim, considera-se que o acionamento das moendas no CR é realizado eletricamente (diferentemente do que se observa em plantas mais antigas, onde as moendas são turboacionadas com extração de média pressão da TV). A *Figura 3.2* mostra esquematicamente o ciclo do CR.



Figura 3.2: Fluxograma esquemático do ciclo do CR.

3.2.3.2 Ciclos com deslocamento de bagaço (CD)

Para cada um dos CD, admitiu-se o uso de diferentes tecnologias para geração de potência. Foram consideradas as tecnologias de ciclo Rankine, ciclo Brayton e ciclo combinado Brayton Rankine para queima do biogás nestes cenários, sempre em paralelo com a queima do bagaço não deslocado em um ciclo Rankine idêntico ao do CR.

Nos ciclos de deslocamento, admitiu-se que o biogás é queimado utilizando as tecnologias supracitadas, produzindo energia elétrica em turbinas a gás ou a vapor. Com este adicional de energia, foi possível deslocar o bagaço de cana originalmente queimado, direcionando-o para a produção de etanol 2G.

A implantação dos ciclos de deslocamento introduz novos consumos de energia térmica (para a produção do etanol 2G, considerando os processos de prétratamento, hidrólise da biomassa e destilação do etanol) e de energia elétrica (para o processo de biodigestão da vinhaça e de etanol 2G, e também para os casos onde há uso de turbinas a gás, para compressão do biogás até a pressão de entrada câmara de combustão da turbina antes do mesmo ser inserido no queimador). Tais consumos extras foram levados em consideração para determinação precisa da quantidade de bagaço a ser deslocada. É importante mencionar que, neste estudo,

FONTE: elaboração do autor

considerou-se que o consumo de energia para limpeza do biogás (remoção do H₂S), quando necessária, é desprezível quando comparado a outros consumos elétricos e térmicos (vide **nota de rodapé 6** no **item 2.1.2.1**, página 18).

Diferentemente do CR, nos CD considera-se haver um *by-pass* da turbina a vapor, necessário pelo fato de o deslocamento do bagaço poder, em casos específicos, ocasionar menor entrada de vapor na turbina, consequentemente disponibilizando menos vapor para o processo. Assim, para garantir o suprimento fixo de vapor para o processo, o *by-pass* da turbina pode ser ativado. Considera-se que, pelo *by-pass*, há uma válvula que reduz a pressão do vapor vivo (alta pressão) para a pressão do vapor saturado (baixa pressão), caso falte vapor para o processo.

A priori, verificou-se quanto bagaço é possível deslocar utilizando o biogás da vinhaça, mantendo-se o consumo de palha de cana constante no mesmo valor observado no CR. No entanto, também foi verificado o quanto o deslocamento do bagaço pode ser aumentado elevando-se o consumo de palha de cana. Desta forma, estudou-se um total 10 ciclos de geração de energia, a saber:

a) Ciclo de Deslocamento parcial 1A (CD-1A)

O CD-1A, considera a queima do biogás em uma caldeira que gera vapor a alta pressão e temperatura (480 °C, 66 bar), nas mesmas condições do vapor gerado pela queima do bagaço no CR. Este vapor é direcionado à TV existente, somando-se ao vapor gerado pelo bagaço não deslocado, a fim de gerar a mesma potência líquida observada no CR. Desta forma, esta configuração usa a tecnologia do ciclo Rankine para geração de energia através da queima do biogás.

A *Figura 3.3* mostra esquematicamente o arranjo do ciclo termodinâmico assumido no CD-1A.



Figura 3.3: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-1A.

b) Ciclo de Deslocamento parcial 1B (CD-1B)

O CD-1B, considera a queima do biogás em uma caldeira que gera vapor a baixa pressão e temperatura, nas mesmas condições do vapor consumido pelo processo (saturado a 2,5 bar). Neste cenário, o vapor não foi direcionado à TV existente, não tendo, portanto, função de geração de potência, mas sim a função de disponibilizar energia térmica para o processo.

A *Figura 3.4* mostra esquematicamente o arranjo do ciclo termodinâmico assumido no CD-1B.

FONTE: elaboração do autor


Figura 3.4: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-1B.

c) Ciclo de Deslocamento parcial 2 (CD-2)

O CD-2, considera a queima do biogás em um conjunto de microturbinas a gás que, para efeitos de cálculo, são representadas por uma única TG, configurandose, portanto, um ciclo Brayton. A potência gerada por esta turbina a gás foi somada à potência gerada pela turbina a vapor que recebe o vapor proveniente da queima do bagaço não deslocado. Desta forma, é necessária menor geração de potência na turbina a vapor.

Considerou-se que os gases quentes da turbina a gás serão utilizados para aquecer a água de alimentação da caldeira em um regenerador de calor, aumentando, assim, a eficiência do ciclo Rankine que queima bagaço não deslocado.

A *Figura 3.5* mostra esquematicamente o arranjo do ciclo termodinâmico assumido no CD-2.

FONTE: elaboração do autor



Figura 3.5: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-2.

```
FONTE: elaboração do autor
```

d) Ciclo de Deslocamento parcial 3A (CD-3A)

O CD-3A, considera novamente a queima do biogás em um conjunto de microturbinas a gás (representadas por uma única TG), cujos gases quentes de exaustão são direcionados a uma caldeira de recuperação de calor (HRSG). Tem-se, assim, a configuração do ciclo combinado Brayton-Rankine.

A HRSG produz vapor saturado na pressão consumida pelo processo e na pressão consumida pela turbina a vapor existente. Há também, na HRSG, seções de pré-aquecimento da água de alimentação dos dois estágios de pressão, a fim de otimizar a produção de vapor. Os gases de exaustão da HRSG não são utilizados para aquecimento da água de alimentação do ciclo Rankine que queima o bagaço não deslocado, como foi estipulado no CD-2.

A *Figura 3.6* mostra esquematicamente o arranjo do ciclo termodinâmico assumido no CD-3A.



Figura 3.6: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-3A.

e) Ciclo de Deslocamento parcial 3B (CD-3B)

Duas limitações do uso das microturbinas queimando biogás são o alto custo de geração (USD/MWh), devido à baixa potência produzida pelo equipamento (até 1 MW) e às baixas temperaturas de exaustão (menores do que 300 °C), que limitam a produção de vapor em alta pressão (66 bar) para a turbina a vapor. Desta forma, propôs-se no CD-3B que o biogás fosse tratado, além de em um processo de limpeza, em um processo de *upgrading*, de forma a gerar um gás intercambiável¹⁴ com o gás natural. Este gás, denominado biometano, pode ser queimado em turbinas a gás de maior capacidade, diminuindo o custo de geração e aumentando a temperatura de escape dos gases de combustão

Assim, no CD-3B, considera-se novamente a queima de biometano em uma TG, cujos gases quentes de exaustão são direcionados a uma HRSG semelhante à do ciclo CD-3A, mas com produção aumentada de vapor de alta pressão, o que ocasiona maior deslocamento do bagaço.

FONTE: elaboração do autor

¹⁴ Um gás é dito intercambiável com outro, em termos do processo de queima, se apresentarem índices de Wobbe dentro de uma mesma faixa aceitável.

A *Figura 3.7* mostra esquematicamente o arranjo do ciclo termodinâmico assumido no CD-3B.



Figura 3.7: Fluxograma esquemático do ciclo do CD-3B.

FONTE: elaboração do autor

f) Ciclos com deslocamento máximo (CD-4A/B, CD-5 e CD-6A/B)

Nestes cenários, o objetivo foi maximizar o deslocamento de bagaço para produção de etanol 2G aumentando o consumo de palha para 50% da palha disponível no campo. Desta forma, estes cenários terão produções de biogás superiores às observadas nos cenários de deslocamento parcial.

O objetivo nestes cenários ainda foi o de manter a produção de energia elétrica e térmica constantes. Os arranjos dos ciclos termodinâmicos para dos CD-4A/B, CD-5 e CD-6A/B foram exatamente iguais àqueles observados na *Figura 3.3* a *Figura 3.6*.

3.2.4 Resumo dos ciclos e cenários estudados

Um resumo dos ciclos de geração de potência estudados citados no **item 3.2.3.2** pode ser encontrado na **Tabela 3.1**.

	Tecnolo de	gia para g e potência	eração	Vapor p a par queima c	roduzido tir da lo biogás	Tipo desloca	o de amento
Ciclo	Ciclo Rankine (caldeira + TV)	Ciclo Brayton (TG)	Ciclo comb. (TG + HRSG)	Alta pressão (65,0 barg)	Baixa pressão (11,5 barg)	Parcial (10% de palha recolh.)	Máximo (50% de palha recolh.)
CR	Х						
CD-1A	Х			Х		Х	
CD-1B	Х				Х	Х	
CD-2		Х				Х	
CD-3A			Х	Х	Х	Х	
CD-3B			Х	Х	X *	Х	
CD-4A	Х			Х			Х
CD-4B	Х				Х		Х
CD-5		Х					Х
CD-6A			Х	Х	Х		Х
CD-6B			Х	Х	X *		Х

Tabela 3.1: Resumo dos ciclos de geração de potência considerados.

* queima de biometano em uma única turbina a gás ao invés de queima de biogás em um conjunto de microturbinas a gás.

A combinação dos dois processos de produção de biogás analisados aos 10 ciclos de geração de potência propostos, resultou na simulação de 20 cenários diferentes. A *Tabela 3.2* resume os cenários simulados. BV significa "Biodigestão de Vinhaça" e BVT significa "Biodigestão de Vinhaça e Torta de filtro.

Ciclo/Processo de produção do biogás	BV	BVT
CR	CR	
CD-1A	CD-1A-BV	CD-1A-BVT
CD-1B	CD-1B-BV	CD-1B-BVT
CD-2	CD-2-BV	CD-2-BVT
CD-3A	CD-3A-BV	CD-3A-BVT
CD-3B	CD-3B-BV	CD-3B-BVT
CD-4A	CD-4A-BV	CD-4A-BVT
CD-4B	CD-4B-BV	CD-4B-BVT
CD-5	CD-5-BV	CD-5-BVT
CD-6A	CD-6A-BV	CD-6A-BVT
CD-6B	CD-6B-BV	CD-6B-BVT

Tabela 3.2: Resumo dos cenários estudos

3.2.5 Principais premissas adotadas

As principais premissas adotadas para o CR estão discriminadas na **Tabela 3.3**. Estas mesmas premissas valeram para todos os CD; não obstante, estes cenários contam com premissas adicionais, que estão discriminadas na **Tabela 3.4**. Foram assumidos valores típicos ou médios segundo o apresentado nas referências citadas.

Parâmetro	Valor	Propriedades de interesse
Consumo de bagaço	252 kg/t _{cana} ^a	PCI: 7.500 kJ/kg (50% um.) ^b
Consumo de palha	16,5 kg/t _{cana} a	PCI: 12.150 kJ/kg (15% um.) ^c
Produção de E1G	80,0 l/t _{cana} d	-
Produção de vinhaça 1G	13,0 I/I _{EtOH} ^e	DQO: 33,0 g/l _{vin} ^f
Produção de torta de filtro	35,0 kg/t _{cana} ^g	DQO: 190,0 g/l _{vin} ^h
Produção de vapor vivo	-	<i>T</i> : 480 °C; <i>p</i> : 66 bar ^a
Consumo de vapor p/ processo	500,0 kg/t _{cana} a	Saturado, p : 2,5 bar ^a
Vapor para condensação	-	<i>p</i> : 1,12 bar ^a
Retorno de condensado	475,0 kg/t _{cana} ⁱ	<i>T</i> : 105 °C; <i>p</i> : 2,0 bar
Consumo de Água de make-up	-	<i>T</i> : 25 °C; <i>p</i> : 2,0 bar
Água de alimentação da caldeira	-	<i>p</i> : 76 bar
EE consumida no processo	28,0 kWh/t _{cana} ^a	-

Tabela 3.3: Principais premissas assumidas para o CR.

FONTES: ^a ALVES et al., 2015

^bCARPIO, SOUZA, 2017

^c CARVALHO, 2015 d BALAT, BALAT, 2009

^e GOLDEMBERG et al., 2008

^fROSSETO, SANTIAGO, 2006

^g FRICK, 2018

^h adotado valor médio entre os reportados por BARROS et al., 2017 e GONZÁLEZ et al., 2017

ⁱ retorno de 95% do condensado (PELLEGRINI, 2009)

Parâmetro	Valor	Propriedades de interesse
Produção de E2G	160,0 l/t _{bag seco} ab	-
Produção de vinhaça 2G	7,8 I/I _{ЕtOH} ^с	DQO: 19,0 g/I _{vin} ^d
Produção de biogás 1G	0,25 Nm³ _{CH4} /kg _{DQOad} ^e	
Produção de biogás 2G	4 vezes mais do que a da vinhaça 2G (em termos de DQO removida) ^d	Ver Apêndice C
Rendimento da codigestão	Ver Figura 3.8	-
Água de alimentação da caldeira	-	Alta pressão: <i>p</i> : 76,0 bar Baixa pressão: <i>p</i> : 12,5 bar
EE consumida na biodigestão	1,2 kWh/m³ _{vin} ^f	-
EE consumida no processo de prod. do E2G	0,55 kWh/L _{E2G} ^g	-
EE consumida no processo de <i>upgrading</i> do biogás	0,225 kWh/Nm ³ biogas ^h	-
Vapor consumido na produção de etanol 2G	3,2 kg _{vap} /L _{E2G} ⁱ	<i>T</i> : 140 °C; <i>p</i> : 2,5 bar

FONTES: ^a DANTAS et. al., 2013; ^b CARPIO, SOUZA, 2017

- ^c LIU et al., 2015; TIAN et al., 2013
- d SILVERIO, 2016
- ^e GONZÁLEZ et al., 2017
- ^f POVEDA, 2014 ^g HUMBRID e ADEN, 2009.
- ^h SUN et al., 2015 ⁱ OLIVEIRA et al., 2016

Todos os valores de pressão apresentados são absolutos, a não ser quando especificado se tratar de pressões manométricas.

Para o processo de codigestão entre a vinhaça e a torta de filtro, assumiramse os rendimentos apontados por GONZÁLEZ et al. (2017), mostrados na **Figura 3.8**. Na referida figura, correlaciona-se o aumento percentual no rendimento do processo de biodigestão (medido em Nm³biogas/DQO_{alimentada}) em relação ao processo da biodigestão somente da vinhaça à fração de torta de filtro na mistura reacional (em termos da DQO total alimentada). Deve-se notar que a influência no rendimento pode ser negativa (ou seja, a codigestão apresentar rendimento menor do que quando comparada à digestão da vinhaça), o que se deve ao fato de a biodigestão somente da torta de filtro apresentar rendimento menor que o da vinhaça.

Figura 3.8: Correlação entre aumento do rendimento do processo de biodigestão e a fração de torta na mistura da codigestão.



Variação do rendimento da co-digetsão

FONTE: calculado utilizando dados de GONZÁLEZ et al., 2017.

Assim, o fator de acréscimo no rendimento da biodigestão (f_{codig}) é calculado pela equação (4):

$$f_{codig} = -0.3468. \, b^2 + 0.2741. \, b \tag{4}$$

Onde *b* (Ad.) é a porcentagem de torta no *blend* entre vinhaça e torta, medida em termos de DQO.

Além das premissas apresentadas nas referidas tabelas, diversas outras hipóteses foram assumidas em relação ao funcionamento de equipamentos e do processo dos ciclos termodinâmicos, a saber:

- a) Em cada um dos CD, a geração líquida de energia elétrica e a produção de vapor para o processo foram calculadas de forma a suprir aquelas obtidas no CR e as necessárias para produção do etanol 2G. Assume-se que propriedades do vapor para o processo nos CD sejam as mesmas que utilizadas no CR;
- b) A queima do biogás promove o deslocamento energético do bagaço de cana para produção de etanol 2G;
- c) O deslocamento do bagaço, aumento do consumo de palha e aumento na produção de etanol foram calculados em relação aos respectivos valores obtidos no CR;
- d) Considerou-se que o uso de GN para promover o deslocamento do bagaço não é possível, pois o uso deste combustível fóssil alteraria a pegada de carbono dos produtos da usina (etanol, açúcar e energia elétrica);
- e) O pré-tratamento do bagaço de cana é realizado com o método de explosão a vapor; o processo de hidrólise da celulose e hemicelulose do bagaço de cana após o pré-tratamento se dá pela via enzimática, com os parâmetros de processo apontados como ótimos (que minimizam o mínimo preço de venda do etanol 2G) por Saad (2010)¹⁵.
- f) No caso de o *by-pass* da turbina ser utilizado, mantém-se uma vazão de vapor para a condensação de no mínimo 10% da vazão de entrada;
- g) Em todos os CD, mantém-se o retorno de condensado em 95% do vapor consumido no processo;
- h) Para os cenários CD-1A/B e CD-4A/B, considera-se que o biogás é queimado nas caldeiras *"as is*", com a restrição de que a temperatura dos

¹⁵ As condições descritas como ótimas pelo autor são: pré-tratamento com concentração de celulose de 100g/L; processo de explosão a vapor com temperatura de 200 °C por 5 minutos em reatores tipo PFR e hidrólise enzimática em reatores CSTR com enzimas celulase (40 FPU/g) e β-glicosidase (15 U/g) com tempo de residência de 48h. Nestas condições, produzem-se cerca de 125,5 litros de etanol 2G por tonelada de bagaço seco. Admitiu-se o valor de 160 litros de etanol 2G por tonelada de bagaço seco obtido em literaturas mais recentes considerando que, entre a época de publicação do trabalho de Saad (2010) e os dias atuais, obtiveram-se avanços nos rendimentos dos processos.

gases de saída da caldeira seja 50 °C superior à temperatura de orvalho do H₂SO₄ nas condições desta corrente;

- i) Os cenários CD-2, CD-3, CD-5 e CD-6 usam microturbinas a gás para a queima do biogás, colocando-se equipamentos em paralelo para obter a potência desejada;
- j) Como os cenários CD-2, CD-3, CD-5 e CD-6 usam microturbinas, é necessária a compressão do biogás para admissão na câmara de combustão da turbina, ocasionando um maior consumo de energia na "ilha de potências" das usinas neste cenário;
- k) Para os ciclos CD-2, CD-3A, CD-5 e CD-6A, é necessária a remoção do H₂S antes da queima do biogás na turbina. Considera-se uma remoção de 98% do H₂S por meio de uso de limpeza bruta utilizando "*bioscrubber*" e polimento utilizando adsorção em matrizes ferrosas. Detalhes no Apêndice C;
- Para o ciclo CD-6B, é necessária a remoção adicional do CO₂. Considerase uma remoção de 98% do CO₂ por meio da tecnologia de PSA. Detalhes no Apêndice C.
- m) Excessos de ar recomendados para queima de biomassa e gases em caldeiras e para queima de gases em turbinas a gás. Detalhes no Apêndice D.

3.3 Dimensionamento dos principais equipamentos

3.3.1 Caldeiras, turbinas a vapor, turbinas a gás e bombas

O dimensionamento de caldeiras, turbinas a gás e turbinas a vapor foi realizado utilizando os resultados do PowerFNESS[®] (cujos resultados no **Apêndice D** são mostrados tomando como base o processamento de 1,0 t_{cana}/h). A capacidade real destes equipamentos é obtida conforme a equação (5):

$$S_{real} = S_{esp} \cdot \dot{m}_{cana}$$

(5)

Onde S_{esp} é a capacidade específica (por tonelada de cana), obtida no PowerFNESS[®] e \dot{m}_{cana} (t_{cana}/h) é taxa de processamento de cana considerada.

3.3.2 Pré-tratamento, fermentação, destilação, enfardamento de palha, limpeza e *upgrading* de biogás

O dimensionamento dos conjuntos de equipamentos necessários para as etapas citadas foi baseado na capacidade de processamento ou de saída de produto de cada um dos conjuntos, a saber:

- a) Pré-tratamento do bagaço: tbag/dia;
- b) Fermentação do bagaço hidrolisado: m³EtOH/h;
- c) Destilação do etanol 2G: tbag/dia;
- d) Enfardamento da palha: tpalha/ano;
- e) Limpeza do biogás: kgH2s/h;
- f) Upgrading do biogás: Nm³_{biog}/h;

As capacidades foram calculadas segundo a equação (5), com ajustes de unidades de tempo devidos.

3.3.3 Compressores

O dimensionamento dos compressores é modelado segundo a compressão isoentrópica de um gás ideal, conforme mostrado na equação (6) (McCABE et al., 2004):

$$\widehat{W} = \frac{1}{\eta_{ise}} \cdot \frac{p_1}{\rho_1} \cdot \left(\frac{\gamma}{\gamma-1}\right) \cdot \left(\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1\right)$$
(6)

Onde \widehat{W} (W/kg) é a potência específica consumida, p (Pa) é a pressão, ρ (kg/m³) é a densidade, γ é a razão entre os calores específicos a pressão e volume constantes do gás e η_{ise} é o rendimento isoentrópico do compressor. O subscrito 1 indica as condições de entrada do compressor e o subscrito 2 indica as condições de saída. Considera-se que as condições de entrada do compressor sejam 1 bar e 25 °C.

3.3.4 Biodigestor

Conforme mostrado por COELHO et al. (2018), o volume necessário para realizar a biodigestão pode ser determinado segundo a equação (7):

$$V = C_o / C_{OA} \tag{7}$$

Onde C_o (kg_{DQO}/dia) é a carga orgânica a ser tratada no biodigestor, obtida pelo produto da taxa de produção de vinhaça pela sua concentração de matéria orgânica, expressa em DQO e C_{OA} (kg_{DQO}/m³.dia) é a capacidade de tratamento do biodigestor.

3.3.5 Trocadores de calor

Para o dimensionamento dos trocadores de calor, utiliza-se a equação (8) (McCABE et al., 2004):

$$A = \dot{Q} / (U.\,\Delta T_{LM}) \tag{8}$$

Onde *A* (m²) é a área de troca térmica, \dot{Q} (W) é a taxa de troca de calor, calculada pela equação (5) usando a taxa específica observada nos resultados do PowerFNESS[®], *U* (W/m².^oC) é o CGTT e ΔT_{LM} (^oC) é a LMTD, calculada, para um trocador contracorrente, pela equação (9):

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_{e,q} - T_{s,f}) - (T_{s,q} - T_{e,f})}{\ln\left(\frac{T_{e,q} - T_{s,f}}{T_{s,q} - T_{e,f}}\right)}$$
(9)

Onde *T* ($^{\circ}$ C) indica temperatura e o subscrito *e* indica entrada, *s* indica saída, *q* indica o fluido quente e *f* indica o fluido frio.

Rigorosamente, a LMTD deve sofrer uma correção em função da geometria do trocador. No entanto, para efeito de projetos conceituais, essa correção pode ser desprezada.

3.3.6 Reatores de hidrólise

O volume dos reatores para o processo de hidrólise foi dimensionado pela equação (10), conforme feito por SAAD (2010):

$$V = \dot{Q}_{E2G}.\,\tau\tag{10}$$

Onde *V* (m³) é o volume do reator, Q_{E2G} (m³/h) é a taxa de produção de etanol 2G e τ (h) é o tempo de residência da biomassa nos reatores.

3.3.7 Equipamentos com capacidades limitadas

Alguns equipamentos tiveram as suas capacidades limitadas a um valor máximo, seja por limites físicos (equipamentos muito grandes) ou por indicação de fornecedores. Nestes casos, foi considerada a instalação de mais de um equipamento, sendo que o número de equipamentos foi determinado dividindo-se a capacidade total requisitada pela capacidade máxima, arredondando-se o número para cima. Os equipamentos que tiveram as suas capacidades limitadas foram os seguintes:

- a) Caldeiras flamotubulares operando a baixa pressão (capacidade máxima de 10,0 t/h);
- b) Biodigestores (capacidade máxima de 5.000 m³) e
- c) Microturbinas a gás (capacidade máxima de 1,0 MW).

3.3.8 Principais premissas assumidas

As principais premissas adotadas para o dimensionamento dos equipamentos estão discriminadas na **Tabela 3.5**.

Equipamento	Parâmetro	Valor
Caldeira de turbogerador	Eficiência térmica	85,0% ^a
Caldeira de aquecimento	Eficiência térmica	65,0% ^a
	Eficiência isoentrópica (extração)	82,0% ^b
	Eficiência isoentrópica (condens.)	79,0% ^b
	Eficiência de conversão em EE	33,0% ^c
Microturbino o gós	Heat-rate	10.900 kJ/kWh ^c
Microturbina a gas	Temp. de exaustão dos gases	290 °C °
	Pressão de entrada	5,5 bar a $^{ m c}$
	Eficiência de conversão em EE	34,5% ^c
Turbino o gáo	Heat-rate	10.655 kJ/kWh ^d
Turbina a gas	Temp. de exaustão dos gases	510 °C ^d
	Pressão de entrada	15,5 bar a ^d
Comprossor	Eficiência isoentrópica	80,0% ^e
Compressor	Razão entre calores esp. biogás	1,31 ^f
Bombas	Eficiência isoentrópica	70,0% ^b
Desaerador	Pressão de entrada	3,0 bar a ^e
Trocadoros do calor	CGTT (água/gases quentes)	170 W/m².ºC ^g
	CGTT (água/vapor condensando)	1.850 W/m².ºC ^g
Reator UASB	Capacidade de tratamento	8,0 kg _{DQO} /m ³ .dia ^h
Reator CSTR	Tempo de residência de biomassa	24 h ⁱ
Reator PBR	Tempo de residência de biomassa	48 h ⁱ
Redutor do acoplamento	Perdas por escorregamento	2,0% ^e
Gerador elétrico	Eficiência de conversão em EE	98,0% ^e

Tabela 3.5: Principais premissas assumidas para dimensionamento dos equipamentos.

FONTES:

^a MACEDO, LEAL, 2004

^b PELLEGRINI, 2009

^c Fornecedor (Capstone)

^d Fornecedor (Caterpillar)

- ^e valor usual assumido neste estudo
- ^f calculado no PowerFNESS[®] ^g BIEGLER et al., 1999
- ^h POVEDA, 2014

ⁱ SAAD, 2010

Assumiu-se, ainda, baseado em recomendações de fabricantes consultados, que as caldeiras a biomassa possam operar com até 50% da alimentação total e biomassa sem necessidade de troca do equipamento, desde que a pressão e temperatura de operação sejam mantidas. Ainda, de acordo com GOOD et al. (2006), os efeitos de operação parcial de caldeiras a biomassa na eficiência térmica das mesmas são pequenos. Sendo assim, este efeito não foi considerado nas simulações dos CD, ou seja, assumiu-se que a eficiência térmica das caldeiras se mantém em 85% em todos os CD.

Quanto à eficiência das turbinas a vapor em carga parcial, o mesmo não pôde ser assumido. Segundo KARAKURT e GÜNEŞ (2017), a operação em carga parcial de turbinas a vapor diminui sua eficiência isoentrópica, além de alterar a pressão na extração de vapor. Como é imperativo que o vapor seja fornecido em todos os CD nas mesmas condições que no CR, e primando, também, pelo princípio da eficiência energética, assume-se que, em caso de carga parcial, a turbina a vapor (juntamente com o gerador e o condensador) antiga deve ser retirada e um novo conjunto deve ser instalado. Como os ciclos CD-2, CD-3A, CD-3B, CD-5 e CD-6A e CD-6B contam com o uso de turbinas a gás, nestes cenários a carga da turbina a vapor é reduzida, necessitando da substituição do equipamento (nos ciclos CD-1A, CD-1B, CD-4A e CD-4B, não se considerou a troca da turbina a gás, pois a mesma opera com carga muito semelhante à do CR).

3.4 Metodologia para cálculo de emissões ao meio ambiente

3.4.1 Emissões de poluentes no solo

Considera-se que a matéria orgânica direcionada à lavoura de cana no processo de fertirrigação configura o poluente emitido ao solo no processo de produção de etanol 1G e 2G. A matéria orgânica foi medida em termos de DQO total direcionada ao solo. A equação (11) foi utilizada para estimar a quantidade de matéria orgânica despejada na lavoura.

$$m_{MO} = m_t \cdot DQO_t \cdot (1 - \eta_{bio,t}) + (Q_{v,1G} \cdot DQO_{v,1G} + Q_{v,2G} \cdot DQO_{v,2G}) \cdot (1 - \eta_{bio,v})$$
(11)

Onde m_{MO} (go₂/t_{cana}) é a quantidade de matéria direcionada ao solo, m_t (kg/t_{cana}) é quantidade de torta de filtro gerada, $Q_{v,1G}$ e $Q_{v,2G}$ (m³/t_{cana}) são as quantidades de vinhaça 1G e 2G geradas, DQO_t (go₂/kg_{torta}), $DQO_{v,1G}$ e $DQO_{v,2G}$ (go₂/m³vin) são a quantidade de DQO na vinhaça 1G e 2G, respectivamente e $\eta_{bio,t}$ e $\eta_{bio,v}$ (Ad.) são os rendimentos dos processos de biodigestão da torta de filtro e da vinhaça, respectivamente. Quando o cenário estudado não considera a biodigestão de vinhaça ou de torta, o valor do rendimento do processo de biodigestão é considerado zero, ou seja, toda a carga orgânica é direcionada diretamente ao solo.

3.4.2 Emissões de poluentes no ar

Considera-se que dois poluentes são emitidos para a atmosfera: material particulado advindo da queima de bagaço e palha e GEE advindos do processo de produção como um todo.

3.4.2.1 Emissões de material particulado, NO_X e SO_X

A emissão de material particulado para a atmosfera foi calculada utilizando a equação (12):

$$m_{MP} = (m_{bag} \cdot r_{FG/bag} + m_{palha} \cdot r_{FG/palha}) \cdot \rho_{FG} \cdot e_{MP}$$
(12)

Onde m_{MP} (mg/t_{cana}) é a quantidade de material particulado direcionado à atmosfera, m_{bag} e m_{palha} (kg/t_{cana}) são, respectivamente, as quantidades de bagaço e palha queimados (medidas em base úmida), $r_{FG/bag}$ e $r_{FG/palha}$ (Ad.) é a relação entre as vazões mássicas de produtos de combustão (FG) e a vazão mássica de bagaço e palha alimentados, respectivamente, ρ_{FG} (kg/Nm³) é a densidade dos produtos de combustão e e_{MP} (mg/Nm³) é o limite de emissão de material particulado.

