

ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DE PROCESSO
INTEGRADO DE BIOETANOL-BIODIESEL E TRANSFORMAÇÃO
TERMOQUÍMICA DE BIOMASSA

DAYANA FREITAS DOS SANTOS DIAS

UNIVERSIDADE ESTADUAL DO NORTE FLUMINENSE (UENF)

DARCY RIBEIRO

CAMPOS DOS GOYTACAZES - RJ

MARÇO DE 2019

ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DE PROCESSO
INTEGRADO DE BIOETANOL-BIODIESEL E TRANSFORMAÇÃO
TERMOQUÍMICA DE BIOMASSA

DAYANA FREITAS DOS SANTOS DIAS

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Ciências Naturais, do Centro de Ciências e Tecnologias da Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, como parte das exigências para obtenção do título de Doutor em Ciências Naturais.

Orientador: *Prof.* Dr. Victor Haber Perez

CAMPOS DOS GOYTACAZES - RJ

MARÇO DE 2019

FICHA CATALOGRÁFICA

UENF - Bibliotecas

Elaborada com os dados fornecidos pela autora.

D541 Dias, Dayana Freitas dos Santos.

Análise Técnico-Econômica e Ambiental de Processo Integrado de Bioetanol-Biodiesel e Transformação Termoquímica de Biomassa / Dayana Freitas dos Santos Dias. - Campos dos Goytacazes, RJ, 2019.

203 f. : il.

Bibliografia: 145 - 164.

Tese (Doutorado em Ciências Naturais) - Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, Centro de Ciência e Tecnologia, 2019.

Orientador: Victor Haber Perez.

1. Processo integrado.. 2. Análise técnico-econômica.. 3. Produção de bioetanol e de biodiesel. . 4. Produção de biogás/ biometano.. 5. Pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar. . I. Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro. II. Título.

CDD - 500

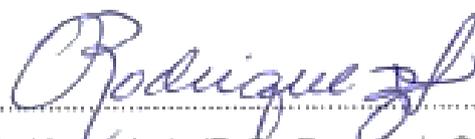
ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DE PROCESSO
INTEGRADO DE BIOETANOL-BIODIESEL E TRANSFORMAÇÃO
TERMOQUÍMICA DE BIOMASSA

DAYANA FREITAS DOS SANTOS DIAS

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Ciências Naturais, do Centro de Ciências e Tecnologias da Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, como parte das exigências para a obtenção do título de Doutor em Ciências Naturais.

Aprovada em 20 de março de 2019.

Banca Examinadora:



Oselys Rodriguez Justo (D. Sc, Engenharia Química) - UNESA



Marcelo Silva Sthel (D. Sc, Física) - UENF



Nivaldo José Ponciano (D. Sc, Economia Rural) - UENF



Victor Haber Perez (D. Sc, Engenharia Química) - UENF

(Orientador)

DEDICATÓRIA

A Deus, por tudo que sou e tenho, especialmente pela minha família.

Aos meus pais, pelo amor e pela dedicação para que eu e minhas irmãs tivéssemos educação de qualidade.

Às minhas irmãs, Priscila e Vanessa, por sempre acreditarem em meu potencial e estarem ao meu lado.

Ao meu esposo, Alex, pelo amor, companheirismo e paciência.

Ao Davi e ao Gabriel, meus filhos amados, por existirem e tornarem minha vida mais completa.

AGRADECIMENTOS

A Deus por me dar forças em todos os momentos dessa caminhada.

Ao meu orientador, Victor Haber Pérez, pelo conhecimento compartilhado, pelas horas de dedicação e pela amizade.

À Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro (UENF), ao Programa de Pós-Graduação em Ciências Naturais e ao Laboratório de Engenharia de Processos por todo o auxílio disponibilizado para a realização exitosa desta pesquisa.

Aos órgãos de fomento CAPES e FAPERJ, pelo auxílio financeiro disponibilizado ao projeto.

A todos meus amigos de laboratório, pela ajuda e pelo companheirismo em todo esse processo de formação.

Aos professores Oselys Rodriguez Justo, Marcelo Silva Sthel e Niraldo José Ponciano, por aceitarem o convite para compor a banca de avaliação desse trabalho.

SUMÁRIO

1- INTRODUÇÃO	1
2- OBJETIVOS	4
2.1 Objetivo Geral	4
2.2 Objetivos Específicos	4
3- REVISÃO DE LITERATURA	5
3.1 Biocombustíveis	5
3.2. Principais produtos energéticos da agroindústria brasileira: o etanol e biodiesel	9
3.2.1 Geração de subproduto na cadeia de biodiesel: glicerina bruta	14
3.2.2 Geração de resíduos/subprodutos na cadeia de etanol: vinhaça e bagaço de cana-de-açúcar	22
3.3 Produção de biogás/biometano	26
3.4 Processos Integrados: conceito de biorrefinarias	37
3.5 Avaliação técnica-econômica e ambiental de processos de produção de etanol, biodiesel, biogás e transformação termoquímica de biomassa	47
3.6 Conclusões da pesquisa bibliográfica	57
4- METODOLOGIA	59
4.1 Cenários de estudo e considerações adotadas para os processos industriais	60
4.1.1 Cenário I: processo integrado de produção de etanol e biodiesel	63
4.1.2 Cenário II: produção de biogás no contexto de biorrefinaria: integração dos processos de produção de bioetanol, biodiesel e pirólise	66
4.2 Dimensionamento e custos dos equipamentos de processo	69
4.2.1 Determinação dos custos dos equipamentos em função da escala	69
4.3 Determinação do Capital Total de Investimento	70
4.4 Metodologias de análise econômica	72
4.5 Metodologia de análise de impacto ambiental: WAR GUI	74
4.5.1 Considerações e premissas	75
5- RESULTADOS E DISCUSSÃO	77
5.1 Projeto e custos dos principais equipamentos dos processos: Cenário I	80
5.1.1 Usina autônoma de etanol anidro	81

5.1.2 Usina de produção de biodiesel.....	85
5.2 Projeto e custos dos principais equipamentos dos processos: Cenário II	94
5.2.1 Processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar	97
5.2.2 Produção de biogás integrada à produção de etanol, biodiesel e pirólise rápida.....	104
5.3 Avaliação Econômica dos Cenários I e II.....	114
5.3.1 Capital Total de Investimento	114
5.3.2 Custos anuais de produção	116
5.3.3 Critérios de viabilidade e rentabilidade econômica dos cenários....	128
5.3.4 Análise de sensibilidade	132
5.4 Análise ambiental: WAR GUI	136
6- CONCLUSÕES.....	142
7- SUGESTÕES PARA TRABALHOS POSTERIORES.....	144
AGRADECIMENTOS	144
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	145
ANEXO A	165
A.1 Determinação de fluxos mássicos e das demandas energéticas dos processos	165
A.2 Determinação do Potencial de Produção e do Potencial Energético do Metano.....	169
ANEXO B	171
ANEXO C	172
C.1 Dimensionamento dos equipamentos do processo da produção de biodiesel.....	172
C.2 Dimensionamento e custos dos equipamentos do processo de pirólise	189
C.3 Dimensionamento e custos dos equipamentos do processo de produção de biogás	197
ANEXO D	201
ANEXO E	203

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Propriedades físico-químicas da glicerina pura,	15
Tabela 2. Composição de glicerina bruta oriunda de diferentes processos industriais.	17
Tabela 3. Utilização de glicerina residual como cossustrato em processos de digestão anaeróbica.	19
Tabela 4. Composição química da vinhaça proveniente da fermentação do caldo de cana-de-açúcar.	22
Tabela 5. Composição média do bagaço de cana-de-açúcar em base seca... 25	
Tabela 6. Características das tecnologias de produção de biogás, biodigestores CSTR e UASB.	29
Tabela 7. Pesquisas sobre processos integrados, na concepção de biorrefinarias.	40
Tabela 8. Usos da glicerina residual, subproduto da produção de biodiesel, na produção de produtos de maior valor agregado.	44
Tabela 9. Estudos de processos industriais integrados de produção de etanol e de biodiesel.	48
Tabela 10. Estudos de análise técnica-econômica de produção de biogás/biometano.	52
Tabela 11. Estudos de análise técnica-econômica de pirólise rápida.	55
Tabela 12. Considerações gerais adotadas para os cenários de integração de processos industriais em estudo.	62
Tabela 13. Considerações adotadas para o processo de produção de etanol de cana-de-açúcar, em uma planta autônoma.	64
Tabela 14. Considerações adotadas para o processo de produção de biodiesel.	65
Tabela 15. Considerações adotadas para o processo de pirólise rápida.	67
Tabela 16. Considerações adotadas para o processo de produção de biogás.	68

Tabela 17. Percentuais dos custos diretos, indiretos e de capital de giro com base nos custos totais dos principais equipamentos dos processos.....	71
Tabela 18. Balanço de massas da produção de biodiesel, por correntes mássicas dos principais equipamentos do processo.	89
Tabela 19. Especificações e custos dos equipamentos do processo de produção de biodiesel, ano base 2017.....	91
Tabela 20. Resumo dos custos por tipo de equipamento para o processo de produção de biodiesel, Cenário I.....	93
Tabela 21. Balanço de massas do processo de pirólise, por correntes mássicas dos principais equipamentos do processo.	100
Tabela 22. Equipamentos do processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar, ano base 2017.....	102
Tabela 23. Resumo dos custos por tipo de equipamento do processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar (Cenário II).....	104
Tabela 24. Equipamentos do processo de produção de biogás, ano base 2017.	110
Tabela 25. Resumo dos custos por tipo de equipamento do processo para a produção de biogás (Cenário II).....	111
Tabela 26. Dados e resultados do cálculo do Potencial de Produção de Metano e do Potencial Energético do Metano, pela codigestão dos substratos em estudo.	112
Tabela 27. Capital total de investimento para os cenários em estudo.	115
Tabela 28. Percentual dos custos de equipamentos no Cenário II.	116
Tabela 29. Preço de matérias-primas, insumos, produtos e utilidades.....	117
Tabela 30. Quantidade e custos anuais com matérias-primas no Cenário I..	118
Tabela 31. Quantidade e custos anuais com matérias-primas no Cenário II.	119
Tabela 32. Custos com trabalho operacional, de acordo com o processo.....	121
Tabela 33. Quantidade e custos anuais com utilidades no Cenário I.	122
Tabela 34. Quantidade e custos anuais com utilidades no Cenário II.	123
Tabela 35. Quantidade e valores anuais com receitas no Cenário I.....	125
Tabela 36. Quantidade e valores anuais com receitas no Cenário II.....	126
Tabela 37. Custos anuais de produção dos processos em estudo.....	127
Tabela 38. Resultados dos critérios econômicos dos Cenários I e II.....	129

Tabela 39. Produção integrada de etanol e biodiesel, Cenário I.....	137
Tabela 40. Produção integrada de etanol, biodiesel, bio-óleo e biogás, Cenário II.	138

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Oferta Interna de Energia no Brasil em 2017.	7
Figura 2. Oferta Interna de Energia Elétrica no Brasil por Fonte, em 2017.	8
Figura 3. Estimativas da produção de cana-de-açúcar da safra 2017/18 por grandes regiões brasileiras. produção total em (A) e produtividade em toneladas por hectares em (B). Estimativa realizada em abril de 2018.	10
Figura 4. Histórico da evolução dos biocombustíveis no Brasil: etanol e biodiesel.	12
Figura 5. Evolução da produção de Biodiesel (B100) e da geração de glicerina residual da produção de biodiesel no Brasil do período de 2008 a 2018.	16
Figura 6. Processos que geram glicerina utilizando triglicerídeos como matérias-primas. (A) Transesterificação, pela rota metílica (B) Hidrólise (C) Saponificação.	17
Figura 7. Fontes de produção mundial de glicerol nos anos de 1999 e 2009.	18
Figura 8. Produção de biogás e cogeração de energia.	27
Figura 9. Representação de biodigestor do tipo CSTR (A) e do tipo UASB (B).	28
Figura 10. Etapas da digestão anaeróbica.	31
Figura 11. Balanço de DQO em um processo de digestão anaeróbica.	33
Figura 12. Vias de reforma de metano.	36
Figura 13. Classificação das biorrefinarias.	38
Figura 14. Vias de conversão lignocelulósica. Adaptado de Sheldon, 2016. ..	42
Figura 15. Conceito geral da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar.	43
Figura 16. Aplicações de glicerina residual na geração de energia.	46
Figura 17. Representação gráfica dos cenários sob estudo.	61
Figura 18. Diagrama simplificado de produção industrial (principais matérias-primas, produtos e subprodutos). Produção de bioetanol (A). Produção de biodiesel (B). Pirólise rápida (C). Produção de biogás (D).	78

Figura 19. Diagramas de blocos com as principais etapas dos processos industriais de produção de Bioetanol (A), Biodiesel (B), Produtos de pirólise (C) e Biogás (D).	79
Figura 20. Balanço de massa global da produção diária de etanol.	81
Figura 21. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de etanol e cogeração de calor e eletricidade, Cenário I.	82
Figura 22. Balanço de massa global da produção diária de biodiesel.....	85
Figura 23. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de biodiesel, Cenário I.....	87
Figura 24. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de etanol e cogeração de calor e eletricidade, Cenário II.	95
Figura 25. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de biodiesel, Cenário II.....	96
Figura 26. Balanço de massa global do processo de pirólise rápida, por dia. .	97
Figura 27. Fluxograma da proposta tecnológica de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar.	98
Figura 28. Balanço global da produção diária de biogás.....	106
Figura 29. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de biogás/biometano.	108
Figura 30. Análise de Sensibilidade em função do VPL.	133
Figura 31. Análise de Sensibilidade em função do VPL:	135
Figura 32. Potencial de impacto ambiental dos casos em estudo.	139
Figura 33. Potencial de impacto de saída por categoria para os cenários. ...	140

LISTA DE ABREVIATURAS

ANP – Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis.

CSTR – Continuous Stirred Tank Reactor (Sigla em inglês para reator de tanque contínuo e agitado).

DQO – Demanda Química de Oxigênio.

GEE – Gases do Efeito Estufa.

TIR – Taxa Interna de Retorno

TMA- Taxa Mínima de Atratividade

UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (Sigla em inglês para reatores anaeróbicos de fluxo ascendente).

VPL – Valor Presente Líquido

RESUMO

DIAS, D.F.S., Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, março de 2019. Análise técnico-econômica e ambiental de processo integrado de bioetanol-biodiesel e transformação termoquímica de biomassa. Orientador: Prof. Victor Haber Perez.

As agroindústrias de etanol e biodiesel são as principais fontes de combustíveis renováveis no Brasil. Elas geram elevadas quantidades de biomassa residual que podem ser reaproveitadas na produção de produtos de maior valor agregado, para cada tonelada de cana-de-açúcar, por exemplo, são produzidos 240 kg de bagaço. O presente trabalho avaliou a viabilidade técnico-econômica e ambiental do processo integrado de produção de etanol, biodiesel e transformação termoquímica de biomassa, numa abordagem de biorrefinarias. Foram considerados: Cenário I) Produção de biodiesel integrada a uma planta de etanol já instalada. Cenário II) Produção de biodiesel, produtos de pirólise rápida e biometano integradas à uma planta de etanol já instalada. As matérias-primas utilizadas no Cenário I foram a cana-de-açúcar para a produção de etanol o óleo de soja e o etanol na usina de biodiesel. Além das matérias-primas utilizadas no Cenário I, no Cenário II utilizaram-se a glicerina bruta, a vinhaça e a fase orgânica aquosa de pirólise residuais do Cenário I. Embora os resultados da pesquisa sejam preliminares, eles são bastante atrativos. Os resultados demonstraram que o Cenário II é economicamente mais favorável que o Cenário I, pois apresentou maior Valor Presente Líquido e maior Taxa Interna de Retorno. Os valores de VPL para os Cenários I e II foram de US\$ 128.512.285,12 e de US\$ 174.656.147,01, respectivamente e a Taxa Interna de Retorno de 29,54 e 36,93 %, respectivamente. Quanto ao payback descontado, ele foi de 1,17 anos para o Cenário I e de 2,80 anos para o Cenário II. As principais variáveis, que afetam a rentabilidade dos cenários, foram os preços de cana-de-açúcar, etanol anidro (produto), biodiesel e óleo de soja degomado, com potencial de tornar o Valor Presente Líquido negativo, ao se aplicar variação de -30 a 30% de seus

valores. Ambos os cenários apresentaram potencial de mitigação de impactos ambientais, pois diminuem o Potencial de Impacto Ambiental de geração das substâncias pela sua transformação química no processo.

Palavras-chave: Processo Integrado. Análise técnico-econômica. Análise de Impacto Ambiental. Biogás/biometano. Biodiesel. Bioetanol. Produtos de pirólise rápida.

ABSTRACT

DIAS, D.F.S., Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, March, 2019. Technical-economic and environmental analysis of integrated bioethanol-biodiesel process and thermochemical transformation of biomass. Advisor: Victor Haber Perez.

Ethanol and biodiesel agro-industries are the main sources of renewable fuels in Brazil. They generate high amounts of residual biomass that can be reused in the production of higher added value products. For each ton of sugar cane, for example, 240 kg of bagasse is produced. The present work evaluated the technical-economic and environmental viability of the integrated process of ethanol production, biodiesel and thermochemical transformation of biomass, in a biorefineries approach. Scenario I) Biodiesel production integrated with an already installed ethanol plant. Scenario II) Production of biodiesel, fast pyrolysis products and biomethane integrated into an already installed ethanol plant. The raw materials used in Scenario I were sugarcane for ethanol production, soybean oil and ethanol in the biodiesel plant. In addition to the raw materials used in Scenario I, Scenario II used the raw glycerine, vinasse and residual aqueous phase of pyrolysis from Scenario I. Although the survey results are preliminary, they are quite attractive. The results showed that Scenario II is economically more favorable than Scenario I, as it presented higher Net Present Value and higher Internal Rate of Return. The NPV values for Scenarios I and II were US \$ 128,512,285.12 and US \$ 174,656,147.01, respectively and the Internal Rate of Return of 29.54 and 36.93%, respectively. As for the discounted payback, it was 1.17 years for Scenario I and 2.80 years for Scenario II. The main variables affecting the profitability of the scenarios were the prices of sugarcane, anhydrous ethanol (product), biodiesel and degummed soybean oil, with the potential to make the Net Present Value negative, by applying a variation of - 30 to 30% of

their values. Both scenarios presented potential for mitigating environmental impacts, as they reduce the Environmental Impact Potential for the generation of substances by their chemical transformation in the process.

Keywords: Integrated Process. Technical and economic analysis. Environmental Impact Analysis. Biogas / biomethane. Biodiesel Bioethanol. Fast pyrolysis products.

1- INTRODUÇÃO

Visando à sustentabilidade ambiental, alguns temas são prioritários para embasar as tomadas de decisão e de ação da humanidade, tais como o aquecimento global, as mudanças climáticas, os aspectos qualitativos e quantitativos relativos às águas doces, as fontes e os usos de energia, dentre outros (Marien, 2014). Assim, devem-se buscar alternativas de produção que não ultrapassem fronteiras de reversibilidade de impactos ambientais, que podem colocar em risco o sistema planetário (Steffen *et al.*, 2015).

A utilização da biomassa como principal fonte energética teve predominância na história da humanidade até a primeira revolução industrial (Field *et al.*, 2008). Assim, grandes construções, como a muralha da China, foram construídas sem o uso de combustíveis de origem fóssil, que são a principal fonte energética da atualidade (Liu *et al.*, 2012). Uma desvantagem da utilização dos combustíveis fósseis é que eles são não renováveis e possuem elevados potenciais poluidores, como a emissão de material particulado, de gases causadores de chuva ácida, dentre outros potenciais impactos ao ambiente e à saúde humana (Awanthi e Navaratne, 2018).

Ressalta-se que as emissões de gases do efeito estufa (GEE) é um dos principais fatores para a elevação do aquecimento global (Awanthi e Navaratne, 2018) e que, dentre as fontes emissoras, destaca-se o uso de combustíveis de origem fóssil, como o carvão natural e os derivados de petróleo (ANP, 2018). Assim, existe uma necessidade da diversificação das matrizes energéticas mundial visando a uma maior utilização de fontes de energias renováveis e processos tecnológicos mais sustentáveis, destacadamente a utilização de biomassa e biocombustíveis.

O Brasil é um dos países pioneiros na utilização de biocombustíveis, e isso é possível especialmente por sua posição geográfica, a região tropical, que possui elevada incidência solar. Além disso, trata-se de um país de grande extensão territorial associada a uma diversidade de biomas e regimes pluviométricos adequados à agricultura (EMBRAPA, 2012).

Ressalta-se que o etanol e o biodiesel são os dois principais biocombustíveis do setor de agroenergia no Brasil (Dantas *et al.*, 2013; Dias *et al.*, 2016), cujas cadeias produtivas geram biomassas residuais que podem ser reaproveitadas para agregar valor aos processos e mitigar impactos ambientais. Destaca-se que o Brasil é o segundo maior produtor desses dois biocombustíveis, ficando atrás somente do Estados Unidos da América (REN, 2018). Esses dois países representaram juntos 84% da produção global de etanol em 2017 (REN, 2018).

Quanto às indústrias de etanol, os elevados volumes de resíduos gerados no processamento da cana-de-açúcar, como o bagaço e a palha, podem ser utilizados na produção de biocombustíveis mais sustentáveis como o etanol celulósico além da fabricação de outros produtos de interesse industrial (Dantas *et al.*, 2013; Neves *et al.*, 2016). Contudo, atualmente a principal destinação do bagaço é a combustão, enquanto a palha, muitas vezes, sequer é recolhida das plantações (Santos, V. *et al.*, 2016).

A utilização da vinhaça para produção de biogás é relatada em diversos estudos na literatura (Moraes *et al.*, 2014; Janke *et al.*, 2016; Syaichurrozi & Sumardiono, 2013; Longati *et al.*, 2017). Pesquisas também avaliaram o potencial de utilização de glicerina residual das indústrias de biodiesel para produzir biogás (Robra *et al.*, 2010; Veroneze *et al.*, 2019). A codigestão de glicerina em pequenas concentrações, até 6% em massa, com biomassas dedicadas e adubos orgânicos demonstrou que ela é um co substrato com grande efeito cofermentativo, que eleva a produção de metano (PROBIOGÁS, 2010).

A cadeia produtiva de biodiesel também gera resíduos de biomassa, oriundos do plantio e/ou do processamento das oleaginosas, além de produzir a glicerina bruta, que é o subproduto majoritário do processo (Garlapati *et al.*, 2016), na ordem de 10% em massa (Razaviarani & Buchanan, 2015). Assim sendo, esses resíduos e subprodutos devem ser reaproveitados ou convertidos em produtos de maior valor agregado, para aumentar a competitividade e sustentabilidade da cadeia produtiva.

Nesse cenário, as biorrefinarias são uma opção promissora visando à diminuição das emissões dos GEE e a um maior aproveitamento da biomassa (Rivero *et al.*, 2015), especialmente a utilização de resíduos dos processos industriais. As biorrefinarias são instalações industriais análogas às refinarias de petróleo, sendo que a principal diferença em relação a essas últimas reside no fato de a base para a produção dos diversos produtos químicos e energéticos ser a biomassa (Demirbas, 2009). Assim, a integração de processos agroindustriais é uma alternativa atrativa para elevar a viabilidade econômica das indústrias de biocombustíveis (Clomburg & Gonzales, 2013).

Desse modo, no presente trabalho de Tese de Doutorado, avaliou-se a viabilidade técnico-econômica e de impacto ambiental da integração de processos agroindustriais de produção de etanol e biodiesel, para o aproveitamento de seus resíduos na geração de produtos de maior valor agregado. Foram considerados dois cenários de integração, sendo o primeiro composto de uma indústria de etanol e uma de biodiesel e o segundo por uma usina de etanol, uma usina de biodiesel, uma planta de pirólise rápida e uma usina de produção de biogás.

Nesse contexto, a tese ficou estruturada da seguinte forma: a) revisão bibliográfica essencialmente sobre a integração de processos agroindustriais e das cadeias produtivas de etanol e biodiesel; b) definição dos cenários e dos processos tecnológicos; c) análise técnico-econômica e ambiental dos cenários sob estudo; d) análise e discussão dos resultados; e) conclusões e referências bibliográficas e finalmente f) anexos contendo informações complementares referentes aos balanços de massa e demandas energéticas, bem como, dimensionamento dos principais equipamentos de processo e informações da análise impacto ambiental.

2- OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

O objetivo geral da presente tese foi avaliar a viabilidade técnico-econômica e de impacto ambiental da integração de processos agroindustriais de produção de etanol, biodiesel e transformação termoquímica de biomassa visando ao aproveitamento de seus resíduos para a produção de biometano e outros produtos de valor agregado de acordo com o conceito de biorrefinaria.

2.2 Objetivos Específicos

- Definição dos cenários de integração de processos das indústrias de etanol, biodiesel e transformação termoquímica de biomassa, visando a agregação de valor às cadeias produtivas pela utilização de resíduos/ subprodutos como matérias primas.
- Definir os aspectos tecnológicos dos processos e as bases de cálculos a serem utilizadas nos balanços de massa e de demandas energéticas, para os cenários de integração propostos;
- Elaborar os fluxogramas, definir e dimensionar os equipamentos e realizar cálculos para a obtenção dos custos totais dos equipamentos dos processos, referentes a cada cenário de integração;
- Realizar avaliação técnico-econômica do processo integrado dos cenários sob estudo, utilizando a metodologia de análise fatorial proposta por Peters *et al.* (2003), e utilizando critérios de viabilidade econômica de projetos, a saber: Taxa Interna de Retorno, Valor Presente Líquido e Payback. Além de realizar análise de sensibilidade.
- Avaliar o potencial de impacto ambiental gerados nos processos de produção dos cenários sob estudo, utilizando o programa WAR GUI (*Waste Reduction Algorithm*), que foi desenvolvido pela Agência de Proteção Ambiental Americana (EPA-USA).

3- REVISÃO DE LITERATURA

A presente revisão de literatura busca apresentar o estado da arte da produção integrada de biocombustíveis, no contexto de biorrefinarias. Inicialmente, apresenta-se a temática de biocombustíveis destacando a matriz energética brasileira. No segundo tópico, aborda-se a produção de etanol e de biodiesel, que são os principais produtos da agroindústria do Brasil, que é o segundo maior produtor mundial desses dois importantes biocombustíveis. Ainda no tópico dois, são apresentados desafios relacionados à geração de subprodutos e resíduos desses processos, como a glicerina e a vinhaça, que demandam pesquisas e tecnologias visando agregação de valor às respectivas cadeias e geração de menor impacto ambiental. O terceiro tópico é destinado à produção de biogás/ biometano, salientando-se a possibilidade de utilização de resíduos das cadeias produtivas de etanol e de biodiesel como cossustratos. O quarto tópico é destinado aos conceitos e aplicações relacionados ao tema biorrefinarias, com foco na produção de biocombustíveis e produtos químicos de maior valor agregado. No quinto e último tópico, os trabalhos de integração dos processos de produção de etanol, biodiesel, pirólise rápida e biogás bem como de análises técnico-econômicas e ambientais desses processos foram revisados. Por fim, destaca-se que a utilização da biomassa, tal como os resíduos agroindustriais, é bastante atrativa em prol da economia de recursos, visto que os custos com matérias-primas são cruciais para a viabilidade econômica dos processos. Além da potencial diminuição de impactos ambientais e maior diversificação das matrizes energéticas.

3.1 Biocombustíveis

Na corrida mundial em prol da diminuição das emissões de gases do efeito estufa, o uso de energias renováveis é uma opção viável para países desenvolvidos e em desenvolvimento (Hua *et al.*, 2016). Quanto às demandas e aos tipos de energia, devem ser priorizados os processos e as tecnologias com menores potenciais poluidores, contudo, muitos desses processos são economicamente inviáveis ou necessitam de aprimoramentos tecnológicos (Ji & Long, 2016). Destaca-se, também,

a necessidade de aproveitamento dos subprodutos para uma maior viabilidade econômica das indústrias, como a de biodiesel (Sut *et al.*, 2016).

Neste cenário, a produção de biocombustíveis é uma alternativa muito atrativa, pois utiliza a biomassa para gerações energéticas mais amigáveis ao ambiente. Os biocombustíveis são produzidos a partir de biomassa renovável e tem potencial para substituir integralmente ou parcialmente os combustíveis derivados de petróleo e de gás natural nos processos de geração de energia (ANP, 2016). Logo, a utilização deles é uma opção mais sustentável na diversificação das matrizes energéticas, uma vez que geram emissões com menores impactos ambientais comparativamente aos combustíveis de origem fóssil (Li & Hu, 2016).

O Relatório de Energias Renováveis apontou que no ano de 2014, pela primeira vez em quatro décadas, as emissões mundiais de gás carbônico, associadas ao consumo de energia, se mantiveram estáveis (REN 21, 2015) e continuaram estáveis nos anos de 2015 e 2016 (REN, 2017). Essa estabilização foi mantida apesar do crescimento de 3% na economia mundial e da procura crescente de energia (REN, 2017). Isto pode ser atribuído principalmente ao declínio da utilização do carvão, ao crescimento da capacidade de produção de energia renovável e às melhorias na eficiência energética dos processos.

No Brasil, foi instituída a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio), por meio da Lei nº 13.576/2017 (Brasil, 2017). O RenovaBio visa fortalecer o setor energético nacional, atender aos compromissos assumidos pelo país frente ao Acordo de Paris sob as mudanças climáticas (a COP21) instituir mecanismos de análise de ciclo de vida, promover a adequada expansão da produção de biocombustíveis e contribuir com a participação competitiva dos biocombustíveis no mercado nacional. Ressalta-se que o Brasil assumiu a meta de redução de 37% e 43% das emissões de carbono até 2025 e 2030, respectivamente, tendo como referência o ano de 2005.

O RenovaBio é um programa onde os produtores de biocombustíveis recebem títulos financeiros, os CBIOs, de acordo com o volume de produção e eficiência do biocombustível, atuando de acordo com a legislação ambiental vigente (Grassi & Pereira, 2019). Os distribuidores de combustíveis terão a obrigação de comprar CBIOs como um mecanismo de compensação ambiental devido às emissões além de seus

processos, mas os CBIOS também poderão ser adquiridos por outros investidores. Grassi e Pereira (2019) destacam que, assim, há um panorama de elevado aumento na produção sustentável de bioetanol e outros biocombustíveis, e que o etanol pode se tornar uma commodity importante no mundo da bioeconomia.

Apesar dos biocombustíveis serem uma alternativa aos combustíveis de origem fóssil, eles possuem algumas desvantagens como: i) necessidade de aprimoramento tecnológico ii) baixa razão hidrogênio/carbono iii) processos de conversão de biomassa produzem grandes quantidades de dióxido de carbono como subproduto (Sharifzadeh *et al.*, 2015).

Quanto à geração energética em 2017 (EPE, 2018), as fontes renováveis utilizadas no Brasil corresponderam a 44,2 %, valor significativamente maior que a média mundial que foi de 13,5%, ano base de 2013 (EPE, 2014). No entanto, a principal fonte energética do Brasil é de origem não renovável, 55,8 % com 36,5% (EPE, 2018) referente ao uso de petróleo e derivados (**Figura 1**).

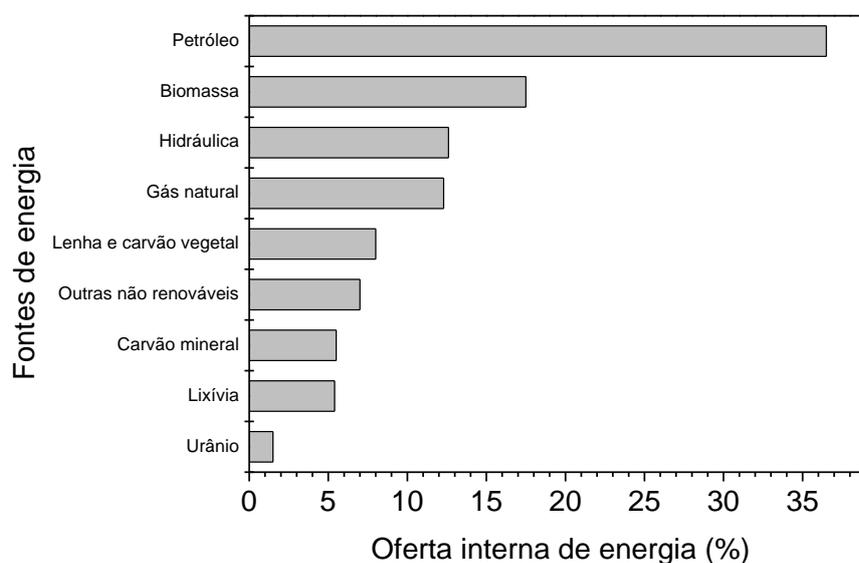


Figura 1. Oferta Interna de Energia no Brasil em 2017.

As cadeias produtivas de etanol e de biodiesel são as duas principais no ramo de agroenergia no Brasil. Segundo a Empresa de Pesquisa Energética do Brasil, destaque deve dar para a cana de açúcar (EPE, 2018) pois esta é o principal

contribuinte nacional de origem renovável (17,5%) para a produção de bioetanol, seguida pela hidroeletricidade (12,6%) como está ilustrado na **Figura 1**.

Contudo, observa-se no país a manutenção das demandas energéticas de origens fósseis associadas à diminuição das precipitações chuvosas (EPE, 2018) que impactam a capacidade produtiva das hidrelétricas, especialmente nas regiões mais populosas do país, como a Região Sudeste. Essa escassez hídrica alterou drasticamente a principal fonte de geração de energia elétrica nacional (**Figura 2**), a hidroeletricidade, que no ano de 2010 era responsável por 74,4% (EPE, 2011) de atendimento à geração de energia elétrica, já em 2017 esse valor é de apenas 65,2% (EPE, 2018).

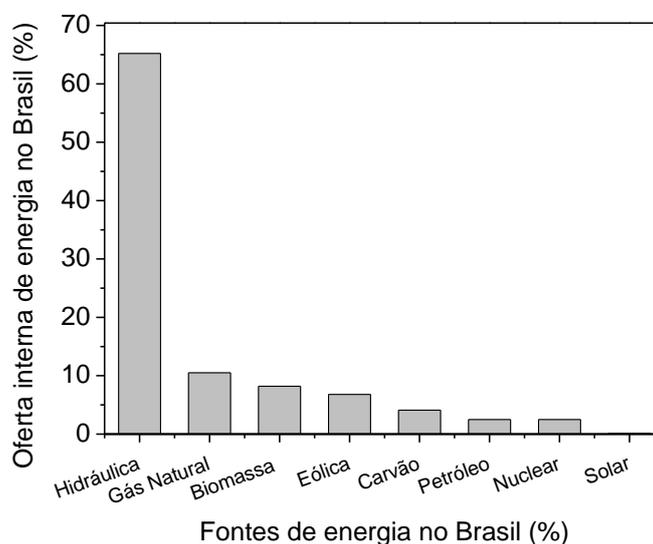


Figura 2. Oferta Interna de Energia Elétrica no Brasil por Fonte, em 2017.

Quanto à produção de biodiesel, a adição dele ao diesel de petróleo no Brasil se iniciou no ano de 2004, em caráter autorizativo, e foi regulamentada pela Lei Federal nº 11.097/2005 (Brasil, 2005). Sobre as concentrações de biodiesel ao diesel de petróleo, o termo B100 corresponde ao biodiesel sem mistura, já o termo B2 indica uma mistura de 2% de biodiesel e 98% de diesel em volume, e assim por diante (SEBRAE, 2007), destaca-se que essa nomenclatura é adotada mundialmente.

A respeito das blends aplicadas no país, iniciou-se com o B2, a partir de 2010 passou a vigorar o B5, em março de 2017 o B8 e a partir de março de 2018, com uma antecipação de um ano em relação ao prazo estabelecido pela Lei nº 13.263/16, inicia-

se o uso do B10 (ANP, 2018). Destaca-se que outras fontes renováveis cresceram na matriz energética brasileira, tal como a eólica com elevação de 77% em 2015, atingindo 21,6 TWh e ultrapassou a geração nuclear (EPE, 2017).

Quanto a produção de biogás, os dados globais consolidados, relativos ao ano de 2015, apontam a Europa como principal produtora do biocombustível com 10,4 GW de potência instalada que corresponde a 69% da potência mundial do referido ano (15GW). No cenário europeu, destaca-se a produtividade e avanços tecnológicos da Alemanha, nação responsável por cerca de 50% do biogás produzido. Quanto aos demais continentes, na América do Norte possuía 2,4 GW, a Ásia 711 MW, 33 MW na África e 147 MW na América do Sul (Scarlat *et al.*, 2018).

No Brasil, segundo dados do Balanço Energético Nacional, a capacidade instalada de produção de eletricidade referente ao biogás foi de 119 MW em 2017. Ressalta-se que esse percentual é 13,4% superior à capacidade do ano anterior, devido a uma maior utilização da biomassa para esta geração energética (EPE, 2018).

A utilização do petróleo e de seus derivados proporcionam à sociedade uma grande variedade de produtos e de combustíveis com elevado poder energético, entretanto causa problemas ambientais como a emissão de gases de efeito estufa e aumento da geração de resíduos (Mota *et al.* 2009). Assim, há necessidade de incremento de políticas públicas que incentivem o desenvolvimento tecnológico, além de apoio econômico e intelectual para a implantação dos biocombustíveis nas matrizes energéticas.

3.2. Principais produtos energéticos da agroindústria brasileira: o etanol e biodiesel

Desde a época do descobrimento do Brasil, o açúcar possui papel econômico estratégico para o país, sendo na época a *commoditie* manufaturada de maior valor econômico (Furtado, 1968). Na década de 70 com a crise do petróleo, o Brasil implantou o Programa Proálcool, que elevou o interesse dos usineiros pelo etanol (ANP, 2016). No cenário atual, o Brasil ocupa a posição de maior produtor mundial de cana-de-açúcar, com uma produção anual de 633,26 milhões de toneladas, de

acordo com os dados divulgados pela Conab (2018) no último levantamento da safra 2017/18.

A produtividade estimada da safra 2017/18 foi de 72543 kg/ha (Conab, 2018). A região sudeste é a que apresentou maior produção e melhor produtividade por hectare (**Figura 3**). Os principais fatores que interferiram na produtividade foram os climáticos e o envelhecimento das lavouras.

Destaca-se que, historicamente, a produção do etanol foi economicamente viável para as usinas açucareiras no Brasil, uma vez que não é possível extrair toda a sacarose presente no caldo da cana-de-açúcar. Além disso, havia grande incentivo das políticas governamentais visando a diminuição dependência do país quanto à importação de petróleo (Rodrigues, 2011).