Os parâmetros $r_{FG/bag}$, $r_{FG/palha}$ e ρ_{FG} foram calculados utilizando o módulo FComb do *software* PowerFNESS[®] (ver **Apêndice D**). Já o limite de emissão e_{MP} foi calculado de acordo com a equação (13):

$$e_{MP} = e_{MP_{ref}} f_w f_{02}$$
(13)

Onde $e_{MP_{ref}}$ (mg/Nm³) é um nível de emissão cujos produtos de combustão estão referenciados a um dado teor de umidade (gás seco) e de oxigênio (fração determinada), geralmente determinado por um órgão regulador e fiscalizador ambiental, f_w (Ad.) é um fator de correção devido à umidade nos produtos de combustão e f_{02} (Ad.) é um fator de correção devido ao teor de oxigênio nos produtos de combustão. Estes fatores são calculados conforme mostrado nas equações (14) e (15) (EPA, 2018):

$$f_w = \frac{1 - y_w}{y_w} \tag{14}$$

$$f_{02} = \frac{y_{02,ar} - y_{02}}{y_{02,ar} - y_{02,ref}} \tag{15}$$

Onde y é a fração molar ou volumétrica de um dado composto dos produtos de combustão.

As equações (12) e (13) podem ser utilizadas para o cálculo da emissão de NOx, apenas trocando o subscrito "MP" por "NOx".

Para estimativa da emissão de SO_x, serão contabilizadas as emissões na forma de SO₂ conforme a equação (16):

 $m_{SO2} = m_{bag} \cdot r_{FG/bag} \cdot x_{SO2,bag} + m_{palha} \cdot r_{FG/palha} \cdot x_{SO2,palha} + m_{biog} \cdot r_{FG/biog} \cdot x_{SO2,biog}$ (16)

Onde m_{SO2} (mg/t_{cana}) é a emissão de SO₂, m_{biog} (kg/t_{cana}) é o consumo de biogás (ou biometano) produzido, $r_{FG/biog}$ (Ad.) a relação entre as vazões mássicas de produtos de combustão e a vazão mássica de biogás (ou biometano) alimentado e x_{SO2} (mg/kg_{FG}) é a concentração mássica de SO₂ nos gases de combustão, para cada combustível. $r_{FG/biog}$ e x_{SO2} também foram calculados utilizando o módulo FComb do software PowerFNESS[®] (ver **Apêndice D**).

3.4.2.2 Emissões de GEE

Para o cálculo das emissões de GEE, medidas em toneladas equivalentes de CO₂, foi utilizada a ferramenta calculadora de emissões RenovaCalc do RenovaBio

para determinação das emissões específicas de cada cenário. No RenovaCalc, são inseridos dados da usina de açúcar e etanol, sendo possível utilizar valores padrões para determinados itens elencados na calculadora de emissões. Em todos os cenários, tanto para a produção de etanol 1G quanto para a produção de etanol 2G foram utilizados os valores padrões para os seguintes grupos de parâmetros: corretivos do solo, fertilizantes sintéticos e consumo de combustíveis fósseis para transporte e atividade agrícola. Para os parâmetros de fertilizantes orgânicos (vinhaça e torta de filtro), foram utilizados os valores mostrados na **Tabela 3.3** e na **Tabela 3.4**.

Considerou-se, ainda, que a colheita é 100% mecanizada (sem queima de palha), que o uso do etanol é 100% rodoviário e que os únicos combustíveis utilizados no processo de produção de etanol são bagaço, palha e biogás (cuja queima não têm emissões de GEE associadas, dado que são combustíveis renováveis), próprios da usina (sem compra de bagaço e palha de terceiros).

Para calcular a quantidade de GEE emitida, utiliza-se a equação (17):

$$m_{GEE} = (Q_{E1G}. e_{E1G} + Q_{E2G}. e_{E2G}). PCI_{EtOH}$$
(17)

Onde m_{GEE} (t_{CO2eq}/t_{cana}) é a quantidade de GEE emitida, Q_{E1G} e Q_{E2G} (L/t_{cana}) são os volumes de etanol 1G e 2G produzidos, respectivamente, e_{E1G} e e_{E2G} (t_{CO2eq}/MJ) são as emissões de GEE específicas dos processos de produção de etanol 1G e 2G, respectivamente e PCI_{EtOH} (MJ/L) é o poder calorífico inferior do etanol hidratado.

O RenovaBio mede o quão benéfico é o consumo de um biocombustível tomando como premissa que o combustível renovável irá substituir um combustível fóssil de referência (no caso do etanol 1G ou 2G, o combustível de referência é a gasolina), ocasionando uma redução potencial de GEE e gerando CBios. Desta forma, a quantidade de CBios (emissões evitadas) atingida por uma usina é dada pela equação (18)

$$m_{CBio} = m_{GEE_{ref}} - m_{GEE} \tag{18}$$

Onde m_{CBio} é a quantidade de CBios (t_{CO2eq}/t_{cana}) e emissão de GEE de referência $m_{GEE_{ref}}$ (t_{CO2eq}/t_{cana}) é dada pela equação (19):

$$m_{GEE_{ref}} = (Q_{E1G} + Q_{E2G}) \cdot e_{gasol} \cdot PCI_{EtOH}$$
(19)

Onde e_{gasol} (t_{CO2eq}/MJ) é a emissão de GEE específicas para a gasolina. Deve se notar que, na equação (19), apesar de serem utilizadas as emissões específicas da gasolina, a medida energética se dá baseada no conteúdo energético do etanol.

3.4.3 Principais premissas adotadas

A **Tabela 3.6** mostra as principais premissas adotadas para a estimativa das emissões ambientais. Alguns parâmetros de interesse já foram discriminados na **Tabela 3.3** e na **Tabela 3.4** e não serão repetidos.

Parâmetro	Valor	Fonte
Rend. biodigestão vinhaça (1G e 2G)	70,0 %	Fornecedores
Rend. biodigestão vinhaça (torta)	70,0 %	Fornecedores
Relação FG/combustível - bagaço	4,543	Apêndice D
Relação FG/combustível - palha	7,129	Apêndice D
Limite de emissão de MP de referência	200 mg/Nm ³ *	CONAMA, 2011
Limite de emissão de NOx de referência	350 mg/Nm ³ *	CONAMA, 2011
Emissão esp. de GEE – E1G	25,9 g _{CO2eq} /MJ	RenovaCalc
Emissão esp. de GEE – E2G	22,3 g _{CO2eq} /MJ	RenovaCalc
Emissão esp. de GEE – gasolina	87,4 g _{CO2eq} /MJ	RenovaCalc
PCI etanol hidratado	21,34 MJ/L	RenovaCalc

Tabela 3.6: Principais premissas assumidas para a estimativa de emissões ambientais.

* referenciados a 8% de O2 e gás seco.

Em cada um dos cenários simulados, as emissões de matéria orgânica, MP e GEE são comparadas, em termos de redução das emissões ou aumento de emissões evitadas, com as emissões verificadas no cenário de referência CR.

3.5 Metodologia de cálculo do deslocamento do bagaço

A produção de biogás total nos CD está atrelada à produção de vinhaça do etanol 1G e do etanol 2G. Enquanto a produção da vinhaça 1G é fixa em todos os cenários, estando apenas relacionada à moagem de cana, a produção de vinhaça 2G

está ligada à quantidade de bagaço deslocado, que depende da quantidade biogás total gerada. O processo para estimar a quantidade de bagaço total deslocada é, portanto, iterativo. Desta forma, a seguinte metodologia de cálculo foi aplicada.

Considerou-se, na primeira iteração, que há produção de biogás da vinhaça de etanol 1G, estimando-se a quantidade de bagaço deslocada, objetivando manter a produção líquida de energia elétrica (energia a ser exportada) observada no CR e a produção de vapor suficiente para suprir as demandas do processo 1G e 2G. Calculou-se, também, a produção de etanol e vinhaça 2G alcançada. Para as iterações subsequentes, calculou-se quanto de biogás adicional pode ser produzido e quanto mais bagaço pode ser deslocado, mantendo-se os objetivos citados. Este procedimento foi realizado até que diferença entre o bagaço deslocado em uma iteração e a anterior fosse inferior a 0,01%. A **Figura 3.9** mostra um fluxograma representando o cálculo iterativo.



Figura 3.9: *Fluxograma do cálculo iterativo realizado nos CD para determinação da quantidade de bagaço deslocada.*

FONTE: elaboração do autor.

É interessante destacar que o consumo de energia está diretamente ligado à quantidade de bagaço deslocada através da produção de etanol 2G, uma vez que o

consumo de energia elétrica e de vapor adicional para o processo 2G são calculados a partir da quantidade de etanol 2G produzida. Desta forma, para determinar a quantidade de bagaço deslocado dentro de cada iteração, há um outro processo iterativo.

3.6 Modelo de análise econômica

A análise econômica utilizada neste trabalho foi uma análise financeira simples, onde foram estimados o CAPEX e o OPEX de cada alternativa analisada e, a partir destes valores, calcularam-se valores de mérito de análise financeira como período de *pay-back*, TIR, VPL, e preço mínimo de venda do etanol 2G e de CBios.

Cabe destacar que a análise econômica se limita a incorporar as mudanças propostas em cada CD, ou seja, equipamentos instalados antes das alterações propostas e que foram mantidos para os cenários analisados não serão considerados para cálculos dos valores de mérito de avaliação financeira. Da mesma maneira, o ganho de receita com a venda de energia elétrica e etanol 1G não será considerado na análise financeira, pois se toma como premissa que estes ganhos não são alterados pelas modificações propostas nos CD.

Cabe também destacar que este trabalho contempla a inserção do RenovaBio como fonte de divisas para a usina produtora de etanol 2G.

3.6.1 Estimativa do CAPEX

Os custos de investimentos para cada cenário simulado envolvem os custos para aquisição e instalação dos equipamentos, de interligações eletromecânicas e para a construção de estruturas civis e metálicas.

3.6.1.1 Estimativa de custos de equipamentos principais

A precificação de caldeiras, turbinas, biodigestores, equipamentos para limpeza e beneficiamento do biogás e equipamentos para produção de etanol 2G se deu a partir da consulta de fornecedores ou literatura para maior precisão. Os valores assumidos, bem como as capacidades de referência e as datas para os quais os valores são referenciados, são mostrados na **Tabela 3.7**. Deve se notar que se buscaram cotações de equipamentos com as condições mais próximas possíveis daquelas simuladas nos CD. Também é preciso destacar que os preços mostrados na referida tabela são FOB¹⁶ e referem-se apenas aos equipamentos, não incluindo frete, montagem, comissionamento e *start-up*, exceto se indicado o contrário. Os preços foram convertidos para o dólar utilizando a cotação à época da informação do custo do equipamento.

Para casos onde se encontre o custo para uma capacidade de referência para um determinado equipamento, admite-se que uma regra de potência pode ser utilizada para estimar o custo do mesmo equipamento em outro valor de capacidade, utilizando-se a equação (20):

$$C_A = C_B \cdot \left(\frac{S_A}{S_B}\right)^n \tag{20}$$

Onde o fator de escala *n* pode ser admitido como 0,6 para diversos equipamentos (regra dos seis décimos) (TURTON et al., 2009).

3.6.1.2 Estimativa de custos de equipamentos auxiliares

A precificação de bombas, compressores, trocadores de calor e motores elétricos seguiu a metodologia proposta por TURTON et al. (2009), descrita a seguir:

O custo de um equipamento pode ser calculado de acordo com a equação (21):

$$C_{eq} = C_0 \cdot F_{BM} \tag{21}$$

Onde C_0 (USD) é o custo do equipamento referenciado à operação com pressão de 1 bar e com construção em aço carbono. O fator F_{BM} corrige o custo C_0 do equipamento quanto a pressão de operação e o material de construção (custo de *bare module*).

O custo de referência C_0 é estimado pela correlação mostrada na equação (22):

¹⁶ *Free on Board*, ou seja, sem contemplar a incidência de impostos.

$$\log_{10} C_0 = K_1 + K_2 \cdot \log_{10} S + K_3 \cdot (\log_{10} S)^2$$
(22)

Que é uma sofisticação da "regra dos seis décimos" mostrada na equação (20). A capacidade característica *S* do equipamento varia de acordo com o tipo de equipamento usado (potência elétrica para bombas e compressores, área de troca térmica para trocadores de calor), bem como as constantes K_1 , K_2 e K_3 .

Equipamento/Processo	Capacidade	Data	Preço (USD)	Referência	Observações
Caldeira a gás (90 bar, 500 ⁰C)	50 t/h	2016	6.950.000	Fornecedor (Thermax)	Caldeira tipo aquatubular para gases com baixo PCI. Inclui desaerador e bombas de alimentação.
Caldeira a gás (12,5 bar, sat.)	4 t/h	2013	198.000	Fornecedor (Alfa Laval)	Caldeira tipo flamotubular. Inclui desaerador e bombas de alimentação.
Caldeira de recuperação (85 barg, 485 ºC)	150 t/h	2010	11.000.000	Fornecedor (DanPower)	Inclui desaerador e bombas de alimentação.
Turbina a vapor (extração/condensação, 89 bar, 497 ºC)	10,0 MW	2016	2.110.00	Fornecedor (Siemens)	Inclui o gerador elétrico. Não inclui condensador e bombas de condensado.
Microturbina a gás	1.000 kW	2018	1.200.000	Fornecedor (Capstone)	Inclui compressor.
Biodigestor	4.300 m ³	2016	730.000	BERNAL et al., 2017	Reator tipo UASB.
Sist. de dessulforização	453 kg/dia	2013	3.570.000	ALLEGUE, HINGE, 2014	Tecnologia <i>bioscrubber</i> + <i>iron sponge</i> . Capacidade em termos de H ₂ S removido. Preço final.
Sist. de upgrading	600 m³/h	2015	1.470.000	SUN et al., 2015	Tecnologia de PSA. Capacidade em termos de biogás. Preço final.
Pré-tratamento	500 t _{bag} /dia ^a	2008	1.400.000	SAAD, 2010	Processo de explosão a vapor em reatores tipo PFR, com condições de 200 °C e tempo de residência de 5 min. Preço final.
Hidrólise enzimática	350 m³	2008	470.000	SAAD, 2010	Processamento em reatores CSTR com enzimas celulase (40 FPU/g) e β- glicosidase (15 U/g). Preço final.
Hidrólise enzimática	750 m³	2008	2.700.000	SAAD, 2010	Processamento em reatores PBR com as mesmas enzimas acima.
Fermentação	61,4 m ³ _{E2G} /dia	2008	2.700.000	SAAD, 2010	Preço final.
Destilação	500 t _{bag} /dia ^a	2008	8.100.000	SAAD, 2010	Preço final.

Tabela 3.7: Preços de equipamentos ou processos selecionados.

^a taxa medida em base seca

Para os equipamentos selecionados, o cálculo do fator de correção F_{BM} se dá pela equação (23) para trocadores de calor e bombas centrífugas, pela equação (24) para compressores centrífugos fabricados em aço carbono e pela equação (25) para o motor elétrico de acionamento:

$$F_{BM} = B_1 + B_2. F_M. F_P (23)$$

$$F_{BM} = 2,7$$
 (24)

$$F_{BM} = 1,5$$
 (25)

Onde B_1 e B_2 são constantes tabeladas para cada tipo de equipamento e F_M é um fator de correção devido ao material, tabelado para diversas combinações de equipamentos e materiais. O fator de correção da pressão F_P , para trocadores de calor e bombas, pode ser calculado pela equação (26):

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \cdot \log_{10} p + C_3 \cdot (\log_{10} p)^2$$
(26)

Novamente, C_1 , C_2 e C_3 são constantes tabeladas para cada equipamento, dependendo da pressão de operação. A pressão *p* é dada em barg.

A **Tabela 3.8** e a **Tabela 3.9** mostram os valores das constantes das equações (22), (23) e (26) para os equipamentos selecionados.

Equipamento	Capacidade característica S	Faixa de aplicação	<i>K</i> ₁	<i>K</i> ₂	<i>K</i> ₃
Bomba centrífuga	Pot. de eixo (kW)	1 a 300	3,3892	0,0536	0,1538
Compressor centrífugo	Pot. de eixo (kW)	450 a 3000	2,2897	1,3604	-0,1027
Motor elétrico	Pot. de eixo (kW)	75 a 2000	1,9560	1,1742	-0,2282
Trocador de calor (casco-tubos)	Área de troca (m ²)	10 a 1000	4,1884	-0,2503	0,1974

Tabela 3.8: Dados para precificação de equipamentos selecionados.

FONTE: TURTON et al., 2009.

Equipamento	Faixa de pressão (barg)	<i>B</i> ₁	<i>B</i> ₂	С1	С2	<i>C</i> ₃
Pombo contrífuco	< 10	1,89	1,35	0	0	0
Bomba centrifuga	10 a 100			-0,3935	0,3957	-0,00026
Trocador de calor	< 5	4.00	4.00	0	0	0
(casco-tubos)	5 a 40	1,03	1,00	0,03881	-0,11272	0,08183

Tabela 3.9: Dados para correção de preços de equipamentos selecionados.

FONTE: TURTON et al., 2009.

Os equipamentos dos ciclos termodinâmicos operam com água desmineralizada, sendo necessária a construção em aço inoxidável. O compressor de biogás pode ser construído em aço carbono (desde que o biogás esteja isento de H₂S). A **Tabela 3.10** mostra os valores do fator F_M para os equipamentos selecionados:

Tabela 3.10: Dados para correção de preços de equipamentos selecionados quanto ao material.

Equipamento	Material	F_M
Bomba centrífuga	Aço inoxidável	2,3
Trocador de calor (casco-tubos)	Aço inoxidável	1,8

FONTE: TURTON et al., 2009.

3.6.1.3 Estimativa de custos de adaptação da fornalha da caldeira a bagaço

Para estimar o custo de adaptação da fornalha da caldeira a bagaço nos cenários onde se objetiva o deslocamento máximo de bagaço (com aumento do consumo de palha), tomou-se a correlação gráfica mostrada por TURTON et al. (2009) (**Figura 3.10**), que correlaciona o custo específico da fornalha (em USD/kW) com a carga térmica da fornalha (em kW). Observa-se que, para cargas acima de 20.000 kW, a tendência é uma reta. Assim, extrapolou-se esta tendência para obter o custo da fornalha para valores maiores do que o limite mostrado na **Figura 3.10** (de 100.000 kW).



Figura 3.10: Região onde foi feita a extrapolação do custo da fornalha.

FONTE: Adaptado de TURTON et al., 2009.

Com o ajuste da reta no trecho de 20.000 a 100.000 kW, obtém-se a correlação descrita na equação (27):

$$\log_{10}\left(\frac{c_0}{\dot{Q}}\right) = a \log_{10} \dot{Q} + b \tag{27}$$

Onde \dot{Q} (kW) é a carga térmica da nova fornalha (que é a carga térmica da caldeira a biomassa nos cenários CD-4A/B, CD-5 e CD-6A/B), e as constantes ajustadas são a = -0,2856 e b = 3,0195 (o ajuste resulta em um coeficiente de correlação de 0,999). TURTON et al. (2009) ainda explicitam que um fator de *bare module* de 2,8 deve ser utilizado para as fornalhas.

3.6.1.4 Estimativa do custo total de instalação

De acordo com o DOE (2002), os índices mostrados na **Tabela 3.11** podem ser aplicados em relação ao custo do *bare module* como estimativa de custos

relacionados a instalações (montagem, estruturas, fundações, instrumentação e controle, etc.). Estes índices são aplicados em cima do custo do equipamento, corrigido pelo índice CEPCI, porém antes da incidência de impostos.

Além dos índices mostrados na referida tabela, também foram considerados os seguintes índices, baseados nas cotações assumidas para este trabalho:

- Frete: 2,0% do custo do equipamento;
- Comissionamento e *start-up*: 1,5% do custo do equipamento.

Equipamentos comtemplados	Todos, exceto turbina a vapor, turbina a gás, caldeira e bombas de alimentação da caldeira	Caldeiras e bombas de alimentação da caldeira	Turbina a gás e turbina a vapor
Obras civis	8,0%	9,0%	9,0%
Estruturas metálicas	4,0%	5,0%	6,0%
Isolamento e pintura	1,5%	3,5%	3,5%
Interligações elétricas	8,0%	9,0%	9,0%
Instrumentação	6,0%	7,0%	7,0%
Tubulações	30,0%	50,0%	40,0%
Outros	4,0%	5,0%	5,0%
Mão-de-obra para instalação e montagem	41,2%	50,5%	53,2%

Tabela 3.11: índices para estimativa de custo de instalação.

FONTE: adaptado de DOE (2002)

Considerou-se, também, que incidem impostos de 27,5 % (ICMS, PIS, COFINS) sobre o custo estimado do equipamento. O custo final dos equipamentos é dado pela soma do custo final com impostos e dos custos de instalação.

Por fim, assumiu-se que o valor total do investimento (soma do valor final de todos os equipamentos) se depreciaria linearmente ao longo de sua vida útil, chegando ao seu final sem valor residual.

3.6.1.5 Estimativa do custo total nos dias atuais

Os preços de equipamentos calculados ou assumidos referem-se sempre a um dado período e devem ter uma correção que contemple a variação do valor do dinheiro no tempo. Conforme sugerido pelo DOE (2002) e por TURTON et al. (2009), os custos são corrigidos pelo índice CEPCI através da equação (28):

$$C_{eq,i} = \frac{CEPCI_i}{CEPCI_0} C_{eq,0}$$
(28)

Onde o índice *i* indica o preço do equipamento ou CEPCI relativo ao período de 2017 e o índice 0 indica o preço do equipamento ou CEPCI relativo à data de referência. A **Tabela 3.12** mostra os valores de CEPCI considerados para o período de 2010 a 2017 (os valores referem-se às médias anuais (CHEMENG, 2018)).

Ano	CEPCI médio	
2001	394,3	
2008	575,4	
2009	521,9	
2010	550,8	
2011	585,7	
2012	584,6	
2013	567,3	
2014	576,3	
2015	556,8	
2016	541,7	
2017	535,3	

Tabela 3.12: Valores do índice CEPCI considerados.

3.6.2 Estimativa do OPEX

Para o levantamento de custos de operação (OPEX), admitiu-se que os custos operacionais estão relacionados à manutenção, à mão-de-obra e à aquisição de insumos para os processos de biodigestão e de pré-tratamento e hidrólise do bagaço de cana, bem como aos custos de O&M da planta.

Segundo GNANSOUNOU e DAURIAT (2010), em plantas convencionais de produção de Etanol 2G a partir de materiais lignocelulósicos, o custo operacional mais significativo para a produção do etanol 2G é o manejo da biomassa, representando de 36 a 38% do custo de produção total. Outros custos incluem matéria-prima para o pré-tratamento, o custo das enzimas, custos operacionais com a fermentação e destilação do etanol 2G e custos com utilidades e sistemas auxiliares (balance of plant, BOP). O DOE (2016) explicita, em relatórios técnicos, os custos de produção do etanol 2G de sabugo milho para cada etapa do processo, referentes ao ano de 2012, com um preço total (trazido para valores de 2017 pela da inflação oficial do dólar) de 0,763 USD/LE2G. Atualmente, a literatura reporta custos de produção variando entre 0,30 e 0,50 USD/LE2G. Assim, para estimar custos de produção atuais, os preços relatados pelo DOE (2016) foram recalculados, de modo a resultar num custo médio de 0,40 USD/LE2G, mantendo a proporção nos custos observados em 2012. A Tabela 3.13 mostra os custos considerados. A extrapolação dos custos de produção pode gerar incerteza em relação aos valores adotados. Para incorporar tais incertezas, estes custos foram variados em análise de sensibilidade, de modo a aferir o impacto destes parâemtros nos resultados da análise financeira (vide item 3.5.6 deste trabalho).

Etapa	Custos em 2012 ^a (DOE, 2012)	Custos atuais assumidos
BOP	0,141	0,074
Destilação	0,026	0,014
Fermentação	0,065	0,034
Enzimas	0,127	0,067
Pré-tratamento	0,097	0,051
Manejo de matéria-prima	0,307	0,161
Total	0,763	0,400

Tabela 3.13: Custos de produção do etanol 2G em 2012 e custos de produção assumidos para o ano
de 2017.

^a Custos corrigidos para dólares de 2017.

No caso dos cenários simulados, os custos com manejo da biomassa não são existentes nos cenários de deslocamento parcial, e referem-se apenas ao transporte adicional de palha de cana nos cenários de deslocamento máximo. Adicionalmente, parte-se da premissa de que o custo com utilidades (vapor e energia elétrica) será inexpressivo, dado que em todos os cenários simulados os consumos adicionais de utilidades são considerados. No entanto, devem ser considerados, também, os custos operacionais para biodigestão da vinhaça. A **Tabela 3.14** mostra os principais custos operacionais considerados. Todos os custos foram convertidos para o dólar usando a cotação adotada neste estudo, bem como trazidos para valores de 2017 utilizando a inflação oficial do dólar.

Processo	Preço	Fonte
Recuperação e transporte da palha	18,30 USD/t _{seca} b	KHATIWADA et al., 2016
O&M Pré-tratamento	0,051 USD/LetOH2G	Tabela 3.13
O&M Hidrólise enzimática	0,067 USD/LetoH2G	Tabela 3.13
O&M Produção de etanol 2G ^c	0,048 USD/L _{EtOH2G}	Tabela 3.13
O&M Biodigestão da vinhaça	0,005 USD/kgdqo	POVEDA, 2014
O&M Microturbina a gás	18,20 USD/kW.ano	Fornecedor (CAPSTONE)
O&M Turbina a vapor	6,00 USD/MWh	EPA, 2015
O&M Turbina a gás	3,85 USD/MWh	TIDBALL et al., 2010
O&M Caldeira a biomassa (apenas parcela variável)	12,00 USD/kW.ano	EPA, 1979
O&M Caldeira a gás (aquatubular)	2,65 USD/kW.ano	EPA, 1979
O&M Caldeira a gás (flamotubular)	23,00 USD/kW.ano	EPA, 1979
O&M caldeira de recuperação	2,30 USD/MWh ^d	TIDBALL et al., 2010
O&M dessulfurização de biogás ^e	2,80 USD/kgs remov	LEME, SEABRA, 2017
O&M <i>upgrading</i> de biogás ^f	8,30 USD/(Nm ³ /h).ano	LEME, SEABRA, 2017

Tabela 3.14: Custos Operacionais considerados.

^a considerando uma distância média percorrida de 22 km entre a plantação de cana e a usina (KHATIWADA et al., 2016)

^b neste caso, os autores referenciavam o preço em reais, então o valor foi corrigido para o ano de 2017 pelo índice IGP-M.

^c processos de fermentação e destilação.

^d valor em relação à energia produzida pelas turbinas

- e utilizando a tecnologia de dessulfurização em matrizes ferrosas.
- ^f utilizando a tecnologia de PSA (*pressure swing adsorption*).

Deve-se ressaltar que se considerou que a diminuição da carga da caldeira e da turbina a vapor acarretarão uma economia em custos de O&M variáveis em relação ao CR, proporcional à redução da capacidade dos equipamentos em questão (considerou-se que os custos fixos se mantêm os mesmos). Similarmente, na decorrência do aumento do consumo de palha, considerou-se que os custos de O&M variáveis da caldeira a biomassa aumentam proporcionalmente ao aumento do consumo de palha.

3.6.3 Demonstrativo de Resultados e Fluxo de Caixa

Para o cálculo dos ganhos financeiros com a venda do etanol 2G, optou-se por computar os resultados, em termos contábeis, na forma de um DRE. Conforme mostrado por GONÇALVES et al. (2009), o DRE é formado de:

- a) Receita Bruta (RB): corresponde à soma de todas as receitas provenientes do investimento;
- b) Receita líquida (RL): resulta da diferença entre a receita bruta e os impostos que sobre ela incidem;
- c) EBIDTA: também conhecido como lucro operacional, resulta da diferença entre a receita líquida e o custo de produção (OPEX);
- d) EBT: também chamado de lucro antes dos impostos, resulta da diferença entre o EBIDTA e a depreciação dos ativos¹⁷;
- e) Lucro Líquido (LL): é a receita líquida obtida após todas as deduções, resultando da diferença entre o EBT e a incidência de impostos sobre os lucros e
- f) Fluxo de Caixa: resultado do DRE, obtido somando-se o LL ao valor originalmente descontado como depreciação.

¹⁷ A depreciação representa o desgaste dos ativos utilizados para a produção. Contabilmente, é uma despesa sem desembolso, utilizada para criar uma dedução do imposto de renda (amortizações e juros também podem ser deduzidos da mesma forma).

Neste trabalho, calculam-se os componentes do DRE da seguinte maneira:

 Receita Bruta (RB): divisas obtidas a partir da venda de etanol 2G e de CBios, conforme mostrado pela equação (29):

$$RB = p_{E2G}.\dot{Q}_{E2G} + p_{CBio}.\dot{m}_{CBio_L}$$
⁽²⁹⁾

Onde p_{E2G} é o preço de venda do etanol 2G (USD/L), \dot{Q}_{E2G} é o volume de etanol 2G produzido (L/ano), p_{CBio} é o preço pelo qual o CBio é negociado (USD/tco2eq) e \dot{m}_{CBio_L} (tco2eq/ano) é a quantidade líquida de CBios, ou seja, a diferença entre a quantidade de CBios calculada pela equação (18) no CR e em cada cenário.

As quantidades \dot{Q}_{E2G} e \dot{m}_{CBio_L} podem ser calculadas multiplicando-se a capacidade de moagem da planta (t_{cana}/ano) pela produção específica de etanol 2G (L/t_{cana}) e de CBios (t_{CO2eq}/t_{cana}).

- Receita líquida (RL): no Brasil, há incidências federais (IPI), estaduais (ICMS) e municipais (ISS), além dos impostos PIS e COFINS sobre RB. Considerou-se, para efeito de cálculos, que os preços utilizados neste estudo já apresentam valores com os descontos de impostos sobre a receita bruta, de forma que RL = RB.
- EBIDTA: foi calculado pela equação (30), com valor de OPEX calculado segundo descrito no item 3.4.2 deste trabalho:

$$EBITDA = RL - OPEX \tag{30}$$

O OPEX pode ser descrito como mostrado na equação (31):

$$OPEX = c_{E2G}.\dot{Q}_{E2G} \tag{31}$$

Onde c_{E2G} (USD/L) é o custo unitário de produção do processo em cada cenário.