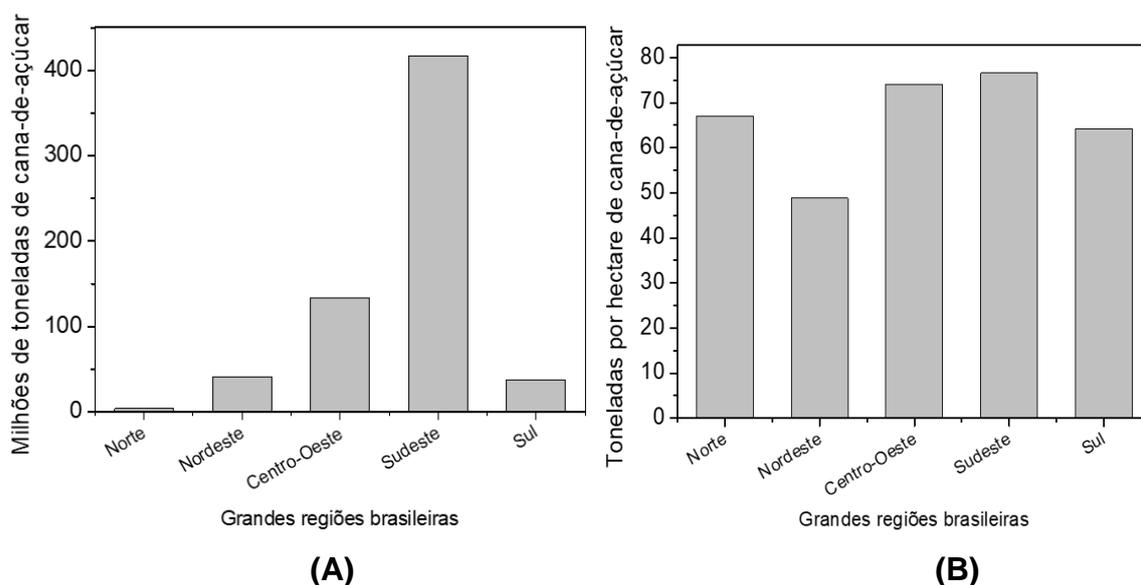


Figura 3. Estimativas da produção de cana-de-açúcar da safra 2017/18 por grandes regiões brasileiras. produção total em (A) e produtividade em toneladas por hectares em (B). Estimativa realizada em abril de 2018.

Quanto à produtividade média de etanol por hectare, a cana-de-açúcar produz, em média, 7500 litros do combustível, valor duas vezes e meio superior comparado à produção quando se utiliza o milho como matéria-prima para a fermentação (Rodrigues, 2011).

Ressalta-se que o Brasil é uma potência na produção de etanol, ocupando atualmente a segunda posição no ranking mundial. Quanto à adição de etanol anidro à gasolina passou a ser compulsória no Brasil a partir de 1977, na concentração de 4,5% e aumentou progressivamente até a mistura atual de 27,5%, conforme apresentado na **Figura 4**, adaptada de ANP (2016).

Destaca-se que o etanol de cana-de-açúcar foi classificado pela Agência de Proteção Ambiental Americana (EPA, 2010) como “Biocombustível Avançado”, evidenciando o fato de ele possuir potencial de redução de no mínimo 61% das emissões de GEE comparativamente à utilização de gasolina. Dentre os motivos para essa classificação, estão: a elevada produtividade agrícola, as diversas variedades de cana, a qualidade das terras aráveis, dentre outros (EMBRAPA, 2012).

Por outro lado, o etanol de milho - principal matéria-prima utilizada pelos EUA - não é classificado como combustível avançado pela necessidade de fornecimento externo de energia térmica e elétrica. Em agosto de 2017 em Lucas do Rio Verde/MT, foi inaugurada a primeira usina brasileira de produção de etanol utilizando exclusivamente o milho como matéria-prima, com capacidade produtiva de 240 milhões de litros de etanol por ano (AgriCenter, 2017).

Apesar de a indústria sucroalcooleira ser bem estabelecida no Brasil, a redução dos custos de produção e a diminuição das intensidades de emissões de gases do efeito estufa na produção do biocombustível são dois importantes desafios para a sua expansão (Jonker *et al.*, 2016). Logo, o reaproveitamento dos resíduos do processamento da cana-de-açúcar propicia a utilização das substâncias constituintes da biomassa para a sua transformação em produtos úteis (Sindhu *et al.*, 2016) o que é otimizado ao se trabalhar com processos tecnológicos integrados (Kamn *et al.*, 2006).

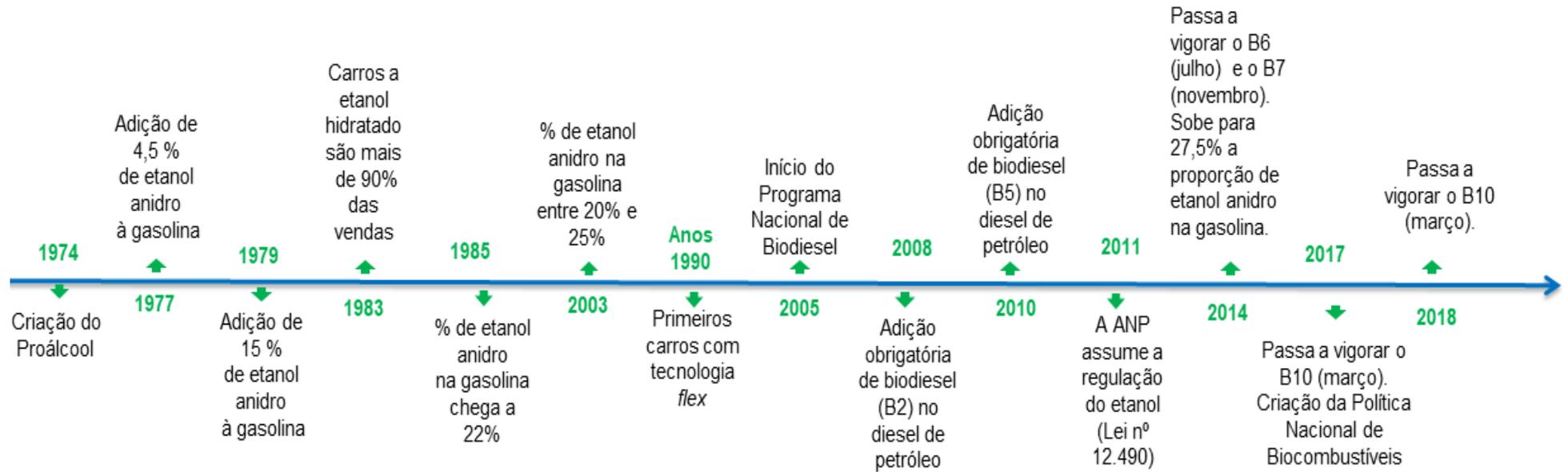


Figura 4. Histórico da evolução dos biocombustíveis no Brasil: etanol e biodiesel.

A partir da cana-de-açúcar, foram produzidos 37,87 milhões de toneladas de açúcar e 27,76 bilhões de litros de etanol, sendo 11,09 bilhões de litros de etanol anidro e 16,67 bilhões de litros de etanol hidratado. Para ambos os produtos houve retração produtiva comparativamente à safra no ano anterior, com percentual de 2,1% para o açúcar e 0,2% para o etanol (Conab, 2018).

Quanto à importação de etanol pelo Brasil, em agosto de 2018 houve uma queda de 65,7%, com um valor de 45,82 milhões de litros comparativamente aos 133,61 milhões de litros, no mesmo período de 2017. O volume importado de etanol em agosto foi 82,5% menor comparativamente à exportação. Apesar desta diminuição, as importações nos oito primeiros meses de 2018 superaram em 40,6% às exportações realizadas pelo Brasil nesse período, somando 988,3 milhões de litros. Quanto à receita, a balança de etanol teve superávit de US\$ 19,91 milhões em agosto de 2018, com as vendas externas totalizando US\$ 545,5 milhões (Porto, 2018).

A produção global de biodiesel manteve-se praticamente estável em 2017 comparativamente ao ano anterior, com uma geração de 30,7 bilhões de litros. No Brasil, houve um aumento de 12,9 % da produção de biodiesel, após queda de 4,4% em 2016 (REN 21, 2018).

Atualmente, o Brasil ocupa a segunda posição no ranking mundial de produção de biodiesel, com cerca de 11% da produção, atrás apenas dos Estados Unidos da América, que produziram aproximadamente 16% (REN, 2018). Assim, considerando apenas a glicerina gerada pela cadeia mundial de biodiesel, estima-se que foram produzidos cerca de 3,07 bilhões de litros de glicerina residual no ano de 2017.

Sabe-se que um dos principais desafios relacionados à produção de biodiesel é o tipo de matéria-prima utilizada, ressaltando-se a necessidade da diversificação delas, buscando priorizar as que não são utilizadas para fins alimentícios. Isso porque existe um grande conflito entre a geração de energia e a alimentação (Adewale *et al.*, 2015; Tomei & Helliwell, 2015).

No Brasil, a principal matéria-prima para a produção de biodiesel é o óleo de soja (ANP, 2015), contudo outras fontes como o sebo bovino, vêm ganhando

espaço nas indústrias (Teixeira *et al.*, 2010). O maior uso da soja no Brasil é devido aos avanços tecnológicos relacionados ao cultivo dessa oleaginosa, como sementes resistentes às pragas; à escala de produção e à logística de plantio e de distribuição espacial (EMBRAPA, 2012).

Destaca-se que outras oleaginosas, como a palma (César *et al.*, 2013), girassol e amendoim são utilizados na produção nacional de biodiesel, além de matérias-primas potenciais como o tucumã, babaçu e inajá, que apresentam produtividades (kg. ha⁻¹) significativamente maiores que a soja (Laviola & Alves, 2011), mas ainda não são utilizadas na matriz nacional de produção.

3.2.1 Geração de subproduto na cadeia de biodiesel: glicerina bruta

O biodiesel é um biocombustível constituído de ésteres monoalquílicos de ácidos graxos de cadeia longa, que são derivados de fontes renováveis tais como o óleo vegetal e a gordura animal (Knothe *et al.*, 2006; Cubides-Roman *et al.*, 2017). Ele é obtido principalmente por meio de reações de transesterificação de triglicerídeos pela rota metílica, devido a sua simplicidade tecnológica e elevada eficiência (Moecke *et al.*, 2016).

Para cada 100 kg de biodiesel produzidos são gerados cerca de 10 kg de glicerina residual, equivalente à concentração de 10% (Chol *et al.*, 2018; Gholami *et al.*, 2014). A glicerina, também denominada de glicerol ou propanotriol, é um constituinte natural de óleos e graxas. Ela é um triálcool que possui diversas aplicações industriais, tais como a fabricação de cosméticos, fármacos, alimentos, dentre outros produtos (Mota *et al.*, 2009).

Quanto à pureza e classificação, a glicerina pode ser purificada/refinada (99,20%-99,98%*m/m*), comercial (99,1-99,8%*m/m*) e bruta ou residual (60-80%*m/m*) (Gholami *et al.*, 2014). Na glicerina residual, as concentrações de sais, sabões e cor são significativamente mais elevadas que na sua forma purificada ou comercial (Gholami *et al.*, 2014), fato que inviabiliza a utilização direta em diversos processos industriais.

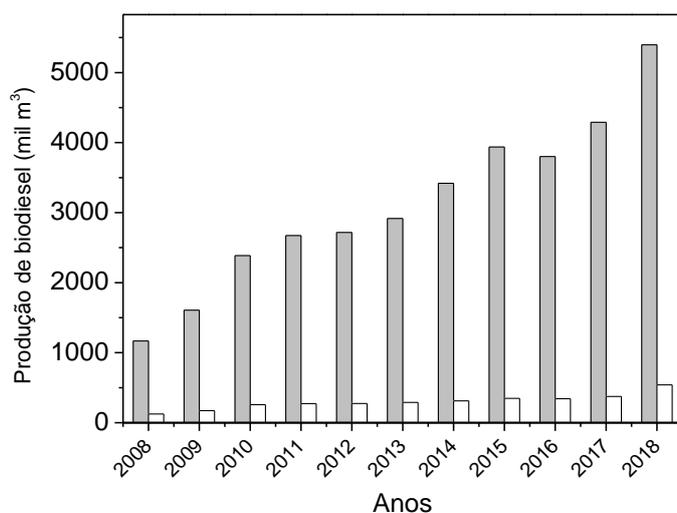
Quando pura e nas condições ambientais de temperatura e de pressão, a glicerina é um líquido adocicado, incolor, transparente com elevada viscosidade (Tan *et al.*, 2013; Garlapati *et al.*, 2016). Na **Tabela 1** as principais características físico-químicas da glicerina são apresentadas.

Tabela 1. Propriedades físico-químicas da glicerina pura,

Propriedade	Valores/especificações
Fórmula molecular	$C_3H_5(OH)_3$
Estado físico	Líquido (25°C, 760 mmHg)
Cor	Incolor
Odor	Inodoro
Sabor	Adocicado
Densidade	1,260 g/cm ³ (25°C).
Densidade de vapor	3,1 (em relação ao ar).
pH	Neutro
Ponto de ebulição	290°C (760 mmHg)
Ponto de fusão	18°C (760 mmHg)
Pressão de vapor	< 0,001kPa (20°C).
Viscosidade	954 cP. (25°C).

Fonte: dados obtidos em Tan *et al.* (2013) e Garlapati *et al.* (2016).

A **Figura 5** apresenta a evolução da produção de biodiesel no Brasil, obtida com base em dados reportados pela Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis.



Fonte: ANP, 2019.

Figura 5. Evolução da produção de Biodiesel (B100) e da geração de glicerina residual da produção de biodiesel no Brasil do período de 2008 a 2018.

Desde o início Programa Nacional de Biodiesel em 2005, observa-se uma produção crescente desse biocombustível no Brasil para atendimento às exigências legais, com conseqüente aumento da produção de glicerina bruta. Esse aumento na produção de glicerina promoveu queda significativa do seu valor de mercado (Varrone *et al.*, 2013; Markočič *et al.*, 2013) e, em função dos altos volumes produzidos e das impurezas presentes, este subproduto é algumas vezes tratado como um resíduo, gerando custos para a sua disposição final ambientalmente adequada.

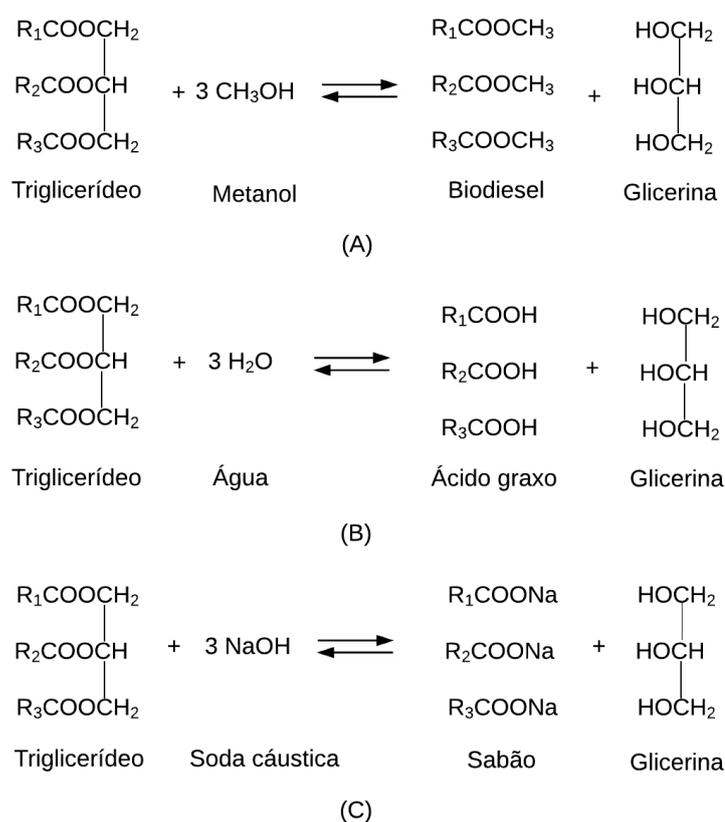
A composição da glicerina bruta está relacionada aos processos produtivos, conforme mostrado **Tabela 2**. A glicerina produzida por meio da reação de transesterificação é a que possui o menor grau de pureza e maior concentração de sais comparativamente aos processos de saponificação e hidrólise, demandando processos de purificação para agregação de valor.

Tabela 2. Composição de glicerina bruta oriunda de diferentes processos industriais.

Processo Industrial	Transesterificação (%m/m)	Saponificação (%m/m)	Hidrólise (%m/m)
Glicerina	30–60	83 – 84	88 – 90
Sais	10–19	8,5 – 9,5	0,7 – 1,0
Água	≤10	6 – 7	8 – 9

Fonte: adaptado de Chol *et al.*, 2018.

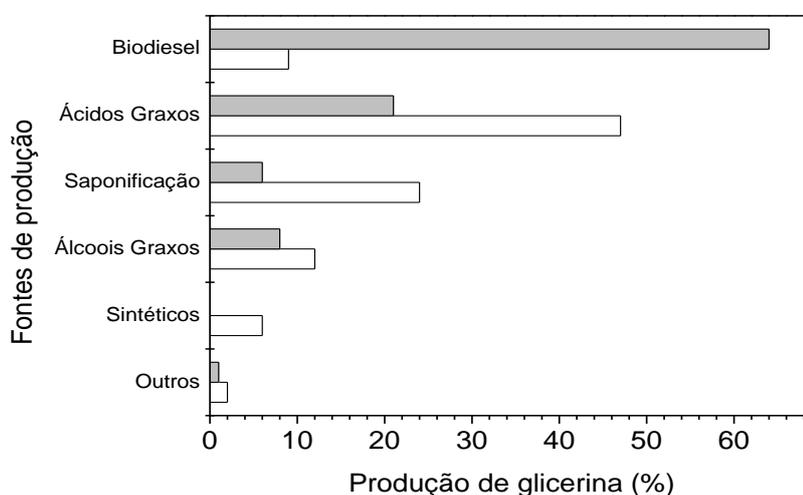
Industrialmente, a glicerina é produzida principalmente como subproduto das reações de transesterificação, hidrólise e saponificação, representadas pela **Figura 6**, sendo a primeira a mais comum (Gholami *et al.*, 2014).



Fonte: adaptado de Gholami *et al.* (2014)

Figura 6. Processos que geram glicerina utilizando triglicerídeos como matérias-primas. (A) Transesterificação, pela rota metílica (B) Hidrólise (C) Saponificação.

Atualmente, a principal fonte de produção mundial de glicerina é pela cadeia de biodiesel (**Figura 7**). Em 2009, essa participação já correspondia a 64% do total, cerca de 7 vezes maior que a produção do ano de 1999 que era de apenas 9% (Gholami *et al.*, 2014). Assim, nota-se um aumento significativo em apenas uma década é devido aos avanços tecnológicos de produção de biodiesel, como a utilização de diversos catalisadores (Julio & Barbosa, 2013) associados às necessidades de diversificação das matrizes energéticas, tanto para atender às demandas de mercado e exigências governamentais, quanto para a diminuição de impactos ambientais.



Fonte: Gholami *et al.* (2014).

Figura 7. Fontes de produção mundial de glicerol nos anos de 1999 e 2009.

Segundo López *et al.*, (2009) há diversos usos distintos para a glicerina, contudo a maior parte das aplicações industriais requerem a matéria prima purificada. Assim, associando os altos montantes produzidos aos elevados custos de purificação, a glicerina residual as vezes é tratada como resíduo sem aplicações viáveis. Nesse contexto, buscando uma destinação mais amigável ao ambiente, estudos recentes avaliaram a eficiência da codigestão anaeróbica de glicerina residual da cadeia de biodiesel na elevação da produção e qualidade do biogás em termos de concentração do gás metano, conforme apresentado na **Tabela 3**.

Tabela 3. Utilização de glicerina residual como cossustrato em processos de digestão anaeróbica.

Substratos	Concentração / origem da glicerina	Inóculo	Escala do experimento	Temperatura °C/ TRH	Resultados	Referência
Esterco bovino	6% (m/m) Biodiesel industrial (óleos vegetais).	Esterco bovino	Laboratorial e planta piloto: 1250L	55°C 20 dias	O esterco bovino sonicado e a glicerina bruta produziram 54,4 m ³ de biogás. ton ⁻¹ de resíduos.	Ormaechea <i>et al.</i> (2018)
Lodo ativo	0,126 g/L a 7,57 g/L. Biodiesel de óleo de fritura.	Esterco bovino	Laboratorial.	37°C 20 dias	Produção de metano, hidrogênio e 1,3-propanodiao como produtos de maior valor agregado.	Kurahashi <i>et al.</i> (2017)
Lodo ativo, soro de queijo, efluente de oliva.	5% (v/v) Biodiesel de óleo de fritura.	Esterco bovino	Piloto: digestor de 220L	35°C 24 dias	A codigestão de glicerina e lodo ativo aumentou em cerca 350% a produção de biogás comparado à digestão isolada do lodo.	Maragkaki <i>et al.</i> (2017).
Lodo ativo	2%, 3% e 4%. Biodiesel.	Lodo ativo	Laboratorial, biodigestores de 40L e 60 L.	De 12 a 19 dias	A glicerina aumentou a produção de biogás de 3,8 a 4,7 vezes. A concentração de 4% causou inibição.	Athanasoulia <i>et al.</i> , 2014.
Glicerina residual e lodo ativado.	0,16 até 2,5 % v/v. Biodiesel de óleo de fritura.	Lodo ativo	Planta piloto de larga escala de 50m ³ .	35°C -	Concentração ótima de glicerina residual: 1mL. L ⁻¹ .dia ⁻¹ . Produção de CH ₄ : 358mL CH ₄ .g ⁻¹ de DBO removida.	Baba <i>et al.</i> 2013.

A glicerina residual, oriunda da produção de biodiesel, pode ser utilizada como um cossubstrato para produção de biogás (Robra *et al.*, 2010), que possui grande potencial de geração de energia no cenário mundial, visto que muitos substratos utilizados para a produção dele não são aproveitados em sua totalidade, como restos de alimentos, esterco, vinhaça, lodos de estações de tratamento de efluentes, etc.

A digestão anaeróbica da glicerina é vantajosa devido ao seu elevado teor de carbono facilmente degradável e pelo fato de poder ser armazenada durante longos períodos de tempo (Tan *et al.*, 2013), além dos potenciais benefícios econômicos e de prevenção à impactos ambientais.

Nesse contexto, Fountoulakis *et al.* (2010) adicionaram glicerina residual para auxiliar a decomposição anaeróbica de lodo, com concentração de 1% (v / v), e como resultado a produção de metano aumentou de $1106 \pm 36 \text{ ml.d}^{-1}$ para $2353 \pm 94 \text{ ml. d}^{-1}$. Destaca-se que o poder calorífico do biogás é devido a sua concentração de metano, por isso, a separação do metano do gás carbônico é economicamente relevante para o seu melhor aproveitamento energético (Sun *et al.*, 2015). O metano pode ser usado diretamente como um biocombustível ou convertido a hidrogênio por reações de reformas catalíticas (Kathiraser *et al.*, 2015).

Baba *et al.* (2013) realizaram um balanço energético de produção de metano a partir da codigestão de glicerina residual e lodo de esgoto, em uma planta piloto com volume de operação de 30 m^3 , o sistema foi operado continuamente por 18 meses. A adição de glicerina ocorreu após 120 dias e as concentrações utilizadas foram de 5, 10, 20, 30 e $75 \text{ L.30 m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ ao longo dos meses. Como resultados, a concentração ideal glicerina detectada foi de $30 \text{ L.30 m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ e concentrações superiores a $75 \text{ L.30 m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ levaram à produção de ácidos graxos voláteis capazes de inibir a metanogênese (Baba *et al.*, 2013).

Similarmente, Athanasoulia *et al.* (2014) elevaram a produção de biogás entre 3,8 e 4,7 vezes por meio da codigestão anaeróbica de lodo de esgoto e glicerina residual comparado com a digestão simples do lodo, as concentrações

dos experimentos foram de 2% (v / v), 3% (v / v) e 4% (v / v). Os autores destacam que, apesar da glicerina poder elevar a produção de metano e ser bastante atrativa para o tratamento de águas residuais, a taxa de alimentação da glicerina deve ser baixa para evitar condições de sobrecarga de matéria orgânica que prejudicam as etapas da digestão anaeróbica.

Maragkaki *et al.* (2017) avaliaram a produção de biogás em uma planta de tratamento de água residual pela adição de glicerina bruta de óleo de fritura, obtendo-se elevada taxa de produção de biogás utilizando resíduos agroindústrias como cossustratos. Os experimentos foram realizados em escala piloto, utilizando um biodigestor de 220 L, a temperatura de digestão foi de 35°C e o TRH de 24 dias (Maragkaki *et al.*, 2017). A glicerina bruta foi a mais eficiente dos cossustratos utilizados no tratamento do lodo, com taxas de remoção de DQO próximas a 99%.

Kurahashi *et al.* (2017), avaliaram a codigestão de lodo de esgoto e glicerina bruta utilizando vials - com capacidade volumétrica de 26,1 mL e dotados de borracha butílica e veações de alumínio - como microdigestores anaeróbicos. Os autores destacaram a que é possível controlar os rendimentos de biogás e de biometano por meio das concentrações utilizadas de glicerina. As concentrações de glicerina variaram de 0,126 a 7,57 g/L, além da produção de biogás houve geração de 1,3-propanodiol e hidrogênio ao se utilizar 5,04 g/L de glicerina.

Similarmente, Ormaechea *et al.* (2018) avaliaram a digestão anaeróbica de esterco bovino e glicerina residual, adicionando uma etapa de pré-tratamento ultrassônico, que elevou a produção de metano de 0,29 para 0,44 ao utilizar a glicerina bruta como cossustrato, de 0,29 para 0,46 na codigestão do esterco bovino e superiores a 0,59 na codigestão de glicerina bruta e esterco, em m³/kg de sólidos voláteis. Os autores justificaram a elevação da produção de biogás pelo maior carregamento de carga orgânica, aumento de sinergia reacional e presença de metanol, que é um precursor de da produção de metano.

3.2.2 Geração de resíduos/subprodutos na cadeia de etanol: vinhaça e bagaço de cana-de-açúcar

A vinhaça é o principal efluente resultante de destilarias de etanol, ela possui elevado potencial poluidor e alto valor fertilizante. Destaca-se que o potencial poluidor da vinhaça é cerca de cem vezes maior que o do esgoto doméstico, devido a sua elevada concentração de matéria orgânica, baixo pH, elevada corrosividade e altos índices de demanda bioquímica de oxigênio, além de elevada temperatura na saída dos destiladores (ANA, 2018; Bonomi *et al.*, 2012). Na **Tabela 4**, estão as principais características físico-químicas da vinhaça.

Tabela 4. Composição química da vinhaça proveniente da fermentação do caldo de cana-de-açúcar.

Parâmetros	Valores médios
pH	3,7 -4,6
T (°C) (saída da destilação)	80 – 100
Demanda Bioquímica de Oxigênio (g O ₂ /L)	6,00 – 16,50
Demanda Química de Oxigênio (g O ₂ / L)	15,00 – 33,00
Sólidos totais (g /L)	23,70
Sólidos voláteis (g/L)	20,00
N (g/L N)	0,15 – 0,70
P (g/L P ₂ O ₅)	0,01 – 0,21
K (g/L K ₂ O)	1,20 – 2,10
Ca (g/L CaO)	0,13 – 1,54
Mg (g/L MgO)	0,20 – 0,49
Sulfato (g/L SO ₄)	0,60 – 0,76

Fonte: dados obtidos de Marques (2006) e Costa *et al.* (1986).

A vinhaça possui expressivo potencial para a produção de biogás/biometano devido a sua composição química rica em matéria orgânica

(Syaichurrozi & Sumardiono, 2013; Santos *et al.*, 2016b). A composição química da vinhaça depende da combinação de diversos fatores, tais como os produtos utilizados no tratamento da levedura, se o álcool produzido é anidro ou hidratado, quais são os produtos utilizados na desinfecção, se há sangramento de leveduras para a fabricação de levedura seca, dentre outros (Elia Neto, 2016).

Dentre os compostos orgânicos presentes na vinhaça, pode-se citar a presença de ácidos orgânicos simples como o ácido acético, ácido láctico e glicerol que são facilmente degradados a biogás no processo de digestão anaeróbica (Yavuz, 2007). Destaca-se que a presença desses compostos ácidos pode causar o processo de lixiviação de metais e nutrientes no solo, sendo mais um importante fator de impacto ambiental do manejo inadequado da vinhaça na fertirrigação (Moraes *et al.*, 2014).

Usualmente, a vinhaça é utilizada para a fertirrigação do plantio de cana-de-açúcar, contudo os elevados volumes gerados e a carga orgânica desse resíduo são mandatórios para a busca de aplicações ambientalmente amigáveis (Moraes *et al.*, 2014). Destaca-se que além da composição química, as altas temperaturas da vinhaça na saída da destilação, na faixa de 85 - 90°C, são outro fator de poluição ambiental, especialmente nos casos de lançamento ilegal em ambientes aquáticos (Moraes *et al.*, 2014)

Pesquisas visando a destinação ambientalmente adequada e o aproveitamento energético da vinhaça não são recentes. Na década de 80, foi realizado um estudo para o tratamento e utilização dos efluentes da vinhaça de proveniente do processamento da cana-de-açúcar (Costa *et al.*, 1986), os autores discorrem sobre a oportunidade de agregação de valor à cadeia sucroalcooleira por meio da reutilização de seus resíduos agroindustriais, o que demanda uma maior atuação de empresas e governos em prol da realização do tratamento e/ou disposição adequada desses resíduos.

Neste contexto, foi avaliada a utilização de processo de digestão anaeróbica para remoção da DQO e posterior utilização da vinhaça digerida como ração para cultura de carpa, além de avaliar se os parâmetros físico-químicos estariam adequados para o lançamento em rios e córregos. Outro

efluente destacado pelos autores é a grande quantidade de água de lavagem da cana-de-açúcar (Costa *et al.*, 1986). Os resultados da pesquisa foram bastante atrativos, pois a produtividade de ração/fertilizante utilizando a vinhaça como matéria prima foi cerca de seis vezes maior comparativamente ao se utilizar resíduos de beterraba (Costa *et al.*, 1986), contudo não foi realizada uma análise técnico-econômica para essa aplicação.

Moraes *et al.* (2015), em um estudo de revisão de literatura, abordaram os desafios e perspectivas da digestão anaeróbica da vinhaça para geração energética no cenário brasileiro. Foram apresentados os estados da arte da produção de etanol de 1^a e 2^a geração, estando a primeira bem consolidada e a segunda em implantação. Moraes *et al.* (2015) apresentaram os principais parâmetros de caracterização da vinhaça, destacadamente aquelas provenientes de caldos e melaços do processamento da cana-de-açúcar. Observa-se que para os processos de fermentação de caldos e melaços as DQOs estão entre 15 e 30,4 g/L e entre 42 e 65 g/L, respectivamente.

Avaliou-se a produção de biogás a partir de vinhaça de cana-de-açúcar, no contexto das biorrefinarias, considerando os efeitos da suplementação de elementos traços (Co, Cu, Mn, Mo, Ni, W e Zn) e ureia. Como resultado, a adição de 2 g.L⁻¹ de ureia melhorou a alcalinidade do substrato, contudo houve diminuição da produção de biogás no sistema quando a taxa de carregamento de matéria orgânica atingiu 6,1 g de DQO.L⁻¹. d⁻¹ (Janke *et al.*, 2016). Contudo, ao se adicionar elementos traços combinados a mesma quantidade de ureia houve produção estável de biogás, mesmo com taxas de carregamento de matéria orgânica superiores a 9,6 g de DQO.L⁻¹. d⁻¹. (Janke *et al.*, 2016).

Longati *et al.*, (2017) realizaram a Avaliação do Ciclo de Vida para analisar a utilização da vinhaça como matéria-prima na produção de biogás em diferentes configurações de biorrefinarias, as metodologias utilizadas foram o software SimaPro® e CML Baseline 2000. Também foram avaliados os impactos ambientais do uso desse biogás como combustível complementar de caldeira e na substituição do diesel em atividades agrícolas, e os resultados mostraram melhoria em muitas categorias de impactos ambientais, demonstrando que a

produção de biogás da vinhaça é uma tecnologia promissora (Longati *et al.*, 2017).

Outro importante subproduto gerado é o bagaço de cana-de-açúcar, que é um resíduo fibroso do setor sucroalcooleiro, cuja composição físico-química é rica em compostos lignocelulósicos, com predominância de celulose, hemicelulose e lignina (Rocha *et al.*, 2010). A **Tabela 5** apresenta a composição média do bagaço de cana-de-açúcar e foi obtida por meio de análises de 50 amostras coletadas em usinas de várias regiões do Brasil, em diferentes épocas da safra.

Tabela 5. Composição média do bagaço de cana-de-açúcar em base seca.

Componente	Percentual (%m/m)
Celulose	43,38
Hemicelulose	25,63
Lignina	23,24
Cinzas	2,94
Sacarose e ácidos orgânicos residuais da extração do caldo	4,82

Fonte: Rocha *et al.* (2010).

Como observado na **Tabela 5**, no bagaço ainda há sacarose que pode ser utilizada em processos de fermentação para produzir mais etanol. Contudo a extração dessa sacarose demanda, usualmente, processos de hidrólise.

Dada a grande geração e ao seu potencial energético, o bagaço de cana-de-açúcar tem sido amplamente utilizado em diversos países como matéria-prima para geração de energia renovável em sistemas de cogeração de calor e eletricidade.

Um destaque deve ser dado às tecnologias de conversão termoquímica de biomassa, que são uma alternativa promissora para o aproveitamento de resíduos das agroindústrias, tais como a palha e o bagaço provenientes do processamento da cana-de-açúcar (Oudenhoven *et al.*, 2016; Arni, 2018; David *et al.*, 2018). Dentre essas tecnologias, a pirólise rápida é uma opção bastante

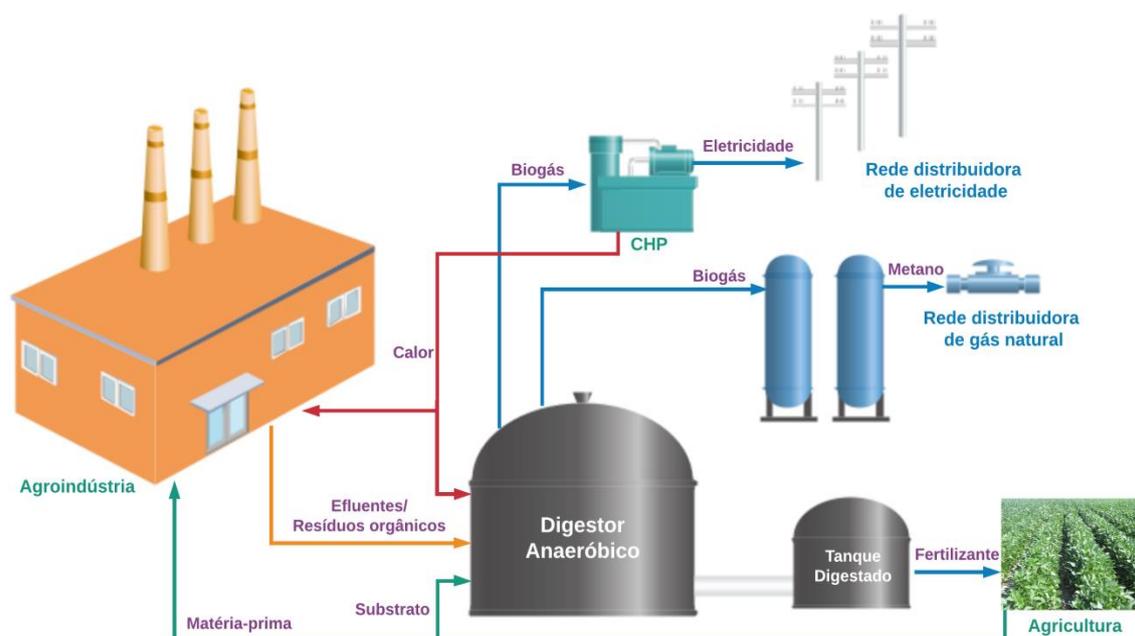
atrativa tanto do ponto de vista energético, quanto da geração de diversos produtos com maior valor agregado. Salienta-se que o biocarvão, o bio-óleo e os gases não condensáveis são os principais produtos de pirólise (Zhou *et al.*, 2013; Guedes *et al.*, 2018).

Na pirólise rápida, o objetivo é alcançar altos rendimentos de líquidos (Nygard *et al.*, 2012). Nesse processo a degradação termoquímica de diversos tipos de materiais, incluindo a biomassa, ocorre sob temperaturas na faixa de 350 °C e 600 °C e ausência de oxigênio (David *et al.*, 2018; Perkins *et al.*, 2018). Quanto ao poder calorífico do bio-óleo, ele é cerca de 40% (m/m) dos encontrados em óleos combustíveis (Gómez *et al.*, 2000).

As características essenciais de um processo de pirólise rápida que favorecem a formação de líquidos são: i) elevadas taxas de aquecimento (10-200 °C/s) e de transferência de calor na interface reacional resultante de alimentação devido a utilização de biomassa finamente moída (cerca de 2 mm de diâmetro); ii) curto tempo de retenção de calor, geralmente menor que 2 segundos; iii) os vapores produzidos na reação de pirólise têm que ser rapidamente resfriados para produzir bio-óleo e separar o biocarvão; iv) temperatura de reação controlada em torno de 500 °C, gerando vapor entre 400-450 °C (Bridgewater *et al.*, 1999).

3.3 Produção de biogás/biometano

O biogás é um dos produtos da digestão anaeróbica da matéria orgânica e é constituído por uma mistura de gás metano (~60%), gás carbônico (~40%), traços de sulfeto de hidrogênio e vapor de água (Chi *et al.*, 2007; Merlin Christy *et al.*, 2014; Coimbra-Araújo *et al.*, 2014). Ele pode ser produzido naturalmente em pântanos, mangues, lagos e aterros sanitários ou por meio de biodigestores, que são equipamentos constituídos de câmaras fechadas onde misturas aquosas ricas em matéria orgânica sofrem decomposição anaeróbica (Cheng *et al.*, 2014). A **Figura 8**, representa um processo típico de produção de biogás, com cogeração de energia e purificação a biometano.



Fonte: adaptado de BIOENERGY PROM (2015).

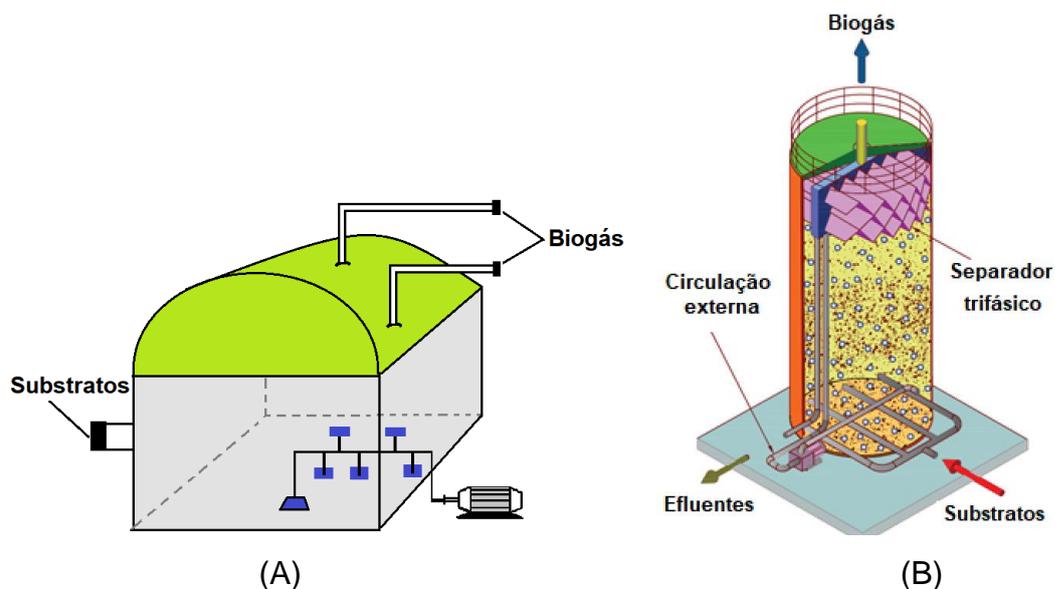
Figura 8. Produção de biogás e cogeração de energia.

Além da produção industrial do biogás, tem-se o uso de tecnologias de biodigestores domésticos/rurais que contribui para o desenvolvimento sustentável no campo (Cheng *et al.*, 2014). Os três principais modelos de biodigestores anaeróbicos são os de doma fixa (modelo chinês), os de campânulas flutuantes (modelo indiano) e os tubulares. Os biodigestores tradicionais de biogás são usualmente construídos in situ, contudo, existe a tendência da utilização de biodigestores pré-fabricados de biogás. Cheng *et al.*, (2014) realizaram um levantamento sobre o cenário de biodigestores pré-fabricados de biogás em países em desenvolvimento.

Ressalta-se que, apesar da utilização desses biodigestores ser uma tendência, existem desafios a serem superados, tais como: deficiências nos serviços de manutenção, pouco incentivo de políticas públicas para seu uso, falta de padronização de fabricação e custos elevados (Cheng, *et al.* 2014).

Em âmbito industrial, os digestores no tratamento de resíduos e efluentes orgânicos agroindustriais consistem em reatores contínuos de mistura completa (CSTR), lagoas otimizadas e reatores anaeróbicos de manta de lodo e fluxo

ascendente. O modelo CSTR (**Figura 9-A**) é amplamente difundido mundialmente, na Alemanha por exemplo, cerca de 92% das 7700 usinas de biogás do setor agrícola aplicavam essa tecnologia. Já os biodigestores do tipo UASB (**Figura 9-B**) são utilizados quando o substrato apresenta elevada carga orgânica.



Fonte: adaptado de PROBIOGÁS, 2015.

Figura 9. Representação de biodigestor do tipo CSTR (A) e do tipo UASB (B).

Silvius *et al.* (2016) discorrem sobre a produção de biogás considerando a digestão de vinhaça (DQO de 30g/L) utilizando um novo tipo de reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB), com tecnologia BIPAC@ICX, que trata 1 m³ de vinhaça em um volume de reator de 1,5 m³. Os autores destacam que esse valor é cerca de 10 vezes menor que o volume demandado nas lagoas de estabilização e duas vezes menor que os em reatores anaeróbicos de fluxo ascendente tradicionais.

As principais características desses biodigestores estão listadas na **Tabela 6** (PROBIOGÁS, 2015).

Tabela 6. Características das tecnologias de produção de biogás, biodigestores CSTR e UASB.

Biodigestores	Pré-tratamentos possíveis	Tipo de substratos	Cossustratos orgânicos	Aplicação da tecnologia
CSTR*, versão básica;	Remoção de impróprios, peneiramento, corte, trituração, mistura com efluentes líquidos.	Biomassa de origem animal e vegetal.	Aplicáveis, desde que elevem o rendimento de biogás sem impedir os processos biológicos e mecânicos.	Substratos orgânicos líquidos e pastosos, ou sólidos que se tornem líquidos no processo de biodigestão
CSTR com mistura, versão avançada.	Remoção de impróprios, peneiramento, corte, trituração, mistura com efluentes líquidos.	Resíduos agroindustriais com alta carga orgânica	Aplicáveis, desde que elevem o rendimento de biogás sem impedir os processos biológicos e mecânicos.	Substratos orgânicos líquidos e pastosos, ou sólidos que se tornem líquidos no processo de biodigestão
UASB**	Gradeamento e/ou filtração para remoção de sólidos e homogeneização.	Efluentes com carga orgânica disponível > 1.500kg DBO5/d	Em geral, não utilizados.	Isentos de sólidos sedimentáveis (< 0,3 g/L). Com vazão > 500 m ³ . d ⁻¹ .

Fonte: PROBIOGÁS, 2015.

Legenda: * CSTR - Continuous Stirred Tank Reactor. ** (UASB - Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor).

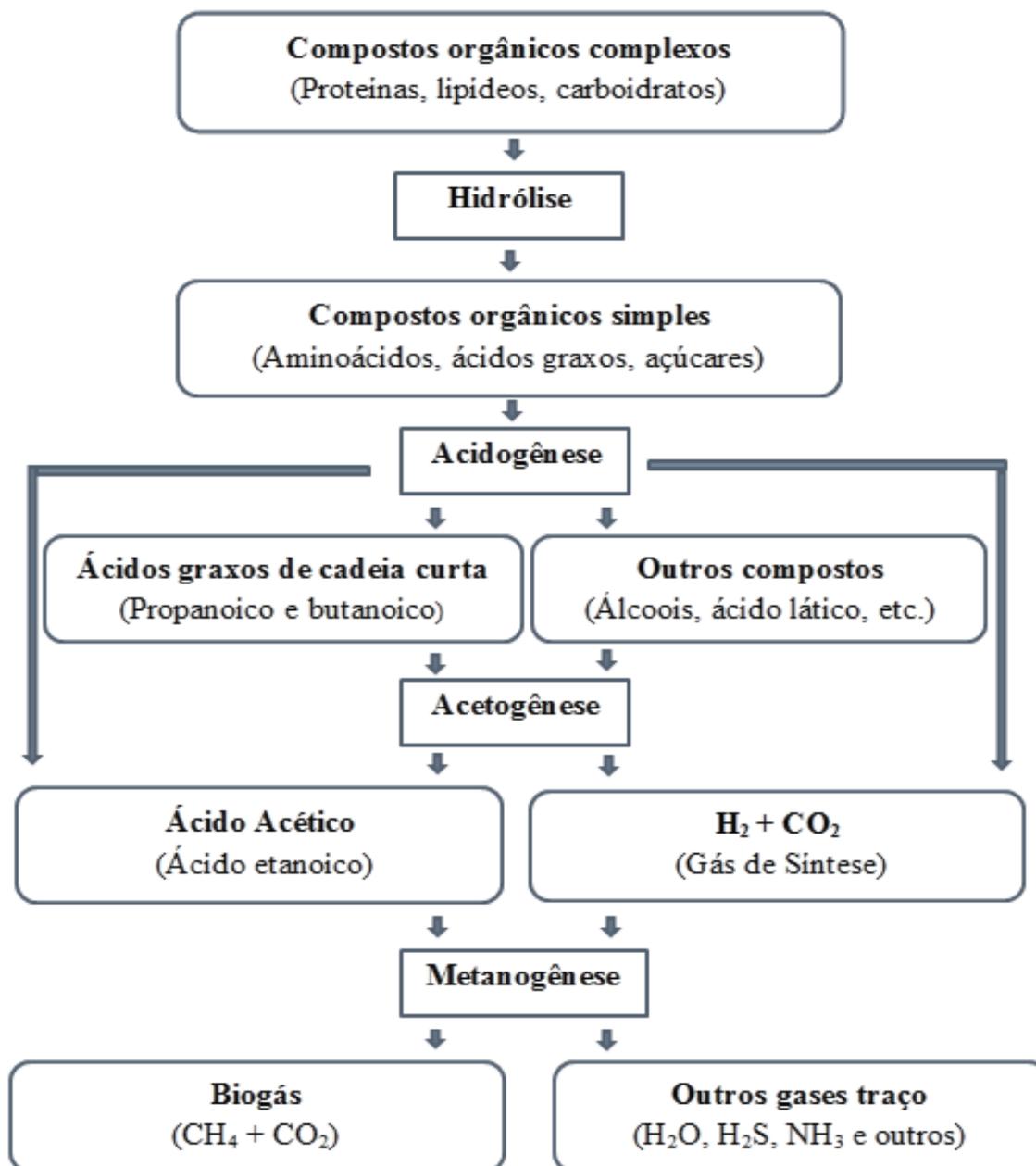
Conforme destacado por Ferella *et al.* (2019) e Falcone *et al.* (2018), a implantação de políticas públicas de incentivo é estratégica para garantir uma transição de matrizes energéticas para fontes mais sustentáveis, por meio de incentivo aos sistemas de pesquisa e inovação, bem como de instrumentos de apoio financeiro. Por exemplo, por meio do Decreto Italiano de Biometano, assinado em 2018, o Governo Italiano propicia subsídios às indústrias produtoras do Biometano Avançado, que para receber tal classificação deve utilizar matérias-primas em consonância com as diretivas nacionais de energias renováveis (Ferella *et al.*, 2019).

No cenário brasileiro, houve a criação do PROBIOGÁS, que é um programa realizado em colaboração com a Alemanha visando maior aproveitamento energético de biogás no Brasil. Destacam-se os objetivos de ampliação do uso energético eficiente do biogás em saneamento básico e em iniciativas agropecuárias e agroindustriais, inserção do biogás e do biometano na matriz energética nacional e redução de emissões GEE. Nesse contexto, o PROBIOGÁS busca colaborar na melhoria das condições regulatórias, aproximar instituições de ensino e pesquisa e fomentar a indústria nacional de biogás (PROBIOGÁS, 2015).

Contudo, não há um Programa Nacional de Biogás e Biometano (PNBB), assim Associação Brasileira do Biogás e do Biometano – ABiogás elaborou uma proposta de PNBB visando o fortalecimento desse setor produtivo. Na proposta são apresentados: os antecedentes que levaram à sua criação incluindo marcos regulatórios brasileiros e as vantagens de produzir o biogás; o programa com seus objetivos, diretrizes e plano de trabalho; tópicos de tributação, comercialização e políticas de financiamento; dentre outros (ABiogás, 2018).

Para eficácia e rendimento adequados da digestão anaeróbica, base das tecnologias de produção de biogás, são necessárias condições ideais de pH, temperatura, concentração de microrganismos e concentração de nutrientes. Ela é constituída pelas seguintes etapas reacionais: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (Mani *et al.*, 2016).

A primeira etapa da digestão anaeróbica é a hidrólise (**Figura 10**), que é em geral a etapa limitante da reação (Pavlostathis & Giraldo-Gomez, 1991). Nela as substâncias orgânicas complexas são quebradas e geram moléculas mais simples, como os monômeros.



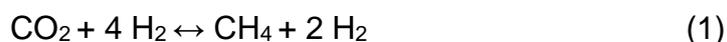
Fonte: adaptado de PROBIOGÁS, 2010.

Figura 10. Etapas da digestão anaeróbica.

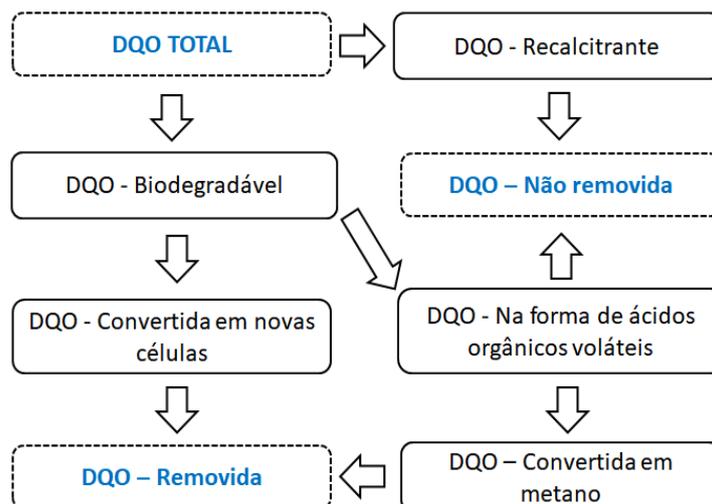
A quebra dos compostos orgânicos ocorre pela ação de enzimas hidrolíticas como as lipases, as amilases, celulasas dentre outras. Yang *et al.* (2010) destacam que a mistura de protease e amilase, na proporção de 1:3, propicia uma alta eficiência da hidrólise.

A fase seguinte é a acidogênese na qual microrganismos fermentativos utilizam açúcares, ácidos graxos de cadeia longa e aminoácidos como substrato gerando ácidos orgânicos, H₂, CO₂ e outros ácidos graxos menores (PROBIOGÁS, 2010). Em seguida, ocorrem as reações da acetogênese que são estritamente anaeróbicas, pois a via enzimática do acetil é sensível ao oxigênio (Wood & Ljungdahl, 1991; Merlin Chisty *et al.*, 2014).

Na acetogênese, os produtos majoritários são os acetatos, que são os principais precursores para a produção de metano (Mountfort & Asher, 1978). A última etapa é a metanogênese, que é a mais importante para a geração de energia, pois nela ocorre a maior produção de metano. O metano pode ser originário da redução do CO₂ (**Equação 1**) ou pela clivagem do ácido acético (**Equação 2**).



A DQO é um dos principais parâmetros utilizados nos processos de digestão anaeróbica, ela corresponde ao oxigênio necessário para oxidar a matéria orgânica por meio de substâncias químicas e é utilizada para quantificar o potencial poluidor de um efluente (PROBIOGÁS, 2015). Na produção de biogás, a DQO presente nos substratos e inóculos iniciais são iguais a soma da DQO convertidas em biomassa anaeróbica, em biogás, além da DQO não removida (**Figura 11**).



Fonte: adaptado de PROBIOGÁS (2015).

Figura 11. Balanço de DQO em um processo de digestão anaeróbica.

Desta forma, a transformação em biomassa é representada pelo crescimento de microrganismo que degradam a matéria orgânica e formam o lodo anaeróbico, já a DQO remanescente corresponde aquela não degradável anaerobicamente e aos produtos intermediários (PROBIOGÁS, 2015).

No processo de digestão anaeróbica, além do biogás que é empregado para fins energéticos, há produção de um lodo que pode ser aproveitado como biofertilizante propiciando uma diminuição do uso de fertilizantes químicos. Esse adubo orgânico pode conter nitrogênio, fósforo, potássio, cálcio, magnésio, enxofre, sódio e ferro em sua composição, de acordo com os substratos utilizados (Jiang *et al.*, 2011).

Ressalta-se que a produção de biogás em biodigestores domésticos realizada por pequenos criadores rurais tem potencial de gerar benefícios sociais, ambientais e de saúde pública. Esses biodigestores são usualmente utilizados em países em desenvolvimento como a China e a Índia (Deng *et al.*, 2014; Lohan *et al.*, 2015).

A Ásia é líder mundial na utilização de digestores em pequena escala, especialmente para usos domésticos tais como a produção de biogás visando o cozimento de alimentos, aquecimento de água e de ambientes. Por exemplo,

cerca de 4,9 milhões de usinas de biogás domésticas e em escala de aldeia estão instaladas na Índia, alimentadas principalmente por esterco bovino e resíduos agrícolas (REN 21, 2017).

Destaca-se que o uso de biogás tem o potencial de melhorar o saneamento doméstico das áreas rurais ao realizar conexões dos sanitários aos biodigestores, diminui a presença de vetores, além de diminuir os casos de doenças causadas pela emissão de materiais particulados, tais como dor de cabeça e infecções no trato respiratório (Mengistu *et al.*, 2015). Nesse contexto, deve-se destacar a China e a Índia que, em 2011, já possuíam 41,68 milhões e 4,25 milhões de biodigestores domésticos, respectivamente (Cheng *et al.*, 2014).

Na Europa, o biogás é usado cada vez mais no fornecimento de calor em edifícios e em processos industriais, muitas vezes em conjunto com a produção de eletricidade via processos CHP (cogeração de calor e eletricidade) (REN 21, 2017). Na América do Sul, embora a Argentina, o Brasil e a Colômbia possuam infraestrutura de gás natural instaladas com capacidade de incorporar o biogás/biometano, essa aplicação ainda precisa ser mais estudada e viabilizada (REN 21, 2017).

Ao considerar aspectos ambientais, a produção de biogás é considerada uma fonte de energia sustentável e renovável. Para aprimorar o seu uso como combustível, o biogás deve ser purificado a biometano, utilizando processos de remoção de CO₂ e de H₂S (Sun *et al.*, 2015). A ANP, por meio da Nota Técnica nº: 157/2014/SBQ/RJ, define os termos biogás e biometano como:

I Biogás: gás bruto obtido da decomposição biológica de resíduos orgânicos;

II Biometano: gás constituído essencialmente de metano, derivado da purificação do biogás (ANP, 2014).

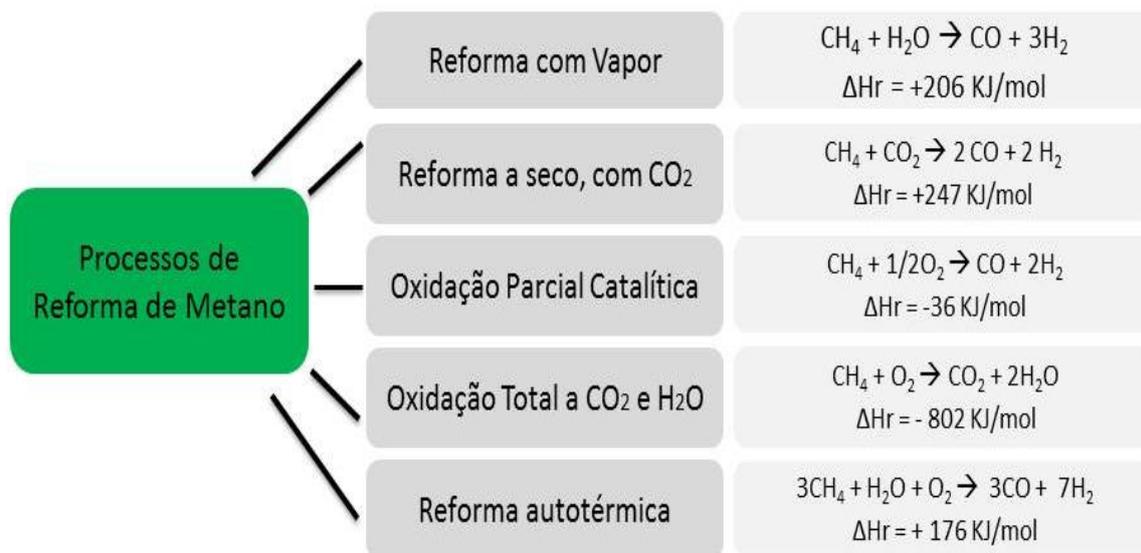
Quanto aos aspectos termodinâmicos, a combustão de 1,0 kg de metano equivale ao poder calorífico de 1,2 kg de óleo diesel (Fountoulakis & Manios, 2009). Quanto a aspectos ambientais, o efeito estufa gerado pelo

metano é cerca de 20 vezes maior que o gerado pelo gás carbônico (Coimbra-Araújo *et al.*, 2014), assim deve-se evitar a emissão desse gás na atmosfera. Por outro lado, a sua combustão é menos poluente que a dos combustíveis fósseis, por não possuir enxofre em sua composição química.

Destaca-se que a partir do biometano é possível realizar diversos processos catalíticos de reforma além de produzir outros biocombustíveis, como o gás hidrogênio. Sendo, portanto, uma matéria-prima com grande potencial para diversos setores produtivos e industriais (Kathiraser *et al.*, 2015).

Quanto aos processos de reforma de metano, eles consistem em sua transformação química com o intuito de se obter produtos químicos e matérias-primas de interesse industrial. As pesquisas por métodos de otimização dos processos de reforma de metano são crescentes (Reyes *et al.*, 2003; Kathiraser *et al.*, 2015; Usman *et al.*, 2015; Abdullah *et al.*, 2017; Aramouni *et al.*, 2018), essa demanda de pesquisas é justificada pelos elevados volumes das reservas de gás natural, pela produção de biometano e pela necessidade de diminuição da dependência da matriz energética mundial pelo petróleo.

Atualmente, uma das principais vias para a reforma de metano é a catálise. Busca-se então, o desenvolvimento de catalisadores e aprimoramento dos processos de reação, de modo que sejam economicamente e ambientalmente favoráveis, que elevem as taxas de conversão e que diminuam as emissões de GEE. Assim, devem ser consideradas características como atividade catalítica, resistência à desativação e seletividade adequada (Ocaña, 2005). A **Figura 12**, adaptada de Júlio e Barbosa (2013), Iulianelli *et al.* (2015) e Kathiraser *et al.* (2015), apresenta algumas vias para a reforma de metano.



Fonte: elaboração própria

Figura 12. Vias de reforma de metano.

A reforma a seco de metano é bastante atrativa do ponto de vista ambiental por utilizar metano e gás carbônico, dois dos principais GEE, para produzir H_2 e gás de síntese (Pedrnera *et al.*, 2007) que podem ser utilizados como precursores na produção de combustíveis renováveis (Iulianelli *et al.*, 2015). Kathiraser *et al.* (2015) destacam que a baixa relação H_2/CO , comparada à reforma a vapor, é adequada para a síntese de hidrocarbonetos de cadeias longas pela reação de Fischer-Tropsch.

Alguns estudos demonstram que o uso de sistemas bimetálicos, na reforma de metano, melhoram a atividade e a estabilidade dos catalisadores e que metais nobres, alcalinos e alcalino-terrosos diminuem a formação de coque elevando a estabilidade catalítica (Bradford & Vannice, 1996).

Quanto aos principais tipos de processo de reforma de metano, o mais empregado nas indústrias é o que utiliza vapor, apesar de necessitar elevadas temperaturas entre 800°C e 900°C , demandar o uso de combustível suplementar, pressões entre 15 e 30 bar e alto tempo de contato (Basile *et al.*, 2010). Já a reforma a seco tem como vantagem o consumo dos dois principais gases do efeito estufa, produzindo gás de síntese (Reyes *et al.*, 2003; Pedrnera *et al.*, 2007).

Quanto aos processos oxidativos, a oxidação parcial catalítica do metano tem como vantagem o curto tempo de contato, sendo uma boa alternativa para plantas de médios e pequenos portes (Julio & Barbosa, 2013). Por outro lado, a oxidação total a gás carbônico e água é uma reação bastante exotérmica, possibilitando o reaproveitamento do calor em outros processos industriais.

Por fim, a reforma autotérmica combina a reforma com vapor com a oxidação parcial, o calor gerado na reação exotérmica, que é aproveitado no processo endotérmico (Yan *et al.*, 2016). Desta forma, o metano é uma matéria-prima versátil para a produção de biocombustíveis, a partir da reforma dele é possível gerar hidrogênio e gás de síntese, uma mistura de gás hidrogênio e de monóxido de carbono que é utilizada na síntese de biocombustíveis (Mota *et al.*, 2009; Amin *et al.*, 2016).

É possível também converter o biometano em combustíveis líquidos pela síntese de Fischer-Tropsch, desenvolvida em 1920 e conhecida como tecnologia GTL (*gas-to-liquid*), que utiliza o gás de síntese para produzir combustíveis como gasolina, querosene e diesel (Sheldon, 2016). Um concorrente ao processo GTL é o MTG (*metanol-to-gasoline*), desenvolvido pela empresa Exxon em 1970 que também utiliza o gás de síntese como matéria-prima (Heldon & Hindman, 2014). Logo, os processos de reforma de metano diversificam ainda mais o uso da biomassa, tanto na geração de energia quanto na produção de outros produtos de maior valor agregado.

3.4 Processos Integrados: conceito de biorrefinarias

O crescente aumento da população mundial e das demandas energéticas, com a conseqüente elevação de uso de combustíveis de origem fóssil, torna necessário o desenvolvimento de novos meios de produção que diminuam a utilização e da geração de materiais perigosos, as emissões de GEE e as perdas de fontes de carbono, que são fatores cruciais no cenário atual das mudanças climáticas (Cheah *et al.*, 2016).

Nesse contexto, as biorrefinarias são uma opção para o desenvolvimento de processos mais sustentáveis. Elas são processos análogos às refinarias de petróleo (Demirbas, 2009), compostas por ações integradas de conversão de biomassa para a produção de energia, calor, biocombustíveis e produtos químicos de maior valor agregado (Kokossis *et al.*, 2015; Kamn *et al.*, 2006).

Ressalta-se que os processos industriais, no âmbito das biorrefinarias, vão ao encontro dos princípios da Química Verde (J. Moncada *et al.*, 2016) como a utilização de matérias-primas renováveis, com menores potenciais poluidores, a não geração de resíduos ou que eles sejam facilmente recicláveis ou biodegradáveis, dentre outros (Anastas & Warner, 1998).

Quanto à classificação das biorrefinarias, ela depende dos tipos de matérias primas, dos principais processos de conversão utilizados e dos avanços tecnológicos. Quanto aos processos de conversão, os mais utilizados são os termoquímicos (pirólise e gaseificação), bioquímicos (processos enzimáticos e fermentativos) e químicos (hidrólise, esterificação) (IEA, 2012). Algumas classificações de biorrefinarias citadas na literatura, de acordo com as matérias-primas utilizadas, são apresentadas na **Figura 13**.



Fonte: Elaboração própria.

Figura 13. Classificação das biorrefinarias.

Sobre esta classificação, tem-se que: i) biorrefinarias de amido e açúcar utilizam culturas de amido, como os cereais e batatas, ou culturas de açúcar, como a cana-de-açúcar ou açúcar de beterraba. ii) biorrefinarias oleoquímicas

produzem principalmente gêneros alimentícios, biodiesel e óleos químicos. iii) biorrefinarias verdes partem do processamento de biomassa molhada, como grama, alfafa, etc., que são prensadas e geram duas correntes distintas: sumo rico em fibras e uma torta presada rica em nutrientes. iv) biorrefinarias lignocelulósicas processam uma gama de biomassa lignocelulósica via rotas termoquímicas, catalíticas ou bioquímicas. v) biorrefinarias marinhas processam a biomassa aquática, microalgas e algas marinhas (Lanzafame *et al.*, 2014).

Salienta-se que o tema de biorrefinarias é bastante complexo e é foco de vários trabalhos de pesquisas, conforme demonstrado na **Tabela 7**. Sharifzadeh *et al.* (2015) avaliaram a viabilidade econômica e o desempenho ambiental do uso de gás carbônico gerado na pirólise de biomassa para a produção de biodiesel a partir de microalgas. Como resultado, obtiveram um aumento de até 18% da conversão do combustível.

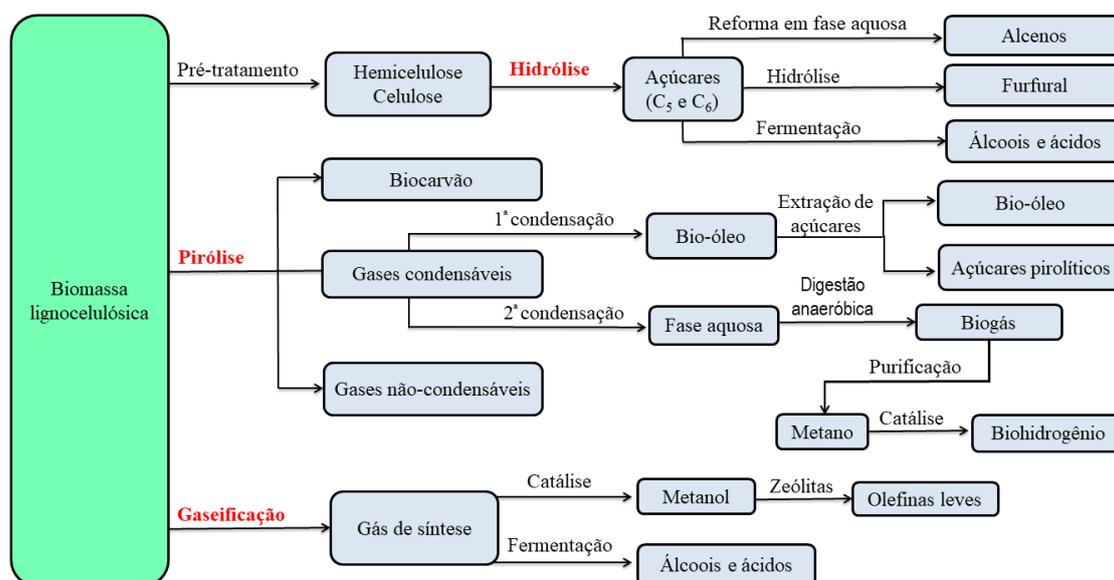
Tabela 7. Pesquisas sobre processos integrados, na concepção de biorrefinarias.

Título da pesquisa	Temas abordados / Principais resultados	Ref.
Avaliação do ciclo de vida do combustível bioetanol lignocelulósico de palha de trigo em uma biorrefinaria local.	Investigação do perfil ambiental da produção de bioetanol a partir de palha de trigo lignocelulósico e seu uso como combustível em misturas com gasolina nas proporções de 10% e 85% em massa (E10 e E85, respectivamente). Como resultado a blenda E85 apresentou melhor desempenho ambiental em esfera local.	Zucaro <i>et al.</i> (2018).
Cultivo de microalgas usando águas residuais de aquicultura: geração integrada de biomassa e remediação de nutrientes.	Investigação do potencial de cultivo de <i>Scenedesmus obliquus</i> , <i>Chlorella sorokiniana</i> e <i>Ankistrodesmus falcatus</i> utilizando águas residuais de aquicultura como substrato, avaliou-se, também, a remoção de nutrientes por microalgas. Como resultados, destaca-se a eficiência de remoção na faixa de 86,45-98,21% para amônia, 75,76-80,85% para nitrato, 98,52-100% para fosfato e 42-69% para DQO.	Ansari <i>et al.</i> (2017).
Química verde, catálise e valorização da biomassa residual.	Artigo de revisão. Aborda o papel da catálise em processos químicos e bioquímicos de conversão de biomassa, com foco na conversão de resíduos lignocelulósicos.	Sheldon (2016).
Avaliação da sustentabilidade de biorrefinarias na fase conceitual de projeto.	Proposta de modelo com combinação de critérios para avaliar a sustentabilidade das biorrefinarias, considerando aspectos como mitigação de impactos ambientais, preservação da biodiversidade, responsabilidade social, etc.	Rivero <i>et al.</i> (2016).

Biorrefinaria virtual: uma estratégia de otimização para valorização de carbono renovável.	Desenvolvimento de <i>software</i> de simulação de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar, que é alimentado com informações de aspectos ambientais, econômicos e sociais comparando diferentes rotas tecnológicas.	Bonomi <i>et al.</i> (2016).
Evolução das usinas de óleo de palma em biorrefinarias: usos atuais e potenciais da biomassa residual e de efluentes.	Artigo de revisão. Aborda a necessidade da utilização dos resíduos de produção do óleo de palma, discute os atuais usos dessa biomassa e as tecnologias promissoras da área, tais como a fabricação de etanol celulósico, geração de biogás e realização de pirólise produzindo bio-óleo e biocarvão.	Nunez <i>et al.</i> (2016).
Biorrefinarias de dióxido de carbono: da captura e armazenamento de carbono à produção de bioenergias.	Artigo de revisão. Aborda informações, metodologias e tecnologias utilizadas nos processos de valorização e sequestro de CO ₂ , destacando aspectos de sustentabilidade ambiental e viabilidade econômica.	Cheah <i>et al.</i> (2016).
Novas biorrefinarias e agricultura sustentável: aprimorando alimentos, biocombustíveis, e segurança dos ecossistemas.	Artigo de revisão. Propõe a combinação do cultivo de plantas perenes às novas biorrefinarias para melhorar a eficiência produtiva e sustentabilidade ambiental do setor agroindustrial.	Chen e Zhang (2015).
Biorrefinarias integradas: utilização de CO ₂ para conversão máxima de biomassa.	Avaliação do uso de CO ₂ da pirólise de biomassa na produção de biodiesel a partir de microalgas.	Sharifzadeh <i>et al.</i> (2015).
Sistemas catalíticos para transformação integral de óleos vegetais pelo conceito de biorrefinarias.	Livro resultante do I Seminário Internacional de Biorrefinarias (2011-2012), aborda aspectos multidisciplinares e internacionais de importância para as biorrefinarias modernas, tais como tipos e análises de matérias-primas, catálise, biocatálise e processos tecnológicos, como nos processos oleoquímicos.	Alzate e Alzate (2013).

Neste contexto, as cadeias produtivas de etanol e de biodiesel possuem subprodutos e resíduos com grande potencial para aplicações no âmbito das biorrefinarias, tais como resíduos agrícolas, vinhaça e glicerina. Assim, há duas grandes bases para a produção de produtos energéticos e não energéticos a partir desses processos agroindustriais, a lignocelulósica e a gliceroquímica (Janke *et al.*, 2016., 2014; Mota *et al.*, 2009).

As biorrefinarias de cana-de-açúcar e etanol podem ser do tipo sacaríneas, que utilizam o caldo da cana ou lignocelulósicas que utilizam a palha e o bagaço como matérias primas (Lanzafame *et al.*, 2014). As principais vias para conversão da lignocelulose são a hidrólise, a pirólise e a gaseificação (Figura 14).

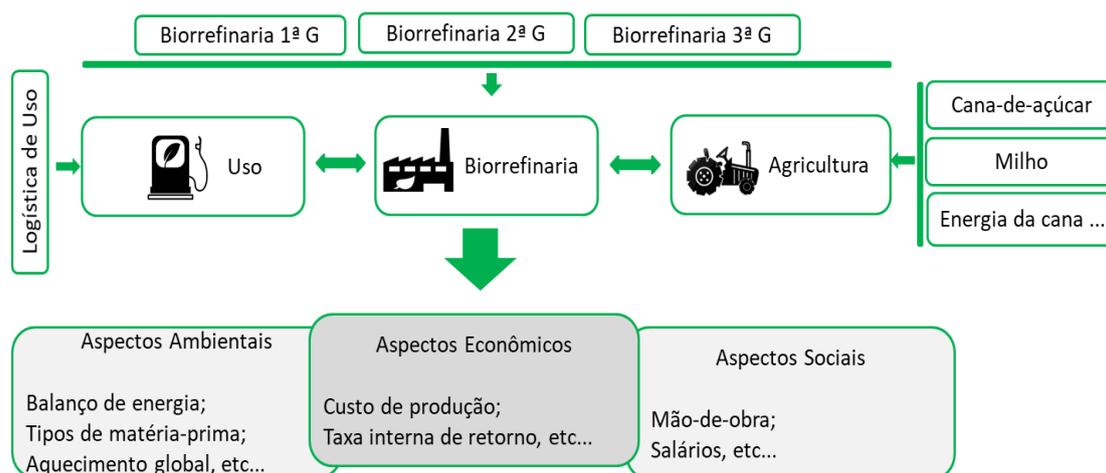


Fonte: Adaptado de Sheldon (2016).

Figura 14. Vias de conversão lignocelulósica. Adaptado de Sheldon, 2016.

Com o objetivo de auxiliar e contribuir com o setor nacional de energias renováveis, em 2010 inaugurou-se o Laboratório Brasileiro de Ciência e Tecnologia de Bioetanol visando melhorias na cadeia produtiva do biocombustível utilizando a cana-de-açúcar como matéria-prima (Bononi *et al.*, 2016). Dentre as propostas iniciais desse laboratório, foi idealizado o

desenvolvimento de ferramentas que permitissem a comparação de distintas rotas tecnológicas para auxiliar nos processos de tomada de decisão. Assim desenvolveu-se o programa Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar, que é alimentado com dados ambientais, econômicos e sociais comparando as diferentes rotas tecnológicas. Os resultados obtidos são validados em plantas industriais, plantas piloto e por meio de experimentos laboratoriais (**Figura 15**).



Fonte: adaptado de Bononi *et al.* (2016).

Figura 15. Conceito geral da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar.

Como abordado por Schultz e colaboradores (2015), a glicerina serve como base para diversos produtos energéticos e não energéticos, se enquadrando como excelente matéria-prima no contexto das biorrefinarias. A comercialização de glicerina bruta pode reduzir os custos de produção de biodiesel em até 6% (Gholami *et al.*, 2014) e reduzir os impactos ambientais. Dessa forma, diversas pesquisas buscam o aproveitamento e a conversão da glicerina em produtos de maior valor agregado, conforme **Tabela 8**.

Tabela 8. Usos da glicerina residual, subproduto da produção de biodiesel, na produção de produtos de maior valor agregado.

Produto	Objetivo	Tipo de processo	Inóculo	Características/resultados	Ref.
DHA - Ácido Decosa-hexanoico	Avaliar o potencial da glicerina residual na produção de DHA utilizando a microalga <i>Schizochytrium limacinum</i> .	Batelada Fermentação	<i>Schizochytrium limacinum</i>	Concentração ideal de glicerina residual: ~ 100g/L. Principais interferentes: temperatura e concentração de acetato de amônio, os valores ideais foram de 19,2°C e 1,0g. L ⁻¹ , respectivamente.	Chi <i>et al.</i> 2007.
Biohidrogênio	Propor metodologia para produção de H ₂ pela foto fermentação de glicerina residual e glicerina purificada.	Batelada Conversão foto-fermentativa.	<i>Rhodospseudomonas palustris</i>	Alta produção de H ₂ , com valores maiores que 6 mols de H ₂ por mol de glicerina (75% do máximo teórico previsto).	Sabourin-Provost & Hallenbeck 2009.
Biohidrogênio	Avaliar o potencial do bagaço de maçã na cofermentação com glicerina residual na produção H ₂ .	Batelada Fermentação na ausência de luz	<i>Enterobacter aerogenes</i> e <i>Clostridium butyricum</i> .	A cofermentação foi mais eficiente que a fermentação simples de glicerina residual Diminuição de formação de subprodutos como etanol e 1,3 – propanodiol.	Pachapur <i>et al.</i> , 2015.
Biohidrogênio	Avaliar a adição de glicerina bruta na produção de hidrogênio na fermentação de temofílica seca-escuro de resíduos sólidos urbanos industriais.	Batelada Fermentação	Eubacteria e Archaea	A produção de hidrogênio chegou próximo ao dobro pela adição da glicerina bruta.	Zahedi <i>et al.</i> , 2016
Etanol	Avaliar a produção de etanol utilizando glicerina	Batelada Fermentação		Aumento na produção de etanol, com produção máxima de 21,5 g.L ⁻¹ .	Oh <i>et al.</i> 2011.