• EBT: será calculado pela equação (32):

$$EBT = EBITDA - D_n \tag{32}$$

Onde D_n (USD/ano) é o valor da depreciação no dado período de análise n. Adotou-se uma depreciação linear, calculada pela equação (33):

$$D_n = \begin{cases} CAPEX/N & se \ n \ge N \\ 0 & se \ n < N \end{cases}$$
(33)

Onde *CAPEX* (USD) é o custo de investimento, calculado segundo o descrito no item 3.4.1 deste trabalho e *N* é o período de depreciação. A equação (33) deixa claro que a depreciação pode ter um prazo para ocorrer menor que a vida útil do empreendimento. Neste caso, passado o período para a depreciação dos ativos, esta dedução não poderia mais ser realizada.

 Lucro Líquido (LL): considerou-se a incidência de impostos brasileiros pertinentes, através da equação (34):

$$LL = \begin{cases} EBT. (1 - f_{IR}) & se EBT > 0\\ EBT & se EBT < 0 \end{cases}$$
(34)

Como pode-se perceber da equação (34), não há incidência de imposto caso o EBT seja negativo (lucro negativo ou prejuízo).

• Fluxo de Caixa (FC): obtido a partir da equação (35):

$$FC = LL + D_n \tag{35}$$

Desta forma, manipulando as equações (29) a (35) o fluxo de caixa FC é dado pela equação (36):

$$FC = \begin{cases} \left(Q_{E2G}, \left(p_{E2G} - c_{E2G}\right) + Q_{CBio_L}, p_{CBio}\right), \left(1 - f_{IR}\right) + f_{IR} \cdot \frac{CAPEX}{N} & se \ n \ge N \\ \left(Q_{E2G}, \left(p_{E2G} - c_{E2G}\right) + Q_{CBio_L}, p_{CBio}\right), \left(1 - f_{IR}\right) & se \ n < N \end{cases}$$
(36)

3.6.4 Valores de mérito de análise econômica

Conforme descrito por TURTON et al. (2009), os valores de mérito utilizados para a análise econômica foram os seguintes:

 <u>Período de Payback Simples (PBS)</u>: tempo necessário para que os ganhos com a venda de Etanol 2G correspondam ao dispêndio necessário para sua produção (CAPEX). É calculado segundo a equação (37):

$$PBS = \frac{CAPEX}{FC}$$
(37)

Como o FC é divido em dois períodos (com depreciação, identificado com o subscrito "1" e sem depreciação, identificado com o subscrito "2"), a equação (38) descreve melhor como foi calculado o PBS:

$$PBS = \begin{cases} CAPEX/FC_1 & se CAPEX/FC_1 \le N\\ N + (CAPEX - N.FC_1)/FC_2 & se CAPEX/FC_1 > N \end{cases}$$
(38)

Deve-se observar que o PBS não leva em consideração a diferença de valor do dinheiro no tempo, sendo apenas uma contabilização simplificada para comparação entre as alternativas.

 <u>Valor Presente Líquido (VPL)</u>: corresponde ao valor que seria obtido somando todos os fluxos de dinheiro ao longo da vida útil do investimento (N_v anos) trazidos para valor presente através de uma taxa de desconto determinada, descontando-se o custo do investimento inicial (realizado no período zero). É calculado segundo a equação (39):

$$VPL = \sum_{n=1}^{N_v} \frac{FC_n}{(1+i)^n} - CAPEX$$
(39)

Onde *i* é a taxa de desconto considerada. Assim como com o PBS, o VPL deve considerar os dois FC distintos, sendo melhor descrito pela equação (40):

$$VPL = \sum_{n=1}^{N} \frac{FC_1}{(1+i)^n} + \sum_{n=N+1}^{N_v} \frac{FC_2}{(1+i)^n} - CAPEX$$
(40)

Valores positivos de VPL indicam investimentos que ocasionarão retorno financeiro. Já valores negativos de VPL indicam investimentos que não conseguirão, ao longo de sua vida útil, causar retorno financeiro.

 <u>Taxa Interna de Retorno (TIR)</u>: corresponde à taxa de desconto que faz com que com as receitas ao longo da vida útil do investimento, trazidas ao valor presente, equivalham ao valor dos custos de investimento (CAPEX), ou seja, é a taxa de investimento que faz com que o VPL seja nulo. É calculada variandose a taxa de desconto na equação (39) até que o valor do VPL seja igual a zero.

A TIR calculada deve ser maior do que uma taxa de referência que indica o mínimo rendimento atrativo para que o empreendimento seja realizado, também conhecida como TMA, para que o investimento seja viável. A TMA pode ser, por exemplo, a taxa de juros oferecida por uma instituição bancária ou pelo governo para colher empréstimos de pessoas físicas ou jurídicas, ou a taxa básica de juros da economia.

 <u>Preço Mínimo de Venda do Etanol 2G (p_{MVE})</u>: corresponde ao preço pelo qual o etanol 2G deve ser vendido para que o investimento se pague ao longo de sua vida útil. É calculado variando-se o preço do etanol 2G na equação (40) até que o valor do VPL seja igual a zero. Manipulando as equações (36) e (40), chega-se à equação (41), que descreve como é calculado o p_{MVE}:

$$p_{MVE} = c_{E2G} + \frac{CAPEX}{Q_{E2G}} \cdot K - \frac{Q_{CBio_L}}{Q_{E2G}} \cdot p_{CBio}$$
(41)

Onde K (Ad.) é uma constante que engloba os efeitos temporais do VPL e os impostos incorridos, sendo calculada pela equação (42):
$$K = \left(\frac{1}{(1 - f_{IR}).(S_1 + S_2)}\right) \cdot \left(1 - \frac{S_1 \cdot f_{IR}}{N}\right)$$
(42)

Onde S_1 e S_2 (Ad.) são somas dadas pelas equações (43) e (44):

$$S_1 = \sum_{n=1}^{N} \frac{1}{(1+i)^n}$$
(43)

$$S_2 = \sum_{n=N+1}^{N_v} \frac{1}{(1+i)^n} \tag{44}$$

Deve-se notar que o valor de *K* independe do cenário, uma vez que depende apenas de valores que se mantêm iguais em todos os cenários.

Valores de p_{MVE} maiores do que o preço de venda do etanol 1G indicam que a produção do etanol 2G não será economicamente viável

 <u>Preço Mínimo de Venda do CBio 2G (p_{MVC})</u>: corresponde ao preço pelo qual os CBios devem ser vendidos para que o investimento se pague ao longo de sua vida útil. É calculado variando-se o preço do CBio na equação (40) até que o valor do VPL seja igual a zero. Manipulando as equações (36) e (40), chega-se à equação (45), que descreve como é calculado o p_{MVC}:

$$p_{MVC} = \frac{c_{APEX}}{Q_{CBio_L}} \cdot K - \frac{Q_{E2G}}{Q_{CBio_L}} \cdot (p_{E2H} - c_{E2G})$$

$$\tag{45}$$

Onde *K* é a mesma constante determinada na equação (42). Quanto menor o preço do CBio, mais atraente é o cenário.

3.6.5 Principais premissas adotadas

As principais premissas adotadas para a análise econômica estão descritas na **Tabela 3.15**.

Parâmetro	Unidade	Valor		
Horas de operação anuais	h/ano	5856 ^a		
Vida útil do investimento	anos	25 ^b		
Período de depreciação (N)	anos	10 ¹⁸		
Taxa de desconto	% a.a.	8,75 ^c		
ТМА	% a.a.	12,0 ^d		
Impostos sobre o LL (f_{IR})	%	34,0 ¹⁹		
Preço de venda do etanol 2G	USD/Le2G	0,478 ^e		

Tabela 3.15: Principais premissas assumidas para a análise econômica.

^a Referente à operação em 8 meses do ano (período de safra) (GARCILASSO et al., 2018)

^b FONTE: DIAS et al., 2012

^c Assume-se a TMA como o valor da taxa básica de juros da economia brasileira (taxa SELIC) em julho de 2018.

^d Valor médio do WACC²⁰ de grupos sucroalcooleiros representativos escolhidos por OLIVA (2017).

^e Preço médio de venda do etanol hidratado combustível (1G) retirado da unidade de produção em 2017 (CEPEA, 2018), já descontado de impostos (ICMS, PIS e COFINS).

3.6.6 Análises de sensibilidade

Os custos relacionados ao pré-tratamento e hidrólise enzimática ainda variam numa faixa consideravelmente ampla de valores, devido ao estado de incipiência no qual o processo de produção de etanol 2G se encontra. Assim, é importante realizar uma análise de sensibilidade em relação a estes custos, devido às incertezas relacionadas a eles.

A capacidade de processamento afeta diretamente o preço mínimo de venda do etanol 2G, conforme mostrado por SAAD (2010). Desta forma, é importante estudar, também, como se comportam os valores de mérito econômicos com a variação da capacidade da usina. A capacidade das usinas de açúcar e álcool é, em

¹⁸ Segundo a Instrução Normativa da Receita Federal Brasileira Nº 1700, de 14 de março de 2017, a depreciação para instalações e equipamentos industriais é regulamentada em 10 anos para efeitos contábeis.

¹⁹ Referentes a 25% de Imposto de Renda de Pessoa Jurídica (IRPJ) e 9% de Contribuição Social de Lucro Líquido (CSLL) – que são as alíquotas de imposto sobre a receita mais elevadas na legislação brasileira vigente.

²⁰ WACC é o Custo Médio Ponderado de Capital (do inglês, *Weighted Average Cost of Capital*), que é basicamente a taxa de desconto que uma empresa usa como indicador de atratividade para seus credores e investidores.

média, no Brasil, de 2.10⁶ t_{cana}/ano, sendo que a maior usina processa em torno de 8.10⁶ t_{cana}/ano (DATAGRO, 2017).

Outro fator que tem considerável impacto na análise financeira dos cenários, mas ao qual há uma grande incerteza associada é o preço do CBio. Existem experiências diversas com precificação do carbono: a mais comum é criação de mercados para comercialização de emissões evitadas de carbono, tais como os Certificados de Reduções de Emissão (CRE²¹, popularmente conhecido como crédito de carbono) advindos do MDL, no Protocolo de Kyoto, cujo preço atual é bastante baixo (menos de 1,00 USD/tco2eq) (UNFCCC, 2018) e o LCFS (*Low Carbon Fuel Standard*) do estado da Califórnia, nos Estados Unidos da América, que prevê a emissão de créditos para emissões elevadas (WHISTANCE et al., 2017) e cujo preço atual é em torno de 180 USD/t_{CO2eq} (ARB, 2018). Outro mecanismo de precificação do carbono é o imposto sobre o carbono, ou seja, uma taxa que é repassada ao preço de um combustível cujo consumo emite CO₂ fóssil. Um exemplo de taxação de carbono é o que foi aprovado recentemente no Canadá, onde, em 2018, cobrou-se uma taxa de 10 CAD/t_{CO2eq} (38 USD/t_{CO2eq}) (BRITISH COLUMBIA, 2018).

Para cobrir eventuais incertezas e/ou variações nos custos e capacidades assumidos, as seguintes análises de sensibilidade foram realizadas:

- a) Variação da capacidade de moagem das usinas entre 2.10⁶ t_{cana}/ano e
 8.10⁶ t_{cana}/ano, com intervalos de 1.10⁶ t_{cana}/ano;
- b) Variação do custo de produção do etanol 2G, variando-se especificamente o custo com o processo de pré-tratamento, de hidrólise enzimática e de O&M para produção de etanol numa faixa de ±25% em relação aos custos adotados como referência, com intervalos de 12,5% e
- c) Variação do preço pago pelo CBio no âmbito do RenovaBio, variando-se o preço do CBio entre 0,00 USD/t_{CO2eq} (sem comercialização de CBios) e 60,00 USD/t_{CO2eq}²², com intervalos de 20,00 USD/t_{CO2eq}.

²¹ Um CRE é equivalente à emissão evitada de uma tonelada de CO₂ equivalente.

²² Adotou-se o valor máximo de 60,00 USD/t_{CO2eq} tomando-se um valor aproximado à média entre os preços atuais do crédito do LCFS, do CRE e da taxação de carbono do Canadá. Rigorosamente, nenhum destes custos é representativo do custo do CBio, pois as propostas dos programas e mecanismos (mercado de carbono e taxação de carbono) citados são diferentes da proposta do RenovaBio (mercado de créditos associados a biocombustíveis), mas este valor médio adotado pode ser assumido como uma referência.

3.7 Comparação entre os cenários

Para simples apresentação dos resultados, os CD foram comparados levando em consideração os seguintes critérios técnicos, ambientais e econômicos, a saber:

- a) Critérios técnicos
 - Consumo de bagaço de cana;
 - Porcentagem de bagaço deslocado em relação ao CR;
 - Consumo de palha de cana;
 - Porcentagem de palha consumida em relação ao CR;
 - Produção total de etanol;
 - Porcentagem de aumento da produção de etanol em relação ao CR;
 - Produção de biogás total;
 - Produção bruta e líquida de energia elétrica;
 - Eficiência energética dos ciclos termodinâmicos;
 - Eficiência exergética dos ciclos termodinâmicos;
- b) Critérios ambientais
 - Redução na emissão de matéria orgânica ao solo, na forma de DQO;
 - Redução na emissão de MP para a atmosfera;
 - Aumento das emissões de GEE evitadas;
- c) Critérios econômicos
 - Período de payback simples;
 - Valor presente líquido;
 - Taxa interna de retorno;
 - Preço mínimo de venda do E2G;
 - Preço mínimo de venda do CBio.

Os detalhes metodológicos para cálculos das eficiências energética e exergética dos ciclos de cogeração podem ser encontrados no **Apêndice B** deste trabalho. Parâmetros de impactos sociais dos cenários propostos, tais como impactos na geração de empregos, embora relevantes, não serão levados em consideração na escolha do melhor cenário.

Para determinação do melhor cenário, deve-se levar em conta que todos os critérios relevantes devem ser considerados conjuntamente. Tem-se, desta forma, um problema multicritério, onde a decisão do melhor cenário deve levar em consideração

critérios técnicos, econômicos e ambientais. Assim, a metodologia escolhida para determinação do melhor cenário foi a da matriz de avaliação ou matriz de decisão.

Conforme descrito por TCHERMA (2009), a matriz de decisão é uma matriz de dimensões $n \times m$ construída organizando-se um número n de critérios (C) avaliados nas linhas da matriz correlacionados a um número m de alternativas (A) estudadas, organizadas nas colunas da matriz. A cada critério C_i é atribuído um peso w_i , segundo o julgamento do próprio avaliador, de modo a refletir a importância relativa dada a cada critério, e a cada alternativa A_j é dada uma nota comparativa dentro do critério C_i (z_{ij}), diferenciando a performance dos cenários em cada alternativa de maneira objetiva. Desta forma, um vetor coluna de pesos $W = w_i$ e uma matriz de pontuação $Z = z_{ij}$ são compostos. A pontuação final de cada alternativa A_j é o vetor linha X, dado pela equação (46):

$$X = (W \times Z^T)^T \tag{46}$$

Onde o sobrescrito T indica a operação de transposição de uma matriz. O processo é exemplificado na Figura 3.11.

		$X \rightarrow$		$X \rightarrow$		$X \rightarrow$		<i>x</i> ₁	<i>x</i> ₂		x_j		x _m
147				Α.	A		A:		Δ				
Ļ				\downarrow	\downarrow	… ↓	↓ 	 ↓	\downarrow				
<i>w</i> ₁		С1	\rightarrow	<i>z</i> ₁₁	<i>z</i> ₁₂		Z_{1j}		z_{1m}				
<i>w</i> ₂		<i>C</i> ₂	\rightarrow	<i>z</i> ₂₁	Z ₂₂		Z _{2j}		z _{2m}				
			\rightarrow										
w _i		C _i	\rightarrow	<i>z</i> _{i1}	<i>z</i> _{i2}		z _{ij}		Z _{im}				
			\rightarrow										
w _n		C_n	\rightarrow	Z_{n1}	<i>z</i> _{n2}		<i>z_{nj}</i>		<i>z</i> _{nm}				

Figura 3.11: Exemplificação da construção de uma matriz de decisão.

De acordo com TCHERMA (2009), existem diversas funções para determinação dos componentes do vetor de pesos *W*. No entanto, por se tratar de relativamente poucos critérios a serem analisados, os pesos foram dados de forma subjetiva, de acordo com a importância relativa atribuída pelo autor para cada um dos critérios. Não obstante, o seguinte critério geral foi utilizado para distribuição dos pesos levando em conta o tipo de cada um: os pesos relativos a critérios técnicos devem somar 20%; os pesos relativos a critérios ambientais devem somar 25%; os pesos relativos a critérios econômicos devem somar 55%. A distribuição reflete a importância relativa de cada critério: considera-se que, por mais que haja viabilidade técnica e benefícios ambientais em um cenário, o mesmo não terá perspectivas de ser implantando se não se justificar economicamente.

Para elaboração da matriz de decisão, avaliou-se um total de 12 critérios. A discriminação dos critérios, sua classificação e seu peso relativo estão mostrados na **Tabela 3.16**. O critério para classificação varia de acordo com cada cenário: em alguns casos, busca-se o maior valor no critério analisado. Em outros, busca-se o menor valor.

As notas foram dadas de 0,5 a 10,0 pontos, com intervalos de 0,5 pontos, classificando cada uma das 20 alternativas (cenários) em um dado critério. À pior alternativa num dado cenário, foi dada a nota 0,5 e à melhor, a nota 10. As alternativas foram ranqueadas de acordo com a nota, da maior para a menor.

Critério	Тіро	Peso relativo	Critério
Bagaço deslocado	Técnico	10,0%	Maior
Eficiência energética	Técnico	5,0%	Maior
Eficiência exergética	Técnico	5,0%	Maior
Redução da emissão de DQO ao solo	Ambiental	3,0%	Maior
Redução de emissão de MP à atmosfera	Ambiental	4,0%	Maior
Redução de emissão de NOx à atmosfera	Ambiental	4,0%	Maior
Redução de emissão de SOx à atmosfera	Ambiental	4,0%	Maior
Aumento das em. evitadas de GEE à atmosfera	Ambiental	10,0%	Maior
CAPEX específico	Econômico	10,0%	Menor
OPEX específico (custo de produção)	Econômico	15,0%	Menor
Preço mínimo de venda do etanol 2G	Econômico	20,0%	Menor
Preço mínimo de venda do CBio	Econômico	10,0%	Menor

Tabela 3.16: Discriminação dos critérios avaliados na matriz de decisão.

Deve-se observar que se avalia apenas a quantidade de bagaço deslocada, pois outros critérios técnicos (tais como produção de etanol 2G, produção de biogás, etc.) seguem a mesma tendência da quantidade de bagaço deslocada, uma vez que são resultados deste parâmetro. Similarmente, escolheram-se valores de mérito distintos dos anteriormente citados uma vez que a o VPL, TIR e o PBS seguem a mesma tendência, não sendo adequados para diferenciação dos cenários (adicionalmente, o p_{MVE} e o p_{MVC} medem, indiretamente, o VPL).

Por fim, ressalta-se que o CAPEX e OPEX considerados para a avaliação final foram tomados para uma usina de capacidade de referência igual à capacidade de moagem média (2.10⁶ ton/ano) e sem venda de CBios, o que não gera prejuízo para a decisão das notas nestes critérios, dado que as mesmas tendências são observadas em capacidades distintas e considerando a venda de CBios.

4. RESULTADOS DOS CENÁRIOS SIMULADOS

4.1 Cenários Simulados

Nesta seção, são apresentados e discutidos criticamente os resultados obtidos para o cenário de referência e para todos os cenários de deslocamento.

4.1.1 Cenário de Referência (CR)

A Tabela 4.1 mostra os principais resultados obtidos na simulação CR.

Parâmetro	unidade	valor
Consumo de bagaço	kg/t _{cana}	252,0
Consumo de palha	kg/t _{cana}	16,5
Produção de etanol	L/t _{cana}	80,0
Consumo de vapor p/ processo	kg/t _{cana}	500,0
EE bruta produzida na TV	kWh/t _{cana}	107,0
EE consumida na ilha de potência	kWh/t _{cana}	1,93
EE consumida no processo	kWh/t _{cana}	28,00
EE líquida disponível	kWh/t _{cana}	77,07

Tabela 4.1: Resultados da simulação do Cenário de Referência (CR)

O cenário de referência resultou em uma produção de energia elétrica (EE) excedente de 77,07 kWh/t_{cana}. Este parâmetro é bastante reportado na literatura e será utilizado para validar os resultados obtidos no CR.

Alguns autores reportam resultados de energia excedente distintos dos obtidos neste estudo. No entanto, tais autores assumem premissas diferentes das usadas neste estudo. MACEDO et al. (2008) apresentam um valor de 130 kWh/t_{cana} de energia elétrica excedente, mas consideram um consumo de palha mais do que 4 vezes maior do que aquele considerado neste trabalho. DANTAS et al. (2013) apresentam um resultado de 86 kWh/t_{cana} de energia elétrica excedente, mas consideram em seu estudo caldeiras com pressão e temperatura mais elevadas do que as assumidas neste estudo, além de um menor consumo de vapor para o processo. HOFSETZ e SILVA (2012) apresentam uma produção de energia excedente de 45,66 kWh/t_{cana} para caldeiras com pressão e temperatura semelhantes às deste estudo, muito embora não apresentem maiores detalhes em relação às premissas que levaram a este resultado.

Quando se buscam estudos com premissas semelhantes às assumidas neste estudo, os resultados para o CR são bastante satisfatórios. ALVES et al. (2015) estudaram diversas configurações de ciclos de geração com a mesma configuração do CR, variando pressão e temperatura, bem como o consumo de vapor para o processo. Quando as condições do ciclo considerado foram semelhantes às deste estudo, a energia elétrica excedente gerada foi de 77,48 kWh/t_{cana}, valor bastante próximo do obtido. Adicionalmente, o Plano Decenal de Energia (PDE) 2024 do governo brasileiro estima um fator de exportação médio de todas as usinas brasileiras de 74,4 kWh/t_{cana} (EPE, 2015) o que mostra que o valor obtido no CR é representativo da realidade das usinas de cana existentes no Brasil.

Diante do exposto, pode-se afirmar que o resultado do CR está validado e que o mesmo representa de forma fidedigna uma usina brasileira típica média de açúcar e álcool.

4.1.2 Cenários com deslocamento de bagaço

A **Tabela 4.2** mostra o resultado dos principais parâmetros técnicos analisados para todos os cenários de deslocamento de bagaço. Os resultados do

dimensionamento dos equipamentos que proporcionaram os resultados obtidos estão mostrados no **Apêndice E**.

De maneira geral, todos os cenários simulados apresentam viabilidade técnica, uma vez que, em todos, foi possível atingir o objetivo procurado: manter a geração de energia elétrica excedente idêntica à do CR, bem como manter o consumo de vapor para processo observado no CR e suprir vapor adicional para o processo 2G. O cenário que proporcionou maior deslocamento de bagaço foi o CD-6B-BVT (64,5% do bagaço deslocado), e o cenário que menos proporcionou o deslocamento foi o CD-1B-BV (apenas 1,2% do bagaço deslocado). Percebe-se, pelos resultados apresentados, que a pior alternativa, em termos técnicos, é queimar o biogás em caldeiras com baixa pressão e com baixo consumo de palha.

Também é possível observar que a quantidade de bagaço (e, portanto, a quantidade de etanol 2G produzido) aumenta conforme a complexidade do ciclo proposto aumenta: o deslocamento mais baixo ocorre com o ciclo Rankine a baixa pressão, aumentando consideravelmente quando se aumenta a pressão da caldeira; quando se aplica o ciclo Brayton, há outro ganho considerável de aumento no deslocamento do bagaço. No entanto, quando se aplicam os ciclos combinados a biogás e biometano, o ganho no deslocamento de bagaço é apenas marginal, sendo observados aumentos máximos na quantidade de bagaço deslocado de apenas 1%, ao passo que a complexidade técnica dos ciclos cresce em proporções maiores.

Parâmetro	unidade	CD-1A- BV	CD-1B- BV	CD-2- BV	CD-3A- BV	CD-3B- BV	CD-4A- BV	CD-4B- BV	CD-5- BV	CD-6A- BV	CD-6B- BV
Consumo de bagaço	kg/t _{cana}	213,87	249,06	198,96	198,78	198,42	113,45	153,03	99,19	99,05	98,55
Deslocamento do bagaço	%	15,13	1,17	21,05	21,12	21,26	54,98	39,27	60,64	60,69	60,89
Consumo de palha	kg/t _{cana}	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50
Fração da palha disponível	%	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00
Produção de etanol	L/t _{cana}	83,05	80,24	84,24	84,26	84,29	91,08	87,92	92,22	92,24	92,28
Aumento na produção de etanol	%	3,81	0,29	5,30	5,32	5,36	13,86	9,90	15,28	15,30	15,35
Consumo de biogás/biometano	Nm³/t _{cana}	16,04	15,34	16,28	16,29	10,79	18,04	17,25	18,26	18,27	12,10
Consumo de vapor p/ processo	kg/t _{cana}	509,76	500,75	513,58	513,63	513,73	535,46	525,34	539,18	539,16	539,28
EE bruta produzida na TV	kWh/t _{cana}	110,01	108,40	79,59	79,44	84,61	114,59	112,78	80,37	80,23	86,00
EE bruta produzida na TG	kWh/t _{cana}	-	-	31,92	31,93	30,99	-	-	35,80	35,81	34,76
EE consumida na ilha de pot.	kWh/t _{cana}	1,99	1,96	2,82	2,68	3,14	2,07	2,04	3,02	2,89	3,38
EE consumida na biodigestão	kWh/t _{cana}	1,28	1,25	1,29	1,29	1,29	1,35	1,32	1,36	1,36	1,36
EE consumida no upgrading	kWh/t _{cana}	-	-	-	-	3,74	-	-	-	-	4,20
EE consumida no processo 2G	kWh/t _{cana}	1,68	0,13	2,33	2,34	2,36	6,10	4,35	6,72	6,73	6,75
EE consumida no processo 1G	kWh/t _{cana}	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00
EE líquida disponível	kWh/t _{cana}	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07

Tabela 4.2: Resultados das simulações dos cenários de deslocamento (continua).

Parâmetro	unidade	CD-1A- BVT	CD-1B- BVT	CD-2- BVT	CD-3A- BVT	CD-3B- BVT	CD-4A- BVT	CD-4B- BVT	CD-5- BVT	CD-6A- BVT	CD-6B- BVT
Consumo de bagaço	kg/t _{cana}	204,79	247,81	189,92	189,65	189,17	104,36	151,82	90,13	89,86	89,29
Deslocamento do bagaço	%	18,73	1,66	24,63	24,74	24,93	58,59	39,75	64,23	64,34	64,57
Consumo de palha	kg/t _{cana}	16,50	16,50	16,50	16,50	16,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50
Fração da palha disponível	%	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00
Produção de etanol	L/t _{cana}	83,78	80,34	84,97	84,99	85,03	91,81	88,01	92,95	92,97	93,02
Aumento na produção de etanol	%	4,72	0,42	6,21	6,23	6,28	14,76	10,02	16,19	16,21	16,27
Consumo de biogás/biometano	Nm³/t _{cana}	19,63	18,77	19,86	19,87	13,16	21,63	20,68	21,84	21,85	14,47
Consumo de vapor p/ processo	kg/t _{cana}	512,08	501,07	515,89	515,96	516,08	537,79	525,65	541,44	541,50	541,64
EE bruta produzida na TV	kWh/t _{cana}	110,42	108,46	73,20	73,06	79,28	115,00	112,84	73,98	73,82	80,69
EE bruta produzida na TG	kWh/t _{cana}	-	-	38,93	38,93	37,84	-	-	42,81	42,82	41,59
EE consumida na ilha de pot.	kWh/t _{cana}	2,00	1,96	3,03	2,88	3,42	2,08	2,04	3,24	3,07	3,66
EE consumida na biodigestão	kWh/t _{cana}	1,28	1,25	1,29	1,29	1,30	1,36	1,32	1,37	1,37	1,37
EE consumida no upgrading	kWh/t _{cana}	-	-	-	-	4,57	-	-	-	-	5,02
EE consumida no processo 2G	kWh/t _{cana}	2,08	0,18	2,73	2,74	2,76	6,50	4,41	7,12	7,13	7,16
EE consumida no processo 1G	kWh/t _{cana}	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00	28,00
EE líquida disponível	kWh/t _{cana}	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07	77,07

Tabela 4.2: Resultados das simulações dos cenários de deslocamento (fim).

Os resultados também mostram que há um ganho considerável em termos de bagaço deslocado ao se aumentar a quantidade de palha queimada junto ao bagaço: o aumento de 5 vezes na quantidade de palha queimada resultou em aumentos de 2,9 (ciclos CD-2/CD-5, CD-3A/CD-6A e CD-3B/CD-6B) a 3,6 vezes (ciclos CD-1A/CD-4A) a quantidade de bagaço deslocado. Em particular, para os ciclos CD-1B/CD-4B, tanto nos cenários com e sem codigestão de vinhaça e torta de filtro, a quantidade de bagaço deslocada foi a presença ou não da codigestão da vinhaça e da torta de filtro: o uso da codigestão aumentou a quantidade de biogás gerada entre 19,6 % (ciclos CD-6A e CD-6B) e 22,4% (ciclos CD-4A e CD-4B), fazendo com que a quantidade de bagaço deslocada aumentase de 17,3 a 23,8 % em cenários com menor consumo de palha e em cerca de 6% em cenários com maior consumo de palha.