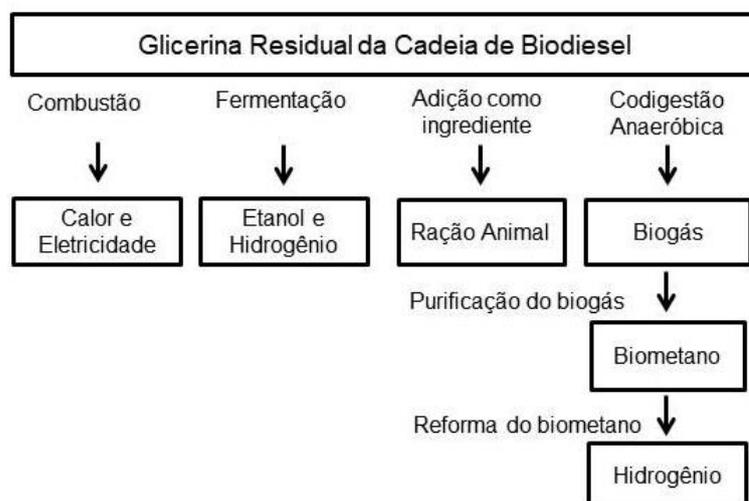
	residual e cepa mutante de <i>Klebsiella pneumoniae</i>		Cepa mutante de <i>Klebsiella pneumoniae</i>		
PDO - 1,3-pro-panodiol	Avaliar a produção de PDO, utilizando glicerina residual por bioconversão enzimática por processo de imobilização em alginato de Ca.	Batelada e Contínuo Bioconversão enzimática.	<i>Klebsiella pneumoniae</i> BLh-1	Imobilização celular em alginato de Ca. Tamanho e concentração ideias para imobilização: 3,4mm e 100 mg. mL ⁻¹ . Atividade e estabilidade biológica do catalisador foram preservadas, mesmo após 5 ciclos seguidos em batelada.	Aquino de Souza <i>et al.</i> 2014
PDO - 1,3-pro-panodiol	Avaliar ação de <i>Lactobacillus reuteri</i> para produzir PDO utilizando glicerina residual.	Batelada Cofermentação	<i>Lactobacillus reuteri</i> ATCC23272	Foram avaliadas: anaerobiose, a respiração de oxigênio limitado, pH 5,5 e 6,2. Alta produtividade, 4,92 g.L ⁻¹ .h ⁻¹ de 1,3-propanodiol por <i>Lactobacillus</i> sp.	Viera <i>et al.</i> , 2015
Agente supressor de poeira	Produzir agente supressor de poeira utilizando glicerina residual.	Oligomerização de glicerina.	---	Utilização de catalisadores ácidos e básicos na oligomerização da glicerina. Obtenção de agente supressor de poeira com eficiência superior aos comerciais.	Medeiros <i>et al.</i> , 2012.
Ração animal	Avaliar os efeitos da combinação de grãos secos de milho e glicerina residual na produção e características de carcaça de suínos.	Preparação de dietas a base de grãos secos de milho e glicerina residual,	---	A combinação de grãos secos de milho e glicerina residual alterou os ácidos graxos da carne suína, melhorando a sua qualidade adiposa.	Lammers <i>et al.</i> , 2015

Legenda: * Lodo ativado: complexa associação de microrganismos composta por bactérias, protozoários, fungos e micrometazoários que realizam oxidação de compostos orgânicos e inorgânicos em efluentes (Oliveira *et al.*, 2009).

A despeito das aplicações convencionais da glicerina, tais como a produção de alimentos, medicamentos, cosméticos, explosivos, lubrificantes e tintas (Perez *et al.*, 2014), estes usos geralmente requerem a glicerina purificada. Assim, como os custos de purificação da glicerina residual de biodiesel são considerados elevados (Leonet *et al.*, 2012), diversas pesquisas buscam avaliar e viabilizar o aproveitamento e a conversão da glicerina em produtos de maior valor agregado.

Os processos de conversão de glicerina produzem matérias-primas e produtos para indústrias diversas como as farmacêuticas (Chi *et al.*, 2007), as energéticas (Baba *et al.*, 2013), as químicas, as petroquímicas (Vieira *et al.*, 2012), de produção de alimentação animal (Lammers *et al.*, 2015), ferroviárias (Medeiros *et al.*, 2012), dentre outras.

A utilização de glicerina residual na produção energética (**Figura 16**) é importante para a cadeia de biodiesel, a fim de agregar valor (Gholami *et al.*, 2014) e minimizar os impactos ambientais (Garlapati *et al.*, 2016). Uma das principais aplicações da glicerina residual no campo de geração energética é a sua combustão em caldeiras para o uso direto do calor e/ou para a cogeração de energia elétrica (Steinmetz *et al.*, 2013).



Fonte: elaboração própria.

Figura 16. Aplicações de glicerina residual na geração de energia.

Uma vantagem da utilização da glicerina como combustível de caldeira é a substituição do uso de combustíveis fósseis, contudo, alguns aspectos limitam esse

uso, tais como a baixa densidade energética, elevada temperatura de autoignição e a alta viscosidade da glicerina residual. Além disso, a combustão de glicerina emite materiais particulados, acroleína e outros compostos orgânicos voláteis (Steinmetz *et al.*, 2013).

Outro aspecto importante relacionado às questões energéticas é a potencial utilização de glicerina residual como ingrediente no preparo de ração animal. Lammers e colaboradores (2015) misturaram grãos de milho secos e glicerina residual de biodiesel para alimentar suínos e como resultado constatou-se uma melhora na qualidade adiposa da carne dos animais testados.

Considerando a importância econômica das indústrias de etanol e biodiesel no cenário nacional, a integração de processos é bastante atrativa, destacadamente na busca de um maior aproveitamento dos subprodutos oferecendo assim maior competitividade de mercado. Por fim, os produtos químicos produzidos em uma biorrefinaria podem ser intermediários ou finais e a geração energética engloba a produção de combustíveis, eletricidade e/ou calor (Bonomi *et al.*, 2016). Destaca-se que quanto maior a integração dos processos e a reutilização de resíduos em uma biorrefinaria, maior é a possibilidade de diversificação dos produtos energéticos e não energéticos produzidos.

3.5 Avaliação técnica-econômica e ambiental de processos de produção de etanol, biodiesel, biogás e transformação termoquímica de biomassa

A proposta de integração das agroindústrias de biodiesel e etanol apresenta algumas sinergias, dentre elas a possibilidade de utilização de sistemas de rotações de culturas, diminuição dos custos com matérias-primas, melhor aproveitamento de utilidades industriais e diminuição de custos e de emissões de GEE nos setores de transporte (Olivério *et al.*, 2008). Na **Tabela 09** são mostrados alguns estudos realizados entre 2008 e 2019 que utilizaram essa estratégia de integração. Observa-se que, apesar do objetivo geral de cada um ser distinto, eles possuem em comum uma abordagem de uso ambientalmente mais amigável dos recursos naturais.

Tabela 9. Estudos de processos industriais integrados de produção de etanol e de biodiesel.

Objetivo	Principais resultados	Referência
Abordar os benefícios gerados pela integração dos processos agroindustriais de etanol e biodiesel, por meio do exemplo da Usina Barralcool.	A integração do processo torna a rota etílica para produção de biodiesel economicamente viável. Há diminuição do impacto ambiental pela substituição do diesel pelo biodiesel.	Olivério <i>et al.</i> (2008)
Avaliar o uso de óleo de palma para produção de biodiesel integrada à produção de etanol de cana-de-açúcar.	A biorrefinaria proposta diminui em 23 % as emissões de gases do efeito estufa.	Souza <i>et al.</i> (2012)
Avaliar o impacto ambiental da integração dos processos industriais de etanol e biodiesel, por meio da implantação de um sistema de rotação de culturas entre a soja e a cana-de-açúcar.	Diminuição do consumo de combustível de origem fóssil em 49% e diminuição de 22,5 para 19,7 g de CO ₂ eq/MJ etanol comparativamente ao sistema não integrado.	Souza e Seabra (2013)
Avaliar o potencial de utilização da mamona como matéria-prima de um processo integrado de etanol e biodiesel.	O rendimento máximo de biodiesel alcançado foi de 85%. O pré-tratamento alcalino dos resíduos de mamona, elevaram de 27,2 para 71 % o rendimento de etanol.	Batani e Karimi (2016)
Avaliar a viabilidade de integração da produção de biodiesel e etanol na Região Norte Fluminense do Estado do Rio de Janeiro.	Risco de perdas econômicas no cultivo da soja devido à instabilidade das precipitações chuvosas.	Stnio 2016
Avaliar a integração da produção de etanol de batata doce e biodiesel de óleo de girassol.	O rendimento médio de etanol de batata doce foi de 161,4 L/ton. Foi alcançado cerca de 75% de rendimento de biodiesel com etanol de batata doce a 99,4 °GL. Parâmetros de reação: razão molar etanol/óleo de 6:1; NaOH (1% m/m); 45°C, 1:0h.	Silva <i>et al.</i> (2018)
Avaliar a utilização da vinhaça de etanol de cana-de-açúcar como substrato para crescimento de <i>Mucor circinelloides</i> visando à produção de lipídeos para indústria de biodiesel.	A concentração de lipídeos foi de aproximadamente 23 % e o perfil de ácidos graxos demonstrou elevada potencialidade para produção industrial de biodiesel, num contexto de biorrefinarias.	Reis <i>et al.</i> (2019)

Souza e Seabra (2013) avaliaram os benefícios da integração dos processos produtivos de etanol e biodiesel. Além dos biocombustíveis, a glicerina e a bioeletricidade foram consideradas como produtos desta biorrefinaria. A diminuição da dependência de combustíveis de origem fóssil e as emissões de gases de efeito estufa foram os critérios ambientais avaliados. Os autores utilizaram as seguintes considerações em seu estudo de produção integrada: i) Utilização da vinhaça como biofertilizante, por meio da fertirrigação; ii) utilização da energia elétrica e vapor gerados na usina de etanol para os setores de agronomia e para o processo de biodiesel; e iii) total substituição do diesel utilizado no transporte e colheita (Souza e Seabra, 2013).

A integração proposta utilizou como matérias-primas o etanol e o óleo de soja, e o bagaço como fonte de energia elétrica e térmica por meio da cogeração. Como principais resultados, obteve-se que a biorrefinaria proposta tem o potencial de reduzir o consumo de combustível de origem fóssil de 75 para 37 kJ/MJ de etanol comparado sistema não integrado, associado a uma diminuição de 22,5 para 19,7 g de CO₂ eq/MJ etanol. Essa diminuição é oriunda da integração do cultivo da soja à cana-de-açúcar, ocupando cerca de 17% da área total de plantio da cana (Souza e Seabra, 2013).

Olivério *et al.* (2008) discorreram sobre as vantagens e sinergias da integração dos processos agroindustriais de etanol e biodiesel, utilizando para isso o exemplo da Usina Barralcool S/A, localizada em Barra do Bugres/MT, que entrou em operação em novembro de 2006 e foi a primeira usina do mundo de produção integrada de etanol e biodiesel. A empresa responsável pela instalação foi a Dedini e a usina foi desenvolvida com tecnologia da empresa italiana Balestra, destaca-se que os benefícios desses sistemas incluem três setores principais, o industrial, e agrícola o de negócios (Barreira, 2005; Olivério *et al.*, 2008). Como principais resultados dessa integração, os autores ressaltam: i) a uma maior viabilidade para a rota etílica de transesterificação, em substituição à metílica de origem fóssil; ii) a possibilidade de realização de parcerias com a agricultura familiar para atendimento às demandas de óleo de soja, propiciando maior inclusão social e incentivando a permanência nas áreas rurais; iii) Os sistemas de rotação de culturas podem ser melhorados por meio

de avanços tecnológicos, sendo um campo promissor para obtenção de maior viabilidade econômica e geração de menor impacto ambiental (Olivério *et al.*, 2008).

Bateni e Karimi (2016) propuseram o uso de mamona como matéria prima simultânea para produção de biodiesel (óleo de mamona) e para produção de etanol (2ª geração, utilizando sacarificação e fermentação), com o uso do etanol produzido como matéria-prima da transesterificação. O rendimento ótimo de biodiesel foi de $85 \pm 1,0$ %, em uma temperatura de 62,5 °C e uma razão mássica de etanol/óleo de 0,29:1. Dentre os fatores que mais influenciam no custo de produção de biodiesel, estudos destacam os gastos com matérias-primas, que usualmente são responsáveis por 70 a 80% dos custos de produção (Bateni e Karimi, 2016).

Stnio (2016) avaliou o potencial de integração da produção de biodiesel ao setor sucroalcooleiro da Região Norte Fluminense do estado do Rio de Janeiro/Brasil, salientou-se que a utilização de metanol para produzir biodiesel é economicamente mais atrativa e utilizada industrialmente que o uso do etanol. Assim, o autor destacou que a decisão de utilização do etanol como matéria-prima no processo integrado deve considerar o balanço entre o aumento dos custos de produção e as receitas decorrentes implantação pela utilização de um sistema de rotação de culturas entre a cana-de-açúcar e a soja. Como principais resultados, obteve-se que a Região Norte Fluminense/RJ apresenta grande instabilidade em seu regime de precipitações chuvosas o que pode acarretar danos à cultura da soja, que é exigente quanto a distribuição de chuvas ao longo dos meses, bem como do quantitativo anual. Dessa forma, há necessidade de experimentos e pesquisas mais aprofundadas para indicação ou não da integração do processo na região, pelo elevado risco de perdas do capital investido (Stino, 2016).

Silva *et al.* (2018) avaliaram a integração da produção de etanol de batata doce e de biodiesel de óleo de girassol em escala de laboratório e em uma em planta piloto de 3000 L/dia. Os autores destacam que a elevação da pureza e concentração do etanol promovem a produção de um biodiesel de melhor qualidade. Os autores salientaram que a batata doce é a sexta cultura alimentar mais cultivada mundialmente e que o Brasil ocupa a décima oitava posição no ranking de produção

e que apresenta baixo custo de produção comparativamente às culturas convencionais

Recentemente, Reis *et al.* (2019) propuseram a utilização de vinhaça oriunda da produção de etanol como meio de cultura para o crescimento do fungo *M. circinelloides* e obtiveram elevada concentração de lipídeos. Os autores reportaram que todos os experimentos foram realizados sem adição de água de diluição à vinhaça. Esse procedimento foi possível devido à grande quantidade de água presente nesse efluente e utilizado visando minimizar as pegadas ambientais da produção de etanol em larga escala (Reis *et al.*, 2019).

A produção de biogás/biometano é um ramo industrial com grande potencial de agregação de valor às agroindústrias pela utilização de resíduos, culturas dedicadas e efluentes como substratos. Ferella *et al.* (2019) evidenciam que apesar de o mercado de biogás apresentar grande crescimento globalmente, a purificação e utilização do biometano ainda é restrita a alguns territórios, destaca-se que, após a purificação, o biometano pode ser utilizado como substituto ao gás natural nas redes de distribuição de gás ou como combustível automotivo.

A rentabilidade de usinas de biogás/biometano é bastante dependente do tipo de substrato (Ferella *et al.*, 2019) e do tamanho da planta (Cucchiella *et al.*, 2018). A **Tabela 10** apresenta alguns estudos recentes de viabilidade técnico-econômica de plantas de biogás/biometano, publicados entre 2017 e 2019. Dentre os critérios econômicos, alguns são amplamente utilizados pelos autores, tais como o VPL, a TIR e o Payback.

Ferella *et al.* (2019) ressaltam que as políticas de subsídios influenciam de maneira muito efetiva o desenvolvimento tecnológico de determinado produto, tal como o mercado de biogás. Os autores realizaram uma análise técnico-econômica para uma planta de biogás de capacidade de 250 m³/h de metano, já em operação na Itália. Os cenários em estudo avaliaram se a usina deveria continuar com a produção exclusiva de biogás, como previsto em projeto, ou se a opção de maior rentabilidade seria a purificação a biometano.

Tabela 10. Estudos de análises técnico-econômicas de produção de biogás/biometano.

Objetivos	Produção de biogás/biometano	Crítérios econômicos	Principais resultados	Referência
Avaliação de realizar a purificação de biogás a biometano em uma planta já existente.	250 m ³ /h	FCD, VPL, TIR e Payback descontado	A modernização de usinas de biogás se mostrou não viável. Contudo, há viabilidade na construção de novas usinas voltadas à produção de metano.	Ferella <i>et al.</i> (2019)
Avaliar a viabilidade de injeção de biometano nas redes de distribuição de gás natural.	150 m ³ /h	FCD; VPL, TIR, IR, Payback descontado	VPL de 615.694 €, payback descontado de 3 anos, TIR de 33% e IR de 0,18 para a planta de 150 m ³ /h.	Cucchiella <i>et al.</i> (2018)
Avaliar aspectos técnicos e econômicos dos biodigestores dos tipos doma fixa e tambor flutuante (escala doméstica).	5 m ³ /dia	Rendimento líquido anual e payback.	0,65 m ³ de biogás geram 1kW de energia.	Yasar <i>et al.</i> (2017)
Avaliar a geração de eletricidade, aspectos econômicos e ambientais da digestão de resíduos sólidos urbanos e recuperação de gás de aterro.	(104–212)x10 ⁶ m ³ /ano em biodigestor e (22-127) x 10 ⁶ m ³ /ano para gás de aterro.	Custo total do ciclo de vida e análise de sensibilidade.	VPL positivo para as duas tecnologias. Payback de 5 e 7 anos e TIR de 19,3 e 23,4% respectivamente, para recuperação de gás de aterro e produção em biodigestor.	Ayodele <i>et al.</i> (2018)
Identificar os principais fatores que afetam o desempenho econômico da digestão anaeróbica de vinhaça, contexto de biorrefinaria.	-	Análise de sensibilidade	A produção de biometano foi economicamente mais vantajosa que a produção de eletricidade.	Fuess & Zaiat (2018)

FCD: Fluxo de Caixa Descontado; VPL: Valor Presente Líquido; TIR: Taxa Interna de Retorno; IR: Índice de Rentabilidade.

O método de análise econômica utilizado por Ferella et al. (2019) consistiu no Fluxo de Caixa Descontado, utilizando o Valor Presente Líquido como principal indicador econômico. Apesar dos resultados positivos relacionados à redução de impactos ambientais, a purificação de biogás para geração de hidrogênio não se mostrou viável, sendo que a viabilidade era observada no caso da construção de uma nova planta de metano.

Cucchiella *et al.* (2018) avaliaram a rentabilidade da produção de biogás/biometano em plantas de pequena escala, com produtividade de 50, 100 e 150 m³/h, visando a injeção do biometano na rede gás natural. Como principais resultados, os autores reportam que a metanização da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos é rentável. Por outro lado, o biometano gerado na codigestão de 70% de resíduos de estrume e 30% de culturas energéticas foi não rentável tal como aquele gerado pela digestão anaeróbica de resíduos de estrume. Quanto aos indicadores econômicos destacou-se que o tamanho das plantas influencia significativamente o VPL e que apenas a planta de 150m³/h apresentou viabilidade econômica (Cucchiella *et al.*, 2018).

Ayodele *et al.* (2018) avaliaram a produção de eletricidade a partir do biogás produzido em aterros e em biodigestor no cenário Nigeriano. Foram avaliados critérios econômicos e ambientais. Como principais resultados, tem-se que o payback, a TIR e o custo total do ciclo de vida foram de 5 anos, 19,3% e 413,68 milhões de dólares para utilização de biodigestor e de 7 anos, 23,4% e 288,05 milhões de dólares para a tecnologia de recuperação de gás de aterro.

Fuess e Zaiat (2018) propuseram arranjos de biorrefinarias de etanol e biogás, por meio da digestão anaeróbica da vinhaça. Avaliou-se o desempenho econômicos de quatro aplicações do biogás de vinhaça, a saber: combustão direta em queimadores; geração de eletricidade; combustão conjunta ao bagaço de cana-de-açúcar para cogeração de calor e eletricidade; e produção de biometano para injeção na rede de gás natural. A análise de sensibilidade indicou que os custos de investimento para construção das usinas e preços de eletricidade e biometano são os principais fatores que afetam o desempenho econômico da reutilização de biogás,

independentemente da aplicação avaliada. A produção de biometano foi economicamente mais vantajosa que a geração de eletricidade (Fuess & Zaiat, 2018).

Yasar *et al.* (2017) avaliaram a viabilidade técnica e econômica da utilização de biodigestores de escala doméstica dos tipos doma fixa e tambor flutuante, com capacidade entre 2 e 5 m³. Para a capacidade de 5 m³, é possível atender as demandas energéticas de um domicílio de 11-12 pessoas por meio de uma carga orgânica diária de 125 kg de estrume bovino que são produzidos por uma quantidade de 8 a 9 bois. A rentabilidade e a viabilidade dos projetos foram avaliadas em termo de rendimento líquido anual e de período de payback. Destaca-se que os biodigestores de doma fixa apresentaram menor período de payback e foram mais econômicos. O rendimento líquido anual foi de US\$ 837,67, US\$ 829,03 e US\$ 845,25 e o payback de 5,4 meses, 6,2 meses e 4,3 meses, para os biodigestores do tipo tambor flutuante confeccionado em aço, tambor flutuante confeccionado em fibra de vidro e doma fixa feito em concreto, respectivamente (Yasar *et al.*, 2017).

A **Tabela 11** apresenta estudos de análise técnico e econômica de processos de pirólise.

Campbell *et al.* (2018) realizaram uma análise técnico econômica da viabilidade de produção de bio-óleo e biocarvão de resíduos florestais, por meio de duas rotas de pirólise rápida, uma utilizando reator tipo Auger e a outra utilizando um reator tipo forno, a faixa de temperatura avaliada foi de 450 a 650 °C. Objetivo principal do estudo foi avaliar o impacto do preço de matérias primas e produtos no desempenho financeiro do projeto. Para isso, aplicou-se o método de simulação de Monte Carlos utilizando dez variáveis críticas, a saber: preço do bio-óleo, preço do biocarvão, preço de matérias-primas, taxa de desconto, capital de investimento, custos operacionais, condições de empréstimo, secagem de matéria-prima e taxas de conversão de bio-óleo e de biocarvão. A variável que apresentou maior impacto no VPL foram os preços do bio-óleo e do biocarvão.

Tabela 11. Estudos de análises técnico-econômicas de pirólise rápida.

Biomassa	Capacidade da planta (ton./dia*)	Tipo de reator Temperatura de pirólise	Critérios econômicos	Preço do bio-óleo, US\$/ton.	Preço Biocarvão, US\$/ton.	Principais resultados	Referência
Cana-de-açúcar	2000	- 500 °C	Preço mínimo de venda do biocombustível, análise de sensibilidade.	-	-	A pirólise do bagaço de cana-de-açúcar reduziu em 50% e 80 % as emissões de GEE e uso de energia não-renovável.	Santos <i>et al.</i> (2018)
Casca de arroz	1000	Leito fluidizado 400 – 550 °C	Preço de venda de bio-óleo e biocarvão	0,55	100	Temperatura ótima para produção do bio-óleo foi entre 400 – 450 °C.	Wang e Jan (2018)
Resíduo florestal	24	Auger 500 °C	Simulação de Monte Carlo	0,62	1292	Os preços de bio-óleo e biocarvão foram os critérios que mais impactaram na viabilidade do projeto.	Campbell <i>et al.</i> (2018)
Bagaço de cana-de-açúcar	100	RYIELD reactor**	TIR, análise de sensibilidade	-	-	Produção de 0,214 kg de combustível de aviação por kg de bagaço. Redução de ~ 47% das emissões de GEE.	Michailos (2018)
Madeira de pinho, palha e bagaço de cana-de-açúcar.	120 e 1200	Leito fluidizado 530 °C	TIR, análise de sensibilidade.	-	-	A produção de açúcares e óleo de aquecimento a partir do bagaço a 50 t /h foi a alternativa mais econômica.	Oudenhoven <i>et al.</i> (2016)

Legendas: * Biomassa seca. ** RYIELD reactor é opção de reator do Aspen Plus ® que é utilizada - para simular a decomposição da biomassa (Nayak & Mewada, 2011).

Santos *et al.* (2018) realizaram uma análise técnico-econômica e ambiental de diferentes cenários de biorrefinarias, que foram obtidos pela integração da produção de etanol de 1ª e 2ª gerações a partir da cana-de-açúcar no Brasil. Foram propostos oito pré-tratamentos de biomassa e seis vias de produção de biocombustível de aviação, incluindo fermentação, pirólise rápida, gaseificação, reação de Fischer-Tropsch e cogeração. Os cenários foram avaliados com base no preço mínimo de venda do biocombustível e no desempenho ambiental, em termos de emissões de gases de efeito estufa e de uso de energia não renovável. O menor custo do biocombustível foi de 1725 US\$. ton.⁻¹, tanto pela via fermentativa de etanol de 1ª geração quanto pela pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar.

A análise econômica conduzida por Wang e Jan (2018) englobou aspectos de desenvolvimento de sistemas, de investigações experimentais e de análises de processo. Como principais resultados, os autores destacam um preço mínimo de venda de bio-óleo de 0,55 US\$/L e a temperatura ótima de produção do bio-óleo entre 400-450°C. Quanto aos aspectos físico-químicos, as análises de CG-MS (cromatografia gasosa com espectro de massa) identificaram o ácido hexadecanoico, o ácido octadecanoico, o ácido 9-octadecanoico e o ácido decanoico com principais constituintes. Já os principais componentes dos gases não condensáveis foram o CO, CO₂, H₂, CH₄ e N₂, os gases foram quantificados/identificados via CG-MS/FID e GC-TCD (Wang e Jan, 2018).

Michailos (2018) realizou análise econômica e análise de ciclo de vida da produção de combustível para foguete a partir da pirólise do bagaço de cana-de-açúcar. O balanço de massa e de energia foi realizado por meio do programa SuperPro Designer. O preço sugerido de venda do combustível foi de 2,78 US\$/L. Como principais resultados da análise de sensibilidade, os principais fatores que afetam a rentabilidade do processo a etapa de conversão de açúcares, o capital total de investimento, o custo das enzimas e o preço das matérias-primas.

Oudenhoven e colaboradores (2016) avaliaram a influência da lixiviação ácida na viabilidade técnica e econômica de pirólise rápida de biomassa. As matérias-primas utilizadas consistiram em madeira de pinho, palha e bagaço de cana-de-açúcar. As principais diferenças entre as matérias-primas era o custo e o teor de metais alcalinos

e alcalinos terrosos. Os autores realizaram os balanços de massa e energia utilizando o programa Aspen Plus ©. Dentre os resultados da pesquisa, destaca-se que a utilização de madeira de pinho ou palha como matéria-prima não gerou lucro. Para o bagaço, obteve-se lucro e a maior TIR foi para a maior escala de processamento (50 ton. /h de bagaço). Dentre as matérias-primas utilizadas, destaca-se que o bagaço possui baixo custo e elevada concentração desses metais.

A biomassa residual de processos agroindustriais pode ser utilizada como matéria-prima para a produção de produtos energéticos e não energéticos. Nesse contexto, as biorrefinarias são uma opção bastante atrativa, pois objetivam utilizar a biomassa como base de produção visando o aproveitamento de resíduos e subprodutos, num conceito favorável aos aspectos da química verde e sustentabilidade ambiental. Ressalta-se ainda que a diversidade dos produtos químicos obtidos em uma biorrefinaria tem reflexos positivos nos setores agroenergéticos e nas indústrias químicas em geral, especialmente pela substituição de matérias-primas de origem fóssil pela biomassa.

3.6 Conclusões da pesquisa bibliográfica

- No Brasil, as duas principais indústrias agroenergéticas são as de etanol e biodiesel, que geram grandes quantidades de biomassa residual como o bagaço e a palha e subprodutos como a vinhaça e a glicerina. O aproveitamento desses resíduos e subprodutos tem o potencial de agregar valor a essas cadeias produtivas e é bastante atrativo do ponto de vista ambiental, por ser uma alternativa ao uso de combustíveis de origem fóssil. Como por exemplo, a possibilidade de utilização de glicerina residual da produção de biodiesel para a produção de biogás e biometano.
- Ressalta-se que a aplicação direta da vinhaça na fertirrigação não aproveita o potencial energético desse resíduo, e se não houver um monitoramento e utilização de dosagem adequada, pode haver contaminação dos solos e lençóis freáticos.
- Quanto aos aspectos técnicos dos processos, tem-se que a produção de etanol e biodiesel são bem estabelecidas tecnologicamente. Contudo, elas necessitam de aprimoramentos para diminuir impactos ambientais/sociais. Pode-se destacar a

utilização de matérias-primas que não compitam com a cadeia alimentar bem como a necessidade de diminuição de emissão de gases de efeito estufa.

- Os estudos apontam que mais de 70 % dos custos de produção de biodiesel estão relacionados à matéria-prima, o que torna atrativo o uso de biomassa residual como matéria-prima de outros processos.
- Os estudos de análise técnico-econômica destacam, dentre outros aspectos, a importância de incentivos governamentais para viabilizar a inserção dos biocombustíveis nas matrizes energéticas de maneira mais eficiente.
- Os principais indicadores de rentabilidade utilizados para avaliar a viabilidade dos processos são o Valor Presente Líquido, a Taxa Interna de Retorno e o payback descontado. Associado a esses indicadores, os estudos de análise econômica usualmente realizam análise de sensibilidade.

4- METODOLOGIA

A elaboração desse trabalho de tese doutoral foi realizada no Laboratório de Engenharia de Processos (Planta Piloto) da Universidade Estadual do Norte Fluminense (UENF). A metodologia baseou-se em pesquisa teórica quantitativa que se desenvolveu por meio das seguintes etapas: pesquisa bibliográfica sobre processos integrados para produção de biocombustíveis e outros bioprodutos, com foco no reaproveitamento de resíduos agroindustriais no Brasil; definição dos cenários de estudo; avaliação da viabilidade dos cenários propostos por meio de análise técnico-econômica e de impacto ambiental.

Para realização da análise de viabilidade dos cenários de integração de processos agroindustriais de etanol e biodiesel propostos, os seguintes procedimentos foram realizados:

- Definição da base de cálculos, considerando a capacidade de produção de cada processo e as considerações adotadas.
- Definição das etapas operacionais e elaboração dos fluxogramas do processo.
- Realização dos balanços de massa e de energia.
- Seleção e determinação dos principais equipamentos de cada processo.
- Pesquisa dos preços de matérias-primas, insumos e utilidades.
- Realização de análise técnico-econômica e de impacto ambiental.

4.1 Cenários de estudo e considerações adotadas para os processos industriais

No Cenário I da presente, avaliou-se a viabilidade técnico-econômica e ambiental da integração de uma usina de biodiesel à uma planta de etanol pré-existente. A escolha do cenário foi definida considerando que a produção de etanol é bem estabelecida em âmbito nacional e que a elevação nos percentuais adas blendas obrigatórias de biodiesel/diesel configura um lócus promissor para expansão da produção deste biocombustível.

No Cenário II, foi avaliada a viabilidade técnico-econômica e ambiental de integração do processo de pirólise rápida do bagaço residual da moagem da cana-de-açúcar aos processos do Cenário I, possibilitando maior aproveitamento da biomassa com a geração de biocarvão, bio-óleo e uma fase aquosa orgânica (C1-C4). Quanto à fase aquosa, propôs-se a sua utilização como cossubstrato para a digestão anaeróbica, juntamente com a vinhaça e a glicerina bruta par produção de biogás/biometano. O resumo gráfico dos cenários em estudo está representado na **Figura 17**.

É importante ressaltar que a produção de etanol e de biodiesel, para o Cenário I e para o Cenário II, tiveram a mesma base de cálculos, considerações de projeto e escolha dos equipamentos. Por se tratar de uma pesquisa aplicada, o presente estudo baseou-se em dados e parâmetros da literatura e a partir deles estabeleceram-se algumas considerações gerais sobre os processos em análise, que estão listadas na **Tabela 12**.

De maneira simplificada, a produção de etanol é realizada via fermentação pelo método *Melle-Boinot* (Souza e Seabra, 2013). A produção de biodiesel é feita pela rota elítica, utilizando catalisador homogêneo e transesterificação em duas etapas reacionais (Apostolakou et al., 2009; Sanmartin, 2017). O processo de pirólise rápida transcorre sob temperatura de 400 °C (David, 2016), com condensação dos gases em duas etapas Oudenhoven *et al.* (2016). Por fim, a produção biogás adotada foi a tecnologia de reatores anaeróbicos de fluxo ascendente (Ferraz Junior *et al.*, 2016).

Tabela 12. Considerações gerais adotadas para os cenários de integração de processos industriais em estudo.

Parâmetros	Produção de etanol	Produção de biodiesel	Pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar	Produção de biogás
Localização da planta	Região sudeste/Brasil	Região sudeste//Brasil	Região sudeste//Brasil	Região sudeste//Brasil
Capacidade diária de produção	1151 m ³ de etanol	204,9 m ³ de biodiesel	117 ton. de bio-óleo	2163 Nm ³ de biogás
Principal matéria-prima	Cana-de-açúcar	Óleo de soja	Bagaço da cana-de-açúcar	Vinhaça
Tipo de processo	Fermentação (bioquímico)	Transesterificação (químico)	Pirólise rápida (termoquímico)	Codigestão anaeróbica (bioquímico)
Produto principal	Etanol	Biodiesel	Bio-óleo	Biogás
Subproduto	Bagaço de cana-de-açúcar	Glicerina bruta	Biocarvão e gases não condensáveis	Biofertilizante
Efluentes / resíduos	Água residual Vinhaça	Água residual	Água residual	Água residual

4.1.1 Cenário I: processo integrado de produção de etanol e biodiesel

A construção de uma usina de biodiesel integrada à uma usina de etanol, já instalada, constitui a proposta de estudo de viabilidade técnica-econômica e de impacto ambiental desse cenário. Além da diminuição de custos referentes à compra de etanol, reagente da transesterificação, destaca-se ainda que toda a demanda por utilidades para a produção de biodiesel é suprida pela destilaria de etanol (Souza e Seabra, 2013; Olivério *et al.*, 2008). Isso se dá por meio da cogeração de vapor e eletricidade, oriunda da queima do bagaço de cana-de-açúcar, que usualmente excede às necessidades da usina de etanol (Olivério *et al.*, 2008).

Os cálculos e as considerações relacionados à produção de etanol foram realizados por meio de dados da literatura e de informações técnicas obtidas em uma Usina Modelo em operação no estado do Mato Grosso.

Para a produção de etanol, foi considerada uma usina com destilarias autônomas, que são aquelas que produzem apenas o álcool. A capacidade de moagem adotada é de 14400 toneladas de cana-de-açúcar por dia.

Na fermentação, utiliza-se o sistema *Melle-Boinot*, que é o processo mais aplicado no Brasil para a produção de etanol. No *Melle-Boinot*, utilizam-se como matérias-primas o mosto derivado de caldo de cana-de-açúcar, melaços e xaropes (Souza e Seabra, 2013). A alimentação ocorre majoritariamente em batelada e possui a vantagem econômica de recuperação e reutilização do fermento, por meio do uso de centrífugas com posterior tratamento ácido.

A produção de biodiesel é usualmente realizada por meio da reação de transesterificação de triglicerídeos por álcoois de cadeias curtas em meio alcalino. No presente estudo, consideraram-se como matérias-primas os triglicerídeos oriundos do óleo de soja e o etanol de cana-de-açúcar, utilizando o etóxido de sódio como catalisador.

Nesse contexto, as considerações adotadas para os processos tecnológicos de produção de etanol e de biodiesel, são mostradas na **Tabela 13** e na **Tabela 14**, respectivamente.

Tabela 13. Considerações adotadas para o processo de produção de etanol de cana-de-açúcar, em uma planta autônoma.

Parâmetro	Consideração
Período da safra, dias.	240 ^a
Produtividade de cana-de-açúcar, ton./ha.	72,5 ^b
Moagem	
Quantidade de cana processada, ton./dia.	14400 ^a
Quantidade de cana processada, ton./safra.	3,456 x 10 ⁶
Área total de cultivo, ha.	4,77 x 10 ⁴
Fermentação	
Concentração de sacarose na cana-de-açúcar, %m/m.	13 ^c
Rendimento teórico máximo de etanol, % m/m.	51,1 ^c
Eficiência da fermentação (rendimento real/rendimento teórico), %.	95 ^c
Rendimento de etanol, L/ton. de cana-de-açúcar.	80
Produção de etanol, m ³ /safra.	2,76 x 10 ⁵
Rendimento de vinhaça, L/L de etanol.	10 ^d
Produção de vinhaça, m ³ /safra.	2,76 x 10 ⁶
Rendimento de bagaço, kg/ ton. de cana-de-açúcar.	240 ^{a,e}
Insumos e matérias-primas	
Antibiótico (g/m ³ de etanol)	5,0 ^a
Ácido sulfúrico (kg/m ³ de etanol)	5,0 ^a
Cal (kg/m ³ de etanol)	0,9 ^a
Soda cáustica (kg/m ³ de etanol)	1,5 ^a
Dados para cogeração.	
Geração de vapor de alta (ton. de vapor/ton. de bagaço).	2 ^a
Demanda de vapor para geração elétrica (ton. de vapor/MWh).	6,09 ^a

Fonte: ^aDados da Usina Modelo, 2018. ^bConab, 2018. ^cLavarack, 2013. ^dMoraes *et al.*, 2014. ^eGarcia-Perez *et al.*, 2002. ^fLongati *et al.*, 2017.

Tabela 14. Considerações adotadas para o processo de produção de biodiesel.

Parâmetro	Consideração
Rendimento de glicerina (% m/m em relação ao biodiesel produzido).	10 ^a
Matéria-prima oleaginosa	Óleo de soja degomado. ^a
Condições da reação	
Duração e temperatura da transesterificação,	2 horas, 65 °C. ^b
Catalisador utilizado/ concentração (% m/m, em relação a massa inicial de óleo).	Etóxido de sódio ^c / 1,0 ^{c,d}
Tipo de álcool	Etanol anidro. ^c
Razão molar álcool/ óleo	6:1 ^{a, b,}
Eficiência do processo	
Rendimento da transesterificação, %	98 ^a
Recuperação do etanol em excesso, %	100 ^e
Outros parâmetros do processo	
Consumo de energia elétrica (kWh/tonelada de biodiesel)	15 ^f
Consumo de vapor (ton. / ton. de biodiesel)	300 ^f
Percentual de óleo de soja adicionado ao 1º reator, %	100 ^a
Percentual de etanol estequiométrico adicionado no 1º reator, %	100 ^a
Percentual de álcool em excesso adicionado no 1º, reator e 2º reator, respectivamente, %.	80 e 20 ^a
Conversão no 1º reator, %	75 ^a
Conversão no 2º reator, %	23 ^g
Percentual de sabão formado, %	2 ^g
Percentual de glicerina no biodiesel, %	0,01 ^g

Fonte: ^a Knothe *et al.*, 2006. ^b Silveira Júnior *et al.*, 2016. ^c Freedman *et al.*, 1984.

^d Silva *et al.* (2018). ^e Dabdoub *et al.*, 2009. ^f Olivério *et al.*, 2008. ^f adotado.

4.1.2 Cenário II: produção de biogás no contexto de biorrefinaria: integração dos processos de produção de bioetanol, biodiesel e pirólise.

A biorrefinaria proposta para o Cenário II é constituída pela produção integrada de bioetanol, biodiesel, produtos de pirólise rápida e biometano/bioeletricidade, conforme apresentado esquematicamente na **Figura 17**, página 60. Ressalta-se que a proposta tecnológica de produção de etanol e de biodiesel para o Cenário II, engloba os mesmos parâmetros de projeto e considerações adotadas que compõem o Cenário I. Desta forma, as considerações mostradas nas **Tabela 13** e na **Tabela 14**, páginas 64 e 65, foram adotadas para o Cenário II, e por isso não serão reapresentadas nesse tópico.

Avaliou-se a transformação termoquímica dos resíduos de biomassa presentes no bagaço de cana-de-açúcar, visando agregação de valor à cadeia de etanol. Para isso, utilizou-se o bagaço excedente da produção de etanol, como matéria-prima para a pirólise rápida. Como principais produtos da pirólise têm-se o biocarvão, o bio-óleo e uma fase orgânica aquosa.

A proposta da produção de biogás, integrada aos processos de pirólise do bagaço de cana-de-açúcar, produção de etanol e produção de biodiesel, consiste em realizar a codigestão de vinhaça, glicerina bruta e fase orgânica aquosa. Assim, foi avaliada a utilização da fase orgânica aquosa, que é composta majoritariamente por compostos orgânicos de C1-C4, para a produção de biogás, sendo um potencial substrato para digestão anaeróbica (Fabbri e Torri, 2016).

A geração de glicerina residual varia em torno de 10% m/m em relação ao biodiesel produzido (Razaviarani & Buchanan, 2015) e para cada litro de etanol produzido são gerados em torno de 10 a 13 litros de vinhaça (Ni *et al.*, 1993; Moraes *et al.*, 2014). Assim, a proposta de produção de biogás por meio da integração dos processos industriais de biodiesel e etanol é justificada pela oportunidade do reaproveitamento dos subprodutos/resíduos dessas cadeias tais como a glicerina bruta e a vinhaça (Fuess & Zaiat, 2018), respectivamente.

As considerações adotadas referentes aos parâmetros de processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar são apresentadas na **Tabela 15**, de

acordo dados repostados por David (2016) e Oudenhoven *et al.* (2016). E as considerações adotadas para o processo de produção de biogás estão na **Tabela 16.**

Tabela 15. Considerações adotadas para o processo de pirólise rápida.

Parâmetro	Consideração
Principais produtos	
Biocarvão, % m/m.	25 ^a .
Gases não condensáveis, % m/m.	12 ^a
Gases condensáveis, % m/m.	63 ^a
Bio-óleo, % m/m.	51,2 ^b
Fase aquosa, % m/m.	11,8 ^b
Demais considerações	
Umidade do bagaço de cana-de-açúcar, base úmida, %.	50
Temperatura de pirólise, °C.	400 ^a
Concentração de ácido acético na fase aquosa, % m/m.	10 ^b
Umidade do bagaço após a difusão, base umidade, %	75 ^b
Umidade do bagaço após a secagem, base úmida, %.	5 ^b
Quantidade de água de lavagem, kg/kg de bagaço.	3,6 ^b
Diâmetro do bagaço após trituração.	2-5 mm ^b

Legenda: ^a David, 2016. ^b Oudenhoven *et al.*, 2016

Tabela 16. Considerações adotadas para o processo de produção de biogás.

Parâmetro	Consideração
Temperatura da digestão anaeróbica, °C.	55 ^a
Substratos	Glicerina, vinhaça, fase aquosa
Inóculo	Lodo ativo
Tipo de biodigestor	UASB ^a
Produção de CH ₄ por kg de DQO _{removida} , m ³	0,35 ^b
Fração volumétrica de CH ₄ no biogás, m ³ /m ³ .	0,60. ^{b, c}
Fração volumétrica de CO ₂ no biogás, m ³ /m ³ .	0,40 ^c
DQO na vinhaça, kg/m ³ de vinhaça.	25 ^d
Eficiência de remoção de DQO da vinhaça.	0,72. ^c
DQO da água residual resultante da lixiviação, kg/ton.	13 ^e
DQO da fase aquosa, saída do 2º condensador, kg/ton.	30 ^e
DQO da glicerina bruta, kg/ton.	1250 ^f
Poder calorífico inferior do biogás, kJ/Nm ³ .	21500. ^d
Poder calorífico inferior do metano, kJ/Nm ³ .	35900

Fonte: ^a PROBIOGÁS, 2015. ^b El Achkar *et al.*, 2017. ^c Moraes *et al.* 2014.

^dLongati *et al.* (2017). ^d. ^e Oudenhoven *et al.*, 2016. ^f Ormaechea *et al.*, 2018

4.2 Dimensionamento e custos dos equipamentos de processo

Os equipamentos de processo, considerados nos cenários descritos previamente, foram dimensionados com base nos balanços de massa e energia, de acordo com a leis de conservação de massa e energia. Os custos dos equipamentos foram determinados mediante os gráficos de custo, como uma função de seus parâmetros de projeto, reportados por Peters *et al.* (2003), cujos valores foram atualizados ($Custo_{atual}$) de acordo com a **Equação 3** e com base no índice anual “*Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*” reportado pela revista *Chemical Engineering (USA)*:

$$Custo_{atual} = Custo_{2002} \left(\frac{CEPCI_{atual}}{CEPCI_{2002}} \right) \quad (3)$$

em que: $CEPCI_{2002}$ é o índice anual “*Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*” adotado nos gráficos de custo reportados por Peter *et al.* (2003) para 2002 (390,4); $CEPCI_{atual}$ é valor atual do índice anual reportado pela Revista *Chemical Engineering (USA)*, conforme ilustrado no ANEXO B; $Custo_{2002}$ é o custo de equipamento reportado por Peters *et al.* (2003).

4.2.1 Determinação dos custos dos equipamentos em função da escala

Na ausência de dados de custo em função do tamanho ou capacidade de um dado equipamento, a estimativa desses custos ($Custo_{escala}$) pode ser feita pela **Equação 04** (Peters *et al.*, 2003) que considera um fator de potência de 0.6 (six tenths factor rules):

$$Custo_{escala} = Custo_{conhecido} \left(\frac{Capacidade_{escala}}{Capacidade_{conhecida}} \right)^{0,6} \quad (04)$$

em que: $Custo_{conhecido}$ é o valor de custo obtido nos gráficos de custo em função de um parâmetro específico, reportados por Peter *et al.* (2003) para 2002 (CEPCI = 390,4); é Capacidade conhecida e de escala são os valores de capacidade do equipamento conhecido e desejado, respectivamente.

A determinação dos custos de equipamentos por aumento ou diminuição de tamanho ou capacidade da escala, deve estar de acordo com fatores de escala e projeto máximos definidos para equipamentos de processo cujos valores podem ser consultados na Tabela 3.1, pág. 82, no livro “Plant Design and Economics for Chemical Engineers” (Peters *et al.*, 2003).

4.3 Determinação do Capital Total de Investimento

O Capital Total de Investimento do projeto foi estimado com base em fatores percentuais (**Tabela 17**) do custo total de compra de equipamentos (Peters *et al.*, 2003). A escolha desses fatores é feita de acordo com o tipo de processo, complexidade do projeto, matérias de construção, localização da planta, experiências anteriores, etc. (Peters *et al.*, 2003). Neste trabalho, adotou-se como modelo plantas que processam sólidos-fluidos.

Tabela 17. Percentuais dos custos diretos, indiretos e de capital de giro com base nos custos totais dos principais equipamentos dos processos.

Tipo de processamento	Custo adicional (%) sobre os custos dos equipamentos
	Sólido-fluido
Custos diretos	
Entrega de equipamentos	0,10
Instalação de equipamentos	0,39
Instrumentação e controle (instalados)	0,26
Instalação de tubulações	0,31
Sistemas elétricos (instalados)	0,10
Construções (incluindo serviços)	0,29
Melhorias do terreno	0,12
Instalações de unidade de serviços	0,55
Custos indiretos	
Engenharia e supervisão	0,32
Despesas de construção	0,34
Despesas legais	0,04
Taxa do contratante	0,19
Contingências	0,37
Capital de giro	0,75

Fonte: Peters *et al.* (2003)

4.4 Metodologias de análise econômica

A avaliação econômica foi realizada considerando o período de retorno do investimento (*Payback*), a Taxa Interna de Retorno (TIR) e o Valor Presente Líquido (VPL) como indicadores de viabilidade. Além disso, foi realizada uma análise de sensibilidade, utilizando o programa @RISK 7.6, visando identificar quais são principais custos que afetam a rentabilidade e viabilidade econômica dos processos.

Para a realização da análise econômica, é necessário calcular o fluxo de caixa. Os fluxos de caixa de entrada e saída correspondem às receitas e despesas, respectivamente. O fluxo de caixa líquido, derivado do fluxo de caixa de entrada menos o fluxo de caixa de saída, é descontado de volta ao seu Valor Presente (Im-orb *et al*, 2018).

A taxa mínima de atratividade (TMA) corresponde ao retorno que o investimento deve proporcionar, essa taxa compõe os indicadores VPL e o Payback descontado. No presente estudo, a Taxa de Longo Prazo (TLP) anual do BNDS de 6,52 % (BNDS, 2019) foi utilizada como a taxa mínima de atratividade para o empreendimento, ela é composta por uma parte fixa e outra variável, a parte variável corresponde a correção da inflação pelo IPCA.

Foi realizada a depreciação linear do custo total de equipamentos, de 20 anos que coincide com o tempo de depreciação para a planta. Assim, adotou-se 20 anos como o tempo de vida das plantas (Cucchiella *et al.*, 2018; Peters *et al.*, 2002). O índice utilizado para realizar a correção de valores foi o IPCA (IBGE), esta correção foi realizada utilizando a ferramenta “Calculadora do Cidadão”, que é disponibilizada pelo Banco Central do Brasil (BCB, 2018).

4.6.1 Payback Simples e Payback Descontado

Por meio do Payback, também denominado de Prazo de Retorno de Investimento (PRI), calcula-se o período que um investidor irá recuperar o capital investido em um projeto. Ao se determinar um prazo desejável para a

recuperação do investimento, o projeto será viável se o valor obtido for menor ou igual a este prazo. O payback simples é calculado sem descontar os fluxos de caixa futuros. Enquanto o payback descontado utiliza uma taxa de desconto, que corresponde a taxa mínima de atratividade estabelecida para o projeto (**Equação 05**).

$$PBE = k, \text{ tal que } \sum_{t=0}^k \frac{FC_i}{(1+j)^i} > 0 \text{ e } \sum_{t=0}^{k-1} \frac{FC_i}{(1+j)^i} < 0 \quad (05)$$

Onde:

PBE = Payback econômico (descontado)

k = períodos do projeto

FC_i = fluxo de caixa no tempo i

j = taxa mínima de atratividade

i = períodos

4.6.2 Valor Presente Líquido e Taxa Interna de Retorno

O Valor Presente Líquido (VPL) é um indicador econômico amplamente aplicado para avaliar a rentabilidade de um novo projeto (Ayodele *et al.*, 2018), ele é um somatório dos valores presentes em um fluxo de caixa em um determinado período de tempo. Um projeto é considerado economicamente viável se o VPL for positivo, gerando retorno, enquanto que o VPL negativo indica a inviabilidade do projeto (**Equação 06**).

$$VPL = \sum_{n=1}^{n=N} \frac{FC_t}{(1+i)^n} \quad (06)$$

Em que;

FC = fluxo de caixa no tempo t

t = tempo

i = taxa de desconto (taxa de atratividade)

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa de desconto nominal que, quando aplicada ao fluxo de caixa, após dedução dos impostos, durante a vida útil de um projeto, resulta em um VPL zero (Ayodele *et al.*, 2018). Como critério de viabilidade, têm-se que se a TIR for maior que a taxa mínima de atratividade adotada, o projeto apresenta viabilidade econômica.

4.5 Metodologia de análise de impacto ambiental: WAR GUI

A análise ambiental dos cenários foi realizada utilizando o programa de acesso gratuito WAR GUI (*Waste Reduction algorithm*). O algoritmo WAR foi desenvolvido pelo Laboratório Nacional de Pesquisa em Gerenciamento de Risco da Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (EPA, sigla em inglês). Ele é utilizado como um método para calcular o impacto ambiental potencial que diferentes processos de produção poderiam ter.

Este método propõe adicionar uma reação de conservação sobre o impacto ambiental potencial (PEI, sigla em inglês para *Potential Environmental Impacts*) com base no impacto dos fluxos de entrada e saída do processo. Assim, ferramenta considera o impacto das correntes mássicas e o impacto das demandas energéticas de um processo químico, com base nos balanços de energia e massa gerados usando qualquer tipo de programa. Uma explicação mais detalhada sobre cada um dos indicadores do algoritmo WAR pode ser encontrada no trabalho de Young e Cabezas (1999).

O PEI para uma dada massa ou quantidade de energia pode ser definido como o efeito que aqueles (energia e massa) teriam no ambiente se forem descartados arbitrariamente. O impacto ambiental é um valor que não pode ser medido diretamente, mas pode ser calculado a partir de diferentes indicadores mensuráveis. Assim, o programa WAR GUI incorpora o algoritmo de redução de resíduos no projeto de processo que mede oito categorias, a saber:

- Toxicidade humana por ingestão (HTPI)
- Toxicidade humana por exposição ou absorção dérmica (HTPE)

- Toxicidade terrestre (TTP)
- Potencial de toxicidade aquática (ATP)
- Aquecimento global (GWP)
- Potencial de depleção de ozônio (ODP)
- Potencial de oxidação fotoquímica (PCOP)
- Potencial de acidificação (AP)

4.5.1 Considerações e premissas

O algoritmo de redução de resíduos WAR GUI possui uma base de dados na qual um grande número de produtos químicos pode ser encontrado. No entanto, as informações relacionadas ao uso de biomassa lignocelulósica, vinhaça, substrato digerido e bio-óleo não são encontradas no banco de dados. Portanto, uma revisão da literatura para obter informações de entrada para o uso do programa é de vital importância. Para executar seus cálculos, o software WAR GUI requer as seguintes informações:

- Rat Oral LD50 (HTPI and TTP)
- OSHA TWA PEL (HTPE)
- Fathead Minnow LC50 (ATP)
- Global Warming Potential (GWP)
- Ozone Depletion Potential (ODP)
- Photochemical Depletion Potential (PCOP)
- Acidification Potential (AP)

A informação que deve ser fornecida ao software varia dependendo do tipo de componente químico que está sendo avaliado. Por exemplo, o CO₂ possui apenas informações do banco de dados de software para calcular indicadores como GWP e HTPE. Enquanto outros produtos, como o fosfato trissódico (Na₃PO₄), possuem apenas valores para o cálculo dos indicadores

HTPI, TTP e ATP. Algumas das considerações mais importantes para a realização da análise ambiental foram as seguintes:

- O óleo de soja é composto principalmente de ácido linoleico, ácido oleico, ácido palmítico e ácido esteárico. Sua composição de massa foi normalizada para 61%, 29%, 7% e 3%, respectivamente. De acordo com o perfil de ácidos graxos relatado por Ramos *et al.* (2009).
- O fosfato de sódio foi tomado como fosfato trissódico (Na_3PO_4).
- A composição da vinhaça é assumida com um conteúdo total de sólidos de 90%.
- As características do uso de fertilizante da vinhaça e do substrato digerido foram atribuídas a compostos comumente utilizados, como o nitrato de amônio.
- A quantidade de energia utilizada nos processos foi especificada como 0 MJ/h dentro do programa, porque a cogeração do bagaço de cana em ambos os cenários cobre as necessidades térmicas e elétricas de ambos os cenários.

5- RESULTADOS E DISCUSSÃO

No desenvolvimento dos processos industriais clássicos, as principais análises demandadas eram as técnico-econômicas (Peters *et al.*, 2003), contudo, nas últimas décadas, são crescentes as exigências relacionadas a outros aspectos, tais como os sociais e os ambientais. Deste modo, a sustentabilidade é um elemento crítico para a aplicação efetiva das biorrefinarias em escala industrial. Existem diversos modelos e conceitos de biorrefinarias, contudo existem algumas limitações tecnológicas para desenvolvê-los que podem afetar os custos fixos e, por sua vez a rentabilidade dos processos. Logo, apenas algumas rotas tecnológicas são efetivamente implementadas em escalas industriais (Lanzafame *et al.*, 2014).

Para cada cenário proposto, a determinação de fluxos mássicos e das demandas energéticas foi realizada de acordo com os respectivos fluxogramas de processo e das relações estequiométricas. Cada equipamento dos processos industriais dos cenários em estudos foi identificado por meio de uma ou duas letras em maiúscula seguida (s) por dois números. As considerações, especificações e determinação de custos de cada equipamento dos processos estão presentes no **Anexo C**.

Para determinação de fluxos mássicos e das demandas energéticas, estabeleceu-se, inicialmente, um diagrama de entrada e saída dos processos industriais em estudo (**Figura 18**). A partir deles, foram esquematizados diagramas de blocos com as principais etapas de produção desses biocombustíveis (**Figura 19**).

Nos **itens 5.1 e 5.2** são apresentadas as etapas detalhadas dos processos industriais, utilizando os fluxogramas, bem como a especificação e custos dos principais equipamentos dos processos. No **item 4.3** apresentam-se os resultados das análises econômicas dos cenários. Por fim, no **item 4.4** tem-se os resultados da análise ambiental.

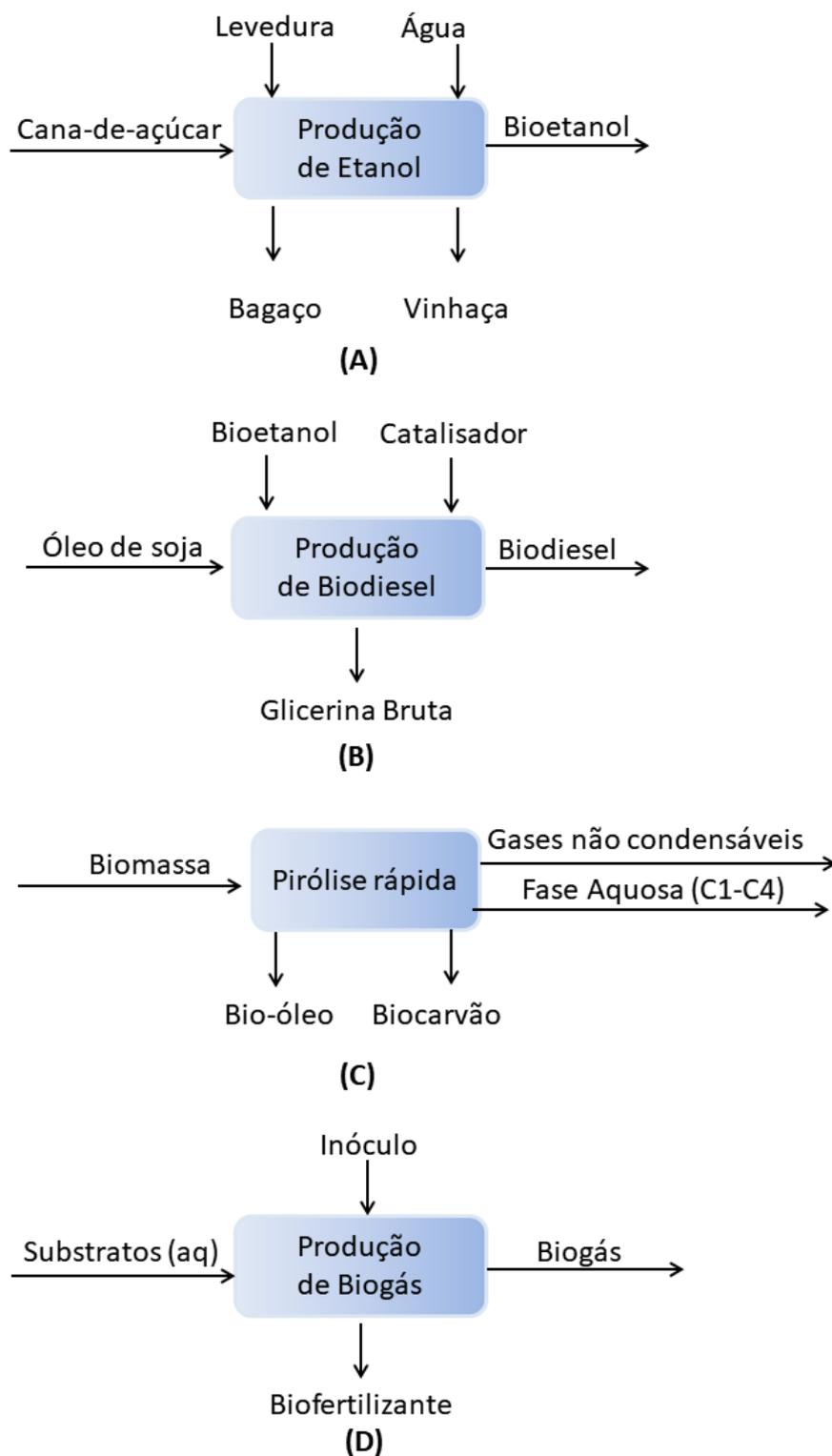


Figura 18. Diagrama simplificado de produção industrial (principais matérias-primas, produtos e subprodutos). Produção de bioetanol (A). Produção de biodiesel (B). Pirólise rápida (C). Produção de biogás (D).

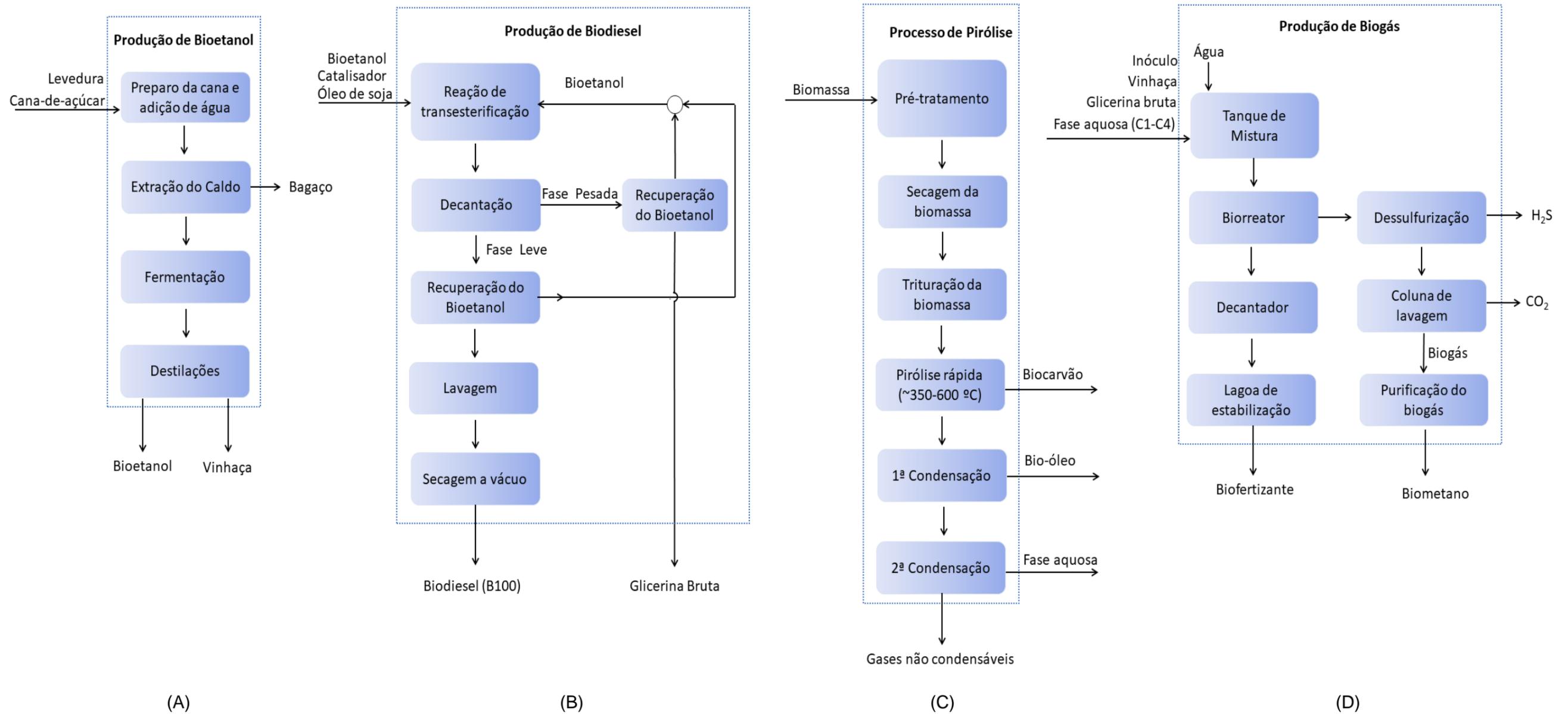


Figura 19. Diagramas de blocos com as principais etapas dos processos industriais de produção de Bioetanol (A), Biodiesel (B), Produtos de pirólise (C) e Biogás (D).

5.1 Projeto e custos dos principais equipamentos dos processos: Cenário I

Nos itens 5.1.1 e 5.1.2 estão presentes os resultados referentes às propostas tecnológicas de integração de processo de uma usina de etanol à uma usina de biodiesel. Essa integração visa principalmente à diminuição dos custos de produção do biodiesel pela utilização de utilidades geradas pelo setor de cogeração da usina de etanol e diminuição do impacto ambiental dos processos. São apresentados os resultados dos balanços de massa e das demandas energéticas; os fluxogramas de processo; as especificações dos principais equipamentos do processo e seus custos.

Dentre as razões para produção de biodiesel, podem-se citar a diminuição da dependência energética relacionada aos combustíveis fósseis, a diminuição da emissão de CO₂ em aproximadamente 78% comparativamente à queima de diesel de petróleo, diminuição de emissões de material particulado e aumento da qualidade das propriedades lubrificantes de combustíveis, como as observadas no diesel de petróleo com baixas concentrações de enxofre quando pela adição de cerca de 1% de biodiesel (Van Gerpen, 2005).

Depois dos custos da fonte oleaginosa, o álcool é a matéria-prima com maior custo para a produção de biodiesel via transesterificação. Assim, estudos apontam para uma potencial economia de recurso a adoção de uma biorrefinaria da produção integrada de etanol e de biodiesel (Souza e Seabra, 2013; Olivério *et al.*, 2008), comparativamente a essas indústrias atuando isoladamente.

Além disso, a despeito do uso tradicional da rota metílica, a proposta tecnológica das biorrefinarias sob estudo utiliza o bioetanol de cana de açúcar, objetivando assim a diminuição de impactos ambientais dos processos.

5.1.1 Usina autônoma de etanol anidro

Segundo dados consolidados em junho de 2017 - referentes às safras de 2013/2014 - e divulgados por meio do documento denominado Perfil Sucroalcooleiro (Conab, 2018), as usinas de etanol no Brasil possuem uma capacidade nominal média diária de 10328 toneladas de cana-de-açúcar para moagem. Na região sudeste, a unidade da federação com maior capacidade de processamento é o estado de São Paulo.

O presente trabalho estabeleceu, como base de cálculo, a capacidade de moagem de 14400 toneladas de cana-de-açúcar para o processamento diário em uma planta autônoma de produção de etanol. Esta quantidade de cana foi escolhida com base no processamento diário da Usina Modelo de etanol, em operação no estado de Goiás.

Assim, são produzidos 1151,7 m³ de etanol e são gerados 11517 m³ de vinhaça diariamente na planta proposta. O balanço global está presente na **Figura 20**. O processo descrito a seguir, foi elaborado com base nas informações obtidas da Usina Modelo.

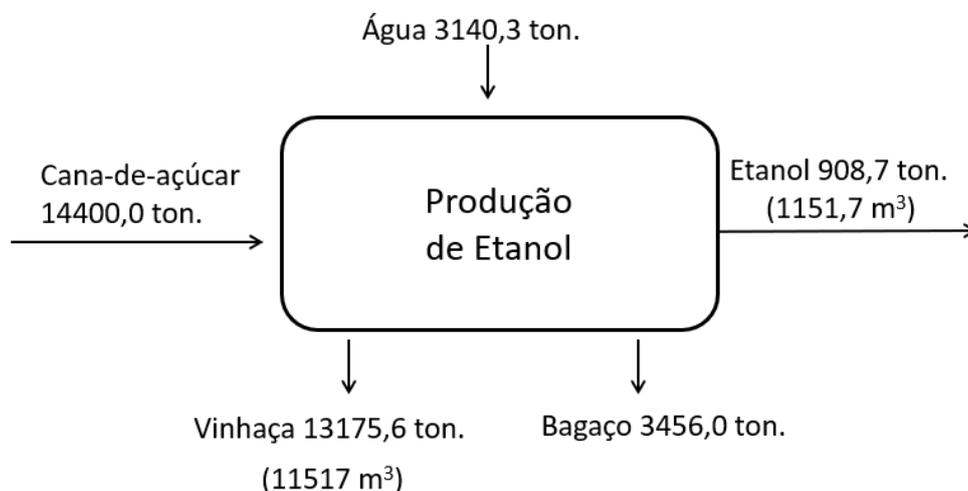


Figura 20. Balanço de massa global da produção diária de etanol.

A **Figura 21** apresenta o fluxograma elaborado para o processo de etanol adotado, consistindo em uma destilaria autônoma de etanol com sistema de cogeração de calor e eletricidade.

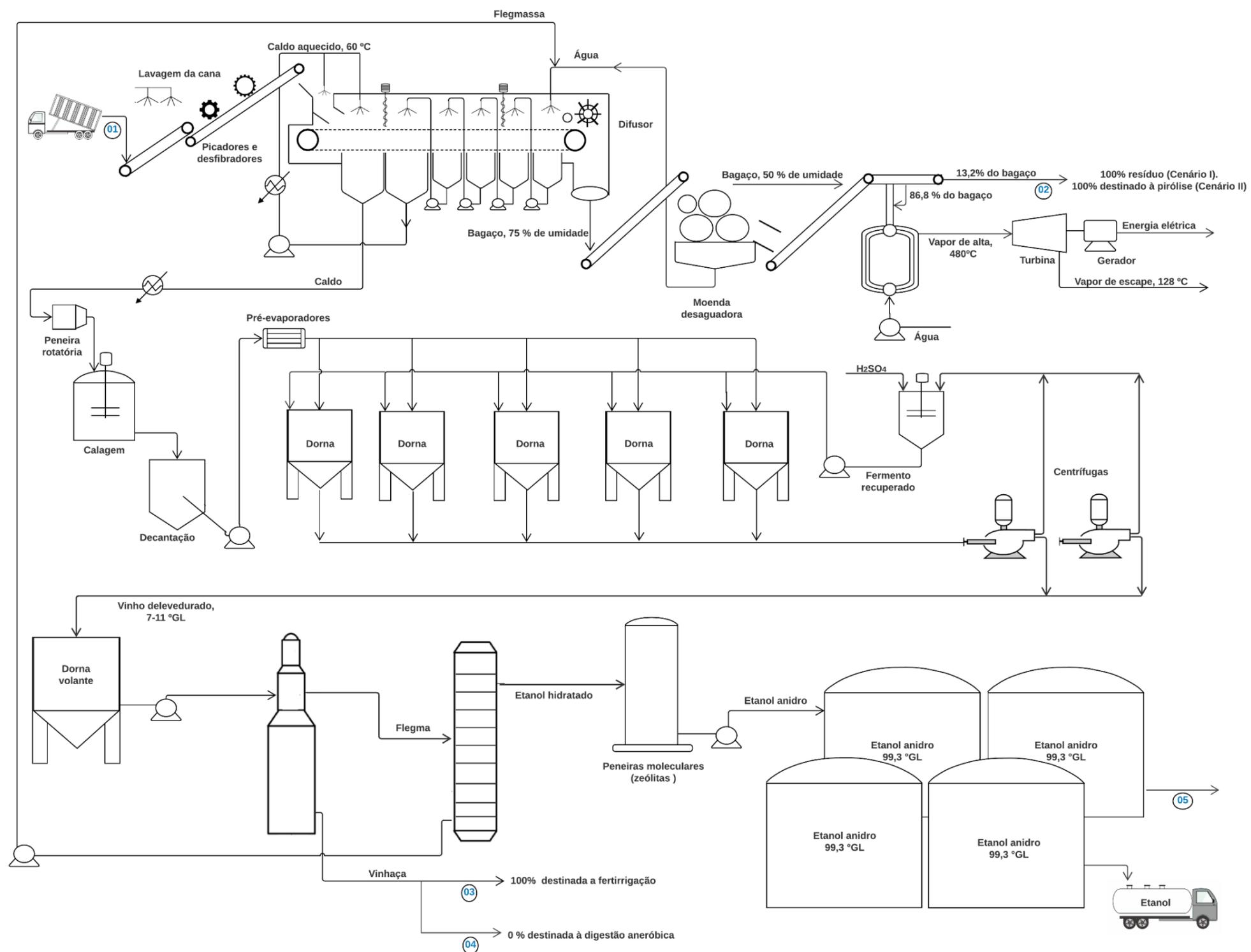


Figura 21. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de etanol e cogeração de calor e eletricidade, Cenário I.

Inicia-se o processo com a lavagem, picagem e trituração da cana-de-açúcar. A seguir, a cana é encaminhada a etapa de extração do caldo, que é realizada por meio de difusor, pela lixiviação com água quente. No difusor, a cana é disposta em um leito de aproximadamente 1,5 m e percorre um caminho de 60 m, com tempo de residência entre 40 e 50 min. O volume de água utilizado na extração varia de 250 a 300 m³/h, com uma temperatura entre 60 e 70°C.

A usina processa, em média, 600 ton. /h de cana-de-açúcar, gerando 144 ton. /h de bagaço. Do total de bagaço produzido, 125 ton. /h (86,8%) são destinados ao sistema de cogeração de calor e eletricidade, gerando 41 MW de energia. Contudo, há um excedente de 19 ton. /h de bagaço (13,2%).

Após a extração, o caldo passa por um sistema de peneiras rotativas que removem as impurezas como os bagacilhos e segue para as etapas de calagem e decantação. Após a decantação, o caldo é aquecido em 4 pré-evaporadores e segue para as 5 dornas de fermentação de 1800 m³ cada.

O *start up* da fermentação é realizado anualmente e utiliza 1000 kg de *Saccharomyces cerevisiae*. As cepas de levedura utilizadas são as PE-2 e CAT-1 que são as mais empregadas atualmente na produção do etanol brasileiro (Fermentec, 2019). Essas duas cepas foram utilizadas em um estudo recente, executado por de Araújo Guilherme *et al.* (2019), na produção de etanol lignocelulósico, devido sua consolidada aplicação nas usinas de etanol.

Cada batelada de fermentação leva cerca de 8 horas para se completar e, após esse período, o vinho é encaminhado às centrifugas para que seja realizada a recuperação do fermento. O vinho delevedurado, com concentração entre 7 e 11 °GL, segue para a dorna volante e, então, para o setor de destilação. A destilaria tem a função principal de concentrar o etanol, ela é composta de coluna de destilação, coluna de retificação e peneiras moleculares.

Nas peneiras moleculares, a água é absorvida ao passar pelo material higroscópico composto de zeólitas com porosidade de 3,2 Å (Walter, 1990). Este diâmetro é adequado para reter as moléculas de água, que possuem cerca de 2,8 Å de diâmetro. Contudo, não absorvem as moléculas de etanol que possuem aproximadamente 4,4 Å de diâmetro.

Após a desidratação realizada nas peneiras moleculares, o etanol anidro na Usina Modelo apresenta concentração média de 99,6 °GL, este valor também foi adotado nos estudos de Dias *et al.*, 2013. Por fim, o etanol é armazenado, essa usina possui 4 tanques de 20.000 m³ cada.

A vinhaça, que é removida na primeira coluna de destilação (Reis *et al.*, 2019), é resfriada e encaminhada à fertirrigação e a flegmassa que é removida da segunda coluna é reutilizada na etapa de extração do caldo.

Quanto ao sistema de cogeração, para cada tonelada de bagaço, são produzidas cerca de 2 toneladas de vapor de alta (Dias *et al.*, 2013). A produção do vapor utilizado no processo é realizada em uma caldeira de 67 kgf/cm² de pressão, utilizando bagaço-de-cana de açúcar como matéria-prima da combustão.

Todo o vapor de alta pressão gerado na caldeira é utilizado para a cogeração de calor e de eletricidade. O vapor que sai da turbina do sistema de cogeração é um vapor de baixa pressão, essencial ao processo de produção de etanol. De acordo com a caldeira sob estudo, as temperaturas do vapor de alta e de baixa pressão, são de 480 °C e 128 °C, respectivamente. Do total de vapor de baixa produzido, há um excedente de 10 ton./h, que foi proposto com utilidade para os processos de biodiesel e pirólise.

Quanto à geração de energia elétrica, 41 MW de eletricidade são produzidos por hora, por meio do sistema de cogeração. Na Usina Modelos, do total de eletricidade produzido, 13 MW são utilizados na própria planta de etanol, enquanto o excedente de 28 MW é destinado à comercialização.

Destaca-se que o equipamento de processo que possui o maior consumo energético da usina é o difusor, utilizando 54 % da energia destinada ao processo. Contudo, no presente estudo, parte da eletricidade gerada pela usina de biodiesel é utilizada nas demais plantas. Esses valores são apresentados no item 5.3.2 da análise econômica, na tabela de receitas anuais.

5.1.2 Usina de produção de biodiesel

Segundo dados disponibilizados pela ANP (2017), a capacidade instalada de produção de biodiesel (B100) no Brasil em 2016 foi de 20480,8 m³.dia⁻¹ com um total de 50 usinas em funcionamento. A usina com maior capacidade foi a ADM situada em Rondonópolis/MT com o valor de 1352 m³.dia⁻¹ de biodiesel e a usina Big frango com 6 m³.dia⁻¹, correspondendo a menor capacidade do referido ano (ANP, 2017). A base de cálculos do presente estudo foi estabelecida considerando a capacidade de produção volumétrica diária de 204,95 m³ de biodiesel. Considerando que a produção anual corresponde a 330 dias de produção (Sun *et al.*, 2019), a capacidade de produção anual de biodiesel é de 58806,0 toneladas. Assim, são requeridas 56995,79 toneladas de óleo de soja degomado.

Desta forma, considerando o teor de óleo na soja de 20 % em massa (Reis *et al.*, 2019; David, 2012), cerca de 284978,99 toneladas de soja são requeridas por ano. Esta quantidade produz cerca de 227983,2 toneladas de farelo e 56995,8 ton. de óleo que são utilizados para produzir 58806,0 toneladas de biodiesel. O presente estudo considerou que todo óleo de soja utilizado é comprado. Em ambos os cenários (I e II), considerou-se que o rendimento da transesterificação é igual a 98 % (Knothe *et al.*, 2006). Assim, considerando 3 bateladas por dia de operação, o balanço global de massa calculado do processo de produção de biodiesel em estudo é sintetizado na **Figura 22**.