De fato, o maior consumo de palha de cana é um dos principais fatores que permite maior deslocamento do bagaço, sendo mais impactante do que o uso ou não de codigestão. O maior recolhimento de palha já vem sido discutido como uma alternativa de aumentar a produção de energia nas usinas. ALVES et al. (2015) apontaram em seu estudo que um aumento no consumo de palha proporcionaria maior EE excedente para venda. Resultados preliminares do projeto SUCRE também apontam os benefícios energéticos de se recolher mais palha do campo para geração de energia (CARVALHO, 2018). No entanto, como já citado no item 2.2.2.4, há questões técnicas (maior deposição de cinzas nas partes de troca de calor das caldeiras), econômicas (custo para recolher, transportar e enfardar a palha) e agrícolas (necessidade de se deixar um mínimo de palha no campo). Os dois primeiros problemas apontados irão impactar diretamente na avaliação econômica quando se considera o maior uso da palha, uma vez que a maior deposição de cinzas incorre em maior custo de operação e manutenção da caldeira, bem como o fato de que o custo para recolher, enfardar e transportar a palha gera um impacto não desprezível. No entanto, o proposto neste estudo quanto ao teor de palha recolhida não está muito distante, em termos de impacto ao solo pela retirada de palha do campo, do proposto pelo projeto SUCRE: considerando uma produtividade média do etanol 1G de 6417 L/ha (GOLDEMBERG, 2009) e utilizando os parâmetros mostrados na Tabela 3.3, obtém-se que um consumo de palha de 50% do total gerados na colheita mecanizada (165 kgpalha/tcana) corresponde a deixar no solo 5,6 tpalha/ha (base seca), o que está dentro da faixa apresentada por CASTIONI et al. (2018) de 4,0 a 9,0 t_{palha}/ha (base seca).

Em relação à queima do biogás em caldeiras, estimou-se a temperatura de orvalho do H₂SO₄ em 154,9 °C. Em todos os cenários simulados a temperatura de saída dos gases de combustão ficou abaixo do limite estabelecido de 50 °C acima da temperatura de orvalho do ácido sulfúrico, não havendo, assim, risco de condensação de ácido nas partes metálicas das caldeiras.

Observando-se os resultados em termos energéticos, nota-se que, quando há o emprego de turbinas a vapor e turbinas a gás, a distribuição de geração de energia se dá 70% nas turbinas a vapor e 30% nas turbinas a gás em cenários sem codigestão e 65% nas turbinas a vapor e 35% nas turbinas a gás em cenários com codigestão. O consumo de EE adicional devido a novos consumidores na ilha de potência (bombas, compressores), biodigestão, processo 2G e beneficiamento do biogás (nos ciclos CD-3B e CD-6B) pode ser consideravelmente alto, chegando de 46% (cenário CD-6B-BV) a 51% (cenário CD-6B-BVT) a mais. Percebe-se, pelos resultados, que os cenários onde há maior consumo de palha e os que consideram codigestão têm os maiores consumos de EE, bem como nota-se que o consumo cresce com o aumento da complexidade tecnológica do ciclo em questão. Em todos os casos, o consumo adicional devido ao processo 2G é o maior dentre todos os consumos adicionais, representando de 34 a 43% de todos os novos consumos de EE. O vapor adicional para o processo, por sua vez, não apresenta aumentos tão grandes quanto o consumo de EE: para cenários sem codigestão, o consumo fica entre 2,0 e 2,7% para ciclos com menor consumo de palha e entre 5,1 e 7,9% para ciclos com maior consumo de palha; para cenários com codigestão, o consumo fica entre 2,4 e 3,2% para ciclos com menor consumo de palha e entre 5,1 e 8,3% para ciclos com maior consumo de palha.

Para avaliar de maneira mais integrada o consumo de energia na forma de combustíveis e a geração de energia térmica (vapor) e trabalho (EE) nos vários cenários simulados, a **Tabela 4.3** mostra os resultados do rendimento energético das alternativas simuladas, enquanto a **Tabela 4.4** mostra os resultados de eficiência exergética. Enquanto o primeiro parâmetro mede quanto da energia aportada na forma de bagaço, palha e biogás/biometano foi efetivamente convertida em calor e trabalho, o segundo parâmetro mede a eficiência em termos de qualidade e degradação da energia, ou seja, quanto da disponibilidade da energia aportada na

forma de bagaço, palha e biogás/biometano foi perdida na conversão em energia térmica e trabalho, nivelando a energia em um mesmo padrão de qualidade.

Conório	W	Q	F	η_E
Cenano	kWh/t _{cana}	kWh/t _{cana}	kWh/t _{cana}	-
CR	77,07	318,20	580,69	0,681
CD-1A-BV	77,07	324,41	605,04	0,664
CD-1B-BV	77,07	318,68	673,82	0,587
CD-2-BV	77,07	326,84	575,66	0,702
CD-3A-BV	77,07	326,87	575,31	0,702
CD-3B-BV	77,07	326,94	568,49	0,711
CD-4A-BV	77,07	340,77	631,52	0,662
CD-4B-BV	77,07	334,32	708,88	0,580
CD-5-BV	77,07	343,13	603,37	0,696
CD-6A-BV	77,07	343,12	603,10	0,697
CD-6B-BV	77,07	343,20	595,26	0,706
CD-1A-BVT	77,07	325,89	609,35	0,661
CD-1B-BVT	77,07	318,88	693,43	0,571
CD-2-BVT	77,07	328,31	579,99	0,699
CD-3A-BVT	77,07	328,36	579,47	0,700
CD-3B-BVT	77,07	328,43	571,06	0,710
CD-4A-BVT	77,07	342,25	635,81	0,660
CD-4B-BVT	77,07	334,52	728,57	0,565
CD-5-BVT	77,07	344,58	607,67	0,694
CD-6A-BVT	77,07	344,61	607,15	0,695
CD-6B-BVT	77,07	344,70	597,82	0,706

Tabela 4.3: Resultados do rendimento energético para os cenários simulados.

Comério	W	ΔB_{fis}	B_F	η_B
Cenario	kWh/t _{cana}	kWh/t _{cana}	kWh/t _{cana}	-
CR	77,07	81,06	740,05	0,214
CD-1A-BV	77,07	82,64	746,41	0,214
CD-1B-BV	77,07	81,18	836,15	0,189
CD-2-BV	77,07	83,26	707,91	0,226
CD-3A-BV	77,07	83,27	707,45	0,227
CD-3B-BV	77,07	83,28	699,37	0,229
CD-4A-BV	77,07	86,80	743,64	0,220
CD-4B-BV	77,07	85,16	844,59	0,192
CD-5-BV	77,07	87,41	706,74	0,233
CD-6A-BV	77,07	87,40	706,39	0,233
CD-6B-BV	77,07	87,42	697,08	0,236
CD-1A-BVT	77,07	83,01	746,36	0,214
CD-1B-BVT	77,07	81,23	856,08	0,185
CD-2-BVT	77,07	83,63	707,86	0,227
CD-3A-BVT	77,07	83,64	707,17	0,227
CD-3B-BVT	77,07	83,66	697,21	0,231
CD-4A-BVT	77,07	87,18	743,57	0,221
CD-4B-BVT	77,07	85,21	864,61	0,188
CD-5-BVT	77,07	87,77	706,64	0,233
CD-6A-BVT	77,07	87,78	705,96	0,234
CD-6B-BVT	77,07	87,81	694,89	0,237

Tabela 4.4: Resultados do rendimento exergético para os cenários simulados.

Como pode ser observado, todos os ciclos propostos ocasionam um aumento de eficiência em relação ao CR, à exceção daqueles que utilizam o ciclo Rankine (ciclos CD-1A/B e CD-4A/B). Os ciclos CD-1B e CD-4B operam com a caldeira a biogás gerando vapor em pressão e temperatura menor que a pressão e temperatura das caldeiras do CR, o que explica a menor eficiência energética. Já para os cenários CD-1A e CD-4A, a menor eficiência explica-se pelo fato de que, além do consumo adicional de vapor, são introduzidos novos consumidores de EE, o que faz com que

se consuma mais biogás para gerar uma mesma quantidade de aporte energético na forma de energia térmica.

Os resultados para eficiência energética seguem a tendência esperada: os cenários baseados em ciclo Rankine com baixa pressão apresentam a menor eficiência, seguidos dos cenários com ciclo Rankine com alta pressão, cenários com ciclo Brayton e cenários com ciclo combinado. No entanto, é interessante notar que a diferença, em todos os cenários, entre as eficiências energéticas dos ciclos CD-2 e CD-3A/CD-5 e CD-6A é praticamente irrisória. Isto ocorre pelo fato de que as microturbinas a vapor utilizadas nos ciclos CD-3A e CD-6A geram gases quentes à temperatura de 290 °C, fazendo com que a temperatura de saída do vapor de alta pressão não possa ser mais alta do que este valor. Isto resulta numa baixa produção de vapor em alta pressão, não alterando, assim, significativamente o rendimento energético do processo. Com o uso do biometano e uma turbina a gás de maior porte, a temperatura de exaustão dos gases é maior, causando maior produção de vapor em alta pressão e numa temperatura mais elevada, o que ocasiona um ganho de eficiência.

Em relação a aspectos como quantidade de palha queimada e uso ou não da codigestão, observa-se que não há grandes diferenças entre os respectivos ciclos em cada cenário: há uma pequena redução de eficiência quando se queima a palha, bem como há uma pequena redução na eficiência quando se compararam cenários sem e com codigestão, o que é explicado pelo fato de que o aumento no consumo de EE e de vapor não ocorrem exatamente na mesma proporção quando se altera o consumo de palha ou o tipo de biodigestão aplicada.

Quanto à eficiência exergética, observa-se que os valores obtidos de rendimentos exergéticos nos ciclos que utilizam turbinas a gás para geração de potência apresentam maiores rendimentos do que aqueles que utilizam caldeiras, ou seja, há menos irreversibilidades com o uso de turbinas a gás do que o uso de caldeiras. Isto é coerente, uma vez que, em caldeiras, a troca de calor entre os gases quentes e a água de alimentação, com elevada diferença de temperatura, causa elevada geração irreversibilidades (destruição de exergia ou geração de entropia). O mesmo não é verificado na turbina a gás, onde há apenas a reação de combustão do gás combustível, sem troca de calor com um fluido de trabalho. Nota-se, ainda, que quando comparados ao CR, os únicos cenários que apresentam eficiência menor são aqueles que operam com os ciclos CD-1B e CD-4B, o que se explica pelo fato de que,

nestes ciclos, a energia térmica produzida nas caldeiras de menor pressão e temperatura é de menor qualidade do que aquela produzida nas caldeiras do CR.

Ademais, observa-se que os cenários onde há maior consumo de palha apresentam maiores rendimentos exergéticos do que os respectivos cenários onde há menor consumo de palha. Isto explica-se pelo fato de haver um maior teor de umidade no bagaço, fazendo com que, em sua queima, a umidade tenha que ser evaporada, causando maiores irreversibilidades. Como a palha tem menor teor de umidade, os cenários com maior queima de palha apresentam menos destruição de exergia quando comparados com que respectivos cenários com menor queima de palha. Em outras palavras, o processo de queima do bagaço é mais irreversível do que o da palha. O uso da codigestão, por sua vez, não pareceu alterar significativamente os resultados de rendimentos exergéticos.

4.2 Impactos ambientais dos cenários

A **Tabela 4.5** mostra os resultados referentes às emissões ao meio ambiente proporcionadas por cada um dos cenários simulados. Todos os cenários analisados apresentam melhorias apreciáveis referente às emissões em relação ao CR.

Analisando a emissão de DBO ao solo, percebe-se que, quanto menos bagaço é deslocado, melhores são os resultados ambientais. Isto faz sentido, pois quanto mais bagaço deslocado, mais etanol 2G é produzido, e mais vinhaça 2G é produzida, havendo mais DQO restante ao final da biodigestão. A tendência é revertida quando se analisam a emissão de MP e as emissões de GEE evitadas: quanto mais bagaço é deslocado, menos MP é emitido à atmosfera e uma quantidade maior de emissões de GEE é evitada.

Quando se analisam os efeitos da inserção do maior consumo de palha, observa-se que o aumento no consumo da palha ocasiona menores reduções na quantidade de DQO direcionada ao solo, pelos mesmos motivos supracitados – o maior consumo de palha gera maior produção de etanol 2G, o que gera mais vinhaça 2G e maior emissão de DQO com o digestato dos biorreatores. A emissão de MP, por sua vez, também piora quando se consome mais palha. Isto ocorre pelo fato de que a queima da palha gera uma vazão volumétrica dos gases de combustão (dada em Nm³/t_{cana}) maior do que a gerada pela queima de bagaço, como pode ser observado pelos resultados do módulo FComb do PowerFNESS[®] no **Apêndice D**. Ao mesmo

tempo, assume-se que as concentrações de MP geradas são, não importando o volume de gases gerados, iguais àquelas determinadas pelo CONAMA (200 mg/Nm³). Desta forma, um volume maior de gases de combustão acarreta maior emissão de MP (dada em mg/t_{cana}), conforme pode ser observado pela equação (13). Por fim, em relação às emissões de GEE evitadas, o maior consumo de palha ocasiona um aumento nas emissões evitadas, uma vez que, quando se consome mais palha, gerase mais etanol 2G, cujas emissão específica é mais baixa. As emissões de NO_X seguem as mesmas tendências, dada a emissão fixada em 350 mg/Nm³.

Cenário	DBO (kg/t _{cana})	Redução de DBO (%)	MP (10 ⁵ mg/t _{cana})	redução de MP (%)
CR	43,05	-	2,06	-
CD-1A-BV	17,71	58,87%	1,78	13,63%
CD-1B-BV	17,58	59,16%	2,04	1,05%
CD-2-BV	17,76	58,75%	1,67	18,96%
CD-3A-BV	17,76	58,75%	1,67	19,03%
CD-3B-BV	17,76	58,74%	1,67	19,16%
CD-4A-BV	18,06	58,04%	1,86	10,04%
CD-4B-BV	17,92	58,37%	2,15	-4,13%
CD-5-BV	18,11	57,92%	1,75	15,15%
CD-6A-BV	18,11	57,92%	1,75	15,20%
CD-6B-BV	18,12	57,92%	1,75	15,37%
CD-1A-BVT	13,08	69,61%	1,72	16,88%
CD-1B-BVT	12,93	69,97%	2,03	1,50%
CD-2-BVT	13,14	69,49%	1,61	22,20%
CD-3A-BVT	13,14	69,48%	1,60	22,29%
CD-3B-BVT	13,14	69,48%	1,60	22,47%
CD-4A-BVT	13,44	68,78%	1,79	13,29%
CD-4B-BVT	13,27	69,17%	2,14	-3,70%
CD-5-BVT	12,99	69,83%	1,68	18,39%
CD-6A-BVT	13,49	68,66%	1,68	18,49%
CD-6B-BVT	13,49	68,66%	1,68	18,69%

Tabela 4.5: Resultados das emissões ao meio ambiente dos resultados (continua).

Cenário	NO _X (10 ⁵ mg/t _{cana})	Redução de NO _X (%)	SO _X (10 ⁵ mg/t _{cana})	Redução de SO _X (%)	GEE evitados (kg _{CO2eq} /t _{cana})	Aumento de GEE evitados (%)
CR	3,61	0,00%	2,80	0,00%	105,17	0,00%
CD-1A-BV	3,12	13,63%	3,68	-31,25%	115,38	9,71%
CD-1B-BV	3,57	1,05%	3,98	-41,85%	111,47	5,99%
CD-2-BV	2,93	18,96%	2,30	18,04%	117,04	11,29%
CD-3A-BV	2,92	19,03%	2,30	18,10%	117,06	11,31%
CD-3B-BV	2,92	19,16%	2,31	17,66%	117,10	11,34%
CD-4A-BV	3,25	10,04%	3,96	-41,27%	126,55	20,32%
CD-4B-BV	3,76	-4,13%	4,30	-53,19%	122,15	16,14%
CD-5-BV	3,06	15,15%	2,43	13,28%	128,13	21,83%
CD-6A-BV	3,06	15,20%	2,43	13,33%	128,15	21,85%
CD-6B-BV	0,56	84,63%	2,40	14,50%	128,20	21,90%
CD-1A-BVT	3,00	16,88%	3,87	-38,05%	116,39	10,67%
CD-1B-BVT	3,56	1,50%	4,24	-51,01%	111,61	6,12%
CD-2-BVT	2,81	22,20%	2,21	21,07%	118,05	12,24%
CD-3A-BVT	2,81	22,29%	2,21	21,17%	118,08	12,27%
CD-3B-BVT	2,80	22,47%	2,23	20,64%	118,13	12,32%
CD-4A-BVT	3,13	13,29%	4,15	-48,06%	127,56	21,28%
CD-4B-BVT	3,74	-3,70%	4,55	-62,36%	122,28	16,27%
CD-5-BVT	2,95	18,39%	2,35	16,31%	129,14	22,79%
CD-6A-BVT	2,94	18,49%	2,34	16,41%	129,17	22,82%
CD-6B-BVT	0,67	81,31%	2,31	17,81%	129,23	22,88%

Tabela 4.5: Resultados das emissões ao meio ambiente dos resultados (fim).

As emissões de SO_x seguem uma tendência oposta à do MP e do NO_x, uma vez que não há um limite fixado, havendo apenas retirada de enxofre por critérios técnicos. Assim, nos cenários onde não há a retirada de H₂S do biogás, as emissões de SO_x podem aumentar de 31,3 a 62,4%. Já quando ocorre a retirada do H₂S do biogás, as emissões de SO_x caem de 13,3 a 21,2%. Isto corre pelo fato de que, apesar de a redução do consumo de bagaço e palha se traduzir em uma redução parcial na emissão de SO_x, a queima de biogás "cru" emite SO_x em uma taxa muito superior a esta redução. Quando há a retirada do H₂S, praticamente não há emissão de SO_x

devido a queima do biogás, de forma que a redução de emissão de SO_X devido à redução no consumo de biomassa se torna visível.

Por fim, o uso da codigestão proporciona um aumento médio de cerca de 18,6% na redução de DQO destinado ao solo, uma vez que, quando não há codigestão, a torta de filtro é despejada no solo sem nenhum tratamento, enquanto que quando há codigestão, ela tem seu teor de matéria orgânica reduzido pelo processo. As reduções nas emissões de MP e o aumento das emissões evitadas de GEE também apresentam resultados melhores quando se introduz a codigestão, o que se explica pelo fato de que a codigestão proporciona mais biogás a ser utilizado, consequentemente proporcionando maior deslocamento do bagaço.

Assim como nos resultados dos quesitos técnicos, os cenários que menos se destacam em termos ambientais são aqueles que consideram ciclos de geração e potência baseados no ciclo Rankine com baixa pressão e temperatura (e os ciclos Rankine com alta pressão e temperatura também, quando se consideram as emissões de SO_x). Em que pese que estes são os cenários com maior redução de DQO ao solo, estes são os cenários com piores reduções de emissão de MP e pior aumento nas emissões de GEE evitadas. Em particular, os cenários CD-4B-BV e CD-4B-BVT apresentam redução negativa na emissão de MP, ou seja, há um aumento da emissão de MP nestes cenários. Todos os demais cenários apresentaram resultados satisfatórios nos quesitos ambientais: de maneira geral, estes cenários podem reduzir a quantidade de DBO destinada ao solo de 57,9 a 70,0%, reduzir a quantidade de MP e NOx emitido à atmosfera de 16,3% a 22,3% e proporcionar um aumento nas emissões evitadas de GEE de 9,7% a 22,9%. Os ciclos que utilizam turbinas a gás proporcionam uma redução na emissão de SO_x de 13,3 a 21,2%.

4.3 Análise econômica dos cenários

4.3.1 Valores de mérito econômicos para a capacidade de referência

A **Tabela 4.6** mostra os resultados da análise econômica dos cenários simulados. Todos os resultados apresentados são para a capacidade média das usinas de açúcar e álcool brasileiras ($2.10^6 t_{cana}/ano$) e sem a venda de CBios. Observa-se que nenhum dos cenários simulados demonstrou ter viabilidade econômica: todos apresentaram VPL negativo, TIR abaixo da TMA e p_{MVE} acima do

preço de venda do etanol 1G. Dentre todos os cenários, o que apresenta os piores resultados nos parâmetros econômicos analisados são os CD-1B-BV e CD-1B-BVT: estes cenários, nas condições estudadas, nunca se pagam (ou seja, nunca geram receita). Em contrapartida, o cenário que apresenta os melhores resultados é o CD-4A-BVT, seguido pelo CD-4A-BV. Ambos são os cenários onde se queima o biogás em ciclo Rankine, gerando vapor em alta pressão e temperatura e onde há maior consumo de palha, bem como são os cenários onde há e não há codigestão, respectivamente.

Parâmetro	unidade	CD-1A- BV	CD-1B- BV	CD-2- BV	CD-3A- BV	CD-3B- BV	CD-4A- BV	CD-4B- BV	CD-5- BV	CD-6A- BV	CD-6B- BV
CAPEX	MUSD	33,95	18,76	76,01	80,45	68,68	77,95	64,51	127,25	126,85	110,39
CAPEX específico	USD/L	5,56	39,87	8,96	9,45	8,01	3,52	4,07	5,20	5,18	4,50
OPEX	MUSD/ano	1,18	0,89	1,60	1,79	2,32	6,13	5,48	6,56	6,76	7,39
OPEX específico (custo de produção)	USD/L	0,193	1,883	0,188	0,210	0,271	0,277	0,346	0,268	0,276	0,301
PBS	anos	24,44	N/A	41,59	48,27	53,53	21,29	43,36	32,46	33,80	33,36
VPL	MUSD	-17,11	-23,34	-49,82	-55,46	-48,76	-35,44	-44,51	-75,42	-76,62	-66,28
TIR	%	0,16	N/A	-3,41	-4,34	-4,96	1,16	-3,67	-1,80	-2,07	-1,98
PMVE	USD/L	0,849	6,580	1,241	1,323	1,215	0,691	0,843	0,881	0,887	0,831
PMVC	USD/t _{CO2eq}	110,66	227,71	272,90	302,52	264,70	110,31	170,35	214,78	217,80	188,02
Quantidade de CBios produzida	kt _{CO2eq} /ano	20,43	12,60	23,74	23,78	23,86	42,75	33,95	45,92	45,95	46,06

Tabela 4.6: Resultados da análise econômica dos cenários simulados (continua).

Parâmetro	unidade	CD-1A- BVT	CD-1B- BVT	CD-2- BVT	CD-3A- BVT	CD-3B- BVT	CD-4A- BVT	CD-4B- BVT	CD-5- BVT	CD-6A- BVT	CD-6B- BVT
CAPEX	MUSD	40,45	21,80	88,34	93,71	75,48	80,73	66,33	133,36	135,79	115,87
CAPEX específico	USD/L	5,35	32,52	8,89	9,39	7,51	3,42	4,14	5,15	5,23	4,45
OPEX	MUSD/ano	1,44	1,08	1,89	2,11	2,77	6,29	5,58	6,80	7,06	7,77
OPEX específico (custo de produção)	USD/L	0,190	1,611	0,190	0,212	0,275	0,266	0,348	0,262	0,272	0,299
PBS	anos	23,04	N/A	41,72	48,35	50,99	19,31	45,44	31,03	33,36	32,44
VPL	MUSD	-19,56	-27,05	-58,09	-64,64	-52,88	-33,68	-47,02	-77,33	-81,52	-68,66
TIR	%	0,58	N/A	-3,43	-4,35	-4,67	1,88	-3,96	-1,49	-1,98	-1,79
PMVE	USD/L	0,821	5,442	1,238	1,318	1,160	0,669	0,859	0,869	0,889	0,823
PMVC	USD/t _{CO2eq}	115,42	258,33	293,33	324,85	264,45	100,74	178,41	211,22	221,96	186,60
Quantidade de CBios produzida	kt _{CO2eq} /ano	22,45	12,88	25,75	25,81	25,92	44,77	34,22	47,93	47,99	48,12

Tabela 4.6: Resultados da análise econômica dos cenários simulados (fim).

De maneira geral, percebe-se que os resultados econômicos são tão melhores quanto mais palha se consome e são melhores quando há o uso da codigestão. Isto implica que os custos adicionais (de investimento e de operação) para se implementar o maior consumo de palha e a codigestão são compensados pelo maior deslocamento de bagaço e pela maior produção de etanol 2G, que ocasiona maior receita para a usina.

A tendência observada no CAPEX no tocante às tecnologias para geração de potência é coerente com o esperado: o ciclo Rankine tem custo de investimento menor quando comparado ao ciclo Brayton que, por sua vez, tem custo de investimento menor do que o ciclo combinado. Deve-se notar que, entre os cenários com ciclo CD-3A/CD-6A e CD-3B/CD-6B, há uma redução de custo de investimento. Isto ocorre pelo fato de nos ciclos CD-3A e CD-6A serem utilizadas microturbinas a gás, cujo custo específico (USD/kW) é muito superior ao de turbinas a gás de maior porte, como as utilizadas nos ciclos CD-3B e CD-6B. Desta forma, é possível concluir que, para volumes elevados de biogás a ser consumido, o uso de microturbinas a gás pode não ser indicado, uma vez que será necessário um número grande de turbinas para gerar o aporte desejado, o que resultará em custos de investimento elevados.

Quanto ao preço mínimo de venda do Cbio, os resultados permitem concluir que, para uma usina média e considerando os cenários com os melhores resultados econômicos, o preço do Cbio que viabilizaria o investimento seria entre 100 e 110 USD/t_{cana}, valores próximos daqueles observados em mercados de carbono onde o preço é bastante elevado, como observado no estado da Califórnia, nos Estados Unidos da América. Deve-se notar que os cenários que apresentam os preços mais elevados de CBio não são, necessariamente, aqueles que apresentam os piores valores de mérito econômicos. De fato, a tendência observada em parâmetros como PBS, TIR e p_{MVE} não se observa com o p_{MVC} . Isto se explica observando-se as equações (40) e (44): o p_{MVE} depende do custo de produção do etanol 2G, do CAPEX específico e da relação entre a quantidade de CBios produzida e a quantidade de etanol 2G produzida. Ocorre que, nos resultados apresentados, não há venda de CBios, de forma que o p_{MVE} depende apenas do CAPEX específico e do custo de produção, sendo que a dependência com o CAPEX específico é maior, em geral, do que com o custo de produção. Desta forma, quanto menor o CAPEX específico, menor será o p_{MVE} , que é o que se observa na **Tabela 4.6**. No entanto, o p_{MVC} , por sua vez, depende da relação entre o CAPEX e quantidade de CBios produzida e do inverso da relação entre a quantidade de CBios produzida e a quantidade de etanol 2G produzida. Ocorre, neste caso, que estes dois termos da equação têm peso similar, não se estabelecendo uma relação direta entre os parâmetros como visto com o p_{MVE} .

A Tabela 4.7 e a Tabela 4.8 mostram a discriminação da composição do CAPEX e do OPEX, respectivamente, para cada cenário (o CAPEX detalhado de cada alternativa encontra-se no **Apêndice E** deste trabalho). Pelos números apresentados, é possível observar que os equipamentos da ilha de potência (caldeiras, turbinas a vapor e turbinas a gás, além de seus auxiliares) representam mais da metade do custo de investimento total. Esta tendência só não é observada nos cenários com os ciclos CD-1A e CD-1B: nestes casos, o custo de investimento para os biodigestores e auxiliares tem participação consideravelmente maior, muito embora o valor absoluto seja o mesmo em todos os cenários. Ocorre que, nestes cenários, os valores absolutos do investimento na ilha de potência são mais baixos, envolvendo essencialmente a caldeira a biogás. Em particular, nos cenários com o ciclo CD-1B, os investimentos são praticamente dominados pelo custo dos biodigestores. Nos cenários com recolhimento de palha, o custo de investimento para o manejo da biomassa não é significativamente elevado frente aos demais custos. O custo de investimento para os equipamentos para o processo de produção de etanol 2G também aparece com relevância moderada, representando de 7,4 a 19,0% dos custos de investimentos totais. Como esperado, nos cenários onde há codigestão da vinhaça e da torta, a participação relativa dos biodigestores aumenta quando comparada aos cenários onde não há codigestão, uma vez que os biorreatores ficarão maiores ou mais numerosos.

Quanto ao custo de produção, nota-se que os custos relacionados à ilha de potência, nos cenários sem consumo de palha, apresentam valores negativos, ou seja, existe uma economia em relação ao CR, advinda da diminuição da capacidade das caldeiras e das turbinas a vapor. Nos cenários com consumo de palha, o custo de operação das caldeiras cresce, fazendo com que a economia antes observada não seja mais verificada. De maneira geral, em praticamente todos os cenários, a maior parte dos custos de operação está concentrada no custo de produção do etanol 2G (de 60,3% a 82,3% em cenários sem consumo de palha; de 47,7 a 63,3% em cenários com maior consumo de palha), sendo que em cenários com maior consumo de palha, a participação do etanol 2G no custo de produção cai devido à introdução de um custo operacional com participação razoável: o manejo da palha, que, nestes casos,

representa de 17,0 a 24,1% dos custos operacionais. Cenários com limpeza e *upgrading* de biogás também introduzem custos operacionais não desprezíveis. No tocante à biodigestão, é interessante notar que o custo operacional absoluto desta etapa nos cenários sem codigestão é menor do que o custo absoluto quando há a codigestão, o que se explica pela maior carga orgânica alimentada aos biodigestores. No entanto, o custo operacional específico da biodigestão quando há codigestão é menor do que quando ocorre apenas a digestão da vinhaça, ou seja, o aumento na produção de biogás que, consequentemente, aumenta a quantidade de bagaço deslocada e a quantidade de etanol 2G produzida compensa o aumento do custo operacional, fazendo com que o custo específico da biodigestão fique menor quando se emprega a codigestão.

A **Tabela 4.9** e a **Figura 4.1** mostram a composição do p_{MVE} das alternativas, separando em CAPEX (subdividido em pré-tratamento, etanol 2G, ilha de potência, biodigestão, limpeza e *upgrading* e manejo de palha), do OPEX (subdividido em pré-tratamento, etanol 2G, ilha de potência, biodigestão, limpeza e *upgrading* e manejo de palha) e em impostos (subdivididos em impostos incidentes sob o CAPEX e impostos incidentes sobre a receita). Nota-se, a partir da análise da **Tabela 4.9**, que de 19,7% a 27,3% do p_{MVE} é composto de impostos, enquanto o CAPEX representa de 39,2 a 54,4% e o OPEX, de 18,3% a 41,1%. Nos cenários sem uso de palha, o CAPEX é mais preponderante no preço mínimo de venda, enquanto em cenários com uso de palha, há maior participação do OPEX neste valor de mérito. Isto se deve ao fato de o manejo da palha introduzir uma fração de custo considerável no OPEX.

Ainda, é possível inferir da composição do p_{MVE} que as parcelas que têm maior peso na formação do custo do etanol 2G são, nesta ordem: aquisição dos equipamentos para ilha de potência (caldeiras, turbinas, condensador, recuperadores, etc.), impostos (sobre equipamentos e sobre a receita), custo de operação do prétratamento (pré-tratamento e hidrólise do bagaço) e o custo para aquisição dos biodigestores – estes grupos compõem de 65,5% a 82,7% do valor do p_{MVE}. É interessante notar que estes resultados indicam que não bastaria focar esforços apenas em reduzir os custos de pré-tratamento do bagaço de cana para reduzir os o preço do etanol 2G – políticas de isenção de impostos e subsídios para aquisição de equipamentos robustos (caldeiras, turbinas e biodigestores) teriam um impacto tão relevante quanto uma redução no custo do pré-tratamento e da hidrólise do bagaço.

Item	unidade	CD-1A- BV	CD-1B- BV	CD-2- BV	CD-3A- BV	CD-3B- BV	CD-4A- BV	CD-4B- BV	CD-5- BV	CD-6A- BV	CD-6B- BV
Caldairaa a auviliaraa	MUSD	12,74	2,62	0,00	7,84	8,70	47,99	37,11	30,96	39,34	40,22
Caldellas e auxiliares	Share (%)	37,52	13,98	0,00	9,74	12,67	61,56	57,53	24,33	31,01	36,43
Turbina a vapor, gerador,	MUSD	0,00	0,00	10,29	10,41	10,76	0,00	0,00	10,49	10,45	10,87
condensador e auxiliares	Share (%)	0,00	0,00	13,54	12,95	15,67	0,00	0,00	8,25	8,24	9,84
Turbina a gás, compressor e auxiliares	MUSD	0,00	0,00	39,31	35,89	17,77	0,00	0,00	51,07	42,32	19,07
	Share (%)	0,00	0,00	51,72	44,62	25,88	0,00	0,00	40,13	33,36	17,28
Equipamentos para produção	MUSD	6,47	1,39	7,88	7,90	7,93	14,02	11,46	14,87	14,88	14,91
de etanol 2G	Share (%)	19,05	7,41	10,37	9,82	11,55	17,99	17,77	11,69	11,73	13,51
Piedigestores e auviliares	MUSD	14,74	14,74	14,74	14,74	14,74	14,74	14,74	14,74	14,74	14,74
biologestores e auxiliares	Share (%)	43,43	78,61	19,40	18,33	21,47	18,91	22,85	11,59	11,62	13,36
Limpeza/ <i>upgrading</i> e	MUSD	0,00	0,00	3,78	3,66	8,76	0,00	0,00	3,92	3,92	9,39
auxiliares	Share (%)	0,00	0,00	4,98	4,55	12,76	0,00	0,00	3,08	3,09	8,50
Manejo da palha	MUSD	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,20	1,20	1,20	1,20	1,20
	Share (%)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,53	1,85	0,94	0,94	1,08
Total	MUSD	33,95	18,76	76,01	80,45	68,68	77,95	64,51	127,25	126,85	110,39

 Tabela 4.7:
 Composição do CAPEX para os cenários simulados (continua).

Item	unidade	CD-1A- BVT	CD-1B- BVT	CD-2- BVT	CD-3A- BVT	CD-3B- BVT	CD-4A- BVT	CD-4B- BVT	CD-5- BVT	CD-6A- BVT	CD-6B- BVT
Caldeirea e auviliarea	MUSD	16,51	3,50	0,00	8,84	9,80	48,38	37,00	30,09	39,42	40,39
Caldellas e auxiliares	Share (%)	40,82	16,04	0,00	9,43	12,99	59,93	55,79	22,56	29,03	34,86
Turbina a vapor, gerador,	MUSD	0,00	0,00	9,79	9,90	10,40	0,00	0,00	9,99	9,98	10,51
condensador e auxiliares	Share (%)	0,00	0,00	11,08	10,57	13,78	0,00	0,00	7,49	7,35	9,07
Turbina a gás, compressor e	MUSD	0,00	0,00	49,22	45,57	20,09	0,00	0,00	55 <i>,</i> 74	48,833	21,30
auxiliares	Share (%)	0,00	0,00	55,72	48,63	26,61	0,00	0,00	41,79	35,96	18,38
Equipamentos para produção	MUSD	7,35	1,72	8,66	8,69	8,73	14,57	11,54	15,40	15,41	15,44
de etanol 2G	Share (%)	18,17	7,88	9,81	9,27	11,56	18,04	17,40	11,54	11,35	13,33
Riodigostoros o auviliaros	MUSD	16,59	16,59	16,59	16,59	16,59	16,59	16,59	16,59	16,59	16,59
biodigestores e auxiliares	Share (%)	41,01	76,08	18,78	17,70	21,98	20,55	25,01	12,44	12,22	14,32
Limpeza/upgrading e	MUSD	0,00	0,00	4,08	4,12	9,87	0,00	0,00	4,36	4,36	10,45
auxiliares	Share (%)	0,00	0,00	4,62	4,40	13,08	0,00	0,00	3,27	3,21	9,02
Manejo da palha	MUSD	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,20	1,20	1,20	1,20	1,20
	Share (%)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,48	1,80	0,90	0,88	1,03
Total	MUSD	40,45	21,80	88,34	93,71	75,48	80,73	66,33	133,36	135,79	115,87

Tabela 4.7: Composição do CAPEX para os cenários simulados (fim).

Item	unidade	CD-1A- BV	CD-1B- BV	CD-2- BV	CD-3A- BV	CD-3B- BV	CD-4A- BV	CD-4B- BV	CD-5- BV	CD-6A- BV	CD-6B- BV
	MUSD/ano	1,01	0,08	1,41	1,41	1,42	3,68	2,63	4,06	4,06	4,08
Processo de produção de etanol 2G	USD/L	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166
	Share (%)	85,99	8,82	88,22	79,03	61,22	60,03	47,94	61,86	60,06	55,13
	MUSD/ano	-0,20	0,44	-0,53	-0,34	-0,20	0,75	1,16	0,42	0,61	0,79
Ilha de Potência	USD/L	-0,033	0,942	-0,062	-0,040	-0,023	0,034	0,073	0,017	0,025	0,032
	Share (%)	-17,28	50,05	-32,88	-18,92	-8,61	12,23	21,13	6,33	9,09	10,75
	MUSD/ano	0,37	0,36	0,37	0,37	0,37	0,38	0,38	0,38	0,38	0,38
Biodigestão	USD/L	0,060	0,775	0,044	0,043	0,043	0,017	0,024	0,016	0,016	0,016
	Share (%)	31,29	41,14	23,19	20,71	15,93	6,21	6,85	5,82	5,65	5,17
	MUSD/ano	0,00	0,00	0,34	0,34	0,73	0,00	0,00	0,38	0,38	0,82
Limpeza e <i>upgrading</i>	USD/L	0,000	0,000	0,040	0,040	0,085	0,000	0,000	0,016	0,016	0,033
	Share (%)	0,00	0,00	21,47	19,18	31,46	0,00	0,00	5,86	5,69	11,09
	MUSD/ano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,32	1,32	1,32	1,32	1,32
Manejo de palha	USD/L	0,000	0,000	0,000	0,00	0,000	0,060	0,083	0,054	0,054	0,054
	Share (%)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	21,53	24,08	20,12	19,51	17,85
Total	MUSD/ano	1,178	0,886	1,597	1,788	2,325	6,130	5,483	6,561	6,764	7,393
	USD/L	0,193	1,883	0,188	0,210	0,271	0,277	0,346	0,268	0,276	0,301

Tabela 4.8: Composição do OPEX para os cenários simulados (continua).

Item	unidade	CD-1A- BVT	CD-1B- BVT	CD-2- BVT	CD-3A- BVT	CD-3B- BVT	CD-4A- BVT	CD-4B- BVT	CD-5- BVT	CD-6A- BVT	CD-6B- BVT
	MUSD/ano	1,25	0,11	1,65	1,66	1,67	3,92	2,66	4,30	4,31	4,32
Processo de produção de etanol 2G	USD/L	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166	0,166
	Share (%)	87,26	10,30	87,21	78,31	60,29	62,33	47,68	63,26	61,02	55 <i>,</i> 59
	MUSD/ano	-0,25	0,54	-0,61	-0,40	-0,23	0,60	1,16	0,28	0,52	0,70
Ilha de Potência	USD/L	-0,033	0,802	-0,062	-0,040	-0,023	0,025	0,072	0,011	0,020	0,027
	Share (%)	-17,61	49,80	-32,48	-18,80	-8,33	9,57	20,74	4,18	7,39	9,03
Biodigestão	MUSD/ano	0,44	0,43	0,44	0,44	0,44	0,45	0,44	0,43	0,45	0,45
	USD/L	0,058	0,643	0,044	0,044	0,044	0,019	0,028	0,017	0,017	0,017
	Share (%)	30,35	39,90	23,16	20,71	15,82	7,12	7,93	6,37	6,37	5,79
	MUSD/ano	0,00	0,00	0,42	0,42	0,89	0,00	0,00	0,46	0,46	0,98
Limpeza e <i>upgrading</i>	USD/L	0,000	0,000	0,042	0,042	0,089	0,000	0,000	0,018	0,018	0,038
	Share (%)	0,00	0,00	22,12	19,78	32,22	0,00	0,00	6,77	6,52	12,62
	MUSD/ano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,32	1,32	1,32	1,32	1,32
Manejo de palha	USD/L	0,000	0,000	0,000	0,00	0,000	0,056	0,082	0,051	0,051	0,051
	Share (%)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	20,98	23,65	19,42	18,70	16,98
Total	MUSD/ano	1,44	1,08	1,89	2,11	2,77	6,29	5,58	6,80	7,06	7,77
IOLAI	USD/L	0,190	1,611	0,190	0,212	0,275	0,266	0,348	0,262	0,272	0,299

Tabela 4.8: Composição do OPEX para os cenários simulados (fim).

Composição do PMVE	BV-CD- 1A	BV-CD- 1B	BV-CD-2	BV-CD- 3A	BV-CD- 3B	BV-CD- 4A	BV-CD- 4B	BV-CD-5	BV-CD- 6A	BV-CD- 6B
CAPEX - Pré-tratamento	1,82%	0,68%	1,08%	1,03%	1,13%	1,39%	1,30%	1,05%	1,04%	1,11%
CAPEX - Etanol 2G	7,60%	2,84%	4,51%	4,30%	4,72%	5,79%	5,43%	4,36%	4,33%	4,62%
CAPEX - Ilha de Potência	18,56%	6,64%	35,15%	36,58%	27,50%	24,57%	23,14%	33,65%	33,26%	28,47%
CAPEX - Biodigestão	21,48%	37,34%	10,45%	9,96%	10,89%	7,55%	8,66%	5,36%	5,32%	5,67%
CAPEX - Limp. e upgr.	0,00%	0,00%	2,59%	2,47%	6,47%	0,00%	0,00%	1,43%	3,03%	3,61%
CAPEX - Manejo de palha	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,61%	0,70%	0,43%	0,43%	0,46%
OPEX - Pré-tratamento	13,38%	1,79%	9,05%	8,66%	9,53%	17,08%	13,99%	13,39%	13,30%	14,20%
OPEX - Etanol 2G	5,44%	0,73%	3,68%	3,52%	3,88%	6,95%	5,69%	5,45%	5,41%	5,78%
OPEX - Ilha de Potência	0,00%	14,32%	0,00%	0,00%	0,00%	4,89%	8,67%	1,93%	2,83%	3,90%
OPEX - Biodigestão	6,85%	11,77%	3,35%	3,19%	3,49%	2,48%	2,81%	1,77%	1,76%	1,87%
OPEX - Limp. e upgrading	0,00%	0,00%	3,10%	2,96%	6,89%	0,00%	0,00%	1,78%	1,77%	4,02%
OPEX - Manejo de palha	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	8,62%	9,89%	6,13%	6,08%	6,47%
Impostos sobre CAPEX	13,48%	12,94%	14,66%	14,81%	13,82%	10,87%	10,69%	12,61%	12,92%	11,97%
Impostos sobre receita	11,38%	10,93%	12,38%	12,51%	11,67%	9,19%	9,03%	10,65%	8,49%	7,85%

 Tabela 4.9:
 Composição do preço mínimo de venda do etanol 2G (continua).

Composição do PMVE	BVT-CD- 1A	BVT-CD- 1B	BVT-CD- 2	BVT-CD- 3A	BVT-CD- 3B	BVT-CD- 4A	BVT-CD- 4B	BVT-CD- 5	BVT-CD- 6A	BVT-CD- 6B
CAPEX - Pré-tratamento	1,73%	0,72%	1,02%	0,97%	1,11%	1,40%	1,27%	1,04%	1,01%	1,09%
CAPEX - Etanol 2G	7,20%	2,98%	4,24%	4,05%	4,64%	5,83%	5,30%	4,33%	4,23%	4,56%
CAPEX – Ilha de Potência	20,05%	7,51%	35,82%	37,21%	26,57%	24,00%	22,88%	33,38%	33,40%	28,01%
CAPEX - Biodigestão	20,15%	35,64%	10,07%	9,60%	10,94%	8,23%	9,44%	5,78%	5,64%	6,07%
CAPEX - Limp. e upgr.	0,00%	0,00%	2,50%	2,38%	6,51%	0,00%	0,00%	1,52%	3,18%	3,82%
CAPEX - Manejo de palha	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,59%	0,68%	0,42%	0,41%	0,44%
OPEX - Pré-tratamento	13,81%	2,17%	9,07%	8,69%	9,98%	17,64%	13,74%	13,58%	13,28%	14,34%
OPEX - Etanol 2G	5,62%	0,88%	3,69%	3,53%	4,06%	7,18%	5,59%	5,52%	5,40%	5,83%
OPEX - Ilha de Potência	0,00%	14,75%	0,00%	0,00%	0,00%	3,81%	8,40%	1,26%	2,26%	3,28%
OPEX - Biodigestão	6,76%	11,81%	3,39%	3,23%	3,68%	2,84%	3,21%	1,92%	1,95%	2,10%
OPEX - Limp. e upgrading	0,00%	0,00%	3,24%	3,09%	7,50%	0,00%	0,00%	2,04%	2,00%	4,58%
OPEX - Manejo de palha	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	8,35%	9,59%	5,87%	5,73%	6,16%
Impostos sobre CAPEX	13,39%	12,77%	14,62%	14,77%	13,56%	10,91%	10,78%	12,66%	13,05%	11,99%
Impostos sobre receita	11,31%	10,78%	12,35%	12,48%	11,45%	9,22%	9,11%	10,69%	8,47%	7,73%

Tabela 4.9: Composição do preço mínimo de venda do etanol 2G (fim).

100% 90% 80% Impostos sobre receita Impostos sobre CAPEX 70% 🗆 OPEX - Manejo de palha OPEX - Limpeza e upgrading 60% OPEX - Biodigestão OPEX - Power Island 50% OPEX - Etanol 2G OPEX - Pré-tratamento 40% 🗆 CAPEX - Manejo de palha 30% CAPEX - Limpeza e upgrading CAPEX - Biodigestão 20% CAPEX - Power Island CAPEX - Etanol 2G 10% CAPEX - Pré-tratamento 0% 8V.CD.6A BVT-CD-18 BVT-CD-2 BYTCDAA BYT-CD-5 BUCDAR 8VCD-48 8VCD-5 BVT-CD-3A 8VT-CD38 BVT-CDAB 841-CD-68 BNCOTA BVT-CD6A BUCCIIB BUCCOI BULCHER BULCHIA BY-CD-36 BY-CD-38

Figura 4.1: Composição do preço mínimo de venda do etanol 2G.

Composição do p_{MVE}

116

4.3.2 Análises de sensibilidade

Os resultados detalhados das análises de sensibilidade podem ser encontrados no **Apêndice E** deste trabalho.

Da análise de sensibilidade realizada, percebe-se que nenhum dos cenários apresenta viabilidade econômica, mesmo em capacidades mais altas de processamento de cana e custos de produção de etanol 2G mais baixos quando não há venda de CBios. Mesmo quando a atuação do RenovaBio entra na análise econômica, a grande maioria dos cenários continua não apresentando viabilidade técnica. Em particular, em qualquer uma das análises de sensibilidade realizadas, os cenários CD-1B-BV e CD-4B-BVT continuam sendo os piores dentre todas as alternativas.

Fora estes dois cenários, observa-se que os cenários CD-2-BV, CD-3A-BV, CD-5-BV, CD-6A-BV, CD-2-BVT, CD-3A-BVT, CD-5-BVT e CD-6A-BVT apresentam a tendência de o VPL se tornar cada vez mais negativo conforme a capacidade da planta cresce (em que pese os demais valores de mérito econômicos apresentem melhorias conforme a capacidade da planta cresce nestes cenários). Esta tendência só não é observada nos cenários CD-1A-BV, CD-3B-BV, CD-4A-BV, CD-6B-BV, CD-1A-BVT, CD-3B-BVT, CD-4A-BVT e CD-6B-BVT: nestes cenários, existe um valor de capacidade de moagem, de custo de produção do etanol 2G e um valor de preço do CBio nos quais ocorrem inflexões nas curvas de VPL, ou seja, nestes valores o VPL cresce com o aumento da planta ao invés de se tornar mais negativo. Dentre estes cenários, os únicos que realmente atingem viabilidade econômica são os cenários CD-1A-BV, CD-4A-BV, CD-1A-BVT e CD-4A-BVT: nestes cenários, existe intersecção das curvas de VPL com o valor zero no eixo das ordenadas, bem como as curvas cruzam o valor de preço de venda do etanol 2G de 0,478 USD/L. Os gráficos da análise de sensibilidade das alternativas supracitadas, para o parâmetro do p_{MVE} são mostrados na Figura 4.2 à Figura 4.5.



Figura 4.2: Análise de sensibilidade para o p_{MVE} no cenário CD-1A-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE

Figura 4.3: Análise de sensibilidade para o p_{MVE} no cenário CD-4A-BV.



Análise de Sensibilidade - PMVE



Figura 4.4: Análise de sensibilidade para o p_{MVE} no cenário CD-1A-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE

Figura 4.5: Análise de sensibilidade para o p_{MVE} no cenário CD-4A-BVT.


De maneira mais detalhada, observam-se as seguintes capacidades mínimas para que se atinja viabilidade econômica (pelo parâmetro do p_{MVE}), conforme mostrado na **Tabela 4.10**.

С	enário	CD-1A- BV	CD-4A- BV	CD-1A- BVT	CD-4A- BVT
	Custo de prod. E2G 125%	S/V	S/V	S/V	S/V
Preço do CBio 20 USD/t _{CO2eq}	Custo de prod. E2G 112,5%	S/V	S/V	S/V	S/V
	Custo de prod. E2G 100%	S/V	S/V	S/V	S/V
	Custo de prod. E2G 87,5%	S/V	S/V	S/V	S/V
	Custo de prod. E2G 75%	S/V	S/V	S/V	7,10
	Custo de prod.E2G 125%	S/V	S/V	S/V	S/V
Preço do CBio 40 USD/t _{CO2eq}	Custo de prod. E2G 112,5%	S/V	S/V	S/V	S/V
	Custo de prod. E2G 100%	S/V	S/V	S/V	7,60
	Custo de prod. E2G 87,5%	S/V	6,70	S/V	5,80
	Custo de prod. E2G 75%	S/V	5,35	S/V	4,30
	Custo de prod. E2G 125%	S/V	S/V	S/V	7,90
Preço do CBio 60 USD/t _{CO2eq}	Custo de prod. E2G 112,5%	S/V	6,70	S/V	6,00
	Custo de prod. E2G 100%	7,70	5,35	S/V	4,50
	Custo de prod. E2G 87,5%	6,35	4,30	6,60	3,60
	Custo de prod. E2G 75%	5,00	3,35	5,20	2,90

Tabela 4.10: Capacidades de moagem (Mt_{cana}/ano) a partir das quais há viabilidade econômica.

Obs: S/V: capacidade que gera viabilidade maior do que 8,0 Mt_{cana}/ano

Cabe mencionar que, em termos de atingir viabilidade pelo critério do p_{MVE} , o cenário CD-6B-BVT chega muito próximo de atingir a viabilidade técnica com o preço do CBio a 60 USD/t_{CO2eq}, o custo de produção do etanol 2G a 75% do valor médio considerado e a capacidade de moagem máxima estabelecida (8,00 t_{cana}/ano).

Também é interessante notar que, apesar de os cenários supracitados apresentarem viabilidade econômica, nenhum deles apresentou atratividade econômica, uma vez que a TIR de nenhum dos cenários, em nenhuma das análises de sensibilidade, atingiu o valor da TMA de 12,5%. O cenário cuja TIR mais se aproxima da TMA é o cenário CD-4A-BVT que, com o preço do CBio a 60 USD/tco2eq, o custo de produção do etanol 2G a 75% do valor médio considerado e a capacidade de moagem em 8,00 t_{cana}/ano, obteve um TIR de 11,7%.

Em relação ao preço mínimo do CBio, os valores mais altos podem chegar a valores próximos de 340 USD/t_{CO2eq} (cenário CD-3A-BVT, com custo de produção do etanol 2G a 125% do valor médio considerado e a capacidade de moagem em 2,00 t_{cana}/ano). Nos cenários com melhores resultados, os custos mínimos do CBio podem chegar a menos de 20 USD/t_{CO2eq} (cenário CD-4A-BVT, com custo de produção do etanol 2G a 75% do valor médio considerado e a capacidade de moagem em 8,00 t_{cana}/ano). Uma observação deve ser feita no comportamento do p_{MVC} , principalmente em relação aos cenários CD-1B-BV e CD-1B-BVT. Nestes cenários em particular, o CAPEX é controlado principalmente, como já mostrado, pelos custos dos biodigestores. O aumento de capacidade faz com que o CAPEX aumente, mas este aumento não ocorre de forma contínua, havendo saltos seguidos de diminuições. Isto se dá pelo fato de o volume dos biodigestores ser fixado, aumentando-se a quantidade de equipamentos conforme a capacidade aumenta. Desta forma, tem-se o comportamento oscilatório observado nas análises de sensibilidade do p_{MVC} nestes cenários. Este efeito pode ser percebido, com menor intensidade, em outros cenários, por motivos correlatos ao mencionado anteriormente.

4.4 Escolha do melhor cenário

A **Tabela 4.11** apresenta a matriz de notas, estando à esquerda desta o vetor coluna de pesos e, abaixo desta, o vetor linha de notas finais. A alternativas foram classificadas de 1 a 20, sendo a primeira a melhor e a vigésima, a pior. Para facilitar a visualização, os três melhores cenários foram destacados, assim como os três piores. São eles:

- Melhor cenário: CD-4A-BVT;
- Segundo melhor cenário: CD-6B-BVT;
- Terceiro melhor cenário: CD-4A-BV;

- Terceiro pior cenário: CD-3A-BV;
- Segundo pior cenário: CD-1B-BVT;
- Pior cenário: CD-1B-BV.

O melhor e o pior cenário seguem a tendência dos resultados econômicos, que são os critérios que têm maior peso na nota final. No entanto, apesar de o cenário CD-6B-BVT apresentar resultados econômicos menos favoráveis quando comparado ao cenário CD-4A-BV, ele apresenta resultados técnicos e ambientais melhores, ficando, assim, na segunda colocação.

Critério	Peso	CD-1A-BV	CD-1B-BV	CD-2-BV	CD-3A-BV	CD-3B-BV	CD-4A-BV	CD-4B-BV	CD-5-BV	CD-6A-BV	CD-6B-BV
Bagaço deslocado	10,0%	1,5	0,5	2,5	3,0	3,5	6,5	5,5	7,5	8,0	8,5
Eficiência energética	5,0%	5,0	4,0	2,0	8,5	9,0	10,0	3,5	1,5	6,5	7,0
Eficiência exergética	5,0%	3,0	3,5	1,5	5,5	6,0	7,5	4,5	2,0	8,5	9,0
Redução da emissão de DQO ao solo	3,0%	4,5	5,0	4,0	3,5	3,0	2,0	2,5	1,5	1,0	0,5
Redução de emissão de MP à atmosfera	4,0%	3,5	1,5	6,5	7,0	7,5	2,5	0,5	4,0	4,5	10,0
Redução de emissão de NOx à atmosfera	4,0%	3,5	1,5	6,5	7,0	7,5	2,5	0,5	4,0	4,5	10,0
Redução de emissão de SOx à atmosfera	4,0%	4,0	2,5	8,0	8,5	7,0	3,0	1,0	4,5	5,0	5,5
Aumento das em. evitadas de GEE à atmosfera	10,0%	1,5	0,5	2,5	3,0	3,5	6,5	5,5	7,5	8,0	8,5
CAPEX específico	10,0%	5,0	0,5	2,5	1,5	3,5	9,0	8,5	6,0	6,5	5,0
OPEX específico (custo de produção)	15,0%	8,5	0,5	10,0	8,0	5,5	3,5	2,0	6,0	4,0	2,5
Preço mínimo de venda do etanol 2G	20,0%	7,0	0,5	2,5	1,5	3,5	9,5	7,5	5,5	5,0	8,0
Preço mínimo de venda do CBio	10,0%	9,0	4,0	2,0	1,0	2,5	9,5	8,0	5,5	5,0	6,5
Nota final	100%	5,35	1,47	4,09	4,06	4,55	6,83	5,11	5,37	5,69	6,66
Nota final normalizada	-	6,79	1,87	5,19	5,15	5,77	8,67	6,48	6,82	7,23	8,46
Classificação	-	11°	20°	17°	18°	15°	3°	12°	10°	9°	4°
Critério	Peso	CD-1A-BV	T CD-1B-BV	CD-2-BVT	CD-3A-BVT	CD-3B-BVT	CD-4A-BV1	CD-4B-BVT	CD-5-BVT	CD-6A-BVT	CD-6B-BVT
Bagaço deslocado	10,0%	2,0	1,0	4,0	4,5	5,0	7,0	6,0	9,0	9,5	10,0
Eficiência energética	5,0%	5,0	3,0	1,0	7,5	8,0	9,5	2,5	0,5	5,5	6,0
Eficiência exergética	5,0%	3,0	4,0	0,5	6,5	7,0	8,0	5,0	1,0	9,5	10,0
Redução da emissão de DQO ao solo	3,0%	9,0	10,0	8,5	8,0	7,5	6,5	7,0	9,5	6,0	5,5
Redução de emissão de MP à atmosfera	4,0%	5,0	2,0	8,0	8,5	9,0	3,0	1,0	5,5	6,0	9,5
Redução de emissão de NOx à atmosfera	4,0%	5,0	2,0	8,0	8,5	9,0	3,0	1,0	5,5	6,0	9,5
Redução de emissão de SOx à atmosfera	4,0%	3,5	1,5	9,5	10,0	9,0	2,0	0,5	6,0	6,5	7,5
Aumento das em. evitadas de GEE à atmosfera	10,0%	2,0	1,0	4,0	4,5	5,0	7,0	6,0	9,0	9,5	10,0
CAPEX específico	10,0%	1,0	3,0	2,0	4,0	9,5	8,0	7,0	5,5	7,5	10,0
OPEX específico (custo de produção)	15,0%	9,5	1,0	9,0	7,5	4,5	6,5	1,5	7,0	5,0	3,0
Preço mínimo de venda do etanol 2G	20.00/				2.0	4.0	10.0	6 5	6.0	4.5	85
	20,0%	9,0	1,0	3,0	2,0	4,0	10,0	0,5	6,0	4,5	0,5
Preço mínimo de venda do CBio	10,0%	9,0 8,5	1,0 3,5	3,0 1,5	2,0 0,5	3,0	10,0	7,5	6,0	4,5	7,0
Preço mínimo de venda do CBio Nota final	20,0% 10,0% 100%	9,0 8,5 5,79	1,0 3,5 2,07	3,0 1,5 4,45	2,0 0,5 4,90	3,0 5,78	10,0 10,0 7,57	7,5 4,86	6,0 6,24	4,5 4,5 6,42	7,0 7,88
Preço mínimo de venda do CBio Nota final Nota final normalizada	20,0% 10,0% 100% -	9,0 8,5 5,79 7,35	1,0 3,5 2,07 2,63	3,0 1,5 4,45 5,65	2,0 0,5 4,90 6,22	4,0 3,0 5,78 7,34	10,0 10,0 7,57 9,61	0,3 7,5 4,86 6,17	6,0 6,24 7,92	4,5 4,5 6,42 8,15	7,0 7,88 10,00

Tabela 4.11: Resultados da avaliação pelo método da matriz de decisão.

Dois dos ciclos mais bem colocados envolvem o uso do ciclo Rankine para queima do biogás. Embora não seja o mais eficiente, o ciclo Rankine é a alternativa tecnológica mais simples para geração de energia e à qual o setor sucroalcooleiro mais está acostumado. O fato de o cenário que utiliza uma turbina a gás de grande porte estar entre os três melhores ao invés de cenários que utilizam as microturbinas a gás mostra que a aplicação destes equipamentos, no que pese serem compactos e de mais fácil operação e manutenção, não se justifica nem tecnicamente nem economicamente para o uso em ciclos de cogeração (investimento alto e baixa temperatura dos gases de combustão de escape). No entanto, pode ser um contrassenso promover o beneficiamento do biogás para queima do biometano, quando este pode ser utilizado para fins mais nobres como, por exemplo, a injeção do biometano na rede ou a substituição de combustíveis fósseis no maquinário agrícola e caminhões que transportam cana e etanol (JOPPERT et al., 2018).

5. CONCLUSÕES

O objetivo desta dissertação de mestrado foi analisar uma nova usina de açúcar e álcool, onde ocorre o deslocamento energético do bagaço de cana utilizando biogás produzido a partir de resíduos de usinas sucroalcooleiras brasileiras para produção de etanol 2G, através de aspectos técnicos, ambientais e econômicos. Foram analisados 20 cenários, incluindo combinações de tecnologias para geração de energia através da queima de biogás (Ciclo Rankine, Ciclo Brayton e Ciclo Combinado) e biodigestão apenas de vinhaça ou co-digestão de vinhaça e torta de filtro.