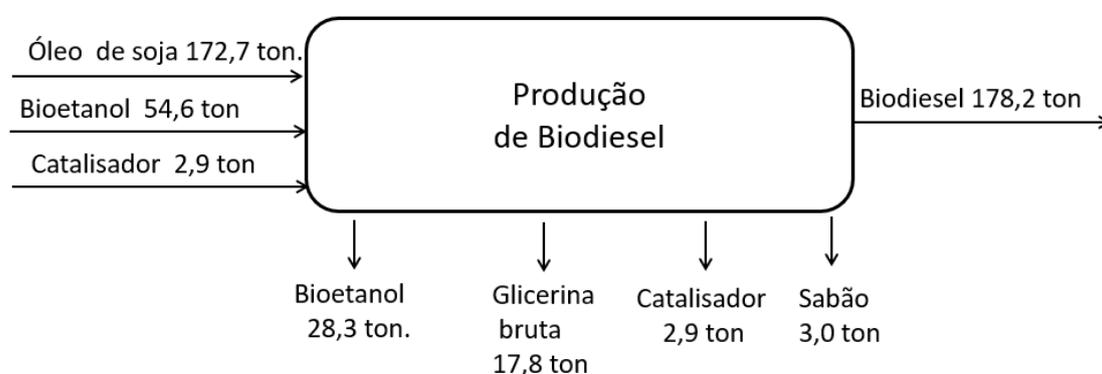


Figura 22. Balanço de massa global da produção diária de biodiesel.

No processo de produção de biodiesel, para que a reação de transesterificação atinja rendimentos próximos a 100% na conversão dos triglicerídeos, é necessário que o etanol seja adicionado em excesso, favorecendo assim o deslocamento do equilíbrio da reação no sentido de formação dos produtos. Desta forma, adotou-se como razão molar entre o óleo e o etanol a proporção de 1 mol de óleo para 6 mols de etanol (Knothe *et al.*, 2006), o que corresponde a dobrar o volume de álcool requerido pela estequiometria da reação.

O fluxograma elaborado para o processo de produção de biodiesel em estudo está representado na **Figura 23**.

A reação de transesterificação foi realizada em dois reatores dispostos em série. No primeiro reator (R-01), cerca de 75% dos triglicerídeos são convertidos em monoalquil ésteres, e a fase que contém glicerina é fisicamente separada por meio da sedimentação (S-01).

No R-01 são adicionados 100% do etanol estequiométrico e do óleo de soja e 80% do catalisador e do etanol em excesso (Van Gerpen, 2005). No segundo reator (R-02), a fase que contém os ésteres e alguns intermediários ainda não reagidos, como mono e diglicerídeos, passa por uma segunda reação de transesterificação, sendo adicionados os 20% do etanol em excesso e 20 % do catalisador, permitindo alcançar até 100% de transformação (Knothe *et al.*, 2006). Destaca-se que a maior densidade da glicerina (1260 kg/m^3), comparativamente ao biodiesel (887 kg/m^3), permite a fácil separação dessas duas fases por meio de sedimentação ou centrifugação (Van Gerpen, 2005). Neste processo, a sedimentação da fase de glicerina acontece nos sedimentadores S-01 e S-02.

O presente estudo estabeleceu um rendimento de biodiesel de 98% e pureza de 99,99% com 0,01% de glicerina (Knothe *et al.*, 2006). Considerou-se que os 2 % de óleo de soja, que não foram convertidos em biodiesel, formaram sabão que foram neutralizados (TN-01) com ácido fosfórico produzindo ácidos graxos livres e fosfato de sódio.

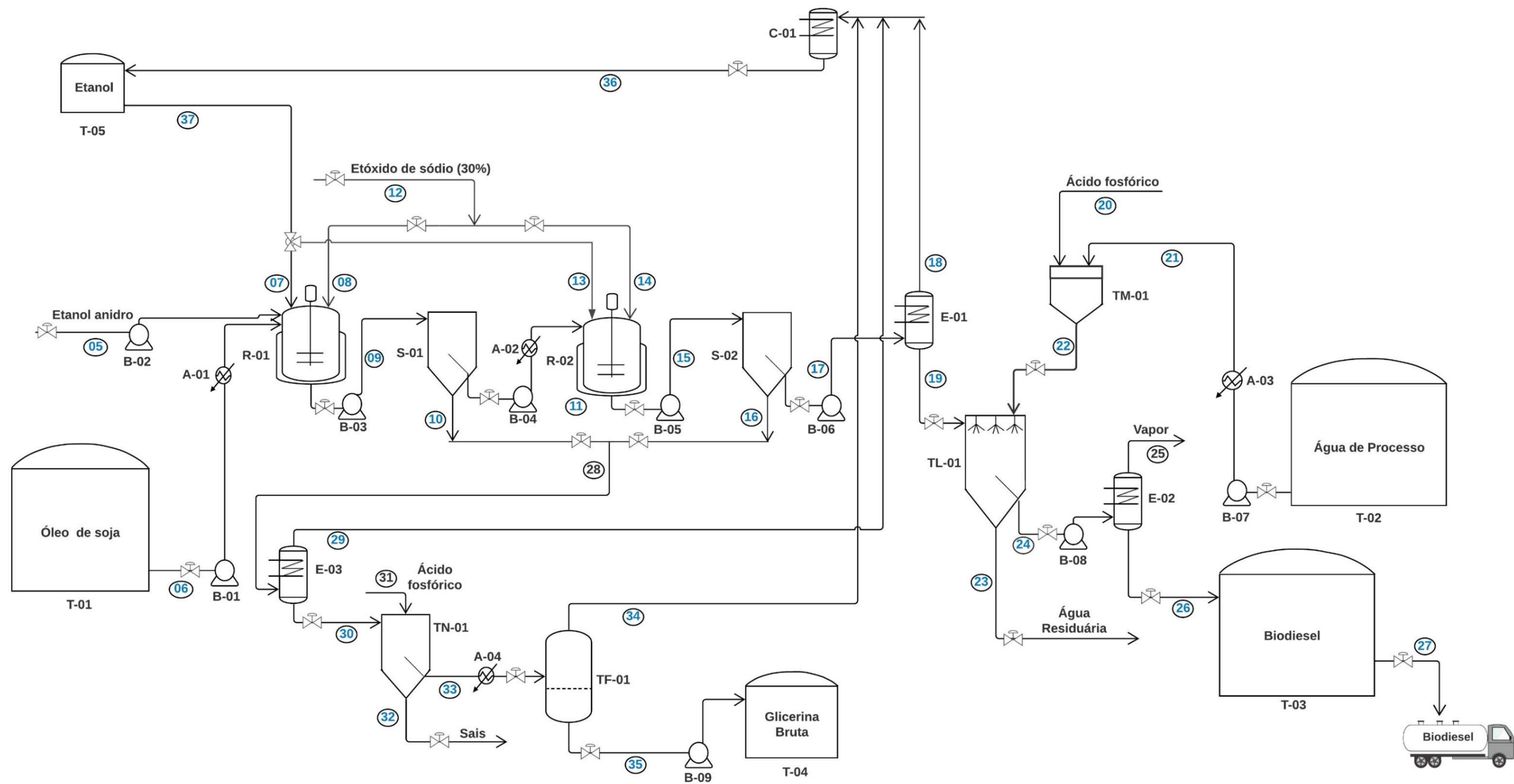


Figura 23. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de biodiesel, Cenário I.

Legenda: A (aquecedor), B (bomba centrífuga), C (condensador), E (evaporador), R (reator) T (tanque de armazenamento), TF (tanque flash), TL (tanque de lavagem), TM (tanque de mistura), TN (tanque de neutralização) e S (sedimentador).

Após análise de dados disponíveis na literatura, considerou-se que a massa de água de processo a ser utilizada na lavagem é de 30% em relação à massa do biodiesel (Sheehan *et al.*, 1998), razão similar à adotada por David (2012) que utilizou a razão água: biodiesel de 1:3. Por outro lado Bashir *et al.*, 2018 utilizaram no processo de lavagem com água quente (50°C) a razão água/biodiesel de 1:2. Adotou-se o volume de 30% por ter sido relatado como uso industrial (Sheehan *et al.*, 1998) e os demais estudos são de escala em laboratório.

O álcool em excesso é recuperado por meio das operações unitárias de evaporação (E-01, E-02 e E-03) e condensação (C-01), sendo reutilizado no processo. Por fim, a etapa de purificação da fase glicerina bruta consistiu em sua neutralização com ácido fosfórico (TN-01) com posterior separação do etanol remanescente utilizando um Tanque Flash (TF-01).

Segundo a Resolução nº. 25 de 02 de setembro de 2008 (ANP, 2008), “o produtor de biodiesel deverá ter um espaço para armazenamento de produto final acabado, compatível com, no mínimo, 5 (cinco) dias de autonomia de produção de biodiesel, tomada como base a capacidade máxima de produção autorizada pela ANP”.

Assim, esse foi o critério utilizado para definir o volume dos tanques de armazenamento da produção de biodiesel, ou seja, eles foram dimensionados de modo a estocar matérias primas e produtos pelo tempo de uma semana, 5 dias úteis. Para cada tanque, considerou-se o volume total requerido como o volume útil acrescido de 20 %, fator de segurança (Peters *et al.*, 2002), compondo assim seu volume final.

O balanço de massa diário e anual é apresentado na **Tabela 18**, ele foi realizado com base de acordo com as correntes mássicas presentes no fluxograma de processo.

Tabela 18. Balanço de massas da produção de biodiesel, por correntes mássicas dos principais equipamentos do processo.

Corrente equipamento	material por	Espécies materiais		
Designação	Tipo	Componente	ton./dia	ton./ano
R-01				
05	Entrada	Etanol	27,3	9004,1
06	Entrada	Óleo de soja	172,7	56995,8
08	Entrada	Etóxido de sódio	2,4	775,8
07	Entrada	Etanol recuperado	21,8	7203,3
		Total	224,2	73979,0
09	Saída	Biodiesel, glicerina, óleo, etanol e etóxido de sódio	224,2	73979,0
		Total	224,2	73979,0
R-02				
13	Entrada	Etanol (recuperado)	5,5	1800,8
14	Entrada	Etóxido de sódio	0,6	193,9
11	Entrada	Biodiesel, etanol, óleo, etóxido de sódio	203,9	67301,4
		Total	210,0	69296,2
15	Saída	Biodiesel, etanol, óleo, etóxido de sódio e sabão	210,0	69296,2
		Total	210,0	69296,2
D-01				
09	Entrada	Biodiesel, glicerina, óleo, etanol e etóxido de sódio	224,2	73979,0
		Total	224,2	73979,0
10	Saída	Glicerina, etanol e etóxido de sódio	20,2	6677,6
11	Saída	Biodiesel, etanol, óleo, etóxido de sódio	203,9	67301,4
		Total	224,2	73979,0
D-02				
15	Entrada	Biodiesel, etanol, óleo, etóxido de sódio e sabão	210,0	69296,2
		Total	210,0	69296,2
16	Saída	Glicerina, etanol e etóxido de sódio e sabão	13,0	4276,0
17	Saída	Biodiesel, etóxido de sódio, etanol e glicerina	197,0	65020,2
		Total	210,0	69296,2
E-01				
17	Entrada	Biodiesel, etóxido de sódio, etanol e glicerina	197,0	65020,2
		Total	197,0	65020,2
18	Saída	Etanol	18,8	6194,8
19	Saída	Biodiesel, etóxido de sódio e glicerina	178,3	58825,4
		Total	197,0	65020,2

Continuação...

E-02

24	Entrada	Biodiesel, glicerina e água	183,5	60570,0
			Total	183,5
26	Saída	Biodiesel (produto final)	178,2	58806,0
25	Saída	Vapor de Água	5,3	1764,0
			Total	183,5

E-03

28	Entrada	Glicerina, etanol e etóxido de sódio e sabão	33,2	10962,6
			Total	33,2
29	Saída	Etanol	9,1	2998,4
30	Saída	Glicerina e etóxido de sódio	24,1	7964,2
			Total	33,2

TM-01

20	Entrada	Ácido fosfórico	0,03	9,31
21	Entrada	Água	53,45	17640,00
			Total	53,48
22	Saída		Total	53,48

TL-01

19	Entrada	Biodiesel, etóxido de sódio e glicerina	178,3	58825,4
22	Entrada	Ácido fosfórico e água	53,5	17649,3
			Total	231,7
23	Saída	Água residual	48,2	15904,7
24	Saída	Biodiesel, glicerina e água	183,5	60570,0
			Total	231,7

TN-01

30	Entrada	Glicerina, etóxido de sódio e sabão	24,1	7964,2
31	Entrada	Ácido fosfórico	1,4	456,2
			Total	25,5
32	Saída	Fosfato de sódio e AGL	5,8	1903,1
33	Saída	Glicerina e etanol	19,7	6517,3
			Total	25,5

TF-01

33	Entrada	Glicerina e etanol	19,7	6517,3
			Total	19,7
34	Saída	Etanol	1,9	643,4
35	Saída	Glicerina	17,8	5873,9
			Total	19,7

C-01

29	Entrada	Etanol	9,1	2998,4
34	Entrada	Etanol	1,9	643,4
18	Entrada	Etanol	18,8	6194,8
			Total	29,8
36	Saída	Etanol	29,8	9836,6
			Total	29,8

Com base nos dados de operação e dos balanços de massa e energia, os equipamentos foram dimensionados e seus custos calculados, os resultados são apresentados na **Tabela 19**. Os cálculos, os resultados e as considerações realizados para o dimensionamento e estimativa de custos são mostrados detalhadamente no **Anexo C** (item C.1).

A produção anual de biodiesel e a tecnologia de produção foram iguais para os cenários I e II. Assim, os resultados de custos de equipamentos da produção de biodiesel apresentados na **Tabela 19** para o Cenário I, também foram adotados para o Cenário II. Contudo, para o Cenário II foi abatido o custo do tanque destinado ao armazenamento de glicerina bruta (T-04), pois neste cenário 100% da geração desse subproduto compôs a mistura de substratos utilizados na digestão anaeróbica.

Tabela 19. Especificações e custos dos equipamentos do processo de produção de biodiesel, ano base 2017.

Equipamento e código	Função do equipamento	Qtd.	Material de construção	Especificações para projeto	Custo total, US\$
Tanques de armazenamento				Volume, m3	
T-01	Armazenar óleo de soja	1	Aço Inox 304	1.000,00	267.312,27
T-02	Armazenar água de processo	1	Aço Inox 304	650,00	200.937,74
T-03	Armazenar biodiesel	2	Aço Inox 304	615,00	388.600,86
T-04	Armazenar glicerina	1	Aço Inox 304	90,00	94.742,26
T-05	Armazenar etanol recuperado	1	Aço Inox 304	14,00	66.977,79
Reatores				Volume, m3	
R-01	Transesterificação	1	Aço Inox 304	88,00	219.172,16
R-02	Transesterificação	1	Aço Inox 304	88,00	219.172,16
Sedimentadores				Volume, m³	
S-01	Sedimentar glicerina	1	Aço Inox 304	88,00	113.306,65
S-02	Sedimentar glicerina	1	Aço Inox 304	88,00	113.306,65

Continua...

				Área, m²	
Evaporadores					
E-01	Evaporar etanol	1	Aço Inox 304	90,30	161.375,54
E-02	Evaporar água	1	Aço Inox 304	69,10	160.215,54
E-03	Evaporar etanol	1	Aço Inox 304	171,96	228.100,40
Tanque flash				Volume, m³	
TF-01	Evaporar do etanol	1	Aço Inox 304		3.290,20
Condensador				Área, m²	
C-01	Condensar etanol	1	Aço carbono	128,35	30.804,33
Trocadores de calor				Área, m²	
A -01	Aquecedor 01	1	Aço carbono	92,32	10.508,33
A -02	Aquecedor 02	1	Aço carbono	96,66	10.801,97
A -03	Aquecedor 03	1	Aço carbono	26,25	4.940,71
A -04	Aquecedor 04	1	Aço carbono	16,89	3.792,43
Tanques de lavagem					
TL 01	Purificação do biodiesel	1	Aço inox 304	100,00	106.298,39
Tanque neutralização				Volume, m³	
TN 01	Neutralizar o catalisador	1	Aço carbono	7,50	12.524,54
Tanque de Mistura				Volume, m³	
T-M-01	Mistura ácido fosfórico e água	1	Aço Inox 304	17,83	115.020,53
Bombas				Vazão, m³/s	
B-01	Bombeia óleo de soja	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
B-02	Bombeia etanol	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
B-03	Bombeia mistura reacional	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
B-04	Bombeia mistura reacional	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
B-05	Bombeia mistura reacional	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
B-06	Bombeia biodiesel	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
B-07	Bombeia água	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
B-08	Bombeia biodiesel	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
B-09	Bombeia glicerina	1	Ferro fundido	0,010	4.554,25
Custo Total					2.572.189,68

Na **Tabela 20**, apresenta-se o resumo dos custos dos equipamentos do processo de produção de biodiesel proposto. Nota-se que os maiores percentuais são referentes a aquisição de tanques de armazenamento (39,60%), evaporadores (21,37%) e reatores (17,04%).

Tabela 20. Resumo dos custos por tipo de equipamento para o processo de produção de biodiesel, Cenário I.

Tipo de equipamento	Custo, US\$	Percentual, %
Tanques de armazenamento	1.018.570,92	39,60
Evaporadores	549.691,49	21,37
Reatores	438.344,33	17,04
Sedimentadores	226.613,30	8,81
Tanque de mistura	115.020,53	4,47
Tanques de lavagem	106.298,39	4,13
Bombas	40.988,21	1,59
Condensador	30.804,33	1,20
Trocadores de calor (aquecedores)	30.043,43	1,17
Tanque neutralização	12.524,54	0,49
Tanque Flash	3.290,20	0,13
Total	2.572.189,68	100,0

No estudo de Sanmartin (2017) os custos dos tanques de armazenamento de matérias-primas e produtos também configuraram o maior percentual dos custos de equipamentos na produção de biodiesel, com percentual de 65,2% para o cenário de produção de biodiesel com purificação da glicerina e de 72,2 % para o processo convencional. A diferença pode ser explicada devido aos maiores custos com aquisição de equipamentos para o cenário que purifica a glicerina.

5.2 Projeto e custos dos principais equipamentos dos processos: Cenário II

O manejo inadequado da vinhaça pode causar desequilíbrio nos ecossistemas, destacadamente os ambientes aquáticos, com grande nocividade à fauna, flora, microfauna e microflora das águas doces podendo ainda afugentar a fauna marinha que buscam nas costas brasileiras local para sua procriação (ANA, 2018). Assim, visando à destina mais amigável ao meio ambiente, este Cenário II propõe a codigestão anaeróbica de vinhaça, glicerina residual e fase aquosa produzida em processo de pirólise rápida.

A descrição do processo de pirólise considerado no estudo é apresentada no item 5.2.1 e a proposta de uma biorrefinaria para produção integrada de biogás, biodiesel, bioetanol e produtos de pirólise é detalhada no item 5.2.2 são apresentados os balanços de massa, os fluxogramas de processo; as especificações dos principais equipamentos do processo e seus custos.

Destaca-se que os processos do Cenário II englobam os processos descritos no Cenário I. As demandas de utilidades e de energia provêm da usina de etanol. O bagaço residual do Cenário I é matéria-prima da pirólise rápida e a glicerina bruta da produção de biodiesel é utilizada como cossustrato para produção de biogás.

Os fluxogramas da produção de etanol e de biodiesel para o cenário II são mostrados na **Figura 24** e **Figura 25**.

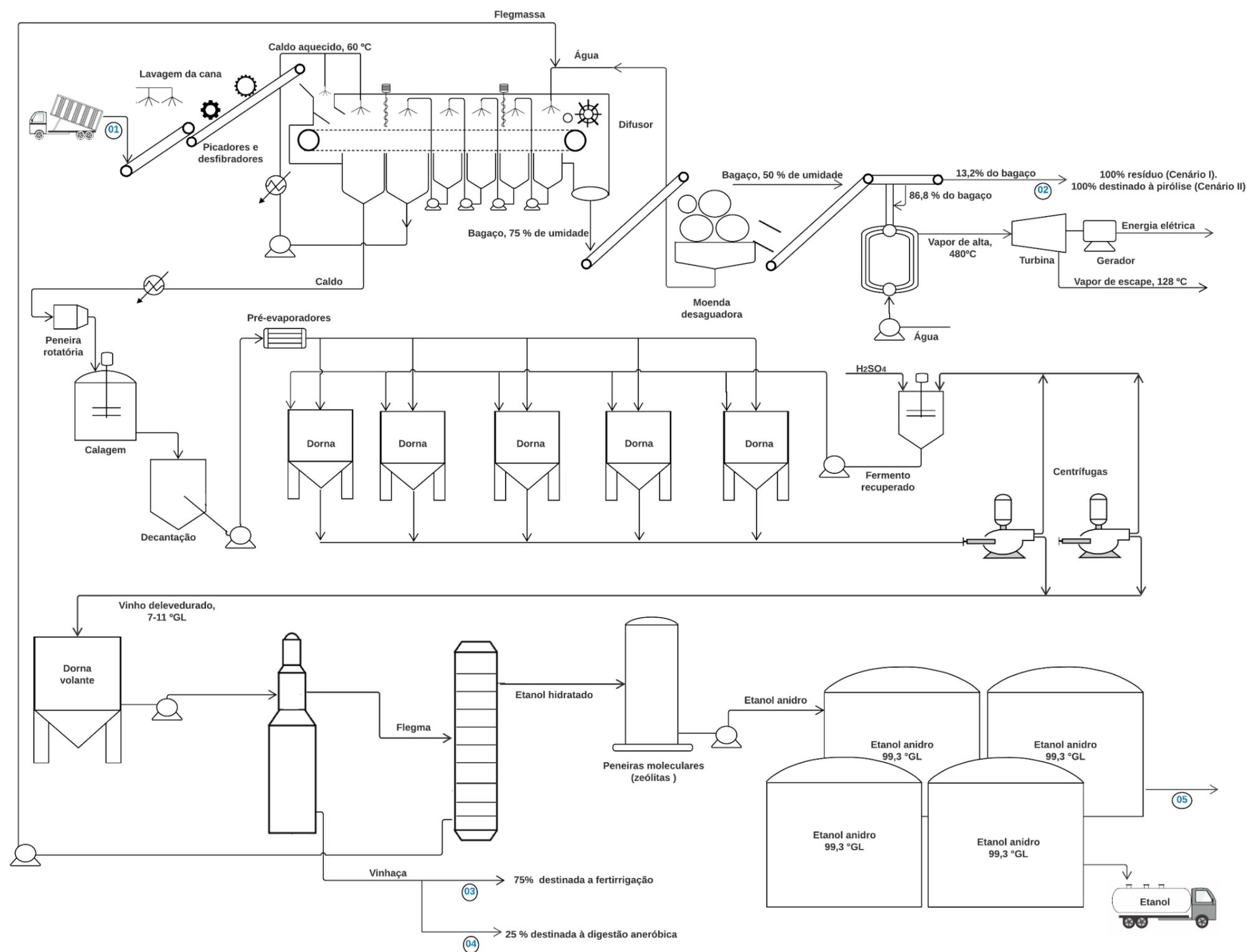


Figura 24. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de etanol e cogeração de calor e eletricidade, Cenário II.

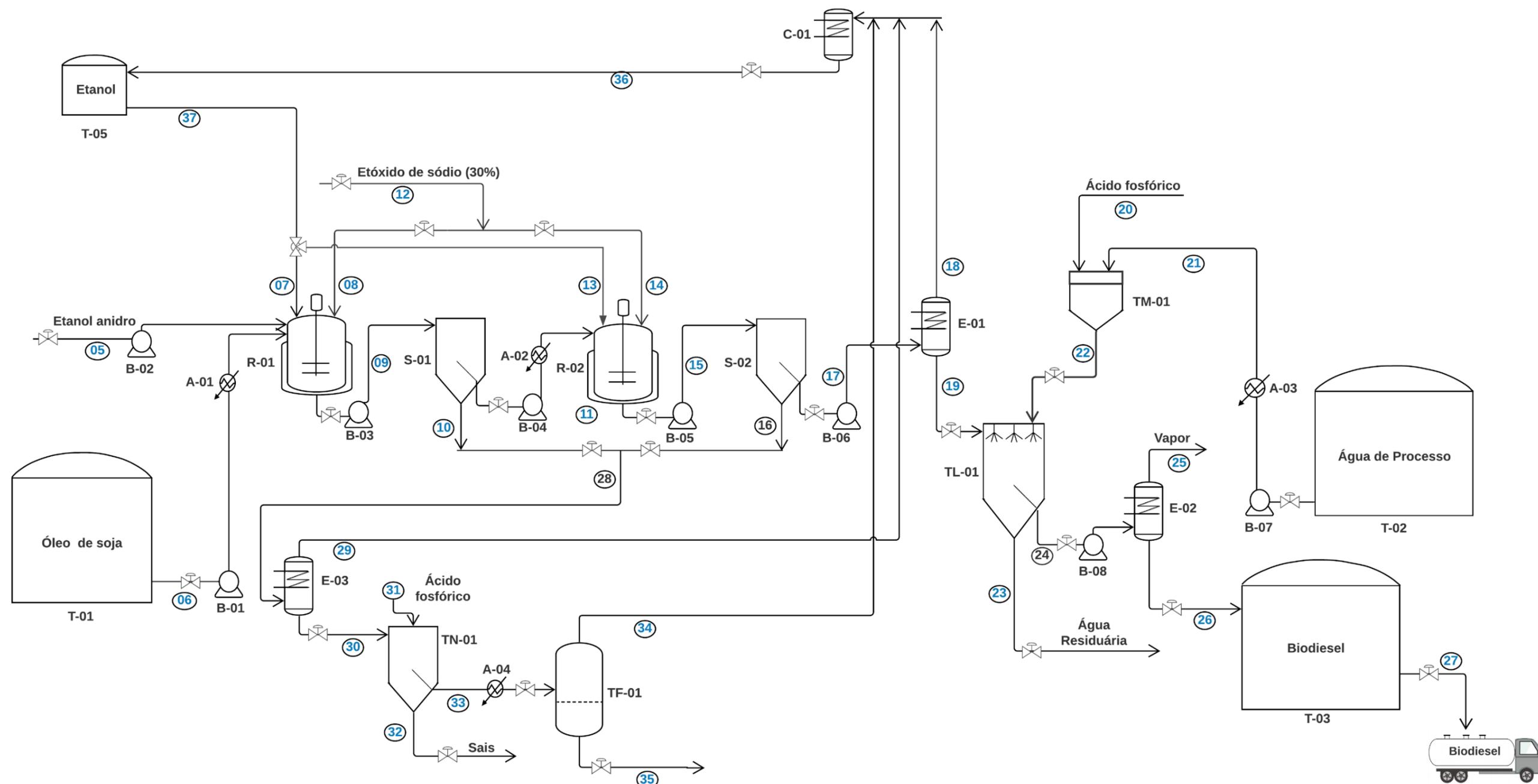


Figura 25. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de biodiesel, Cenário II.

Legenda: A (aquecedor), B (bomba centrífuga), C (condensador), E (evaporador), R (reator) T (tanque de armazenamento), TF (tanque flash), TL (tanque de lavagem), TM (tanque de mistura) e TN (tanque de neutralização).

5.2.1 Processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar

O processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar visou avaliar a agregação de valor desse resíduo da produção de etanol de cana-de-açúcar, que não é utilizado na cogeração de energia (Cenário I). Assim, foi avaliada a pirólise de 456 toneladas de bagaço de cana de açúcar por dia, com 240 dias de produção por ano, totalizando 109440 toneladas de bagaço por ano, o balanço de massa global desse processo é apresentado na **Figura 26**.

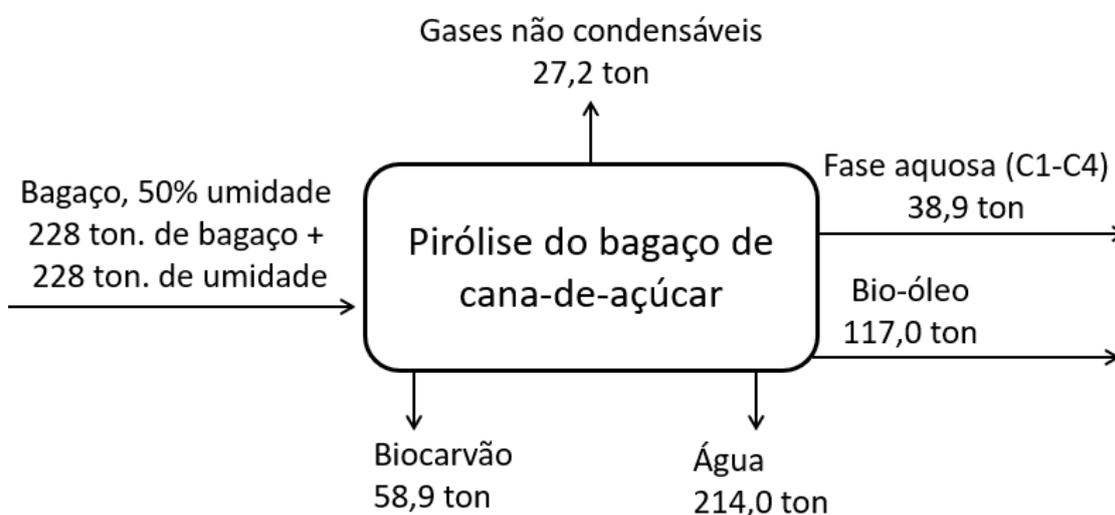


Figura 26. Balanço de massa global do processo de pirólise rápida, por dia.

No fluxograma elaborado para essa proposta, **Figura 27**, estão representados os principais equipamentos e etapas do processo. De maneira simplificada, o processo é composto pelas seguintes etapas: 1) Pré-tratamento da biomassa, visando a remoção de metais alcalinos e alcalinos terrosos; 2) Secagem e redução de diâmetro do bagaço, até os parâmetros adequados para reação de pirólise rápida; 3) Reação de pirólise rápida, convertendo o bagaço em produtos de maior valor; 4) Separação dos produtos de pirólise para utilização no processo integrado e/ou comercialização.

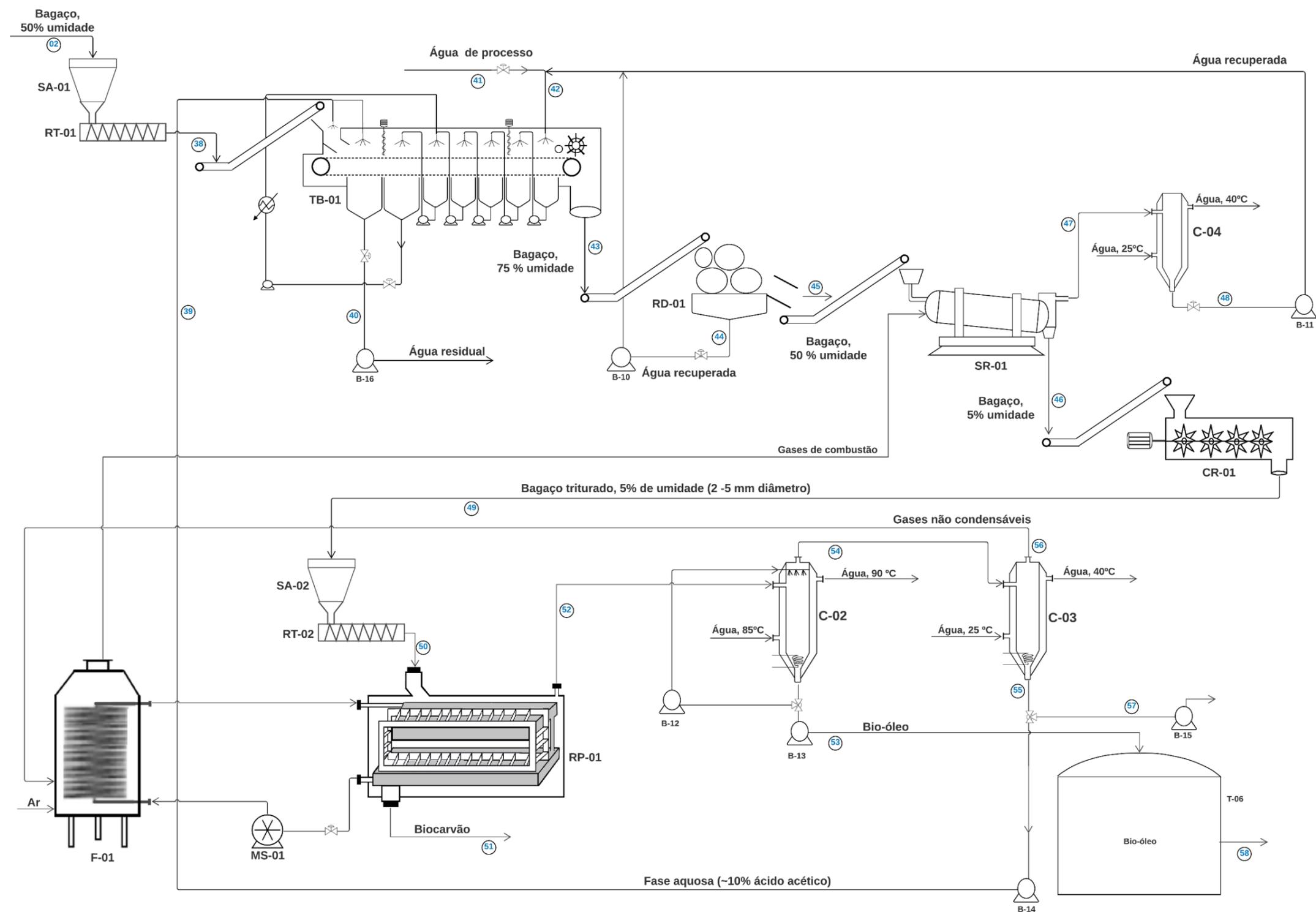


Figura 27. Fluxograma da proposta tecnológica de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar.

Legenda: B (bomba centrífuga), C (condensador), CR (cortador rotatório), F (fornalha), MS (bomba para Molten salt), RD (rolo de desague), RP (reator de pirólise), RT (rosca transportadora), SA (sistema de alimentação), TB (sistema de tratamento da biomassa) e T (tanque de armazenamento).

A primeira etapa do processo ocorre no sistema de tratamento de biomassa (TB-01) e consiste no pré-tratamento do bagaço de cana-de-açúcar utilizando a fase aquosa, rica em ácido acético (10%*m/m*), que é produzida na etapa de pirólise rápida (RP-01) e é separada do segundo condensador do processo (C-03). Esse tratamento tem por objetivo a remoção de metais alcalinos e alcalinos terrosos por meio de lixiviação em meio ácido, o que propicia a formação de um bio-óleo de melhor qualidade, como por exemplo, uma maior concentração de açúcares pirolíticos como a levoglucosana (David *et al.*, 2018). Outros estudos também salientam que a etapa de pré-tratamento tem se mostrado essencial para a eficiência produtiva da pirólise (Bu *et al.*, 2016; Oudenhoven *et al.*, 2016).

Após a lixiviação, o bagaço segue para a moenda desaguadora (MD-01) que tem a função de remover a maior parte da umidade do bagaço e de retornar água para o processo de lixiviação. A seguir, o bagaço com 50% de umidade é encaminhado para um secador rotatório (SR-01) e tem sua umidade reduzida a 5% (Oudenhoven *et al.*, 2016). O vapor de água que é removido do bagaço em SR-01 é condensado em C-04 e retorna à etapa de lixiviação.

Perkins *et al.* (2018) ressaltam que as reações de pirólise apresentam maior eficiência ao se utilizar matérias-primas com umidade abaixo de 10% em massa. Desta forma, as biomassas com umidade acima deste valor devem passar por processos de secagem, podendo inclusive ser um fator crítico de viabilidade econômica devido às elevadas demandas energéticas.

O bagaço é, então, triturado em um cortador rotatório (CR-01), até 2-5 mm de diâmetro e segue para a etapa reacional no reator de pirólise (RP-01). Em RP-01, o bagaço entra em contato direto com a superfície de troca de calor que está a uma temperatura de 400 °C (David *et al.*, 2018) e a reação de pirólise se completa. Ainda em RP-01, ocorre a separação do biocarvão produzido por ação da gravidade.

Os gases de pirólise seguem para um condensador (C-02). A temperatura de entrada da água de resfriamento é de 85°C e a temperatura de saída é de 90°C. Nessa etapa, ocorre a separação do bio-óleo, o condensador C-02 atua

com resfriamento com contato direto, utilizando o próprio bio-óleo com agente de resfriamento, e a condensação se dá por meio de um filme descendente (Xu *et al.*, 2011).

Os gases, que não condensam em C-02, seguem para o condensador C-03 e são novamente resfriados. Nesse equipamento, são separadas a fase aquosa, rica em compostos orgânicos (C1-C4), que se deposita no fundo da coluna e os gases não-condensáveis, que saem pelo topo de C-03.

Os gases não-condensáveis sofrem combustão na fornalha (F-01) e são utilizados para realizar a secagem do bagaço em SR-01 (Oudenhoven *et al.*, 2016). O calor, gerado na combustão dos gases não condensáveis, é utilizado na fusão do Molten Salt.

A base de cálculos para a pirólise rápida foi de 456 toneladas/dia de bagaço (50%umidade), que produzem 117 toneladas de bio-óleo e 56,8 toneladas de biocarvão. Na **Tabela 21**, o balanço de massa por cada corrente do processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar é demonstrado.

Tabela 21. Balanço de massas do processo de pirólise, por correntes mássicas dos principais equipamentos do processo.

Corrente material por equipamento		Espécies materiais Componentes	Quantidade	
Designação	Tipo		(ton./dia)	(ton./ano)
SA-01/RT-01				
02	Entrada	Bagaço, 50 % de umidade	456,00	109440,0
38	Saída	Bagaço, 50 % de umidade	456,00	109440,0
TB-01				
38	Entrada	Bagaço, 50 % de umidade	456,00	109440,0
42	Entrada	Água (fresca + reciclo)	820,80	196992,0
39	Entrada	Fase aquosa da pirólise (~10% de ácido acético)	7,52	1805,8
		Total	1284,32	308237,8
40	Saída	Água residual	372,32	89357,8
43	Saída	Bagaço, 75 % de umidade	912,00	218880,0
		Total	1284,32	308237,8

Continuação...

TM-01					
43	Entrada	Bagaço, 75 % de umidade	912,00	218880,0	
			Total	912,00	218880,0
45	Saída	Bagaço, 50 % de umidade	456,00	109440,0	
44	Saída	Água	456,00	109440,0	
			Total	912,00	218880,0
SR-01					
45	Entrada	Bagaço, 50 % de umidade	456,00	109440,0	
			Total	456,00	109440,0
46	Saída	Bagaço, 5% de umidade	240,00	57600,0	
47	Saída	Vapor de Água	216,00	51840,0	
			Total	456,00	109440,0
CR-01					
46	Entrada	Bagaço, 5 % de umidade	240,00	57600,0	
49	Saída	Bagaço, 5 % de umidade	240,00	57600,0	
SA-02/RT-02					
49	Entrada	Bagaço, 5 % de umidade	240,00	57600,0	
50	Saída	Bagaço, 5 % de umidade	240,00	57600,0	
RP-01					
50	Entrada	Bagaço, 5% de umidade	240,00	57600,0	
			Total	240,00	57600,0
51	Saída	Biocarvão	56,86	13647,2	
52	Saída	Gases (condensáveis e não condensáveis)	183,14	43952,8	
			Total	240,00	57600,0
C-02					
52	Entrada	Gases (condensáveis e não condensáveis)	183,14	43952,8	
			Total	183,14	43952,8
53	Saída	Bio-óleo	117,04	28089,2	
54	Saída	Gases (condensáveis e não condensáveis)	66,10	15863,7	
			Total	183,14	43952,8
C-03					
54	Entrada	Gases (condensáveis e não condensáveis)	66,10	15863,7	
			Total	66,10	15863,7
56	Saída	Gases (não condensáveis)	27,22	6533,6	
55	Saída	Fase aquosa da pirólise (ácido acético-10 %)	38,88	9330,1	
			Total	66,10	15863,7
C-04					
47	Entrada	Vapor de Água	216,00	51840,00	
48	Saída	Água líquida	216,00	51840,00	

Com base nos resultados dos balanços de massa, consumo de energia e no fluxograma propostos para o processo, os equipamentos tiveram seus custos e dimensionamento determinados (**Anexo C** – item C.2). Os principais resultados de dimensionamento e os custos dos equipamentos estão resumidos na **Tabela 22**.