Em todos os 20 cenários estudados, foi verificada viabilidade técnica, ou seja, em todos os cenários foi possível deslocar o bagaço de cana utilizando o biogás e mantendo a geração energética (em termos de EE e vapor) compatível com as necessidades da usina. Todos os cenários também apresentaram melhorias significativas nos aspectos ambientais estudados (redução na emissão de matéria orgânica ao solo, redução de emissão de MP e NO_X à atmosfera e aumento nas emissões de GEE evitadas no processo de produção de etanol e redução nas emissões de SOx para cenários com uso de turbina a vapor). No entanto, para a capacidade média das usinas brasileiras (moagem de 2 milhões de toneladas de cana por ano), nenhum cenário apresentou viabilidade econômica, o que sugere que ainda há um elevado risco associado a investimentos na produção de etanol 2G a partir do bagaço. Verificou-se que, apesar de os custos de investimento com o processo de produção de etanol 2G não serem os mais relevantes no CAPEX total dos cenários, o custo de produção do etanol 2G (que envolve as etapas de pré-tratamento e hidrólise enzimática) ainda é elevado, representando a maior parte do OPEX observado nos cenários. Já o CAPEX e OPEX para produção do biogás apresentam participações tão mais relevantes no valor total quanto menos complexos são os ciclos propostos (ciclos Rankine). Em geral, o CAPEX para produção de biogás representa uma parcela maior do OPEX total do que aquela dos equipamentos para produção do etanol 2G, tal qual se verifica com os equipamentos da ilha de potência. A mesma tendência, no entanto, não se verifica em termos de OPEX: a participação da produção do biogás no OPEX é semelhante à da ilha de potência, ou seja, baixos quando comparadas às participações do etanol 2G (em geral, a primeira maior) e do manejo da palha (em geral, a segunda maior – quando presente).

A análise da composição do preço mínimo de venda do etanol 2G mostrou que as parcelas mais relevantes neste valor de mérito são, em ordem decrescente: aquisição dos equipamentos da ilha de potência, impostos (incidentes nos equipamentos e na receita bruta), o custo operacional do pré-trameto e da hidrólise do bagaço e o custo de aquisição dos biodigestores. Estes resultados mostram que o desenvolvimento tecnológico por si só pode não ser suficiente para tornar a produção de etanol 2G viável quando aplicado o conceito de deslocamento energético conforme descrito neste trabalho – deverão ser considerados, também, incentivos na forma de redução ou isenção de impostos e subsídios para aquisição de caldeiras, turbinas e biodigestores de vinhaça.

As análises de viabilidade mostram que, mesmo em capacidades de moagem mais elevadas e com custos de produção de etanol 2G menores, nenhum cenário ainda se viabilizaria economicamente. Seriam necessárias capacidades de moagem maiores do que a maior capacidade verificada no Brasil, de cerca de 8 milhões de toneladas por ano, o que não se verifica para usinas com destilarias autônomas. Apenas quando a venda de CBios através do RenovaBio é considerada, os cenários CD-1A-BV, CD-4A-BV, CD-1A-BVT e CD-4A-BVT apresentam viabilidade econômica, com preços de CBio que variam de 20 a 60 USD/t_{CO2eq} e capacidades variando entre 2,9 e 7,7 milhões de toneladas de cana por ano. Estes resultados mostram como a política proposta pelo RenovaBio pode ser decisiva em viabilizar projetos envolvendo a produção de etanol 2G no Brasil, mas também mostram que o RENOVABIO, por si só, pode não ser suficiente para tornar a produção de etanol 2G viável utilizando o deslocamento energético proposto, dados os elevados preços de CBio necessários para que alguns cenários apresentem viabilidade econômica.

Dos 20 cenários estudados, conclui-se que o melhor cenário é o CD-4A-BVT, que utiliza o ciclo Rankine (ciclo com caldeira e turbina a vapor) para queima do biogás, gerando vapor em alta pressão e temperatura (66 barg e 480 °C) para geração de energia na turbina a vapor, bem como considera maior consumo de palha (50% da palha total gerada) e a codigestão da vinhaça e da torta de filtro para geração do biogás. O pior cenário foi o CD-1B-BV, que utiliza o ciclo Rankine para queima do biogás, gerando vapor saturado a baixa pressão (1,5 barg) apenas para suprir o processo (sem ser expandido na turbina a vapor), bem como considera o consumo de palha igual ao do CR (10% da palha total gerada) e a apenas a digestão da vinhaça para geração do biogás. A distribuição de resultados obtida segue uma tendência

bastante semelhante à tendência dos resultados econômicos de cada cenário, uma vez que este estudo deu maior peso relativo aos parâmetros econômicos analisados quando comparado aos critérios técnicos e ambientais, muito embora os critérios ambientais também tenham relevância semelhante.

O fato de dois dos melhores cenários envolverem o uso de ciclo Rankine para geração de energia com biogás é um fator positivo, dado que esta é a tecnologia mais difundida no setor sucroalcooleiro para geração de energia: levando em conta o perfil conservador, em termos tecnológicos, deste setor produtivo, é razoável assumir que o uso do ciclo Rankine para queima do biogás teria melhor aceitação dentre os outros propostos, uma vez que é uma solução conhecida e amplamente utilizada pelas usinas brasileiras.

Em contraste com o uso de tecnologias consolidadas, é interessante destacar que novas soluções e tecnologias, como o maior recolhimento da palha da cana disponível e a codigestão de vinhaça e torta de filtro, se mostram benéficas para as usinas nos cenários simulados: dentre os três cenários que apresentaram melhores classificações finais (CD-4A-BVT, CD-6B-BVT e CD-4A-BV), todos consideram maior consumo de palha e dois deles consideram a codigestão, ao passo que, dentre os três cenários com as piores notas (CD-1B-BV, CD-1B-BVT e CD-3A-BV), os três não consideram o consumo aumentado de palha, enquanto dois deles consideram apenas a digestão da vinhaça. Apesar do conservadorismo existente e das dificuldades do setor, existem propostas acadêmicas e práticas para quebrar paradigmas relacionados ao uso da palha, da vinhaça e da torta de filtro nas usinas sucroalcooleiras, promovendo maior uso de tais resíduos e proporcionando melhorias em termos energéticos e ambientais. No entanto, o recolhimento de palha adiciona um custo operacional relevante no processo, o que deve ser levado em consideração.

Por fim, como sugestão para estudos futuros, alguns pontos podem ser levantados. Primeiramente, optou-se, neste estudo, utilizar os parâmetros de usinas autônomas, mas, como explicitado ao longo do trabalho, a grande maioria das usinas brasileiras são do tipo anexas. Desta forma, a mesma metodologia aqui proposta pode ser reproduzida, considerando-se os parâmetros de produção de usinas anexas. Outro ponto a ser destacado é que se tomou como premissa, neste estudo, queimar a palha para promover maior deslocamento do bagaço, ao passo que a palha poderia ter sido utilizada como fonte de celulose adicional para geração de mais etanol 2G (gerando, também, mais vinhaça para biodigestão). Como explicitado na revisão bibliográfica deste trabalho, o processo de pré-tratamento e hidrólise da palha é mais fácil do que o do bagaço, o que seria um ponto positivo. Em que pese, no atual momento, o desenvolvimento tecnológico e a pesquisa acadêmica estarem focados na hidrólise do bagaço de cana, já existe uma planta piloto de produção de etanol 2G a partir da palha no Brasil²³, o que mostra que a palha pode contribuir para o aumento da disponibilidade de biocombustíveis. A palha também pode ser utilizada para geração de biogás, promovendo os mesmos benefícios ambientais (no sentido da redução de MP) observados com a substituição do bagaço pelo biogás.

Outro ponto a ser destacado como sugestão para estudos futuros é que este trabalho considera o deslocamento energético para produção do etanol 2G, mas também seria possível deixar o bagaço deslocado disponível para venda como combustível ou matéria prima para produção de etanol 2G em uma outra usina. Como foi observado que usinas de grande porte atingem viabilidade técnica com preços de CBio menores, enquanto empresas com baixa capacidade só atingem viabilidade com preços de CBio elevados, usinas de menor capacidade poderiam optar pela venda do bagaço para usinas de maior capacidade próximas em cenários com preço de CBio baixo, ao passo que, em cenários com preços de CBio elevados, mais usinas poderiam comprar bagaço de outras usinas que não atingissem viabilidade, mesmo com preços de CBio elevados. Para o caso de venda do bagaço, estudos envolvendo alocação ótima de produtos no portfólio da usina (alocação de Markowitz) podem indicar, por exemplo, a quantidade ótima de bagaço a ser deslocado para venda, considerando o uso do biogás para deslocar o bagaço, para aumentar a geração de energia excedente ou para injeção na rede após beneficiamento, se possível.

²³ Planta Costa Pinto da empresa Raízen, cuja capacidade máxima de produção será de 40 milhões de litros de etanol 2G.

6. REFERÊNCIAS

ABOELWAFA, O., FATEEN, S.K., SOLIMAN, A., ISMAIL, I.M. A review on solar Rankine cycles: Working fluids, applications, and cycle modifications. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, n^o 82, p. 868-885, 2018.

AGBOR, V.B., CICEK, N., SPARLING, R., BERLIN, A., LEVIN, D.B. Biomass pretreatment: Fundamentals toward application. *Biotechnology Advances*, n° 29, p. 675-685, 2011.

AL MOUSSAWIA, H., FARDOUNA, F., LOUAHLIA, H. Selection based on differences between cogeneration and trigeneration in various prime mover Technologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, n^o 74, p. 491–511, 2017.

ALLEGUE, L.B., HINGE, J. Biogas upgrading: Evaluation of methods for H₂S removal. Danish Technical Institute, 2014.

ALVES, M., PONCE, G.H.S.F., SILVA, M.A., ENSINAS, A.V. Surplus electricity production in sugarcane mills using residual bagasse and straw as fuel. *Energy*, n° 91, p. 751-757, 2015.

ALVIRA, P., TOMÁS-PEJÓ, E., BALLESTROS, M., NEGRO, M.J. Pretreatment technologies for an efficient bioethanol production process based on enzymatic hydrolysis: A review. *Bioresource Technology*, nº 101, p. 4851–4861, 2010.

ANFAVEA (ASSOCIAÇÃO NACIONAL DOS FABRICANTES DE VEÍCULOS AUTOMOTORES). *Estatísticas de produção, vendas e exportação de autoveículos.* 2018. Disponível em: <<u>http://www.anfavea.com.br/estatisticas.html</u>>. Acessado em: 25 fev. 2019.

ANP (AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS). Nota Explicativa sobre a Proposta de Criação da Política Nacional de Biocombustíveis. Brasil, 2018a.

ANP(AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS). RenovaCalc^{MD}: Método e ferramenta para a contabilidade da Intensidade de Carbono de Biocombustíveis no Programa RenovaBio. Brasil, 2018b.

ANUKAM. A., MAMPHWELI, S., REDDY, P., MEYER, E., OKOH, O. Preprocessing of sugarcane bagasse for gasification in a downdraft biomass gasifier system: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, nº 66, p. 775–801, 2016. ARAUJO, R.B. Etanol versus bioeletricidade: aplicação dos conceitos de fronteira eficiente de Markowitz para o aproveitamento do bagaço residual do setor sucroenergético. 2017. 90 f. Mestrado (planejamento energético). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2017.

ARB (CALIFORNIA AIR RESOURCES BOARD). Weekly LCFS Credit Transfer Activity Reports. Disponível em: <<u>www.arb.ca.gov/fuels/lcfs/credit/Irtweeklycreditreports.htm></u>. Acessado em 23 de agosto de 2018.

ARSHAD, M., AHMED, S. Cogeneration through bagasse: A renewable strategy to meet the future energy needs. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, nº 54, p. 732–737, 2016.

ASME (AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS). ASME Boiler and Pressure Vessel Code VII – Recommended Guidelines for the Care of Power Boilers. New York, ASME, 2011.

AZEVEDO, L.H., FERREIRA, M.P., CASTILHO, R.C., CANÇADO, P.H.D.. MORAES, J.G. Potential of Macrocheles species (Acari: Mesostigmata: Macrochelidae) as control agents of harmful flies (Diptera) and biology of Macrocheles embersoni Azevedo, Castilho and Berto on Stomoxys calcitrans (L.) and Musca domestica L. (Diptera: Muscidae). *Biological Control,* nº 123, p.1-8, 2018.

BAIN, R.L., OVEREND, R.P., CRAIG, K.R. Biomass-fired power generation. *Fuel Processing Technology*, nº 54, p. 1-16, 1998.

BALAT, M. Production of bioethanol from lignocellulosic materials via the biochemical pathway: A review. *Energy Conversion and Management*, n^o 52, p. 858–875, 2011.

BALAT, M., BALAT, H. Recent trends in global production and utilization of bio-ethanol fuel. *Applied Energy*, nº 86, p. 2273-2282, 2009.

BARROS, V.G., DUDA, R.M., VANTINI, J.S., OMORI, W.P.O., FERRO, M.I.T., OLIVEIRA, R.A. Improved methane production from sugarcane vinasse with filter cake in thermophilic UASB reactors, with predominance of *Methanothermobacter* and *Methanosarcina archaea* and *Thermotogae* bacteria. *Bioresource Technology*, nº 244, p. 371–381, 2017.

BASRAWI, F., IBRAHIM, T. M., HABIB, K., YAMADA, T., IDRIS, D.M.N.D. Techno-economic performance of biogas-fueled micro gas turbine cogeneration systems in sewage treatment plants: Effect of prime mover generation capacity. *Energy*, n° 124, p. 238-248, 2017.

BENVENUTTI, L.M., URIONA-MALDONADO, M., CAMPOS, L.M.S. The impact of CO₂ mitigation policies on light vehicle fleet in Brazil. Energy Policy, n^o 126, p. 370–379, 2019.

BERNAL, A.P., SANTOS, I.F.S., SILVA, A.P.M., BARROS R.M., RIBEIRO, E.M. Vinasse biogas for energy generation in Brazil: An assessment of economic feasibility, energy potential and avoided CO₂ emissions. *Journal of Cleaner Production*, n^o 151, p. 260-271, 2017.

BIEGLER, L.T., GROSSMANN, I.E., WESTERBERG, A.W. Systematic Methods Of Chemical Process Design. 1^a edição. New Jersey, Printice-Hall,1999.

BORGNAKKE, C., SONNTAG, R.E. Fundamentos da Termodinâmica. 7^a edição. São Paulo, Blucher, 2010.

BRASIL. Lei Nº 12.305, 2010.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia. Disponível em: <<u>www.mme.gov.br/web/guest/secretarias/petroleo-gas-natural-e-combustiveis-</u>

renovaveis/programas/renovabio/principal>. Acessado em 9 de outubro de 2018.

BRIDGWATER, A.V. The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. *Fuel*, vol. 14, nº05, p. 631-653, 1995.

BRITISH COLUMBIA. British Columbia's Carbon Tax. Disponível em: </br><www2.gov.bc.ca/gov/content/environment/climate-change/planning-and-</td>action/carbon-tax>. Acessado em Agosto de 2018.

CAMARGO, C.A. Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Álcool. 1ª edição. São Paulo, IPT, 1990.

CAPSTONE TURBINE COPORATION. Products – C1000S. Disponível em: <<u>www.capstoneturbine.com/products/c1000s></u>. Acessado em 05 de abril de 2018.

CARDOSO, L.C.B., BITTENCOURT, M.V.L., LITT, W.H., IRWIN, E.G. Biofuels policies and fuel demand elasticities in Brazil. *Energy Policy*, nº 128, p. 296–305, 2019.

CARDOSO, T.F., CHAGAS, M.F., RIVERA, E.C. A vertical integration simplified model for straw recovery as feedstock in sugarcane biorefineries. *Biomass & Bioenergy*, nº 81, p. 216-223, 2015.

CARPIO, L.G.T., SOUZA, F.S. Optimal allocation of sugarcane bagasse for producing bioelectricity and second generation ethanol in Brazil: Scenarios of cost reductions. *Renewable Energy*, nº 111, p. 771-780, 2017.

CARVALHO, D.J. Geração de Bioeletricidade em Usina Sucroalcooleira Utilizando Bagaço, Palha de Cana e Sorgo Biomassa. 2015. 154 f. Doutorado (engenharia mecânica). Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

CARVALHO, J.L.N. Impactos agronômicos e ambientais da remoção de palha. In: Workshop de Resultados do Projeto SUCRE. Campinas, 2018.

CASTIONI, G.A., CHERUBIN, M.R., MENANDRO, L.M.S., SANCHES, G.M., BORDONAL, R.O., BARBOSA, L.C., FRANCO, H.C.J., CARVALHO, J.L.N. Soil physical quality response to sugarcane straw removal in Brazil: A multi-approach assessment. *Soil & Tillage Research*, nº 184, p. 301-309, 2018.

CAVALETT, O., JUNQUEIRA, T.L., DIAS, M.O.S., JESUS, C.D.F., MANTELATTO, J.E., CUNHA, M.P., FRANCO, H.C.J., CARDOSO, T.F., FILHO, R.M., ROSSEL, C.E., BONOMI, A. Environmental and economic assessment of sugarcane first generation biorefineries in Brazil. *Clean Technol. Environ. Policy,* n^o 14, p. 399– 410, 2012.

CEPEA (CENTRO DE ESTUDOS AVANÇADOS EM ECONOMIA APLICADA). Disponível em: www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/etanol.aspx. Acessado em junho de 2018.

CHEMENG. CEPCI Index. Disponível em: <<u>www.chemengonline.com/pci-</u> <u>home</u>>. Acessado em abril de 2018.

CHOVAU C., DERGRAUWE, D., VAN DER BRUGGEN, B. Critical analysis of techno-economic estimates for the production cost of lignocellulosic bio-ethanol, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, nº 26, p. 307-321, 2013.

CHRISTOFOLETTI C.A., ESCHER, J.P., CORREIA, J.E., MARINHO, J.F.U., FONTANETTI, C.M. Sugarcane vinasse: Environmental implications of its use. *Waste Management*, n ^o 33, p. 2752-2761, 2013.

CNPEM (CENTRO NACIONAL DE PESQUISA EM ENERGIA E MATERIAIS). Disponível em: <<u>pages.cnpem.br/sucre/</u>>. Acessado em 03 de março de 2019.

COELHO, S.T. (Coord.), GARCILASSO, V.P., JUNIOR, A.D.F., SANTOS, M.M., JOPPERT, C.L. Tecnologias de Produção e Uso de Biogás e Biometano. 1^a edição. Synergia, São Paulo, 2018.

COMPANHIA AMBIENTAL DO ESTADO DE SÃO PAULO (CETESB). Norma técnica P4.231 - Vinhaça - Critérios e Procedimentos para Aplicação no Solo Agrícola. São Paulo, 2005. CONAMA (CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE). Resolução n° 382 de 26 de dezembro de 2006. Ministério do Meio Ambiente, 2006, Brasil.

CONAMA (CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE). Resolução n° 436 de 26 de dezembro de 2011. Ministério do Meio Ambiente, 2011, Brasil.

CORTEZ, L.A.B. Proálcool 40 Anos. 1ª edição, Blucher. São Paulo, 2016.

COSTA, C.C., BURNQUIST, H.L. Impactos do controle do preço da gasolina sobre o etanol biocombustível no Brasil. Estudos Econômicos (São Paulo), vol. 46 nº 4, p. 1003-1028, 2016

COSTA, L.F.S. Resíduos do setor sucroenergético de goiás e seu potencial metanogênico e como biofertilizante. 2015. 61 f. Mestrado (agronomia). Universidade Federal do Goiás, Goiânia, 2015.

DANTAS, G. A., LEGEY, L. F. L., MAZZONE, A. Energy from sugarcane bagasse in Brazil: An assessment of the productivity and cost of different technological routes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, n^o 21, p. 356-364, 2013.

DATAGRO. Disponível em: <<u>www.datagro.com.br</u>>. Acessado em: 02 Out. 2017.

DEL RÍO, J.C., LINO, A.G., COLODETTE, J.L., LIMA, C.F., GUITIÉRREZ, A., MARTÍNEZ, A.T., LU, F., RALPH, J., RENCORET, J. Differences in the chemical structure of the lignins from sugarcane bagasse and straw. *Biomass & Bioenergy*, n^o 81, p. 322-338, 2015.

DIAS, M.O.S., JUNQUEIRA, T.L., CAVALETT, O. CUNHA, M.P., JESUS C.D.F., ROSSEL, C.E.V., FILHO, R.M. BONOMI, A. Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash. *Bioresource Technology*, n^o 103, p. 152–161, 2012.

DINIZ FILHO, P.T., SILVEIRA, J.L., TUNA, C.E., LAMAS, W.Q. Energetic, ecologic and fluid-dynamic analysis of a fluidized bed gasifier operating with sugar cane bagasse. *Applied Thermal Engineering*, n° 57, p. 116-124, 2013.

DOE (DEPARTMENT OF ENERGY). Bioenergy Technologies Office - Multi-Year Program Plan. Estados Unidos da América, 2016.

DOE (DEPARTMENT OF ENERGY). DOE/NETL-2002/1169 Process Equipment Cost Estimation - Final Report. Estados Unidos da América, 2002.

DU, X., CARRIQUIRY, M.A. Flex-fuel vehicle adoption and dynamics of ethanol prices: lessons from Brazil. *Energy Policy*, nº 59, p. 507–512, 2013.

DUDEK, J., KLIMEK, P., KOŁODZIEJAK, G., NIEMCZEWSKA, J., ZALESKA-BARTOSZ, J. *Landfill Gas Energy Technologies*. Oil and Gas Institute. National Research Institute. 2010, Cracóvia, Polônia.

EMBRAPA (EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA). Situação eco-epidemiológica de mosca-dos-estábulos (Stomoxys calcitrans) nos arredores de usinas de cana-de-açúcar no Mato Grosso do Sul, 2012. Disponível em:

< <u>https://www.embrapa.br/busca-de-solucoes-tecnologicas/-/produto-servico/1644</u> /situacao-eco-epidemiologica-de-mosca-dos-estabulos-stomoxys-calcitrans-nosarredores-de-usinas-de-cana-de-acucar-no-mato-grosso-do-sul>. Acessado em agosto de 2019.

ENERO, D. Aproveitamento total. *Pesquisa FAPESP*, nº 154, p. 95-98, 2008.

EPA (ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY). Capital and Operating Costs for Industrial Boilers. Estados Unidos da América, 1979.

EPA (ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY). Catalog of CHP Technologies – Section 4. Technology Characterization – Steam Turbines. Estados Unidos da América, 2015.

EPA (ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY). Correction of Concentration and Volumetric Flows. Disponível em: <<u>www.epa.ie/air/airenforcement/epalicenseeinformation/airguidancedocuments/corre</u> <u>ctionofconcentrationandvolumetricflows/</u>>. Acessado em Julho de 2018.

EPE (EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA). Balanço Energético Nacional 2018 – Ano base 2017. Rio de Janeiro, 2018.

EPE (EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA). *Plano Decenal de Energia* 2024. Rio de Janeiro, 2015.

ERLICH, C., ÖHMAN, M., BJÖRNBOM, FRANSSON, T.H. Thermochemical characteristics of sugar cane bagasse pellets. *Fuel*, n^o 84, p. 569–575, 2005.

ESPAÑA-GAMBOA, E., CORTES, J.M., PEREZ, L.B., ZÁRATE, G.H., MALDONADO, J.A.D., GAVIRIA, L.M. Vinasses: characterization and treatments. *Waste Management & Research*, nº 29, p.1235–1250, 2011.

ESPAÑA-GAMBOA, E., CORTÉS, J.O., ZÁRATE, G.H., MALDONADO, J.A.D., GAVIRIA, L.M. Methane production by treating vinasses from hydrous ethanol using a modified UASB reactor. *Biotechnology for Biofuels*, p. 5-82, 2012.

ETT, G., LANDGRAF, J.G., DERENZO, S., YU, A.S., REIS, L.B., MAZZONETTO, A., ANTONOFF, H.B., SOUZA, L.A.A.A. *Brazilian bio-fuels production*

scenario (biogas, biomethane and biosyngas). In: International Seminar on Biomass, Biogas and Energy Efficiency. 2013, São Paulo.

FABIAN, E.F.M., GARDEMANN, A.M.C.V.A. equipamento e processo para biodigestão anaeróbia de vinhaça e produção de biogás. Patente BR 102014024757-2, 03 de outubro de 2014, 16 p.

FRICK, F.M. Efeito da adição fracionada de torta de filtro na digestão anaeróbia da vinhaça. 2018. 50 f. Mestrado (bioenergia). Universidade Federal do Paraná, Palotina, 2018.

FUESS, L.T., JUNIOR, M.M.A, GARCIA, M.L., ZAIAT, M. Designing full-scale biodigestion plants for the treatment of vinasse in sugarcane biorefineries: How phase separation and alkalinization impact biogas and electricity production costs? *Chemical Engineering Research and Design*, n^o 119, p. 209-220, 2017.

GARCIA, S.E., GARCIA, R.F., CARRIL, J.C., GARCIA, D.I. Critical review of the first-law efficiency in different power combined cycle architectures. *Energy Conversion and Management*, nº 148, p. 844–859, 2017.

GARCILASSO, V. P., SANTOS, M. M., PEREIRA, A. S., JOPPERT, C. L., PERECIN, D., POVEDA, M., COLUNA N. E., COELHO, S. T. The perspectives of biomethane to contribute to increase the natural gas supply in the state of São Paulo. In: 26th European Union Biomass Conference & Exhibition. 2018, Copenhague.

GE. Reciprocicating engines. Disponível em: <<u>www.gepower.com/resources/tools/product-comparison/reciprocating-engines></u>. Acessado em 05 Abr. de 2018.

GNANSOUNOU, E., DAURIAT, A. Techno-economic analysis of lignocellulosic ethanol: A review, *Bioresource Technology*, n^o 101, p. 4980–4991, 2010.

GOLDEMBERG, J. The ethanol program in Brazil. *Environmental Research Letter*, nº 1, p. 1-15, 2006.

GOLDEMBERG, J., 2009. The Potential for 1st Generation Ethanol Production from Sugarcane. Disponível em: <www.globalbioenergy.org/uploads/media/0907_ Goldemberg_-_THE_POTENTIAL_FOR_1ST_GENERATION_ETHANOL.pdf>. Acessado em abril de 2018.

GOLDEMBERG, J., COELHO, S.T., GUARDABASSI, P. The sustainability of ethanol production from sugarcane. *Energy Policy*, n° 36, p. 2086-2097, 2008.

GOLDEMBERG, J., COELHO, S.T., NASTARI, P.M., LUCON, O. Ethanol learning curve —the Brazilian experience. *Biomass and Bioenergy*, n° 26, p. 301 – 304, 2004.

GONÇALVES, A., NEVES, C., CALÔBA, G., NAKAGAWA, M., MOTTA, R.R., COSTA, R.P. Engenharia Econômica e Finanças. 1ª edição, Elsevier, 2009.

GONZÁLEZ, L.M.L., REYES, I.P., ROMERO, O.R. Anaerobic co-digestion of sugarcane press mud with vinasse on methane yield. *Waste Management*, nº 68 p. 139–145, 2017.

GOOD, J., NUSSBAUMER, T., DELCARTE, J. SCHENKEL, Y. Determination of the efficiencies of automatic biomass combustion plants. IEA Bioenergy, Task 32. Zurique, 2006.

GOODARZI, M. Comparative energy analysis on a new regenerative Brayton cycle. Energy Conversion and Management, nº 120, p. 25–31, 2016.

GRAY, K.A., ZHAO, L., EMPTAGE, M. Bioethanol. *Current Opinion in Chemical Biology*, n° 10, p. 141-146, 2006.

GVOZDENAC, D., UROŠEVIĆ, B.G., MENKE, C., UROŠEVIĆ, D., BANGVIWAT, A. High efficiency cogeneration: CHP and non-CHP energy. *Energy*, n^o 135, p. 269-278, 2017.

HAGOS, K., ZONG, J., LI, D., LIU, C., LU, X. Anaerobic co-digestion process for biogas production: Progress, challenges and perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, nº 76, p.1485–1496, 2017.

HENDRIKS, A.T.W.M., ZEEMAN, G. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, n° 100, p. 10-18, 2009.

HOFSETZ, K., SILVA, M.A. Brazilian sugarcane bagasse: Energy and nonenergy consumption. *Biomass & Bioenergy*, n° 46, p. 564-573, 2012.

HOSSEINI, S.E, WAHID, M.A. Development of biogas combustion in combined heat and power generation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, n° 40, p. 868-875, 2014.

HUMBRID, D., ADEN, A. Biochemical Production of Ethanol from Corn Stover: 2008 State of Technology Model. NREL Technical Report NREL/TP-510-46214, 2009.

IAPWS (INTERNATIONAL ASSOCIATION FOR THE PROPERTIES OF WATER AND STEAM). Dew Point Flue Gas of Power-Plant Exhaust. Disponível em: <<u>www.iapws.org/icrn/ICRN23.pdf</u>>. Acessado em 15 Out. 2017.

IEA BIOENERGY (INTERNATIONAL ENERGY AGENCY – BIOENERGY). Task 39. Disponível em <demoplants.bioenergy2020.eu/>. Acessado em 03 de março de 2019.

ISA, N.M., TAN, C.W., YATIM, A.H.M. A comprehensive review of cogeneration system in a microgrid: A perspective from architecture and operating system. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, artigo em publicação, 2017.

JANKE, L., LEITE, A.F., NIKOLAUSZ, M., RADETSKI, C.M., NELLES, M., STINNER, W. Comparison of start-up strategies and process performance during semicontinuous anaerobic digestion of sugarcane filter cake co-digested with bagasse. *Waste Management*, nº 48, p. 199–208, 2016.

JANKE, L., WEINRICH, S., LEITE, A.F., SCHÜCH, A., NIKOLAUSZ, M., NELLES, M., STINNER, W. Optimization of semi-continuous anaerobic digestion of sugarcane straw codigested with filter cake: Effects of macronutrients supplementation on conversion kinetics. Bioresource Technology, n^o 245, p. 35–43, 2017.

JOPPERT, C.L, MESSIAS, L.S., BALDO, L.C.F., CAMACHO, J.L.P. Beneficiamento de Biogás Produzido a Partir de Vinhaça para Uso como Gás Natural Substituto no Estado de São Paulo. In: 35° Seminário de Balanços Energéticos Globais e Utilidades e 29° Encontro de Produtores e Consumidores de Gases Industriais. 2014, São Paulo.

JOPPERT, C.L, SANTOS, M.M., COSTA, H.K.M., SANTOS, E.M., MOREIRA, J.R.S. Energetic shift of sugarcane bagasse using biogas produced from sugarcane vinasse in Brazilian ethanol plants. Biomass and Bioenergy, n^o 107, p. 63-73, 2017.

JOPPERT, C.L., PERECIN, D., SANTOS, M.M., COELHO, S.T., CAMACHO, J.L.P. A short-cut model to predict biomethane availability after biogas upgrading. *Journal of Cleaner Production*, nº 200, p. 148-160, 2018.

KARAKURT, A.S., GÜNEŞ, Ü. Performance analysis of a steam turbine power plant at part load conditions. *Journal of Thermal Engineering*, Vol. 3, nº. 2, p. 1121-1128.

KHATIWADA, D., LEDUC, S., SILVEIRA, S., McCALLUM, I. Optimizing ethanol and bioelectricity production in sugarcane biorefineries in Brazil. *Renewable Energy*, nº 85, p. 371-386, 2016.

KURNIA, J.C., JANGAM, S.V., AKTHAR, S., SASMITO, A.P., MUJUMDAR, A.S. Advances in biofuel production from oil palm and palm oil processing wastes: a review. *Biofuel Research Journal*, n^o 09, p. 332-346, 2016.

LE BLOND, J.S., WOSKIE, S., HORWELL, C.J., WILLIAMSON, B.J. Particulate matter produced during commercial sugarcane harvesting and processing: A respiratory health hazard? *Atmospheric Environment*, nº 149, p. 34-46, 2017.

LEME, R.M., SEABRA, J.E.A. Technical-economic assessment of different biogas upgrading routes from vinasse anaerobic digestion in the Brazilian bioethanol industry. Energy, nº 119, p. 754-766, 2017.

LIBONI, L.B., CEZARINO, L.O. Social and Environmental Impacts of the Sugarcane Industry. *Future Studies Research Journal*, vol. 4, nº 1, p. 196 – 222, 2012.

LIMAYEM, A., RICKE, S.C. Lignocellulosic biomass for bioethanol production: Current perspectives, potential issues and future prospects. *Progress in Energy and Combustion Science*, n° 38, p. 449-467, 2012.

LINERO, F. Aproveitamento da palha da cana-de-açúcar. In: 16º Seminário Brasileiro Agroindustrial. Ribeirão Preto, São Paulo, 2015.

LISBOA, I.P., CHERUBIN, M.R., LIMA, R.P., CERRI, C.C., SATIRO, L.S., WIENHOLD, B.J., SVHMER, M.R., JIN, V.L., CERRI, C.E.P. Sugarcane straw removal effects on plant growth and stalk yield. *Industrial Crops & Products*, n^o 111, p. 794-806, 2018.

LIU, Y., XU, J., ZHANG, Y., YUAN, Z., HE, M., LIANG, C., ZHUANG, X., XIE, J. Sequential bioethanol and biogas production from sugarcane bagasse based on high solids fed-batch SSF. *Energy*, n° 90, p. 1199 – 1205, 2015.

LORA, E.E.S., ANDRADE, R.V. Biomass as energy source in Brazil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, nº 13, p. 777–788, 2009.

LORA, E.E.S., VENTURINI, O.J. *Biocombustíveis - Vol. 1*. 1ª edição. Rio de Janeiro: Interciência, 2012,

MACEDO, I.C., LEAL, M.R.L.V. Evolução tecnológica dos sistemas de geração de energia nas usinas de açúcar e álcool. *Biomassa e Bioenergia*, n° 3, p. 245-253, 2004.

MACEDO, I.C., SEABRA, J.E.A., SILVA, J.E.A.R. Greenhouse gases emissions in the production and use of ethanol from sugarcane in Brazil: The 2005/2006 averages and a prediction for 2020. *Biomass & Bioenergy*, n° 32, p. 582-595, 2008.

MACRELLI, S., GALBE, M., WALLBERG, O. Effects of production and market factors on ethanol profitability for an integrated first and second generation ethanol

plant using the whole sugarcane as feedstock. *Biotechnology for Biofuels*, p. 7-26, 2014.

MACRELLI, S., MONGENSEN, J., ZACCHI, G. Techno-economic evaluation of 2nd generation bioethanol production from sugar cane bagasse and leaves integrated with the sugar-based ethanol process, *Biotechnology for Biofuels*, p. 5-22, 2012.

MARIANO, A.P., DIAS, M.O.S., JUNQUEIRA, T.L., CUNHA, M.P., BONOMI, A., FILHO, R.M. Utilization of pentoses from sugarcane biomass: Techno-economics of biogas vs. butanol production. *Bioresource Technology*, nº 142, p.390–399, 2013.

McCABE W, SMITH JC, HARRIOT P. Unit Operations of Chemical Engineering. 7ª edição, McGraw-Hill, 2004.

MONCADA, J.A., VERSTEGEN, J.A., POSADA, J.A., JUNGINGER, M., LUKSZO, Z., FAAIJ, A., WEIJNEN, M. Exploring policy options to spur the expansion of ethanol production and consumption in Brazil: An agent-based modeling approach. Energy Policy, n^o 123, p. 619–641, 2018.

MORAES, B.S., JUNQUEIRA, T.L., PAVANELLO, L.G., CAVALETT, O., MANTELETTO, J.E., BONOMI, A., ZAIAT, M. Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane biorefineries in Brazil from energy, environmental and economic perspectives: Profit or expense? *Applied Energy*, nº 113, p. 825 – 835, 2014.

MORAES, B.S., ZAIAT, M., BONOMI, A. Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane ethanol production in Brazil: Challenges and perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, nº 44, p.888–903, 2015.

MOREIRA, J.R.S. (Org.). Energias renováveis, geração distribuída e eficiência energética. 1ª edição. Rio de Janeiro, LTC, 2017.

NI, M., YANG, T., XIAO, G., NI, D., ZHOU, X., LIU, H., SULTAN, U., CHEN, J., LUO, Z., CEN, K. Thermodynamic analysis of a gas turbine cycle combined with fuel reforming for solar thermal power generation. *Energy*, n^o 137, p. 20-30, 2017.

NIJAGUNA, B.T. Biogas Technology. 1^a edição.New Age International Publishers, Nova Déli, 2002.

NOVA CANA. Disponível em: <<u>www.novacana.com/n/conteudo-</u> <u>patrocinado/mecanizacao-da-cana-avanca-com-desenvolvimento-tecnologico></u>. Acessado em julho de 2018.

OLIVA, F.C. Avaliação financeira do setor sucroenergético depois do boom. *Revista de Política Agrícola*, ano XXVI, nº 01, p. 59-64, 2017. OLIVEIRA, B.G., CARVALHO, J.L.N., CERRI, C.E.P., CERRI, C.C., FEIGL, B.J. Soil greenhouse gas fluxes from vinasse application in Brazilian sugarcane areas. *Geoderma*, n° 200, p. 77-84, 2013.

OLIVEIRA, C.M., CRUZ, A.J.G., COSTA, C.B.B. Improving second generation bioethanol production in sugarcane biorefineries through energy integration. *Applied Thermal Engineering*, nº 109, p. 819 -827, 2016

PALMER, D. G. *Biogas: energy from animal waste.* 1^a Edição. Union Springs, SERI, 1981.

PANT, D., ADHOLEYA, A. Biological approaches for treatment of distillery wastewater: A review. *Bioresource Technology*, n° 98, p. 2321-2334, 2007.

PECORA, V. Implantação de uma unidade demonstrativa de geração de energia elétrica a partir do biogás de tratamento do esgoto residencial da USP – Estudo de caso. 2006. 153 f. Mestrado (energia). Universidade de São Paulo, São Paulo.

PEDROSO, D.T., MACHIN, E.B., PÉREZ, N.P., BRAGA, L.B., SILVEIRA, J.L. Technical assessment of the Biomass Integrated Gasification/Gas Turbine Combined Cycle (BIG/GTCC) incorporation in the sugarcane industry. *Renewable Energy*, n^o 114, p. 464-479, 2017.

PELLEGRINI, L.F., OLIVEIRA JÚNIOR, S. Combined production of sugar, ethanol and electricity: Thermoeconomic and environmental analysis and optimization. *Energy*, nº 36, p. 3704-3715, 2011.

PELLEGRINI, L.P. Análise e otimização termo-economica-ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade. 2009. 349 f. Doutorado (Engenharia Mecânica). Universidade de São Paulo, São Paulo.

PEREIRA, S.C., MAEHARA, L., MACHADO, C.M.M, FARINAS, C.S. 2G ethanol from the whole sugarcane lignocellulosic biomass, *Biotechnology for biofuels*, n^o 08, p.1-16, 2015.

PEREIRA, S.C., MAEHARA, L., MACHADO, C.M.M, FARINAS, C.S. Physicalchemical-morphological characterization of the whole sugarcane lignocellulosic biomass used for 2G ethanol production by spectroscopy and microscopy techniques. *Renewable Energy*, n^o 87, p. 607-617, 2016.

POVEDA, M.M.R. Análise econômica e ambiental do processamento da vinhaça com aproveitamento energético. 2014. 160 f. Mestrado (Energia) Universidade de São Paulo, São Paulo, 2014. PROBIOGÁS. Barreiras e propostas de soluções para o mercado de biogás no brasil. 1ª Edição. Ministério das Cidades, Brasília, 2016.

PROMON. Vinhoto: Avaliação Técnico-Econômica de Processos de Reaproveitamento - Vol. 1. 1ª edição. Rio de Janeiro, CTP, 1979.

QUINTEIRO, J.A., MONTOYA, M.I., SÁNCHEZ, O.J., GIRALDO, O.H., CARDONA, C.A. Fuel ethanol production from sugarcane and corn: comparative analysis for a Colombian case. *Energy*, n° 33, p.385-399, 2008.

REN 21. Renewables 2016 Global Status Report. Paris, 2016.

ROITMAN, T., DELGADO, F. Biocombustíveis. Boletim energético 2017. FGV Energia, 2017.

ROSNER, D.E., ZUGASTI, M.A. Estimating transport-shifted acid dew-point surface temperatures and conditions for the avoidance of acid mists in energy recovery operations. *Chemical Engineering Science*, n^o 75, p. 243-249, 2012.

ROSSETO, R., SANTIAGO, A.D. Adubação - resíduos alternativos, 2006.Disponívelem:<<u>www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-</u>acucar/arvore/CONTAG01_39_711200516717.html>. Acessado em agosto de 2019.

ROVIRA, A., SÁNCHEZ, C., MUÑOZ, M. Analysis and optimisation of combined cycles gas turbines working with partial recuperation. *Energy Conversion and Management*, nº 106, p. 1097–1108, 2015.

RYCKEBOSCH, E., DROUILON, M., VERVAEREN, H. Techniques for transformation of biogas to biomethane. *Biomass & Bioenergy*, nº 35, p. 1633 – 1645, 2008.

SAAD, M.B.W. Avaliação Técnica e Econômica Preliminar de Produção de Etanol via Hidrólise Enzimática de Bagaço de Cana-de-Açúcar. 2010, 138 f. Mestrado (Biotecnologia Industrial). Universidade de São Paulo, Lorena, 2010.

SALOMON, K. R. Avaliação Técnico-Econômica e Ambiental da Utilização do Biogás Proveniente da Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias para Geração de Eletricidade. 2007. 247 f. Doutorado (Engenharia Mecânica). Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2007.

SALOMON, K.R., LORA, E.E.S. Estimate of the electric energy generating potential for different sources of biogas in Brazil. *Biomass and Bioenergy*, n° 33, p. 1101 – 1107, 2009.

SANCHEZ, A., GOMEZ, D. Analysis of historical total production costs of cellulosic ethanol and forecasting for the 2020-decade. *Fuel*, nº 130, p. 100-104, 2014.

SANCHEZ, A., GÜITRÓN, V.S., MAGAÑA, G., GUTIERREZ, L. Parametric analysis of total costs and energy efficiency of 2G enzymatic ethanol production. *Fuel*, nº 113, p.165–179, 2013.

SANTOS, V.E.N., ELY, R.N., SZKLO, A.S., MAGRINI, A. Chemicals, electricity and fuels from biorefineries processing Brazil's sugarcane bagasse: Production recipes and minimum selling prices. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, n^o 53, p. 1443–1458, 2016.

SÃO PAULO. Lei nº 11.241, 2002.

SÃO PAULO. Protocolo de intenções. Disponível em: <arquivos.ambiente.sp.gov.br/etanolverde/2016/12/Protocolo_UNICA_2015.pdf>. Acessado em 03 Out. 2017.

SARR, J.A.R., MATHIEU-POTVIN, F. Increasing thermal efficiency of Rankine cycles by using refrigeration cycles: A theoretical analysis. *Energy Conversion and Management*, nº 121, p. 358-379, 2016.

SATAYAWALI, Y., BALAKRISHNAM, M. Wastewater treatment in molassesbased alcohol distilleries for COD and color removal: A review. *Journal of Environmental Management*, n° 86, p. 481-497, 2008.

SEABRA J.E.A., MACEDO I.C. Comparative analysis for power generation and ethanol production from sugarcane residual biomass in Brazil. Energy Policy, n° 39, p. 421–428, 2011.

SILVA, C.L.B. *Limpeza e Purificação de Biogás*. 2014. 103 f. Mestrado (Engenharia Mecânica) Universidade de Trás-dos-Montes e Alto Douro, Vila Real, 2009.

SILVA, E. A. Esterilização de Mosto para a Produção de Etanol. 2019. Mestrado (Tecnologia Nuclear). Instituto de Pesquisas Energéticas e Nucleares, São Paulo, 2019.

SILVA, J.G., SERRA, G.E., MOREIRA, J.R., GONÇALVES, J.C., GOLDEMBERG, J. Energy Balance for Ethyl Alcohol Production from Crops. Science, nº 201, p. 903 - 906, 1978.

SILVERIO, M.S. *Digestão anaeróbia de vinhaça 2G para produção de biogás*. 2016. 80 f. Mestrado (Microbiologia Agrícola) Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2016. SIMS, R.E., MABEE, W., SADDLER, J.N., TAYLOR, M. An overview of second generation biofuels technologies. *Bioresource Technology*, n° 101, p. 1570 – 1580, 2010.

SMEETS, E., JUNGINGER, M., FAAIJ, A., WALTER, A., DOLZAN, P., TURKENBURG, W. The sustainability of Brazilian ethanol—An assessment of the possibilities of certified production. *Biomass & Bioenergy*, n° 32, p. 781-813, 2008

SOUZA, J.K.C., MESQUITA, F.S., NETO, J.D., SOUZA, M.M.A., FARIAS, C.H.A., MENDES, H.C, NUNES, R.M.A. Fertirrigação com vinhaça na produção de cana-de-açúcar. *ACSA*, nº 11, p. 7-12, 2011.

STATTMAN, S.L., HOSPES, O., MOL, A.P.J. Governing biofuels in Brazil: A comparison of ethanol and biodiesel policies. *Energy Policy*, n° 61, p. 22–30, 2013.

SUN, Q., LI, H., YAN, J., LIU, L., YU, L., YU, X. Selection of appropriate biogas upgrading technology-a review of biogas cleaning, upgrading and utilization. Renewable and Sustainable Energy Reviews, N^o 51, p. 521–532, 2015.

SUNG, T., KIM, S., KIM, K.C. Thermoeconomic analysis of a biogas-fueled micro-gas turbine with a bottoming organic Rankine cycle for a sewage sludge and food waste treatment plant in the Republic of Korea. *Applied Thermal Engineering*, n^o 127, p. 963–974, 2017.

SZARGUT, J. Exergy Method: Technical and Ecological Applications. 1^a edição, Boston, WIT Press, 2005.

SZARGUT, J., MORRIS, D.R., STEWARD, F.R. Exergy Analysis of Thermal, Chemcial and Metallurgical Processes. 1^a edição. Nova York, Hemisphere Publishing Corporation, 1998.

TCHANCHE, B.F, PÉTRISSANS, M., PAPADAKIS, G. Heat resources and organic Rankine cycle machines. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, n^o 39, p. 1185–1199, 2014.

TCHERMA, A.H. Tabela de decisão adaptativa na tomada de decisão multicritério. 2009. 172 f. Doutorado (engenharia de computação e sistemas digitais). Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

TEWARI, P.K., BATRA, V.S., BALAKRISHNAM, M. Water management initiatives in sugarcane molasses based distilleries in India. Resources Conservation & Recycling, n° 52, p. 351-367, 2007.

TIAN, Z., MOHAN, G.R., INGRAM, L., PULLAMMANAPPALLIL, P. Anaerobic digestion for treatment of stillage from cellulosic bioethanol production. *Bioresource Technology*, n° 144, p. 387-395, 2013.

TIDBALL, R. BLUESTEIN, J., RODRIGUEZ, N., KNOKE, S. Cost and performance assumptions for modeling electricity generation technologies. NREL, 2010.

TURDERA, M.V. Energy balance, forecasting of bioelectricity generation and greenhouse gas emission balance in the ethanol production at sugarcane mills in the state of Mato Grosso do Sul. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, n° 19, p. 582–588, 2013.

TURTON, R., BAILIE, R.C., WHITING, W.B., SHAEIWITZ, J.A. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. 3^a edição, Prentice-Hall, 2009.

UNFCCC (UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE). CER demand, CDM outlook and article 6 of the Paris Agreement. Disponível em: <unfccc.int/files/na/application/pdf/04_current_cer_demand_cdm_ and_art__6_of_the_pa_nm.pdf>. Acessado em agosto de 2018.

UNICA (UNIÃO NACIONAL DAS INDÚSTRIAS DA CANA-DE-AÇÚCAR). Alguns números da bioeletricidade em 2018. Disponível em: <<u>www.unica.com.br/documentos/documentos/</u>>. Acessado em: 02 fev. 2019c.

UNICA (UNIÃO NACIONAL DAS INDÚSTRIAS DA CANA-DE-AÇÚCAR). Consumo de combustíveis. Disponível em: <<u>www.unicadata.com.br</u>>. Acessado em: 02 fev. 2019b.

UNICA (UNIÃO NACIONAL DAS INDÚSTRIAS DA CANA-DE-AÇÚCAR). Histórico de produção e moagem. Disponível em: <<u>www.unicadata.com.br</u>>. Acessado em: 02 fev. 2019a.

UNICA (UNIÃO NACIONAL DAS INDÚSTRIAS DA CANA-DE-AÇÚCAR). Relatório final da safra 2017/2018 – região centro-sul. Disponível em: <<u>www.unicadata.com.br</u>>. Acessado em: 02 fev. 2019d.

VIIKARI, L., VEHMAANPERA, J., KOIVULA, A. Lignocellulosic ethanol: From science to industry, *Biomass and Bionergy*, nº 36, p. 13-24, 2012.

WATSON, J., ZHANG, Y, SI, B., CHEN, W.T., SOUZA, R. Gasification of biowaste: A critical review and outlooks. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, n^o 83, p. 1–17, 2018.

WHISTANCE, J., THOMPSON, W., MEYER, S. Interactions between California's Low Carbon Fuel Standard and the National Renewable Fuel Standard. *Energy Policy*, nº 101, p. 447-455, 2017.

WILKIE, A.C., RIEDESEL, K.J., OWENS, J.M. Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks. *Biomass & Bioenergy*, n° 19. p. 63-102, 2000.

APÊNDICES

A. Ciclos termodinâmicos para geração de energia

a) Ciclo Rankine

O ciclo Rankine é o ciclo de geração de potência mais utilizado no mundo para geração de energia elétrica, geralmente baseando-se no consumo de combustíveis fósseis, biomassa ou combustíveis nucleares (MOREIRA, 2017; SARR, MATHIEU-POTVIN, 2016). Atualmente, esta tecnologia é a mais competitiva para geração de energia elétrica (ABOELWAFA et al., 2018) e, ainda assim, este é modo mais primário de se utilizar a energia (BAIN et al., 1998)

Este ciclo termodinâmico é caracterizado pelo fato de o fluido de trabalho mudar de fase ao longo do ciclo. Os seguintes quatro processos ideais compõem o ciclo Rankine (BORGNAKKE, SONNTAG, 2010) (*Figura A-1*):

- a) Processo 1-2: Compressão adiabática reversível do líquido saturado, com consumo de potência (bomba);
- b) Processo 2-3: Transferência de calor a pressão constante (aporte de calor pela queima de combustível), com mudança de fase do líquido para vapor (caldeira);
- c) Processo 3-4: Expansão adiabática reversível do vapor superaquecido, com geração de trabalho mecânico (turbina a vapor) e potência elétrica (gerador);
- d) Processo 4-1: Transferência de calor a pressão constante (rejeito de calor), com mudança de fase do vapor para líquido (condensador);

Deve-se notar que o ciclo Rankine apresentado já conta com bombeamento na fase líquida e expansão de vapor superaquecido. O ciclo Rankine mais simples de ser construído é aquele em que os processos de bombeamento e de expansão ocorrem na região de equilíbrio líquido-vapor. Na prática, esta situação é inviável, uma vez que bombas não são construídas para bombeamento bifásico e que a presença de água líquida nas pás das turbinas pode causar a erosão destas partes (MOREIRA, 2017). Além do esquema resumido do ciclo Rankine que é representado na *Figura A-1*, as transformações que ocorrem no ciclo, representadas no diagrama termodinâmico temperatura-entropia (diagrama TS) típico de uma substância pura, também são evidenciadas nesta figura.





FONTE: adaptado de BORGNAKKE, SONNTAG, 2010

Os processos 3-4 e 1-2 não são, na realidade, reversíveis: há geração de entropia no processo de conversão de energia, de acordo com a Segunda Lei da Termodinâmica (ou seja, não são processos isoentrópicos – há perdas irreversíveis na bomba e na turbina). As irreversibilidades causam uma produção de potência na turbina menor do que seria produzido idealmente (BORGNAKKE, SONNTAG, 2010).

Geralmente, no ciclo Rankine, utiliza-se água como fluido de trabalho devido à sua disponibilidade, elevada densidade e altas entalpias (TCHANCHE et al., 2014), para que possam ser obtidas temperaturas mais elevadas de vapor, permitindo, assim, ciclos mais eficientes e com menor custo de investimento (ABOELWAFA et al., 2018). Avanços no ciclo Rankine aparecem no uso de substâncias orgânicas como fluido de trabalho, uma vez que, com tais substâncias, a expansão na turbina pode ser "seca" (sem presença de fase líquida). Esta configuração é mais indicada para pequenas centrais termoelétricas (MOREIRA, 2017)

O rendimento térmico do ciclo Rankine (razão entre o trabalho líquido gerado e o aporte de calor do combustível para a caldeira) está intimamente ligado às temperaturas e pressões envolvidas no processo: quanto mais elevadas, maior o rendimento. Tal rendimento é tipicamente baixo, encontrando-se em valores próximos de 25%. Este rendimento pode ser melhorado utilizando-se ciclos regenerativos, com aquecimento da água de alimentação da caldeira pelo uso de extrações da turbina a vapor. (BORGNAKKE, SONNTAG, 2010).

b) Ciclo Brayton

O ciclo Brayton caracteriza-se pelo uso de turbinas a gás, com o fluido de trabalho não mudando de fase durante os processos termodinâmicos: ele encontrase, sempre, no estado gasoso. O uso de turbinas a gás é um modo avançado de geração de energia, com benefícios como: tamanho compacto dos equipamentos, menores emissões e alta confiabilidade nos sistemas (NI et al., 2017). Outro benefício é o fato de os ciclos com turbinas a gás apresentarem maiores rendimentos quando comparados ao ciclo Rankine (BRIDGWATER, 1995).

O ciclo a turbina a gás pode ser resumido nos seguintes processos ideais (BORGNAKKE, SONNTAG, 2010) (*Figura A-2*):

- a) Processo 1-2: Compressão adiabática reversível do gás, com consumo de potência (compressor);
- b) Processo 2-3: Transferência de calor a pressão constante (aporte de calor pela queima de combustível no queimador);
- c) Processo 3-4: Expansão adiabática reversível do gás quente, com geração de trabalho mecânico (turbina a gás) e potência elétrica (gerador) e
- d) Processo 4-1: Transferência de calor a pressão constante (rejeito de calor)

Idealmente, o ciclo Brayton é aproximado pelo ciclo padrão a ar: funciona como se o fluido de trabalho fosse ar atmosférico, com propriedades termodinâmicas

constantes e assume-se a simplificação de que os fluidos tenham as mesmas propriedades do ar para efeitos de cálculos. Ainda, para feitos de modelo, admite-se que existam trocadores de calor onde ocorrem as etapas de admissão e de rejeito de calor. Em situações reais, o fluido de trabalho na compressão é ar e na expansão são gases de combustão, a admissão de calor se dá pela queima de um combustível na câmara de combustão da turbina e o trocador de calor onde ocorre o rejeito térmico não existe: os gases quentes são rejeitados para a atmosfera e o ar admitido no compressor vem da atmosfera. Nesta situação real, denomina-se tal ciclo como ciclo Brayton. (MOREIRA, 2017). A *Figura A-2* representa esquematicamente o ciclo padrão a ar e apresenta os processos termodinâmicos relevantes no diagrama TS de uma substância pura gasosa. A *Figura A-3* apresenta uma representação esquemática do ciclo Brayton.

Assim como no ciclo Rankine, os processos considerados isoentrópicos não são, na realidade, reversíveis. Há perdas no compressor e na turbina que fazem com que o trabalho gerado na turbina a gás seja menor do que o trabalho gerado no ciclo ideal (BORGNAKKE, SONNTAG, 2010). O rendimento do ciclo Brayton está intimamente ligado à razão entre as pressões de saída do compressor e de exaustão da turbina (denominada taxa de compressão) e tipicamente gira em torno de 35%. A exaustão de gases quentes (a aproximadamente 500 °C) pode ser aproveitada para pré-aquecer o ar após a compressão, aumentando o rendimento térmico do ciclo. Este é chamado de ciclo Brayton regenerativo (GOODARZI, 2016).

O ciclo Brayton funciona apenas com combustíveis gasosos, não sendo adequado para aproveitamento energético direto da biomassa. Para tal, uma alternativa é a gaseificação da biomassa, com posterior combustão do gás gerado em turbinas a gás (DANTAS et al., 2013).



Figura A-2: Representação esquemática do ciclo padrão a ar.

FONTE: adaptado de BORGNAKKE, SONNTAG, 2010.



Figura A-3: Representação esquemática do ciclo Brayton.

FONTE: adaptado de BORGNAKKE, SONNTAG, 2010.

c) Ciclo combinado Brayton-Rankine

A exaustão de turbinas a gás do ciclo Brayton tem temperatura relativamente elevada, podendo esta energia térmica ser utilizada para alguma finalidade ao invés de ser despejada na atmosfera. Uma possibilidade é a utilização destes gases quentes para a geração de vapor para acionamento de uma turbina a vapor, rodando um ciclo Rankine acoplado ao ciclo Brayton (MOREIRA, 2017). O objetivo procurado ao se acoplar os dois ciclos é aproveitar o aporte térmico dos gases de exaustão da turbina e maximizar a geração de energia sem aumentar o uso de combustível, aumentando, assim, o rendimento do ciclo final e diminuindo emissões de GEE (GARCIA et al., 2017).

O esquema mais utilizado de um ciclo combinado Brayton-Rankine é aquele com o uso de uma HRSG, onde os gases quentes da exaustão da turbina a gás são utilizados para promover a mudança de fase e aquecimento da água (ROVIRA et al. 2015). A *Figura A-4* mostra uma representação esquemática desta configuração de ciclo combinado.



Figura A-4: Representação esquemática do ciclo combinado Brayton-Rankine com HRSG.

FONTE: adaptado de MOREIRA, 2017.

O rendimento do ciclo combinado apresenta valores de rendimento mais elevados quando comparado a máquinas térmicas que operam isoladamente. Para o ciclo combinado Brayton-Rankine, rendimentos de mais de 50% podem ser alcançados (MOREIRA, 2017).

d) Cogeração

A cogeração consiste na produção de duas ou mais fontes de energia a partir do mesmo combustível (ISA et al., 2017). Assim, a cogeração é recomendada quando se buscam racionalização de recursos energéticos, uso eficiente da energia e a redução de impactos ambientais (MOREIRA, 2017).

O conceito de cogeração, em si, não é novo. Ele existe há mais de um século, mas seu uso só veio à tona novamente após o choque do petróleo em 1970, quando surgiu a preocupação com o uso racional dos combustíveis fósseis (MOREIRA, 2017). O uso da cogeração pode ter como objetivo a produção de calor em elevadas temperaturas, com eventual uso ou venda da energia elétrica gerada (ciclos tipo *bottoming*) ou pode ter como objetivo a produção de energia elétrica, com eventual uso da energia térmica para satisfazer requerimentos térmicos do processo (ciclos tipo *topping*). Processos industriais geralmente são do tipo *bottoming*, ou seja, a prioridade é a produção de calor para o processo (AL MOUSSAWIA et al., 2017).

Geralmente, representam-se os fluxos energéticos de processos de cogeração em digramas de Sankey, como mostrado na *Figura A-5*. O rendimento de processos de cogeração (baseado na 1ª Lei da Termodinâmica) geralmente é muito mais elevado do que processos de geração e energia elétrica ou térmica isolados. Para aplicação com máquinas térmicas de geração de energia elétrica e calor, valores em torno de 85% podem ser esperados (MOREIRA, 2017).



Figura A-5: Diagramas de Sankey para cogeração e geração isolada de calor e energia elétrica.

FONTE: Elaboração do autor.

Em particular, o processo de produção de energia em usinas de produção de etanol é configurado como uma cogeração tipo *topping* usando ciclo Rankine: a partir da queima direta do bagaço de cana, produz-se energia térmica, na forma de vapor, para aquecimento de correntes de processo e para as etapas de destilação e produz-se energia elétrica para acionamento de motores e das moendas, com venda do excedente (ARSHAD, AHMED, 2016; ALVES. et al., 2015).

B. Eficiências energética e exergética dos ciclos de cogeração

Em ciclos de cogeração, o rendimento está associado ao uso da energia elétrica e da energia térmica útil e ao aporte energético na forma de combustível utilizado para produzir a energia elétrica e o calor. O rendimento é definido conforme mostrado na equação (B-1) (GVOZDENAC et al., 2017):

$$\eta_e = \frac{\dot{W} + \dot{Q}_u}{\dot{F}} \tag{B-1}$$

Este rendimento também é chamado de fator de utilização da energia (MOREIRA, 2017) e é baseado somente na 1ª Lei da Termodinâmica, ou seja, não levam em consideração as diferentes qualidades de calor e trabalho (segundo a 2ª Lei da Termodinâmica).