Tabela 22. Equipamentos do processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar, ano base 2017.

Equipamento e código	Função do equipamento	Qtd.	Material de construção	Especificações para projeto	Custo total, US\$
Sistema de alimentação			Volume, m³		
AS- 01	Alimentar o difusor	1	Aço carbono	20,95 m ³	13.101,46
AS- 02	Alimentar o reator de pirólise	1	Aço carbono	20,95 m ³	13.101,46
Sistema pré-tratamento			Comprimento, m		
TB-01	Pré-tratamento da biomassa	1	Aço inox 316 L e aço carbono	41,00	1.667.677,16
Rolo de Desague			Vazão, ton./h		
RD-02	Desague do bagaço	1	Aço inox	45,60	72.681,86
Secador rotatório			Área, m²		
SR-01	Secagem do bagaço	1	Aço inox 304	48,38	166.246,10
Bombas			Vazão, m³/s		
B-10	Bombeia água recuperada	1	Aço inox	0,00636	9.211,70
B-11	Bombeia água recuperada	1	Aço inox	0,00300	2.738,65
B-12	Bombeia bio-óleo	1	Aço inox	0,00126	3.549,78
B-13	Bombeia bio-óleo	1	Aço inox	0,00126	3.549,78
B-14	Bombeia fase aquosa	1	Aço inox	0,00010	4.626,93
B- 15	Bombeia fase aquosa	1	Aço inox	0,00042	7.603,98
B-16	Bombeia água residual	1	Aço inox	0,00492	8.176,71
Cortador rotatório			Vazão, kg/s		
CR-01	Redução do tamanho	1		2,8	20.804,46

Continuação...

Reator de pirólise					
RP-01	Pirólise do bagaço	1	Aço inox 316 L e aço carbono		2.851.777,98
Fornalha					
F-01	Fundir e aquecer o Molten salt			Demanda calorífica, kW	
				10.500	881.267,61
Esteiras transportadoras					
E-01	Transporta bagaço		Aço carbono	Largura e comprimento, m	
				0,4 e 4	13.742,69
E-02	Transporta bagaço		Aço carbono	0,4 e 4	13.742,69
E-03	Transporta bagaço		Aço carbono	0,4 e 4	13.742,69
E-04	Transporta bagaço		Aço carbono	0,4 e 4	13.742,69
Rosca transportadora					
RT- 01	Transporta bagaço	1	Aço carbono	Largura e comprimento, m	
				0,23 e 0,40	7.708,00
RT- 02	Transporta bagaço	1	Aço carbono	0,23 e 0,41	7.708,00
Condensadores					
C-02	Condensação do bio-óleo	1	Aço inox 304	Área, m²	
				49,40	7.264,50
C-03	Condensação da fase aquosa	1	Aço inox 304	30,90	5.155,90
C-04	Condensação de vapor de água	1	Aço inox 304	194,22	16.418,20
Molten Salt Pump					
MS-01	Bombeia molten salt	4		Vazão, m³/h	
				3,00	4.800,00
Tanque de armazenamento					
T-06	Armazena bio- óleo	1	Aço inox 304	Volume, m³	
				459	164.772,70
Silo de armazenamento					
S-01	Armazena biocarvão	3	Aço carbono e API	Volume, m³	
				189,6	62.059,54
Custo Total					6.056.973,22

Na **Tabela 23**, apresenta-se o resumo dos custos dos equipamentos do processo de produção de pirólise rápida proposto. Nota-se que os maiores

percentuais são referentes a aquisição do reator de pirólise (47,08%), sistema de tratamento de biomassa (27,53 %) e fornalha (14,55%).

Tabela 23. Resumo dos custos por tipo de equipamento do processo de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar (Cenário II).

Tipo de Equipamento	Custo, US\$	Percentual, %
Reator de pirólise	2.851.777,98	47,08
Sistema de tratamento da biomassa	1.667.677,16	27,53
Fornalha	881.267,61	14,55
Secador rotatório	166.246,10	2,74
Tanque de armazenamento	164.772,70	2,72
Rolo de desagüe	72.681,86	1,20
Silo de armazenamento	62.059,54	1,02
Esteiras transportadoras	54.970,76	0,91
Bombas	39.457,53	0,65
Condensadores	28.838,60	0,48
Sistema de alimentação	26.202,92	0,43
Cortador rotatório	20.804,46	0,34
Rosca transportadora	15.416,00	0,25
Bomba para Molten Salt	4.800,00	0,08
Total	6.056.973,22	100,0

5.2.2 Produção de biogás integrada à produção de etanol, biodiesel e pirólise rápida

A vinhaça pode ser utilizada como fertilizante, por ser rica em sais minerais como fósforo e potássio. Contudo, dado o grande volume gerado, muitas vezes a vinhaça é inadequadamente disposta, contaminando solos, corpos d'água além do desagradável odor característico (ANA, 2018). O presente trabalho aborda a utilização da vinhaça como um cossubstrato para o processo de digestão anaeróbica, ressalta-se que embora esse processo não diminua a elevada concentração de potássio desse subproduto da indústria de etanol, há diminuição da carga orgânica poluidora bem como do odor característico que responsável pela geração de desconforto organoléptico nas

populações residentes da região de instalação das usinas. Outro benefício da digestão anaeróbica da vinhaça é a geração de biofertilizante (Moraes *et al.*, 2014).

Tradicionalmente, a digestão anaeróbica é realizada utilizando apenas um substrato, visando seu tratamento. Contudo, estudos recentes (Maragkaki *et al.*, 2017) demonstram que a codigestão oferece condições reacionais mais estável no biodigestor, resultando em maiores rendimentos e qualidade do biogás produzido. Nos casos de codigestão, usualmente é utilizado um substrato principal – maior quantidade - associado ao uso de pequenas concentrações de um ou mais cossustratos (Maragkaki *et al.*, 2017).

Para a composição do processo integrado de produção de biogás no Cenário II, avaliou-se a codigestão anaeróbica de vinhaça, lodo ativo de esgoto e glicerina residual de biodiesel e fase aquosa residual da pirólise como cossustratos. Segundo o Guia Prático do Biogás (PROBIOGÁS, 2010) a adição de até 6% em massa de glicerina bruta como cossustrato para produção de biogás - juntamente a biomassas dedicadas ou adubos orgânicos - gera um efeito cofermentativo substancial, ou seja, há uma produção de metano superior a digestão dos substratos isoladamente.

A adição de 6% m/m de glicerina na codigestão de esterco bovino também foi relatada em um estudo recente com um fator de elevação da produção de biogás (Ormaechea *et al.*, 2018). A base de cálculo para digestão anaeróbica considerou a digestão de 25% da vinhaça gerada na usina de etanol (substrato principal), toda glicerina bruta gerada na produção de biodiesel, toda fase aquosa (C1-C4) residual do sistema de pirólise e 100% da água residual da etapa de lixiviação ácida do bagaço de cana-de-açúcar da pirólise. Assim, o percentual de glicerina bruta adotado nesse estudo foi de 0,4%. O balanço de global da produção diária de biogás é representado na **Figura 28**.

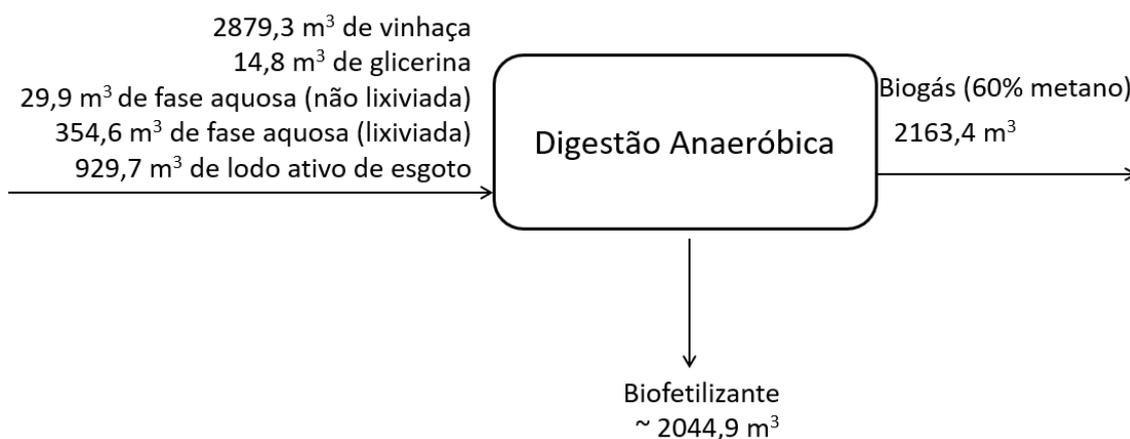


Figura 28. Balanço global da produção diária de biogás.

De maneira simplificada, o processo industrial de produção de biogás em estudo é composto por um sistema de alimentação que visa homogeneizar e inserir os substratos no biodigestor. O biodigestor selecionado é um reator anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), esses reatores são os mais indicados no tratamento de efluentes de elevada carga orgânica poluidora e taxa de geração, tal como a produção de vinhaça nas usinas alcooleiras (PROBIOGÁS, 2015). A usina de biogás proposta pode ser classificada como de médio porte, que são aquelas que produzem entre 2000 Nm³/dia e 12000 Nm³/dia (Freitas *et al.*, 2019).

Na presente pesquisa, o tipo de biodigestor avaliado foi tomado por base no modelo a Usina São Martinho, que é referência mundial no tratamento da vinhaça (Pinto, 1999; PROBIOGÁS, 2015). O biodigestor construído na Usina São Martinho é um modelo UASB com capacidade de 5200 m³, 34 m de diâmetro e 6 m de altura. Ele foi totalmente fabricado o montado pela usina e teve sua operação iniciada em 1995. Segundo Pinto (1999) os gastos informados pela usina referentes à pesquisa e instalação completa dos equipamentos foi de 4,5 milhões de reais.

Antes de realizar o investimento em grande escala de produção do biogás, o setor de pesquisa da Usina São Martinho analisou alguns cenários técnico-econômicos, dentre as hipóteses que foram consideradas inviáveis, têm-se: i) substituição do diesel nas frotas da usina, devido ao baixo custo do combustível

fóssil; ii) utilização do biogás como combustível de caldeira, pela disponibilidade e eficiência da utilização do bagaço residual, chegou-se até cogitar a possibilidade de utilizá-lo como matéria-prima para produzir papel, hipótese que não se mostrou competitiva em termos de economia de escala; iii) utilização na cogeração de eletricidade, devido ao baixo custo do kWh pago a companhia de eletricidade que aumentava muito o tempo o tempo de retorno de investimento. Contudo, a queima do biogás para secagem da levedura residual, produto pastoso, proveniente da fermentação para utilização em ração animal apresentou viabilidade técnico-econômica. Na Usina São Martinho, o biogás não recebe nenhum tratamento de purificação nem é armazenado, sendo queimado diretamente nos queimadores para a secagem da levedura (Pinto, 1999).

A **Figura 29**, apresenta-se o fluxograma elaborado para a proposta de produção de biogás desse cenário.

De maneira simplificada, a planta de biogás é composta de um tanque de mistura/alimentação de substratos (TM-02); um biodigestor tipo UASB (DA-01); um sedimentador (S-03) e uma lagoa de estabilização (LE-01) que recebem a vinhaça digerida; um sistema de dessulfurização (SP-01) e de remoção de CO₂ (CL-01); e do sistema de cogeração de calor e eletricidade (SC-01).

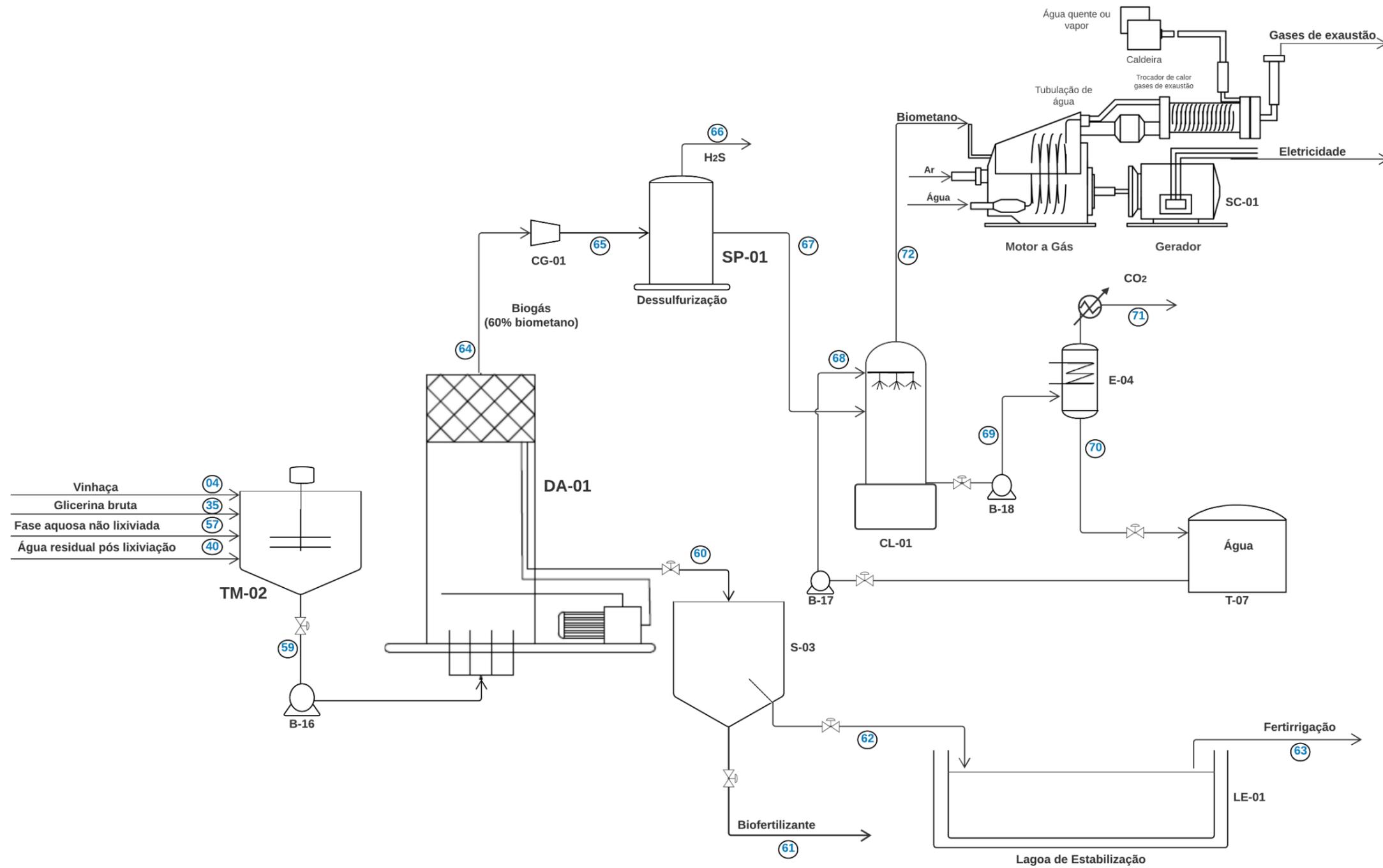


Figura 29. Fluxograma da proposta tecnológica de produção de biogás/biometano.

Legenda: B (bombas centrífugas), CG (compressor de gás), CL (coluna de lavagem), DA (digestor anaeróbico), E (evaporador), SP (sistema de purificação), SC (sistema de cogeração de calor e eletricidade), T (tanque de armazenamento) e TM (tanque de mistura).

O processo é iniciado no tanque de mistura (TM-02), onde os cossustratos são misturados e encaminhados ao digestor anaeróbico (DA-01), que é do tipo UASB (Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente). Neste, a mistura de substratos atravessa o manto de lodo anaeróbico e é degradada, produzindo o biogás que sai pelo topo do equipamento

A mistura de substratos digerida é removida pelo fundo do equipamento e é encaminhada para um tanque de sedimentação (S-03). No sedimentador, acontece a separação do biofertilizante do restante do efluente de vinhaça digerida. Este efluente é então disposto em uma lagoa secundária até sua aplicação na fertirrigação.

O biogás produzido no DA-01 segue para um compressor de gás (CG-01) que alimenta o sistema de purificação (SP-01), que tem como função principal a remoção do ácido sulfídrico, composto que confere corrosividade ao biogás.

Saindo do sistema de dessulfurização, o biogás segue para uma coluna de lavagem (CL-02), que objetiva remover o CO₂, purificando assim o biogás à biometano (Xiao *et al.*, 2014). Dentre as vantagens da remoção de CO₂ podem-se destacar o maior poder calorífico do biometano e o menor volume ocupado pelo gás após a purificação, uma vez que cerca de 40% do volume de biogás corresponde ao CO₂.

Na coluna de lavagem (CL-01), o biometano é removido pelo topo e a água residual, rica em CO₂, é bombeada para o evaporador (E-03). Em E-03 O CO₂ é liberado para a atmosfera e a água é armazenada no tanque T-07 para ser reutilizada no processo.

Com base nos resultados dos balanços de massa, consumo de energia e no fluxograma proposto para o processo, os equipamentos tiveram seus custos e dimensionamento determinados (**Anexo C** – item C.3). Os principais resultados de dimensionamento e os custos dos equipamentos estão resumidos na **Tabela 24**.

Tabela 24. Equipamentos do processo de produção de biogás, ano base 2017.

Equipamento e código	Função do equipamento	Qtd.	Material de construção	Especificações para projeto	Custo total, US\$
Digestor anaeróbico				Volume, m³	
DA-01	Produção de biogás	1	Aço carbono/ aço inox 3014	2.268,0	315.612,22
Sistema de purificação				Vazão, Nm³/s	
SP-01	Remoção de impurezas do biogás (H ₂ S)	1	Aço inox 304	2.596,00	73.005,46
Compressor de gás				Vazão, Nm³/s	
CG-01	Comprime biogás	1	Aço inox 304	2.570,0	173.537,77
Sistema de cogeração				Geração de eletricidade, kW	
SC-01	Cogeração de eletricidade	1	Aço inox 304	6200	926.396,08
Coluna de lavagem				Altura e diâmetro, m	
CL-02	Remoção do gás carbônico	1	Aço inox 304	5 e 0,5, respectivamente.	5.218,56
Tanque de mistura				Volume, m³	
TM-02	Misturar os substratos	1	Aço inox	210,00	225.000,00
Sedimentador				Volume, m³	
S-03	Decantação vinhaça digerida	1	Aço inox 304	210,00	148.448,75
Lagoa de estabilização				Volume m³	
LE-01	Estabilização da vinhaça digerida	1	Aço inox 304	4.200,00	166.050,52
Bombas				Vazão, m³/s	
B-17	Bombeia mistura de substratos	1	Aço inox 304	0,058	21502,20
B-18	Bombeia água de lavagem	1	Aço inox 304	0,015	12777,47
B-19	Bombeia mistura de água e CO ₂ .	1	Aço inox 304	0,015	12777,47
Custo total					2.080.326,50

Na **Tabela 25**, apresenta-se o resumo dos custos dos equipamentos do processo de produção de biogás proposto. Nota-se que os maiores percentuais são referentes a aquisição do sistema de cogeração de calor e eletricidade (44,53%), do digestor aeróbico (15,17 %) e tanque de mistura (10,82%).

Tabela 25. Resumo dos custos por tipo de equipamento do processo para a produção de biogás (Cenário II).

Tipo de Equipamento	Custo, US\$	Percentual, %
Sistema de cogeração	926.396,08	44,53
Digestor anaeróbico	315.612,22	15,17
Tanque de mistura	225.000,00	10,82
Compressor de gás	173.537,77	8,34
Lagoa de estabilização	166.050,52	7,98
Sedimentador	148448,75	7,14
Sistema de purificação	73.005,46	3,51
Bombas	47.057,15	2,26
Coluna de lavagem	5.218,56	0,25
Total	2.080.326,50	100,00

Esses resultados corroboram com o estudo realizado por Gongora e Villafranco (2018), os autores ressaltam que um dos principais obstáculos na utilização de tecnologias de cogeração em vários países com economias em desenvolvimento está relacionado ao elevado custo de investimento associado aos sistemas de cogeração.

Para a digestão anaeróbica da vinhaça - que é o cossustrato principal desse estudo – os parâmetros adotados foram baseados na literatura que indica o uso de reatores anaeróbicos de fluxo ascendente e manta de lodo (PROBIOGÁS, 2015). Tais reatores possuem uma elevada taxa de degradação de matéria orgânica ao mesmo tempo que oferecem um baixo tempo de retenção hidráulica, quando são utilizados digestores tipo CSTR, por exemplo, o TRH é usualmente expresso em dias (El Achkar *et al.*, 2017).

Destaca-se que para manter o processo fermentativo, o tempo de retenção hidráulica deve ser de tal forma que permita a renovação contínua do

conteúdo do reator, e que não haja um arraste dos microrganismos maior que a taxa de crescimento no mesmo período (PROBIOGÁS, 2015).

Os cálculos de rendimento de biogás foram realizados com base no rendimento máximo teórico de produção de metano, via digestão anaeróbica, que é de 350 mL/g de DQO removida (El Achkar *et al.*, 2017). Logo, a degradação de DQO é proporcional à produção de metano o que permite estimar a quantidade de DQO removida. De maneira similar, a degradação de cada grama de carbono orgânico total equivale a uma produção de 1867 mL de biogás (Hubner e Mumme, 2015).

A descrição da metodologia utilizada para calcular o Potencial de Produção de Metano e o Potencial Energético do Metano é apresentada no **Anexo A.2**. A **Tabela 26** apresenta as características dos substratos adotadas no presente estudo bem como o resultado de Potencial de Produção de Metano.

Tabela 26. Dados e resultados do cálculo do Potencial de Produção de Metano e do Potencial Energético do Metano, pela codigestão dos substratos em estudo.

Substrato	Fluxo do substrato, m ³ /dia	DQO*, kg/m ³	Eficiência de Remoção de DQO (%)	PPM (Nm ³ /h)	PE (MW)
Vinhaça	2879,3	25,0	72,0	755,8	3,01
Glicerina bruta de biodiesel	14,8	1250,0	98,0	265,0	1,05
Fase aquosa de pirólise	29,9	30,0	72,0	9,4	0,04
Água residual de pirólise	354,6	13,0	72,0	48,4	0,19
Lodo ativo de esgoto	929,7	21,3	76,0	219,5	0,87
Total	4208,2	-	115831,1	1298,1	5,2

* Demanda Química de Oxigênio

Baseando-se em uma produção diária de 204,95 m³ de biodiesel com geração de 14,8 m³/dia de glicerina, propôs-se a utilização de 100% da glicerina residual.

Estudos que visam agregar valor pela codigestão de vinhaça não são recentes. Por exemplo, Costa *et al.* (1986) realizaram um estudo visando o tratamento e a utilização dos efluentes de vinhaça de cana-de-açúcar pela digestão anaeróbica, a utilização da vinhaça digerida como ração para peixes também foi avaliada. Os autores relataram que a DQO da vinhaça da cana-de-açúcar varia de 15,0 a 33,0 g/L quando derivada da fermentação do caldo, de 65 g/L se oriunda do melaço e de 45,0 g/L resultante da fermentação mista de caldo e melaço. A taxa média de remoção de DQO foi de 76,0 %, com uma expectativa de redução entre 70,0 e 85,0 % nas plantas industriais. A concentração média de metano no biogás foi de 70%, sendo 78% o valor máximo obtido e o material digerido apresentou boa produtividade de cultura de carpa alimentada a ração oriunda da vinhaça, com valores entre 2043 e 3285 kg/ha/ano, que foram até 8,2 vezes superiores a utilização de resíduos da batata para o mesmo fim (Costa *et al.*, 1986).

Fabbri e Torri (2016), numa abordagem de integração de processos, avaliaram as diferentes possibilidades de integrar o processo de pirólise à digestão anaeróbica, visando agregação de valor, que incluíram a digestão da fase aquosa de pirólise para produzir biometano, como adotado na presente tese de doutorado. E, a pirólise do material sólido residual da digestão anaeróbica. O estudo utilizou o biocarvão como matéria-prima na digestão anaeróbia, elevando a produção de biometano. Nesse contexto, Feng e Lin (2017) realizaram um estudo de revisão sobre a integração de processos de digestão anaeróbica e de pirólise, almejando o maior aproveitamento energético da biomassa lignocelulósica. Dentre as conclusões, os autores destacam que o biocarvão possui a propriedade de fixar metais pesados e alguns nutrientes que afetam negativamente as etapas de digestão anaeróbica.

Ressalta-se que apesar das tecnologias de biodigestores serem viáveis, os maiores desafios enfrentados pelo Brasil não aparentam ser tecnológicos, mas de natureza políticas e regulatória (Freitas *et al.*, 2019; Mathias & Mathias, 2015). O que demonstra a importância da integração entre energia, economia,

políticas governamentais e ambiente para o estabelecimento e fortalecimento das matrizes energéticas renováveis.

5.3 Avaliação Econômica dos Cenários I e II

Os resultados das análises econômicas para os Cenários I e II sob estudo, foram estruturados da seguinte maneira: i) no **item 5.3.1** apresentam-se os resultados do Capital Total de Investimento que foram realizados pelo método fatorial de Peters *et al.* (2003); ii) no **item 5.3.2** são apresentados os custos anuais de produção; iii) no **item 5.3.3** apresentam-se os resultados dos critérios econômicos; por fim iv) no **item 5.3.4** mostra-se os da análise de sensibilidade.

5.3.1 Capital Total de Investimento

Para realização das análises técnico-econômicas e de impacto ambiental, foi necessário obter uma estimativa do Capital Total de Investimento das plantas de biodiesel (Cenários I), e das plantas de biodiesel, pirólise e produção de biogás (Cenário II). Esta estimativa foi realizada utilizando o método de Peters *et al.* (2003), que é um dos mais utilizados nas pesquisas para esta finalidade (Gebremariam & Marchetti, 2018).

O método é baseado em percentuais sobre os custos dos principais equipamentos de processos. Os custos dos equipamentos podem ser obtidos em programas de estimativas de custos, em programas de simulação de processos químicos (como o Aspen Plus e SuperPro Designer), ou por meio de cotação.

O Capital Total de Investimento (CTI) é subdividido em custos diretos totais, custos indiretos totais e outros custos de investimento. Dentro dos “outros custos de investimentos” foram considerados o capital de giro, os custos de inicialização dos processos (*start up*) e o valor da terra. Tanto o capital de giro quanto o custo da terra foram recuperados ao término da vida útil das plantas (da Motta & Calôba, 2002).

Os resultados das estimativas do Capital Total de Investimento dos cenários de integração de processos propostos são apresentados na **Tabela 27**.

Tabela 27. Capital total de investimento para os cenários em estudo.

Custos de investimento	Cenário I, US\$	Cenário II, US\$
Custos Diretos Totais (CDT)		
Custos dos Equipamentos (CE)	2.572.189,68	10.320.888,54
Custo de entrega dos equipamentos, 10 % CE	257.218,97	1.032.088,85
Custo total de equipamentos (CTE)	2.829.408,64	11.352.977,40
Instalação de equipamentos, 39 % CTE	1.103.469,37	4.427.661,18
Tubulações de processo (instalado), 31 % CTE	877.116,68	3.519.422,99
Instrumentação e controle (instalados), 26 % CTE	735.646,25	2.951.774,12
Sistemas elétricos (instalados), 10 % CTE	282.940,86	1.135.297,74
Construções (incluindo serviços), 29 % CTE	820.528,51	3.292.363,45
Melhoramentos de terreno, 12 % CTE	339.529,04	1.362.357,29
Instalações auxiliares, 55 % CTE	1.556.174,75	6.244.137,57
Total dos custos diretos	8.544.814,11	34.285.991,74
Custos Indiretos Totais (CIT)		
Engenharia e supervisão, 32 % CTE	905.410,77	3.632.952,77
Despesas com construção, 34 % CTE	961.998,94	3.860.012,32
Despesas legais, 4 % CTE	113.176,35	454.119,10
Taxas de contratos (TC), 19 % CTE	537.587,64	2.157.065,71
Contingência (C), 37 % CTE	1.046.881,20	4.200.601,64
Total dos custos indiretos	3.565.054,89	14.304.751,52
Capital Fixo de Investimento (CFI = CDT + CIT)	12.109.869,00	48.590.743,26
Outros Custos de Investimento (OCI)		
Capital de Giro, 10 % CTI	1.424.690,47	5.716.558,03
Custos de inicialização (startup), 5 % CTI	712.345,24	2.858.279,02
Terra, 6% CTE	169.764,52	681.178,64
Total de outros custos de investimento	2.306.800,22	9.256.015,69
Capital Total de Investimento (CTI = OCI+CFI)	14.416.669,22	57.846.758,95

Pode-se observar que o fator de multiplicação para obtenção do Capital Total de Investimento a partir do Custo Total do Equipamento (CTE) foi, aproximadamente, 5,6. O Cenário II apresentou uma estimativa do Capital Total de Investimento cerca de quatro vezes superior ao Cenário I, com valores de US\$ 57,85 milhões e US\$ 14,42 milhões, respectivamente. Dentre os principais motivos para esta diferença, ressalta-se o fato de no cenário II ter sido proposta

a instalação de três plantas industriais, sendo uma de biodiesel, uma de pirólise rápida e uma de biogás enquanto o Cenário I considerou apenas a instalação da unidade de biodiesel.

Destaca-se também que os custos dos equipamentos de pirólise tiveram um impacto de 58,7 % nos custos dos equipamentos do Cenário II considerando as três plantas, conforme mostrado na **Tabela 28**. Isto ocorre, pois, as tecnologias de pirólise rápida ainda necessitam de maior consolidação visando à diminuição de seus custos associada a uma maior quantidade e qualidade na geração dos produtos.

Tabela 28. Percentual dos custos de equipamentos no Cenário II.

Planta	Custo, US\$	Percentual, %
Produção de biodiesel	2.572.189,68	24,9
Pirólise rápida	6.056.973,22	58,7
Biogás	2.080.326,50	20,2
Total	10.320.888,54	100,0

5.3.2 Custos anuais de produção

Além do Capital do Total de Investimento, os custos anuais de produção também foram determinados pelo método de Peters *et al.* (2003). Para realizar esta estimativa, são demandados os valores dos custos com matérias-primas, utilidades e trabalho operacional. E, a partir deles, são obtidos os demais custos diretos e indiretos de produção.

Assim, para estimar os custos anuais de produção, foi necessário pesquisar e determinar as fontes dos preços de matérias-primas, insumos, produtos e utilidades para compor o fluxo de caixa (**ANEXO D**) e demais análises econômicas em estudo. Desta forma, os valores adotados no presente trabalho são mostrados na **Tabela 29**.

Tabela 29. Preço de matérias-primas, insumos, produtos e utilidades

Componente	Preço, US\$/tonelada
Ácido fosfórico ¹	558,26
Ácido sulfúrico ¹	300,00
Água de processo ²	0,28
Antibiótico (monoenzima) ³	8677,87
Biocarvão ¹ ,	200,00
Biodiesel ⁴	997,04
Bio-óleo ⁵	487,34
Cal ¹	120,00
Cana-de-açúcar (básica- esteira)	20,47
Etanol anidro	637,43
Etóxido de sódio ¹	1000,00
Glicerina bruta	300,00
Molten salt	700,00
Óleo de soja degomado	610,55
Saccharomyces cerevisiae ^{1,3}	780,00
Soda cáustica ¹	400,00

Legenda: ¹ alibaba.com (dezembro 2018); ² Taylor de Lima et al. (2018); ³ comunicação pessoal – Usina Modelo (dezembro de 2018); ⁴ www.abiove.org.br (média dos preços de 2018 - descontando 12% de ICMS). ⁵ Campbell *et al.*, 2018.

Obs.: 1. O preço adotado para eletricidade foi de US\$ 0,05 por kWh (EPE, 2018 - Leilão de Geração A-6). 2. A cana de açúcar básica-esteira é aquela que contém 121,9626 kg de Açúcar Total Recuperável (ATR) por tonelada (Índice Cana Esteira = 121,97 kg ATR - valor sugerido para contratos de parceria quando a cota-parte do proprietário é entregue na esteira).

Assim, na **Tabela 30** e na **Tabela 31**, estão os resultados dos custos anuais com matérias para os Cenários I e II, respectivamente. Alguns estudos na literatura relatam que, para a produção de etanol e de biodiesel, os custos com matérias-primas situam-se entre de 70 a 80 % dos custos anuais de produção (Knothe *et al.*, 2006; Gebremariam & Marchetti, 2018).

Tabela 30. Quantidade e custos anuais com matérias-primas no Cenário I.

Matérias-primas	Preço, US\$/ton.	Quantidade anual, ton./ano	Custo anual, US\$/ano
Produção de biodiesel			
Óleo de soja degomado	693,80	58.806,00	40.799.831,58
Etanol anidro	637,43	9.004,14	5.739.475,25
Etóxido de sódio	1.000,00	969,72	969.723,73
Ácido fosfórico	558,26	9,31	5.196,91
Custo total com matérias-primas para produção de biodiesel			42.618.247,68
Produção de etanol			
Cana-de-açúcar (básica-esteira)	20,47	3.456.000,00	70.755.162,50
Cal	120,00	315,30	37.835,71
Soda cáustica	400,00	525,50	210.198,39
Saccharomyces cerevisiae	780,00	1,00	780,00
Ácido Sulfúrico	300,00	1.751,65	525.495,97
Antibiótico (monoenzima)	8.677,87	1,75	15.200,62
Custo total com matérias-primas para produção de etanol			71.544.673,19
Custo total com matérias-primas para o Cenário I			114.162.920,87

Tabela 31. Quantidade e custos anuais com matérias-primas no Cenário II.

Matérias-primas	Preço, US\$/ton.	Quantidade anual, ton./ano	Custo anual, US\$/ano
Produção de biodiesel			
Óleo de soja degomado	693,80	58.806,00	40.799.831,58
Etanol anidro	637,43	9.004,14	5.739.475,25
Etóxido de sódio	1.000,00	969,72	969.723,73
Ácido fosfórico	558,26	9,31	5.196,91
Custo total com matérias-primas para produção de biodiesel			42.618.247,68
Produção de etanol			
Cana-de-açúcar (básica-esteira)	20,47	3.456.000,00	70.755.162,50
Cal	120,00	315,30	37.835,71
Soda cáustica	400,00	525,50	210.198,39
Saccharomyces cerevisiae	780,00	1,00	780,00
Ácido Sulfúrico	300,00	1.751,65	525.495,97
Antibiótico (monoenzima)	8.677,87	1,75	15.200,62
Custo total com matérias-primas para produção de etanol			71.544.673,19
Processo de pirólise			
Bagaço de cana-de-açúcar	0,00	109.440,00	0,00
Produção de biogás			
Vinhaça	0,00	790.535,12	0,00
Fase aquosa (C1-C4)	0,00	9.330,10	0,00
Glicerina bruta	0,00	5.873,94	0,00
Custo total com matérias-primas para produção de biogás			0,00
Abatimento do custo do etanol anidro (integração de processo)			5.739.475,25
Custo total com matérias-primas para o Cenário II			114.162.920,87

É possível observar que a integração dos cenários é favorável ao aproveitamento da biomassa, uma vez que as matérias-primas utilizadas nos processos de pirólise e de produção de biogás são os resíduos do Cenário I e a fase aquosa residual da lixiviação ácida da pirólise do Cenário II. Assim, os custos anuais com matérias-primas do Cenário I é o mesmo custo demandado pelo Cenário II, com valor de 114,16 milhões de dólares.

Os percentuais dos custos com matérias-primas nos custos anuais de produção foram de 84 % e 80% para os Cenários I e II, respectivamente, essa diferença está deve-se a utilização dos subprodutos/resíduos do Cenário I como matéria-prima para o Cenário II. Este resultado é similar aos obtidos por Skarlis *et al.* (2012), que fizeram uma análise de sensibilidade do processo de produção de biodiesel em uma planta de baixa escala, 10000 toneladas/ano. Os autores constataram que os custos com matérias-primas constituem o item de maior impacto econômico do processo, com percentual de 77% do custo anual de produção. Um estudo com plantas de biodiesel em larga escala, 100000 toneladas, também destacou que os custos com matérias-primas são cruciais na viabilidade econômica do projeto (Kiss *et al.*, 2010). Ou seja, o impacto do custo com matérias-primas nos custos de produção independe da escala do projeto, contudo aqueles de menor escala possuem maior chance de inviabilidade.

A **Tabela 32** apresenta os resultados obtidos para os custos operacionais do processo. O número de operadores, necessários aos processos químicos em estudo, foi estimado por meio da Figura 6-9 (Peters *et al.*, 2009). Utilizou-se a curva “C” que é referente aos sistemas de produção automatizados e utilizam a capacidade de produção das plantas como propriedade característica (Peters *et al.*, 2003).

Tabela 32. Custos com trabalho operacional, de acordo com o processo.

	Biodiesel	Pirólise	Biogás	Etanol
Número de operadores	38	31	19	139
Número de meses trabalhados	12	8	8	8
Salário mensal (US\$)	367,00	367,00	367,00	367,00
Custo anual com trabalho operacional (US\$/ano)	167.244	90.957	55.748	407.840

O número de operadores do sistema de produção de etanol, informado pela Usina Modelo, é de 162. Por meio dos resultados para trabalho operacional, mostrados na, é possível observar que, utilizando a metodologia em estudo, a diferença foi de aproximadamente 14,0 % e está dentro da incerteza do método de ± 20 % para esse tipo de estimativa (Peters *et al.*, 2003; Trippe *et al.*, 2010).

O salário mensal dos operadores foi estimado por meio de dados disponibilizado no site “Trabalha Brasil”, referente à função “Operador de Produção” que tem por atribuições: i) preparar e operar máquinas, equipamentos e materiais de produção; ii) Providenciar manutenção das máquinas e equipamentos; iii) trabalhar em conformidade a normas e procedimentos técnicos e de qualidade, segurança, higiene, saúde e preservação ambiental (Trabalha Brasil, 2018). O valor médio considerando os diferentes níveis profissionais (trainee, júnior, pleno, sênior e master) é de R\$ 1327,10 (US\$ 367,0) para empresas com até 499 funcionários (Trabalha Brasil, 2018).

Quanto às utilidades, elas têm a função de fornecer e retirar energia dos processos, atuando na transferência e/ou transformação de energia, dentre as utilidades mais relevantes às indústrias têm-se o vapor, a água e a energia elétrica (Peters *et al.*, 2003). Os resultados dos custos com utilidades (serviços auxiliares) para os cenários estão apresentados na **Tabelas 33 e 34**.