Nos ciclos considerados, tem-se que:

- W é a potência líquida gerada;
- $\dot{Q}_u = \dot{m}_{vap}(h_{vap} h_{mix})$ (B-2)
- $\dot{F} = \dot{m}_{bag}.PCI_{bag} + \dot{m}_{palha}.PCI_{palha} + \dot{m}_{biog}.PCI_{biog}$. (B-3)

Os valores considerados de PCI para o bagaço, palha e biogás estão apresentados no capítulo 3.2.2 deste trabalho.

Para trabalhar com um valor de rendimento que considere a qualidade da energia, deve-se trabalhar em base exergética. Define-se o rendimento exergético do ciclo de cogeração como mostrado na equação (B-4) (SZARGUT, 2005):

$$\eta_b = \frac{\dot{W} + \Delta \dot{B}_f}{\dot{B}_q} \tag{B-4}$$

Assim, no caso dos ciclos considerados, tem-se:

- *W* é a potência líquida gerada
- $\Delta \dot{B}_f = \dot{m}_{vap} (b_{vap} b_{mix}) = \dot{m}_{vap} (h_{vap} h_{mix}) T_0 (s_{vap} s_{mix})$ (B-5)
- $\dot{B}_q = \dot{m}_{bag} \cdot b_{q,bag} + \dot{m}_{palha} \cdot b_{q,palha} + \dot{m}_{biog} \cdot b_{q,biog}$ (B-6)

Quanto às exergias químicas dos combustíveis, estas devem ser calculadas separadamente. A exergia química do biogás pode ser aproximada como a exergia química da mistura de seus componentes, considerando que estes se comportam como gases ideais (SZARGUT, 2005), conforme mostrado na equação (B-7):

$$b_{q,biog} = \frac{1}{\bar{M}_{biog}} \cdot \left(\sum \tilde{b}_{q,i} + R.T_0.\sum y_i \ln y_i \right)$$
(B-7)

Já para o bagaço e a palha, pode-se estimar a exergia química por correlações apresentadas por SZARGUT (2005) para biomassa, que relacionam a exergia química da biomassa com seu PCI, sua umidade e sua composição elementar, entre outros, conforme mostrado nas equações (B-8) e (B-9):

$$b_{q,biom} = \beta . \left(PCI_{biom} + x_w . h_{lv} \right) + x_w . b_{q,H2O,l} + x_S . \left(b_{q,S} - PCI_S \right) + x_{cz} . b_{q,cz}$$
(B-8)

$$\beta = \frac{\frac{1,0412+0,2160 \cdot \frac{x_{H_2}}{x_C} + 0,2499 \cdot \frac{x_{O_2}}{x_C} \left(1+0,7884 \cdot \frac{x_{H_2}}{x_C}\right) + 0,0450 \cdot \frac{x_{N_2}}{x_C}}{1-0,3035 \cdot \frac{x_{O_2}}{x_C}} \tag{B-9}$$

Valores da exergia química padrão de substâncias simples, como CH₄, H₂O, CO₂, etc. podem ser encontrados na literatura (SZARGUT et al., 1998). As composições mássicas consideradas para o bagaço e a palha estão mostradas na **Tabela B-1**.

Elemento	Bagaço	Palha		
С	0,4527	0,462		
Н	0,065	0,062		
N	0,006	0,005		
0	0,452	0,430		
S	0,001	0,001		
Cinzas +Cl	0,024	0,039		
Cinzas +Cl	0,024	0,039		

 Tabela B-1:
 Composição elementar do bagaço e da palha (frações mássicas em base seca)

FONTE: Adaptado de PELLEGRINI, 2009.

Já as exergias padrão calculadas para o biogás, bagaço de cana e palha de cana estão mostradas na *Tabela B-2*:
Substância	Exergia química padrão (kJ/kg)
Biogás	21.528,52
Biogás dessulf.	24.380,94
Biometano	34.437,58
Bagaço	9.667,30
Palha	13.818,90

Tabela B-2: Exergias químicas padrão das substâncias de interesse.

Os valores de exergia calculados são coerentes com aqueles observados para a literatura (PELLEGRINI, OLIVEIRA JÚNIOR, 2011).

Para cálculo das eficiências energética e exergética dos ciclos de cogeração propostos nos CD, é necessário avaliar as propriedades termodinâmicas das correntes de entrada e saída destes ciclos. Para simplificação dos cálculos, considerase que as entradas de água de *make-up* e de retorno de condensado se misturem em uma única corrente de entrada. As propriedades termodinâmicas das correntes de interesse foram avaliadas utilizando o *software* PowerFNESS[®] e são mostradas na *Tabela B-3*.

Fluxo	T (°C)	P (bar a)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
Vapor de processo	127,4	2,5	2.716,40	7,052
Condensado	110,0	2,0	461,48	1,418
Água de <i>make-up</i>	25,0	2,0	105,02	0,367
Mistura de entrada	100,5	2,0	421,28	1,312

Tabela B-3: Propriedades dos fluxos de entrada e saída dos ciclos termodinâmicos.

Por fim, considera-se que as condições ambientes são $T_0 = 25$ °C e $p_0 = 1$ bar.

C. Processo de limpeza e upgrading do biogás

O processo de limpeza e/ou *upgrading* do biogás envolvem, basicamente, a retirada de contaminantes como H₂S e NH₃ e a remoção de CO₂ para ajuste do poder calorífico do gás. A remoção destes componentes diminui a disponibilidade de gás combustível, ao passo que enriquece seu poder calorífico.

Para estimativa da composição e disponibilidade do produto da limpeza e *upgrading* do biogás, foi utilizado o modelo proposto por JOPPERT et al. (2018), que utiliza equações de balanço de massa para estimar a disponibilidade e composição do biogás após limpeza e *upgrading*, considerando estes processos como uma "caixapreta". O modelo estabelece três importantes parâmetros para estimar a disponibilidade do biometano ou biogás dessulfurizado: a remoção de H₂S, a remoção de CO₂ e a perda de CH₄ no processo.

A **Tabela C-1** mostra as composições do biogás de vinhaça *in natura* (dado de entrada do modelo) e as composições e reduções volumétricas da disponibilidade do biogás dessulfurizado e do biometano, bem como os parâmetros assumidos para remoção dos contaminantes e perdas de metano. Deve-se ressaltar que o modelo assume as composições do biogás seco (com umidade previamente removida).

Combustível	Biogás in natura	Biogás dessulfurizado	Biometano
Remoção mássica de H ₂ S ^a	-	98,0	98,0
Remoção mássica de CO2 b	-	-	98,0
Perda mássica de CH4 ^c	-	-	5,0
Redução mássica na disponibilidade (%)	-	0,41	55,53
% vol CH4	65,00	65,20	92,92
% vol CO ₂	32,50	32,60	0,98
ppmv H ₂ S	3.000,0	60,2	90,3
% vol inertes (N ₂)	2,20	2,20	6,09
Densidade (kg/Nm ³)	1,039	1,040	0,695
PCI (kJ/kg) ^d	20.546,00	20.582,98	43.730,09

Tabela C-1: Características	do biogás in natura	i, do biogás dessuli	^f urizado e do biometano.
-----------------------------	---------------------	----------------------	--------------------------------------

^a definido como a razão entre a vazão mássica de H₂S removido e a vazão mássica de entrada de H₂S no biogás *in natura*.

^b definido como a razão entre a vazão mássica de CO₂ removido e a vazão mássica de entrada de CO₂ no biogás *in natura*.

^c definido como a razão entre a vazão mássica de CH₄ perdido no processo e a vazão mássica de entrada de CH₄ no biogás *in natura*.

^d avaliado no software PowerFNESS®.

Considera-se, para fins de cálculo, que o biogás produzido pela biodigestão da vinhaça de etanol 1G e o produzido pela biodigestão da vinhaça do etanol 2G têm a mesma composição.

D. Balanços de Massa e Energia dos Cenários

Descrição do software PowerFNESS®

Para os cálculos dos ciclos termodinâmicos e combustão do bagaço, palha e biogás, foi utilizado o *software* comercial de engenharia PowerFNESS[®]. Este *software* permite a modelagem de circuitos de escoamento de fluidos e ciclos termodinâmicos com interface amigável ao usuário, resolvendo os balanços de massa, energia e entropia dos sistemas inseridos utilizando um algoritmo numérico, de acordo com as condições de contorno de pressão, vazão e temperatura impostas pelo usuário. O *software* também conta com uma base de dados de propriedades termodinâmicas de fluidos.

O PowerFNESS[®] baseia-se na construção do sistema de escoamento ou ciclo termodinâmico constituído de nós e linhas. Os nós representam elementos onde ocorre a união ou separação dos fluxos ou pontos onde são definidos o fluido e as condições de contorno do problema. Em cada nó, são definidas e calculadas todas as propriedades no fluidos (densidade, entalpia, entropia, viscosidade, etc.). As linhas representam elementos de interligação entre os nós, onde são modelados elementos como: trechos retos de tubulação, componentes de tubulação (curvas, válvulas, orifícios, etc.) e equipamentos (bombas, trocadores de calor, caldeiras, turbinas, etc.).

Para calcular ciclos termodinâmicos, o PowerFNESS[®] busca seguir os princípios da conservação de massa, da conservação de energia e da conservação de entropia, representados pela Equação da Continuidade (equação (C-1)), pela Primeira Lei da Termodinâmica (equação (C-2)) e pela Segunda Lei da Termodinâmica (equação (C-3)). As equações mostradas são aplicadas a um volume de controle em regime permanente:

$$\sum \dot{m}_e + \sum \dot{m}_s = 0 \tag{C-1}$$

$$\sum \left(\dot{m} \cdot \left(\frac{v^2}{2} + h + g \cdot z \right) \right)_e + \sum \left(\dot{m} \cdot \left(\frac{v^2}{2} + h + g \cdot z \right) \right)_s + \dot{W}_s + \dot{Q} = 0$$
(C-2)

$$\sum \dot{m}_{e} \cdot s_{e} + \sum \dot{m}_{s} \cdot s_{s} + \dot{S}_{P} + \frac{\dot{Q}}{T} = 0$$
(C-3)

Onde:

m (kg/s) é a vazão mássica que circula numa dada seção;

v (m/s) é a velocidade média na tubulação na seção considerada;

• *h* (J/kg) é a entalpia específica medida na pressão e temperatura da seção considerada;

 s (J/kg.K) é a entropia específica medida na pressão e temperatura da seção considerada;

• z (m) é a cota da seção considerada;

• \dot{W}_s (J) é o trabalho de eixo cedido (positivo) ou inserido (negativo) entre as duas seções consideradas;

Q (J) é o calor inserido (positivo) ou cedido (negativo) entre as duas
 seções consideradas;

• \dot{S}_P (J) é entropia produzida entre as duas seções consideradas;

• g é a aceleração da gravidade (9,8 m/s²);

Obs: os subscritos "e" e "s" indicam a entrada e a saída da seção, respectivamente.

Em cada linha que une dois nós de um ciclo ou circuito, é possível determinar parâmetros relativos ao cálculo de rede de escoamentos, tais como: diâmetro, comprimento, rugosidade e composição da tubulação; imposição de troca térmica com o ambiente exterior; cálculo de escoamento bifásico; entre outros.

Posto o equacionamento supramencionado, o PowerFNESS[®] promove uma linearização do sistema de equações de balanço de massa e energia. Após a linearização, utiliza-se a técnica de elementos finitos na montagem do sistema de equações, em que a matriz do sistema é construída a partir da matriz de rigidez de cada elemento. Assim, chega-se a um sistema de equações lineares, representado por uma matriz simétrica.

Os equipamentos utilizados nas simulações têm os seguintes dados de entrada:

- a) Caldeiras
 - Pressão e temperatura do vapor produzido;
 - PCI do combustível;
 - Rendimento térmico da caldeira.

- b) Turbina a vapor
 - Pressão de entrada;
 - Pressão na saída (extração e vácuo);
 - Curva de rendimento isoentrópico (rendimento x vazão);
 - o Rendimento mecânico e elétrico do redutor e gerador.
- c) Turbinas a gás
 - Composição do combustível;
 - Vazão de produtos de combustão;
 - o Temperatura de saída;
 - o Potência gerada.
- d) Bombas
 - Curva da bomba (variação de pressão x vazão);
 - Curva de rendimento da bomba (rendimento x vazão).
- e) Trocadores de calor
 - Temperatura na saída de uma das correntes.
- f) Desaerador
 - Pressão de saída.
- g) Dessuperaquecedor
 - Temperatura na saída de vapor.
- h) Válvula redutora de pressão
 - Vazão de passagem de vapor.

O PowerFNESS[®] também conta com um módulo de cálculo de combustão (FComb), onde é possível inserir a composição elementar do combustível, além de outros dados pertinentes (excesso de ar, umidade do combustível, etc.) para cálculo de parâmetros relevantes ao processo de combustão, tais como: temperatura adiabática de chama, composição dos gases de combustão, razão entre vazão de ar e combustível, entre outras. O módulo FComb é automaticamente utilizado quando se simula uma turbina a gás, mas o mesmo não ocorre quando se simula uma caldeira. Desta forma, o balanço de energia do "lado dos gases" da caldeira deve ser realizado em separado do módulo da caldeira em si, utilizando-se um trocador de calor, por exemplo.

Simplificações assumidas

As seguintes simplificações foram assumidas dentro do software PowerFNESS[®] para cálculo dos ciclos termodinâmicos:

- a) Termos da velocidade na equação (C-2) desprezados;
- b) Sem variações de cotas;
- c) Perda de carga entre dois nós não foi considerada;
- d) Trocas de calor com o ambiente não foram consideradas;
- e) Curvas de rendimento isoentrópico para turbinas a vapor foi considerada uma horizontal reta no valor indicado no item 3.2.4;
- f) Curvas das bombas foi considerada uma linha reta horizontal, de forma a promover a pressão na saída mostrada no item 3.2.4;
- g) Combustão completa dos combustíveis;
- h) Temperatura dos gases de combustão antes da troca de calor na caldeira é igual à temperatura adiabática de chama.

Resultados das simulações

O módulo FComb foi utilizado para o cálculo da combustão do bagaço de cana, da palha de cana e do biogás queimado em caldeiras a gás e turbinas a gás (neste último caso, reproduziu-se os cálculos de combustão do biogás tratado utilizado nas turbinas a gás, que já estão embutidos no próprio módulo da turbina a gás no PowerFNESS[®]).

Os resultados do módulo FComb para os combustíveis citados foram utilizados para a estimativa de parâmetros relevantes no tocante aos gases de combustão, tais como: vazão, composição química e temperatura de saída da caldeira.

Os excessos de ar utilizados foram de 30% para bagaço e palha (valor recomendado por fornecedores de caldeiras de queima de bagaço e palha) e de 25% para o biogás (NIJAGUNA, 2002). Os excessos de ar para as turbinas a gás (biogás limpo e biometano) foram calculados pelo PowerFNESS[®].

	Identificação	bagaço de Cana 🔍	palha de cana 🔍	biogás 🗸 🗸	biogás limpo 🔍 🗸	BIOMETANO
Carbono (C)	%m bs	45,27	46,20	46,03	46,198	66,123
Hidrogenio (H)	%m bs	6,47	6,20	10,25	10,339	21,965
Oxigênio (O)	%m bs	45,17	43,00	40,92	41,026	1,839
Nitrogênio (N)	%m bs	0,60	0,50	2,42	2,430	10,057
Enxofre (S)	%m bs	0,10	0,10	0,38	0,008	0,017
Cinzas (z)	%m bs	2,39	4,00	0	0	0
SOMA	%m bs	100,000	100,000	100,000	100,001	100,001
Umidade (w)	%m bu	50	15	0	0	0
PCI	kJ/kg cq	7500	12150	20546	20584,310	43729,308
PCS	kJ/kg cq	9427,381	13666,703	22783,354	22841,091	48523,795
Calor Específico	kJ/kg.K	2,95	2,09	1,45	1,51	2,10
Temperatura	°C	25	25	25	25	25,000
OXIDANTE	kg/kg cq	3,555	6,163	8,807	48,222	53,230
Oxigênio (O2)	%v bs	21,000	21,000	21,000	21,000	21,000
Nitrogênio (N2)	%v bs	79,000	79,000	79,000	79,000	79,000
Umidade (w)	g H2O/kg as	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
Excesso de Ar	%	30,000	30,000	25,000	581,600	254,15
Temperatura	°C	25,000	25,000	25,000	25,000	25,000
Densidade	kg/Nm³	1,291	1,291	1,291	1,291	1,291
Calor Específico	kJ/kg.K	1,009	1,009	1,009	1,009	1,009
Massa Molecular	kg/kgmol	28,968	28,968	28,968	28,968	28,968
GASES COMBUSTÃO	kg/kg cq	4,543	7,129	9,807	49,222	54,230
TEMP. ADIAB. CHAMA	°C	1262,637	1382,754	1655,844	420,374	747,683
GASES COMBUSTÃO	kg/kg cq	4,543	7,129	9,807	49,222	54,230
CO2	%v bs	15,463	15,475	13,113	2,327	3,080
H20	%v bs	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
SO2	%v bs	0,013	0,013	0,041	0,000	0,000
02	%v bs	4,880	4,881	4,369	18,049	15,495
N2	%v bs	79,644	79,632	82,477	79,624	81,425
Massa Molecular	kg/kgmol	27,423	29,012	28,584	28,886	28,599
Temp. Adiab. Chama	∞	1262,637	1382,754	1655,844	420,374	747,683
CO2	%m bu	18,254	20,183	17,198	3,439	4,468
H20	%m bu	17,368	8,710	9,340	1,877	3,620
SO2	%m bu	0,022	0,024	0,077	0,000	0,001
02	%m bu	4,189	4,628	4,166	19,392	16,340
N2	%m bu	60,167	66,456	69,218	75,292	75,572

Figura D-1: Resultados do módulo FComb para a combustão do bagaço de cana, da palha de cana e do biogás (cru, limpo e após upgrading).

Já na Figura D-2 à Figura D-22, mostram-se os resultados obtidos nas simulações dos 20 cenários estudados.

Figura D-2: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CR.



Figura D-3: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-1A-BV.





Figura D-4: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-1B-BV.

Figura D-5: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-2-BV.





Figura D-6: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-3A-BV.



Figura D-7: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-3B-BV.

Figura D-8: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-4A-BV.



Figura D-9: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-4B-BV.



Figura D-10: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-5-BV.





Figura D-11: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-6A-BV.



Figura D-12: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-6B-BV.

Figura D-13: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-1A-BVT.





Figura D-14: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-1B-BVT.







Figura D-16: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-3A-BVT.



Figura D-17: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-3B-BVT.

Figura D-18: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-4A-BVT.





Figura D-19: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-4B-BVT.

Figura D-20: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-5-BVT.





Figura D-21: Resultado da simulação no PowerFNESS® para o cenário CD-6A-BVT.



Figura D-22: Resultado da simulação no PowerFNESS[®] para o cenário CD-6B-BVT.

E. Resultados do dimensionamento e precificação dos equipamentos

A **Tabela E-1** mostra o resultado do dimensionamento dos equipamentos para cada cenário analisado, indicando a quantidade de equipamentos instalados vezes a capacidade unitária de cada equipamento.

unidade	CD-1A-BV	CD-1B-BV	CD-2-BV	CD-3A-BV	CD-3B-BV	CD-4A-BV	CD-4B-BV	CD-5-BV	CD-6A-BV	CD-6B-BV
	1 x 29,5	-	-	-		1 x 41,7	-	-	-	-
		3 x 10,0	-	-			4 x 10,0			
				1 x 21,8	1 x 25,9				1 x 24,4	1 x 29,1
			1 × 27,2	1 x 27,1	1 x 28,9	-	-	1 x 27,5	1 x 27,5	1 x 29,4
				-	1 × 10,6			-		1 x 11,9
			11 × 1,0	11 × 1,0	ı			13 x 1,0	13 x 1,0	
		'	1 x 0,6	1 x 0,6	1 × 0,6		'	1 x 0,6	1 × 0,6	1 x 0,6
			1 x 376,5	1 x 376,6	1 x 467,5			1 x 420,0	1 x 419,6	1 x 524,3
			1 x 72,6	1 x 72,4	1 x 58,7		-	1 x 73,4	1 x 58,7	1 x 58,7
			1 x 2.332,0	-			-	1 x 3.468,8		
	8 x 5.000,0	8 x 5.000,0	8 x 5.000,0	8 x 5.000,0	8 x 5.000,0					
			1 x 22,2	1 x 22,2	1 x 22,2		-	1 x 24,9	1 x 24,9	1 x 24,9
					1 x 5.100,2					1 x 5.720,5
	1 x 312,5	1 x 24,1	1 x 434,8	1 x 436,2	1 x 439,2	1 × 1.135,5	1 x 811,2	1 x 1.252,5	1 x 1.253,7	1 x 1.257,8
	1 x 26,3	1 x 2,0	1 x 36,6	1 x 36,7	1 × 37,0	1 x 95,6	1 x 68,3	1 × 105,5	1 × 105,6	1 x 105,9
	1 x 52,6	1 × 4,1	1 x 73,2	1 x 73,5	1 × 74,0	1 x 191,3	1 x 136,6	1 × 211,0	1 x 211,1	1 x 211,8
ia	1 x 25,0	1 x 1,9	1 x 34,8	1 x 34,9	1 x 35,1	1 x 90,9	1 x 64,9	1 × 100,2	1 x 100,3	1 x 100,6
	1 x 312,5	1 × 24,1	1 x 434,8	1 x 436,2	1 x 439,2	1 × 1.135,5	1 x 811,2	1 x 1.252,5	1 x 1.253,7	1 x 1.257,8
						1 × 132.000,0	1 × 132.000,0	1 × 132.000,0	1 × 132.000,0	1 × 132.000,0
2						1 x 149.446,7	1 x 173.384,6	1 x 140.826,5	1 x 140.741,1	1 x 140.433,7
e	CD-1A-BVT	CD-1B-BVT	CD-2-BVT	CD-3A-BVT	CD-3B-BVT	CD-4A-BVT	CD-4B-BVT	CD-5-BVT	CD-6A-BVT	CD-6B-BVT
	1 x 45,4	-	-	-	-	1 × 50,0	-	-	-	
		4 × 10,0	-	-	•	-	5 × 10,0	-		
		-	-	1 x 26,6	1 x 31,6		-	-	1 x 29,2	1 x 34,8
	ī		1 x 25,0	1 x 25,0	1 x 27,1			1 x 25,3	1 x 25,3	1 x 27,6
	·		ı		1 x 12,9	'	1			1 x 14,2
	,		14 x 1,0	14 × 1,0	'	'		15 × 1,0	15 x 1,0	'
	,	,	1 x 0,5	1 x 0,6	1 × 0,6			1 x 0,6	1 x 0,5	1 x 0,6
			1 x 459,2	1 x 459,4	1 x 570,2			1 x 503,0	1 x 502,9	1 x 627,1
			1 x 66,8	1 x 66,5	1 x 74,4			1 x 67,6	1 x 67,3	1 x 75,7
			1 x 2.499,7					1 x 2.813,8		
	9 x 5.000,0	9 x 5.000,0	9 x 5.000,0	9 x 5.000,0	9 x 5.000,0					
-	·		1 x 27,1	1 × 27,1	1 x 27,1			1 x 29,8	1 x 29,8	1 x 29,8
~	1	-	-	-	1 × 6.221,1		-	-		1 x 6.841,5
_	1 x 386,8	1 x 34,3	1 x 508,9	1 x 511,1	1 × 515,0	1 × 1.210,1	1 x 821,1	1 x 1.326,8	1 x 1.329,0	1 x 1.333,7
	1 x 32,6	1 x 2,9	1 x 42,9	1 x 43,0	1 x 43,4	1 x 101,9	1 x 69,1	1 × 111,7	1 x 111,9	1 x 112,3
	1 x 65,2	1 x 5,8	1 x 85,7	1 x 86,1	1 x 86,7	1 x 203,8	1 x 138,3	1 x 223,5	1 x 223,8	1 x 224,6
в	1 x 31,0	1 x 2,7	1 x 40,7	1 x 40,9	1 x 41,2	1 x 96,8	1 x 65,7	1 × 106,1	1 × 106,3	1 × 106,7
	1 x 386,8	1 x 34,3	1 x 508,9	1 × 511,1	1 x 515,0	1 x 1.210,1	1 x 821,1	1 x 1.326,8	1 × 1.329,0	1 x 1.333,7
			·			1 × 132.000,0	1 × 132.000,0	1 x 132.000,0	1 x 132.000,0	1 x 132.000,0
~						1 x 140.362,0	1 × 172.653,7	1 x 135.334,7	1 x 135.181,0	1 × 134.832,7

Tabela E-1: Dimensionamento dos equipamentos para cada cenário.

Equipamento	CD-1A-BV	CD-1B-BV	CD-2-BV	CD-3A-BV	CD-3B-BV	CD-4A-BV	CD-4B-BV	CD-5-BV	CD-6A-BV
Caldeira (alta pressão)	12.738	-				15.690		-	
Caldeira (baixa pressão)		2.622					3.496		ı
HRSG				7.837	8.704				8.391
Turbina a vapor			10.009	666.6	10.383	ı	ı	10.077	10.074
Turbina a gás					16.433				
Microturbina a gás			34.771	34.771				41.093	41.093
Bomba de condensado	•	-	30	41	41			41	41
Compressor			755	1.123	1.338			1.229	1.227
Condensador			251	374	339			375	339
Economizador	•	•	3.784					8.743	
Biodigestor	14.744	14.744	14.744	14.744	14.744	14.744	14.744	14.744	14.744
Conjunto para limpeza			3.657	3.658	3.658			3.918	3.918
Conjunto para upgrading					5.104				
Conjunto para pré-tratamento	648	139	062	792	795	1.406	1.149	1.491	1.492
Reator de hidrólise (CSTR)	93	20	113	113	114	201	164	213	213
Reator de hidrólise (PBR)	510	110	622	623	626	1.106	904	1.173	1.174
Conjunto para fermentação	1.465	315	1.786	1.790	1.797	3.178	2.597	3.370	3.372
Conjunto para destilação	3.750	806	4.571	4.581	4.599	8.132	6.647	8.626	8.630
Adaptação nas fornalhas	•		-			1.195	1.195	1.195	1.195
Conjunto para enfardamento	,					32.299	35.918	30.958	30.944
CAPEX total	33.948	18.756	75.883	80.446	68.675	77.951	66.814	127.246	126.847
Equipamento	CD-1A-BVT	CD-1B-BVT	CD-2-BVT	CD-3A-BVT	CD-3B-BVT	CD-4A-BVT	CD-4B-BVT	CD-5-BVT	CD-6A-BVT
Caldeira (alta pressão)	16.509					17.500			
Caldeira (baixa pressão)	,	3.496			,		4.370		
HRSG				8.840	9.803				9.354
Turbina a vapor			9.518	9.507	9.985	-	-	9.592	9.583
Turbina a gás					18.523				
Microturbina a gás		-	44.254	44.254		-	-	47.415	47.415
Bomba de condensado			30	41	41	-		14	41
Compressor			889	1.319	1.566	-	-	1.418	1.418
Condensador			240	356	378	-	-	358	358
Economizador	,	ı	4.079	ı	ı			6.903	ı
Biodigestor	16.587	16.587	16.587	16.587	16.587	16.587	16.587	16.587	16.587
Conjunto para limpeza			4.120	4.121	4.121		-	4.362	4.362
Conjunto para upgrading		-		-	5.750	-	-		
Conjunto para pré-tratamento	737	172	868	871	875	1.460	1.157	1.543	1.545
Reator de hidrólise (CSTR)	105	25	124	124	125	209	165	220	221
Reator de hidrólise (PBR)	580	136	684	685	688	1.149	911	1.215	1.216
Conjunto para fermentação	1.666	389	1.963	1.968	1.977	3.301	2.616	3.488	3.492
Conjunto para destilação	4.262	2997	5.024	5.037	5.061	8.449	6.695	8.929	8.938
Adaptação nas fornalhas			-			1.195	1.195	1.195	1.195
Conjunto para enfardamento	I	I	I	I	ı	30.884	35.806	30.090	30.066
CAPEX total	40.446	21.802	88.380	93.710	75.480	80.734	69.502	133.356	135.791

Tabela E-2: Dimensionamento dos equipamentos para cada cenário.

A **Tabela E-2** mostra o custo estimado total de cada equipamento, considerando as capacidades e quantidades mostradas na **Tabela E-1**.

F. Resultados da Análise de Sensibilidade

A **Figura F-1** até a **Figura F-20** mostram os resultados da análise de sensibilidade variando a capacidade de moagem da planta, o custo de produção do etanol 2G e o preço de venda do CBio para cada cenário simulado.



Figura F-1: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-1A-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE



——87,5%

——100%

→112,5% **→**125%

Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-2: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-1B-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE

7,40 6,40 5,40 (1/02U) 3,40 2,40 1,40 preço venda E1G 0,40 3 4 5 6 7 2 8 Capacidade de moagem (Mt_{cana}/ano) CBio = 0,00 USD/ t_{CO2eq} **——**125% **—**87,5% **—1**00% **——**112,5% CBio = 20,00 USD/t_{CO2eq} **—** 125% **—** 87,5% **—** 112.5% CBio = 40,00 USD/ t_{CO2eq} **—7**5% **—** 87,5% **—**100% - 125% **—** 112,5% CBio = 60,00 USD/t_{CO2eq} ----75% **—**87,5% **—**100% **—** 112.5% **—**125%

Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-3: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-2-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-4: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-3A-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC




Figura F-5: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-3B-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-6: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-4A-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-7: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-4B-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE







Figura F-8: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-5-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE







Figura F-9: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-6A-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE







Figura F-10: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-6B-BV.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-11: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-1A-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-12: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-1B-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-13: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-2-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC





360,0

Figura F-14: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-3A-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE







Figura F-15: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-3B-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE



290,0 270,0 250,0 PMVC (USD/t_{CO2eq}) 0,007 1000 1000 170,0 150.0 130,0 3 5 7 2 4 6 8 Capacidade de moagem (Mt_{cana}/ano) **—**75% **—**87,5% **→**100% **→**112,5% **→**125%

Análise de Sensibilidade - PMVC



Figura F-16: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-4A-BVT.



— 87,5%

—— 100%

—— 112,5%

— 125%





Figura F-17: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-4B-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE







Figura F-18: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-5-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC





Figura F-19: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-6A-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE







Figura F-20: Resultados da Análise de sensibilidade para o cenário CD-6A-BVT.

Análise de Sensibilidade - PMVE



Análise de Sensibilidade - PMVC