Os dados de consumos de vapor, eletricidade e água necessários aos processos de produção de etanol foram obtidos via comunicação pessoal com o engenheiro de processos da Usina Modelo e são coerentes com os valores relatados na literatura (Souza & Seabra, 2013).

Tabela 33. Quantidade e custos anuais com utilidades no Cenário I.

Utilidades	Preço	Quantidade anual	Custo anual, US\$/ano
Eletricidade	Preço, US\$/kWh	Quantidade anual, kWh	--
Eletricidade consumida (produção de biodiesel)	0,05	882.090,00	44.104,50
Eletricidade consumida (produção de etanol)	0,05	74.880.000,00	3.744.000,00
Vapor saturado	Preço, US\$/ton.	Quantidade anual, ton./ano	--
Vapor saturado consumido (produção de biodiesel)	0,00	235.224,00	0,00
Vapor saturado consumido (produção de etanol)	0,00	1.382.400,00	0,00
Água de processo	Preço, US\$/ton.	Quantidade anual, ton./ano	--
Água de processo consumida (produção de biodiesel)	0,28	235,22	65,86
Água de processo consumida (produção de etanol)	0,28	1.464.977,66	410.193,75
Custo total com utilidades para produção de biodiesel			44.170,36
Custo total com utilidades para produção de etanol			4.154.193,75
Custo total com utilidades do Cenário I			4.198.364,11

Tabela 34. Quantidade e custos anuais com utilidades no Cenário II.

Utilidades	Preço	Quantidade anual	Custo anual, US\$/ano
Eletricidade	Preço, US\$/kWh	Quantidade anual, kWh	--
Eletricidade consumida (produção de biodiesel)	0,05	882.090,00	44.104,50
Eletricidade consumida (produção de etanol)	0,05	74.880.000,00	3.744.000,00
Eletricidade consumida (processo de pirólise)	0,05	1.532.160,00	76.608,00
Eletricidade consumida (produção de biogás)	0,05	54.720,00	2.736,00
	Preço, US\$/ton.	Quantidade anual, ton./ano	--
Vapor saturado consumido (produção de biodiesel)	0,00	17.641,80	0,00
Vapor saturado consumido (produção de etanol)	0,00	1.382.400,00	0,00
Molten salt para pirólise	700,00	50,73	35.511,00
Água de processo consumida (produção de biodiesel)	0,28	235,22	65,86
Água de processo consumida (produção de etanol)	0,28	1.464.977,66	410.193,75
Água de processo consumida (processo de pirólise)	0,28	35.677,44	9.989,68
Água de processo consumida (Produção de biogás)	0,28	120,00	33,60
Custo total de utilidades para produção de biodiesel			44.170,36
Custo total de utilidades para produção de etanol			4.154.193,75
Custo total de utilidades para o processo de pirólise			122.108,68
Custo total de utilidades para produção de biogás			2.769,60
Total			4.323.242,39

Para a produção de biodiesel, o consumo de eletricidade e de vapor foram obtidos em estudos da literatura referentes às tecnologias adotadas no presente estudo e que são observados em escala industrial (Souza & Seabra, 2013; Olivério *et al.*, 2008).

Souza e Seabra (2013) realizaram análise de ciclo de vida da produção integrada de biodiesel de óleo de palma e etanol de cana de açúcar. Já o trabalho conduzido por Olivério *et al.* (2008) apresentou as sinergias da integração de produção de etanol e biodiesel, utilizando como exemplo a Usina Barralcool, que foi a primeira do mundo a realizar a integração, em escala industrial, de biodiesel, bioetanol e bioeletricidade. Tais estudos utilizaram a base de cálculo de 1000 kg de biodiesel de óleo de soja, via transesterificação etílica, no Brasil. Assim, adotou-se o consumo de 15 kwh de eletricidade e 300 kg de vapor para cada tonelada de biodiesel produzida. Já o consumo de água considerado foi o demandado no balanço de massa realizado neste estudo industrial (Souza & Seabra, 2013; Olivério *et al.*, 2008).

O consumo de eletricidade para a pirólise rápida e de biogás foi estimado pelo consumo energético dos principais equipamentos do processo, para a escala de processamento de biomassa em estudo. O consumo de água foi estimado pelos balanços de massa e o consumo de Molten salt pela demanda de calor necessária à degradação termoquímica da biomassa na temperatura estabelecida para o processo de 400°C (David, 2017).

O consumo de água da produção de biogás foi estimado pela água de lavagem. Segundo Xiao *et al.* (2014), são demandados cerca de 0,5 m³ de água para cada m³ de biogás. Assim, considerando a produção de 90,14 Nm³ de biogás/h no sistema integrado em estudo, são demandados cerca de 45,1 m³/h de água. Como essa água é recuperada no processo, adotou-se como consumo anual 120 m³ de água, como margem de segurança.

As receitas dos cenários são apresentadas na **Tabela 35** e na **Tabela 36**, para o Cenário I e o Cenário II, respectivamente.

Tabela 35. Quantidade e valores anuais com receitas no Cenário I.

Receitas	Preço	Quantidade anual	Custo anual, US\$/ano
Produtos e subprodutos	Preço, US\$/ton.	Quantidade anual, ton./ano	Receita anual do produto, US\$/ano
Biodiesel (produção anual de biodiesel)	997,04	58.806,00	58.631.941,72
Etanol anidro (produção anual de etanol)	637,43	276.410,88	176.191.606,87
Glicerina bruta (produção de biodiesel)	300,00	5.873,94	1.762.180,86
Eletricidade	Preço, US \$/kWh	Quantidade anual, kwh/ano	Receita anual do produto, US\$/ano
Eletricidade (produção de etanol)	0,05	236.160.000,00	11.808.000,00
Valor total de receitas da produção de biodiesel			60.394.122,58
Valor total de receitas da produção de etanol			187.999.606,87
Subtotal das receitas			248.393.729,45
Abatimento de 50% das receitas geradas pela usina de etanol, referente ao pagamento custos fixos de produção			93.999.803,43
Total			154.393.926,02

Tabela 36. Quantidade e valores anuais com receitas no Cenário II.

Receitas	Preço	Quantidade anual	Custo anual, \$/ano
Produtos e subprodutos	Preço, US\$/ton.	Quantidade anual, ton./ano	Receita anual, US\$/ano
Biodiesel (produção de biodiesel)	997,04	58.806,00	58.631.941,72
Etanol anidro (produção de etanol)	637,43	276.410,88	176.191.606,87
Bio-óleo (processo de pirólise)	487,34	28.089,16	13.688.986,96
Glicerina bruta (produção de biodiesel)	300,00	1.601,98	480.594,78
Biocarvão (processo de pirólise)	200,00	13.647,17	2.729.433,60
Eletricidade	Preço, US\$/kWh	Quantidade anual, kWh	Receita anual, US\$/ano
Eletricidade gerada na produção de etanol	0,05	236.160.000,00	11.808.000,00
Eletricidade gerada a partir do biometano	0,05	29.741.634,24	1.487.081,71
Valor total de receitas da produção de biodiesel			59.112.536,50
Valor total de receitas da produção de etanol			187.999.606,87
Valor total de receitas do processo de pirólise			16.418.420,56
Valor total de receitas da produção de biogás			1.487.081,71
Subtotal das receitas			265.017.645,64
Abatimento de 50% das receitas das vendas do processo de etanol, referente ao pagamento de investimentos do processo.			93.999.803,43
Total			171.017.842,20

As entradas de receitas consideraram as vendas de produtos, subprodutos e eletricidade. Assumiu-se que, do total das receitas de etanol, apenas 43 % delas compõe o fluxo de caixa dos cenários em estudo, e os 50% restantes são destinados ao pagamento de investimentos do processo. A venda de glicerina no Cenário II, corresponde ao período de entressafra, no qual as plantas de pirólise, etanol e biogás não estão produzindo.

Assim, a partir dos custos anuais com matérias-primas, trabalho operacional e utilidade, foi possível estimar os custos anuais de produção para os Cenários I e II (**Tabela 37**).

Tabela 37. Custos anuais de produção dos processos em estudo.

Custos	Cenário I, US\$/ano	Cenário II, US\$/ano
Custos diretos de produção		
Matérias primas	114.162.920,87	114.162.920,87
Utilidades	4.198.364,11	4.323.242,39
Trabalho operacional	575.083,85	721.788,91
Supervisão operacional (15% do trabalho operacional)	86.262,58	108.268,34
Manutenção (operacional e material, 4% do CFI)	484.394,76	1.943.629,73
Controle de qualidade (20% do trabalho operacional)	115.016,77	144.357,78
Suprimentos operacionais (15% manutenção e reparo)	72.659,21	291.544,46
Custos indiretos de produção		
Depreciação (5% CFI)	605.493,45	2.429.537,16
Seguros e impostos (2% CFI)	242.197,38	971.814,87
Despesas gerais da planta (80% dos custos totais de operação)	1.066.733,73	2.567.671,37
Outras despesas		
Despesas administrativas (25% das despesas gerais)	266.683,43	641.917,84
Distribuição e vendas (6% CAP)	8.125.054,01	8.553.779,58
Custos de pesquisa e desenvolvimento (4% CAP)	5.416.702,67	5.702.519,72
Total	135.417.566,82	142.562.993,03

Observa-se que o Cenário II apresentou maior custo anual de produção que o cenário I, uma vez que apresenta maior consumo de utilizadas e possui maiores custos com trabalho operacional.

Neste contexto, Gebremariam e Marchett (2018) ressaltam que o aumento da produção do de biodiesel, normalmente, é afetada pelo seu elevado custo de produção. Assim, os autores destacam que há três principais gargalos que podem favorecer a viabilidade econômica desse processo, que são: i) redução do custo de do capital total de investimento, que está diretamente ligada aos custos de aquisição de equipamentos; ii) diminuição dos custos de matérias primas, podendo citar o uso de resíduos oleaginosos como óleo de fritura e utilização de matérias-primas alternativas que não compitam com a cadeia alimentar, como o tucumã; iii) melhorias nas tecnologias de produção, obtendo maiores rendimentos e elevação de produtividade.

5.3.3 Critérios de viabilidade e rentabilidade econômica dos cenários.

A análise de critérios de viabilidade e rentabilidade econômicas são essenciais na fase de elaboração de um projeto (Peters *et al*, 2002), auxiliando nas tomadas de decisão tanto pelo capital necessário ao investimento quanto dos riscos associados ao processo. No presente estudo, avaliaram-se o Valor Presente Líquido, a Taxa Interna de Retorno, Payback simples e Payback descontado (Ferella *et al.*, 2019). Para determinar os valores desses critérios em um determinado processo, é necessário realizar o fluxo de caixa e adotar uma taxa mínima de atratividade.

Na revisão de literatura realizada, não foram encontrados trabalhos que propusessem a mesma integração do presente estudo, ou seja uma análise técnico-econômica do processo integrado de etanol, biodiesel, pirólise e produção de biogás. O que dificulta a discussão dos resultados obtidos no processo comparativamente aos relatos na literatura. Assim, de maneira geral, apresentou-se os objetivos das pesquisas afins e seus resultados técnico econômicos e ambientais.

Sobre o lucro bruto dos processos, foi aplicado o desconto referente aos impostos. O percentual adotado no presente estudo, considerando o cenário brasileiro, foi de 35 %, o mesmo adotado por Pighinelli *et al.* (2018) que avaliaram o potencial da pirólise rápida de eucalipto para geração de eletricidade. O valor de 34% também foi utilizado para o cenário brasileiro por Dias *et al.* (2013), que abordaram a cogeração de etanol de primeira e segunda geração de cana de açúcar.

No presente estudo, a taxa mínima de atratividade utilizada foi de 6,52%, que é a TLP (Taxa de Longo Prazo) BNDS para dezembro de 2018, ela é composta por uma parte fixa e outra variável. A parte variável corresponde à correção da inflação pelo IPCA e a parte fixa é referente a uma parcela de juros pré-fixada (BNDES, 2019). Observado os resultados da **Tabela 38**, a TIR para ambos os cenários foi maior que a taxa de desconto adota, sendo de 29,54% para o Cenário I e de 36,93% para o Cenário II. Assim, os dois projetos são viáveis economicamente quanto este critério.

Tabela 38. Resultados dos critérios econômicos dos Cenários I e II.

Crítérios econômicos	Cenário I	Cenário II
Capital Total de Investimento (US\$)	14.416.669,22	57.846.758,95
Custos anuais com matérias-primas (US\$)	114.162.920,87	114.162.920,87
Custos anuais de produção (US\$)	135.417.566,82	142.562.993,03
Receitas (US\$/ano)	154.393.926,02	171.017.842,20
Lucro bruto (US\$/ano)	18.976.359,19	28.454.849,18
Impostos (35% sobre o lucro bruto)	6.641.725,72	9.959.197,21
Lucro Líquido (US\$/ano)	12.334.633,48	18.495.651,97
Payback simples (anos)	1,09	2,80
Payback descontado (anos)	1,17	3,04
Valor Presente Líquido (US\$)	128.512.285,12	174.656.147,01
Taxa mínima de atratividade adotada (%)	6,52	6,52
Taxa Interna de Retorno (%)	29,54*	36,93

Legenda: * Resultado obtido após ajuste da TIR.

O VPL foi avaliado pelo período de 20 anos, que foi a vida útil definida para as plantas do presente estudo (Peters *et al.*, 2003; Sun *et al.*, 2019). Obtiveram-se os valores de VPL de US\$ 128.512.285,12 para o Cenário I e de US\$174.656.147,01 para o Cenário II. Assim, como o VPL foi positivo, os empreendimentos são considerados viáveis.

Com base nos resultados, observa-se ainda que o Cenário II apresenta maior rentabilidade uma vez que possui um maior VPL. Isso é justificado pela maior quantidade de produtos gerados, por meio do aproveitamento de biomassa residual, que agregaram valor aos processos por meio da venda de bio-óleo, biocarvão e bioeletricidade, apesar de apresentar maior Capital Total de Investimento que o Cenário I.

Quanto ao tempo de recuperação dos investimentos, ele foi avaliado utilizando o payback simples e payback descontado, que representam o número de anos necessários para balancear os fluxos de caixa, simples ou descontados, respectivamente, cumulativos e o investimento inicial (da Motta & Calôba, 2002; Ferella *et al.*, 2019).

Para o Cenário I, pode-se observar que o payback simples foi de 1,09 anos e de 2,80 anos para o Cenário II. Contudo, ao considerar os fluxos de caixa descontados utilizando a taxa de desconto de 6,52% adotada, a recuperação do investimento de capital é aumentada para 1,17 anos e 3,04 anos, para os Cenário I e II, respectivamente. A Taxa Interna de Retorno de ambos os cenários foi maior que a Taxa Mínima de atratividade adotada de 6,52 %, sendo 29,54 % para o Cenário I e 36,94 % para o Cenário II.

Um estudo do Instituto Mato-grossense de Economia Agropecuária (IMEA) apresenta resultados econômicos da análise de viabilidade de produção de bioetanol. A matéria-prima em estudo foi o milho, a pesquisa ocorreu nos anos de 2016 e 2017 e o investimento informado foi de R\$ 450×10^6 . Como principais resultados, destacou-se que o valor de VPL foi de R\$ 472×10^6 , a TIR de 27,3% e o tempo necessário à recuperação do investimento aconteceria a partir do sexto ano de produção (Grupo cultivar, 2017). Observa-se que os resultados obtidos pelo IMEA foram similares ao da tese, com relação ao

payback descontado e a TIR obtidos no Cenário I. Apesar dos projetos serem essencialmente distintos, os estudos realizados pelo IMEA fornecem informações de como esses critérios econômicos podem variar no cenário brasileiro de produção de etanol.

Sanmartin (2017) realizou análise técnico-econômica de processo integrado de produção de biodiesel com reuso da glicerina. O estudo foi composto por três cenários, a saber: i) produção convencional de biodiesel; ii) integração de uma planta de purificação de glicerina à planta de biodiesel; iii) produção de biodiesel pela rota enzimática. A base de cálculos foi 100000 toneladas/ano. Como principais resultados, o cenário II teve maior rentabilidade, pois obteve maior valor de VPL e o pior cenário foi o I, mostrando que há necessidade de aproveitamento da glicerina visando a viabilidade econômica da produção de biodiesel.

Quanto à produção de bioeletricidade, Ayodele *et al.* (2018) avaliaram a sua geração a partir do biogás produzido em aterros e em biodigestor no cenário Nigeriano. Como principais resultados econômicos, tem-se que o payback, a TIR e o custo total do ciclo de vida foram de 5 anos, 19,3% e 413,68 milhões de dólares para utilização de biodigestor e de 7 anos, 23,4% e 288,05 milhões de dólares para a tecnologia de recuperação de gás de aterro.

Yasar *et al.* (2017) avaliaram a viabilidade técnica e econômica da utilização de biodigestores de escala doméstica, como resultados, obteve-se rendimento líquido anual foi de US\$ 837,67, US\$ 829,03 e US\$ 845,25 e o payback de 5,4 meses, 6,2 meses e 4,3 meses, para os biodigestores do tipo tambor flutuante confeccionado em aço, tambor flutuante confeccionado em fibra de vidro e doma fixa feito em concreto, respectivamente.

Além das vantagens econômicas, o estudo destacou que há um grande impacto social associado à instalação de uma usina de etanol. Afirmou-se que a cada emprego direto, são gerados 14 empregos indiretos. Os benefícios ambientais também foram estimados, e considerou-se uma diminuição de cerca de 70% das emissões de gases de efeito estufa, considerando uma mudança no uso da terra (Grupo cultivar, 2017).

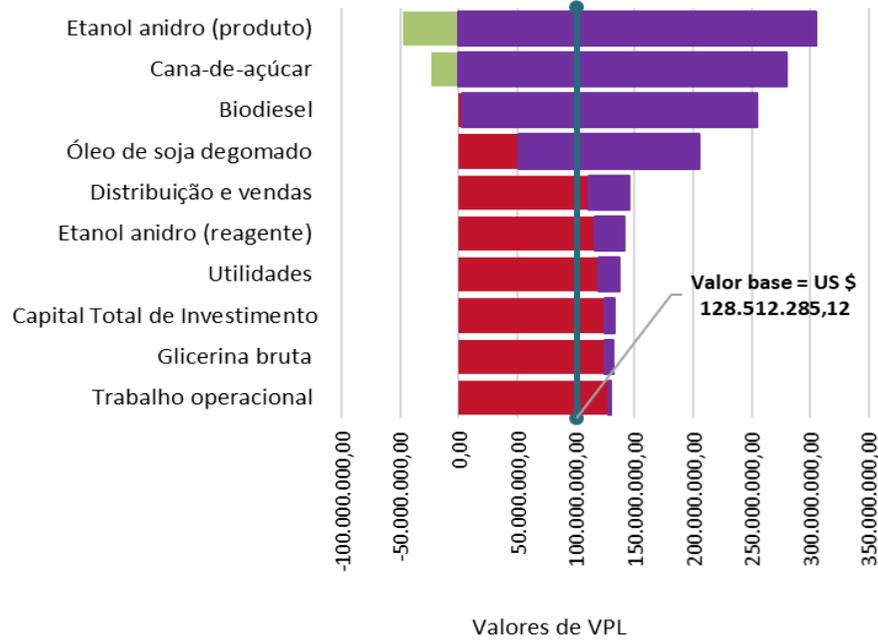
Oudenhoven *et al.* (2016) realizaram análise técnico-econômica de pirólise rápida de biomassa utilizando três tipos de matérias-primas, a saber: madeira de pinho, bagaço-de-cana de açúcar e palha. Os principais resultados mostram que o projeto foi viável apenas para o bagaço, e a TIR variou de 2,9 % de 15,4%, no processamento de 5 ton./h e 50 ton./h, respectivamente.

5.3.4 Análise de sensibilidade

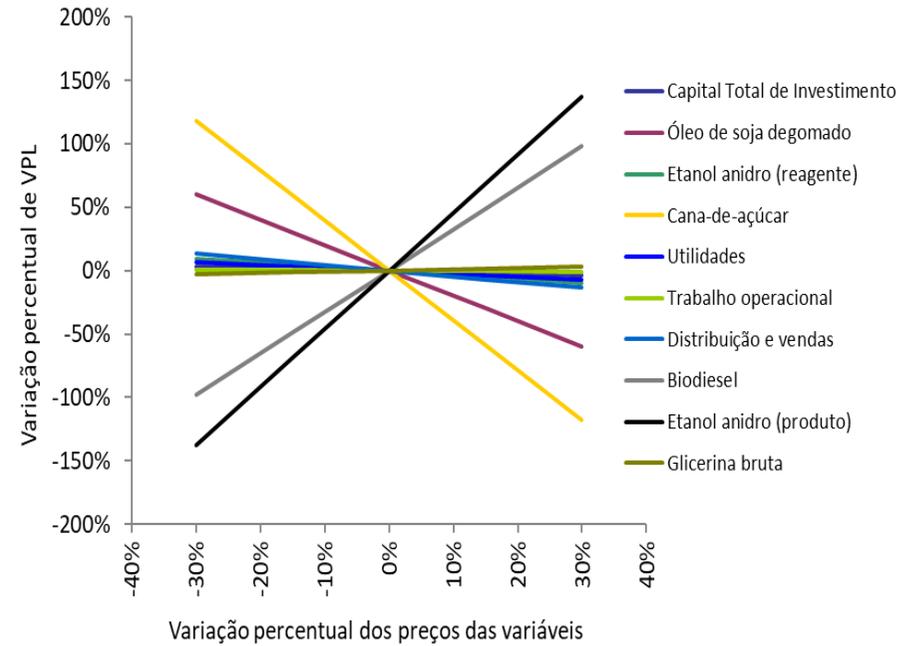
O açúcar e a soja são importantes *commodities*, que afetam o mercado de produção de etanol e de biodiesel, respectivamente, uma vez que a comercialização de um produto ou outro depende da maior rentabilidade da venda de açúcar ou etanol e de grãos de soja ou biodiesel. As commodities são produtos largamente utilizados como matérias-primas, elas possuem a vantagem de poderem ser estocadas por longos períodos sem afetar seus padrões de qualidade. Além do óleo de soja, biodiesel e etanol, outras variáveis podem tornar os cenários sob estudo inviáveis pela mudança de preço de mercado, destacadamente as que incluem os custos anuais de produção.

Assim, realizou-se uma análise de sensibilidade dos processos para avaliar a variação de rentabilidade dos cenários, em função do VPL de acordo com a variação dos preços de matérias-primas, produtos e outros parâmetros do processo. De maneira geral, selecionaram-se os valores que mais afetam o VPL a partir da realização de um choque de 20% nos valores. Contudo, outros parâmetros foram selecionados para melhor discussão dos cenários. A análise foi realizada utilizando o programa @RISK 7.6, variando de -30 a + 30% os valores das variáveis em estudo.

Como pode ser observado na **Figura 30A**, as quatro variáveis que mais afetam a rentabilidade no Cenário I são as matérias-primas e produtos, ou seja, variáveis relacionadas aos custos anuais de produção. Observa-se que somente o etanol anidro e a cana-de-açúcar são capazes de tornar o VPL negativo na variação percentual adotada para os preços. Contudo a variação do preço do biodiesel e do óleo de soja quase atingiram o ponto de VPL igual a zero.



(A)



(B)

Figura 30. Análise de Sensibilidade em função do VPL. Cenário I. Em **30A**, impacto da mudança do valor das variáveis sobre o VPL, com variação entre -30% e 30%. Legenda: ■ VPL negativo; ■ VPL positivo; ■ Intervalo entre VPL zero e o menor VPL das variáveis que não tornam o projeto inviável, pela variação de preços adotada. Em **30B**, Variação percentual do VPL em função dos preços das variáveis, num intervalo de -30% a 30%.

O gráfico de Radar, utilizado para apresentar os resultados da análise de sensibilidade na Figura 26B, mostra a variação percentual do VPL em função da variação dos preços das variáveis. Quanto maior a inclinação da reta, maior é a sensibilidade. Pode-se observar que o etanol foi a variável com maior potencial de impactar o valor de VPL, cujos percentuais de variação podem chegar a quase $\pm 150,0\%$ no Cenário I. **Figura 30B.**

Por outro lado, a variação dos os custos com utilidades, trabalho operacional e preço do etanol (reagente) geram curvas com pouca inclinação, o que representa uma pequena variação percentual de VPL e apresentam, então, pouca sensibilidade.

Conforme explicitado na **Figura 31**, no Cenário II, foi observado o mesmo comportamento, na análise de sensibilidade, referente às quatro variáveis que mais interferem no valor de VPL, ou seja, elas são formadas por reagentes e produtos dos processos.

Destaque pode ser dado ao bio-óleo, produto da pirólise rápida do bagaço, que foi a quinta variável com maior impacto sobre o VPL. Assim, a variação dos preços de bio-óleo teve um impacto superior sobre o VPL comparado àqueles causados pela eletricidade gerada na usina de etanol, demonstrando o potencial de agregação de valor desse produto ao Cenário II. Campbell *et al.* (2018) utilizaram resíduos florestais como matéria-prima de pirólise rápida, e observaram grande variação de VPL relacionado aos custos de bio-óleo. Os autores analisaram 10 variáveis críticas do processo, e obteve-se que o preço de bio-óleo e de biocarvão foram os que mais alteraram o VPL.

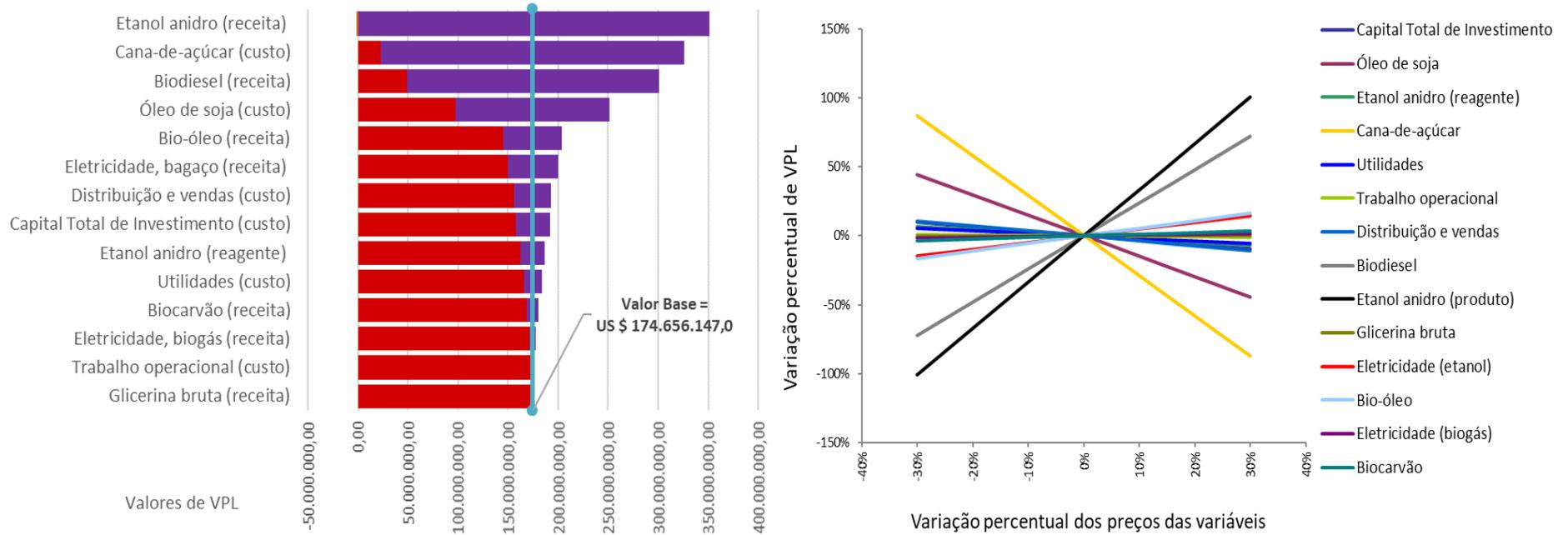


Figura 31. Análise de Sensibilidade em função do VPL: Cenário II. Em **31A**, impacto da mudança do valor das variáveis sobre o VPL, com variação entre -30% e 30%. Legenda: ■ VPL negativo; ■ VPL positivo; ■ Intervalo entre VPL zero e o menor VPL das variáveis que não tornam o projeto inviável, pela variação de preços adotada. Em **31B**, Variação percentual do VPL em função dos preços das variáveis, num intervalo de -30% a 30%.

No presente estudo, observa-se que os produtos provenientes dos processos de pirólise rápida do bagaço de cana-de-açúcar e da produção de bioeletricidade da combustão do metano não tornam o VPL negativo com variações de entre -30% e +30%. As vendas de glicerina apresentam pequeno impacto no Cenário II, uma vez que a comercialização dela ocorre apenas no período de entressafra, enquanto que, nos demais meses do ano, ela é utilizada para como um cossubstrato do processo de digestão anaeróbica, juntamente com a vinhaça, e a fase residual de pirólise.

5.4 Análise ambiental: WAR GUI

O potencial de impacto ambiental consiste em uma média dos possíveis efeitos ou impactos que as emissões de massa e de energia - oriundas de diferentes de plantas de processos químicos industriais - sobre o ambiente. Ou seja, consiste em uma função de probabilidade para a realização de um efeito potencial ao meio ambiente (Cabezas *et al.*, 1999). Dependendo da natureza de cada processo, tais emissões podem impactar a atmosfera, as águas e os solos.

Destaca-se que, o potencial de impacto ambiental não pode ser mensurado diretamente, pois ele é uma quantidade conceitual que depende do estabelecimento de relações entre dois componentes mensuráveis do processo para ser determinado (Cabezas *et al.*, 1999). Como por exemplo, as informações obtidas com os balanços de massa e de energia.

A partir dos diagramas de fluxo e balanço de massa anuais dos processos em estudo, as correntes de entrada e saída de cada um dos cenários em estudo foram apresentadas. A **Tabela 39** mostra os fluxos de massas das correntes de entrada e saída do processo. Em outras palavras, o balanço global da produção de etanol e biodiesel.

Tabela 39. Produção integrada de etanol e biodiesel, Cenário I.

Corrente de entrada	Fluxo mássico (ton./ano)	Corrente de saída	Fluxo mássico (ton./ano)
Água para extração do caldo	753672,0	Vinhaça	3162144
Cana de açúcar	3456000,0	Bagaço de cana de açúcar (resíduo)	109440
Etóxido de sódio (R-01)	775,8	Bagaço de cana de açúcar (cogeração)	720000
Óleo de soja	56995,8	Etanol	209916,7
Etóxido de sódio (R-02)	193,9	Fosfato de sódio e AGL	1903,1
Ácido fosfórico para lavagem do biodiesel	456,2	Glicerina bruta	5873,9
Água para lavagem do biodiesel	15885,4	Água residual da lavagem de biodiesel	15904,7
Ácido fosfórico (neutralização do catalisador)	9,3	Biodiesel	58806
Total	4283988	Total	4283988

Na **Tabela 40**, é possível observar que o fluxo de bagaço de cana é de 829.440.0 toneladas/ano, contudo esse não é o fluxo real de saída do processo. Ele é apresentado de maneira a fechar o balanço de massa do processo. Com efeito, 86,60 % do bagaço de cana é destinado a geração de calor e eletricidade. Portanto, a quantidade de bagaço residual desse processo é de apenas 109440 toneladas/ano. No Cenário I estão disponíveis 220878 MW.

Na **Tabela 40** são mostrados os fluxos de massas das correntes de entrada e saída do processo de produção integrada de etanol, biodiesel, bio-óleo e biogás.

Tabela 40. Produção integrada de etanol, biodiesel, bio-óleo e biogás, Cenário II.

Corrente de entrada	Fluxo mássico (ton./ano)	Corrente de saída	Fluxo mássico (ton./ano)
Água (extração do caldo)	753672,0	Vinhaça	2371608
Cana de açúcar	3456000,0	Bagaço de cana (cogeração)	720000
Etóxido de sódio (R-01)	775,8	Bio-óleo	28089,2
Óleo de soja	56995,8	Vinhaça digerida + biofertilizante	892660,9
Água (lixiviação do bagaço)	35712	H ₂ S	5,19E-04
Etóxido de sódio (R-02)	193,9	CO ₂ (purificação do biogás)	408,06
Ácido fosfórico para lavagem do biodiesel	456,2	CO ₂ (combustão do biometano)	612,09
Água para lavagem do biodiesel	15885,4	H ₂ O (combustão do biometano)	501,1
Ácido fosfórico	9,3	Etanol	209916,7
Gás oxigênio (ar)	890,11	Fosfato de sódio e AGL (residual da neutralização)	1903,1
		Água residual da lavagem de biodiesel	15904,7
		Biodiesel	58806
		Biocarvão	13647,2
		Gases não condensáveis	6533,6
Total	4320591	Total	4320591

Assim como no Cenário I, o bagaço de cana-de-açúcar destinado à cogeração foi adicionado à **Tabela 40** de maneira a fechar o balanço de massa. No cenário II, são disponíveis

Os resultados da análise ambiental são mostrados na **Figura 32**. Observa-se que o cenário do processo 2 possui um PEI de saída maior que o Cenário 1, uma vez que neste último a geração de PEI é muito mais negativa.

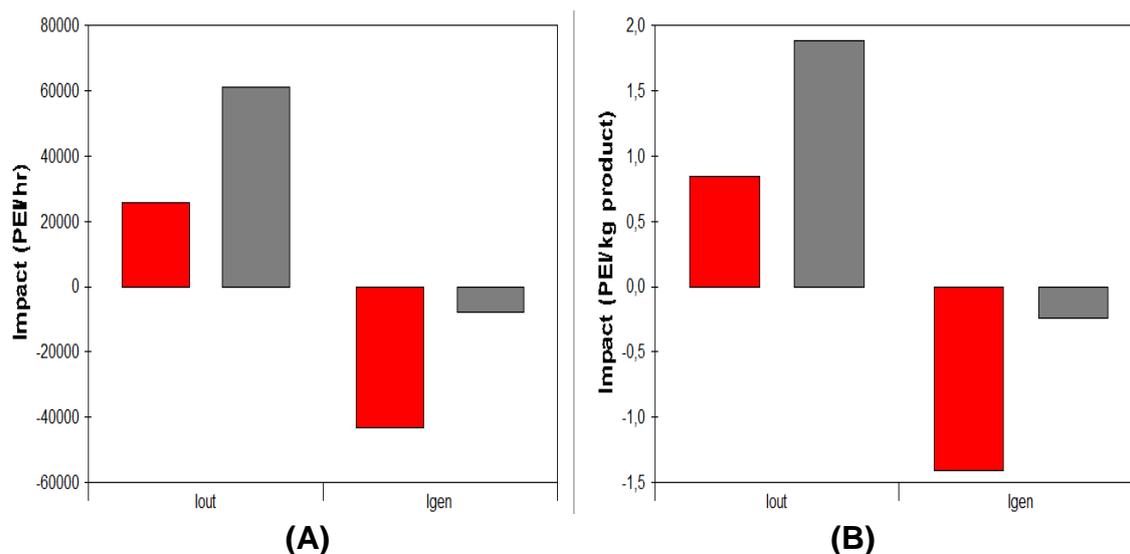


Figura 32. Potencial de impacto ambiental dos casos em estudo. Em (A) PEI por unidade de tempo. Em (B) PEI por unidade de massa. Legenda: lout = PEI de saída. lgen = PEI de geração. ■: Cenário I. ■: Cenário II.

Isto indica que, no Cenário I, há diminuição do potencial de impacto ambiental das substâncias que entram por meio da sua transformação em outras menos nocivas comparativamente ao Cenário II. Por outro lado, é possível observar que, como as capacidades de ambos os cenários são muito semelhantes, o PEI em função do tempo e da massa mantêm as mesmas proporções. Portanto, é possível considerar qualquer uma dessas bases para a análise de cada uma das categorias de impacto (Montoya *et al.*, 2006).

Na **Figura 33** mostra todas as categorias de impacto consideradas pela metodologia WAR. O **Anexo E**, mostra os valores do PEI, utilizados na elaboração da Figuras 32 e da Figura 33, pelo programa.

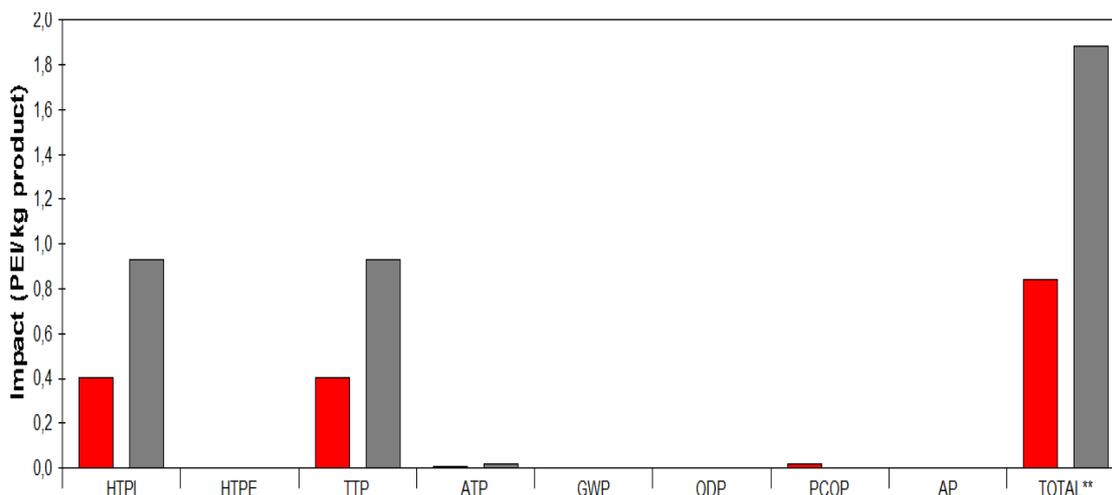


Figura 33. Potencial de impacto de saída por categorias para os cenários.

Legenda: ■: Cenário I. ■: Cenário II.

Na **Figura 33**, pode-se notar que as categorias que possuem maior proporção no impacto ambiental global são toxicidade oral humano (HTPI) e toxicidade terrestre (TTP). Além disso, outras categorias como ATP, GWP e PCOP contribuem em proporções inferiores a 5% do total.

As duas categorias de prioridades estão intimamente relacionadas, uma vez que ambas são calculadas de acordo com a dose letal por ingestão que mata 50% de uma amostra de ratas (DL50) (Montoya *et al.*, 2006). Nesse sentido, os resultados obtidos são coerentes, pois a maioria dos componentes envolvidos em ambos os cenários contribui para essas categorias e possui altos índices de LD50.

Quanto às demais categorias, o potencial de impacto ambiental é menor, sendo a ATP visível devido à matéria orgânica presente na vinhaça. Outros relatórios consideram que a vinhaça pode proporcionar uma maior taxa de ATP que a mostrada nesta análise, no entanto, esta aproximação é válida pela a composição da vinhaça consideradas nesta análise ambiental. Finalmente, quanto às as outras categorias de impacto ambiental GWP, PCOP, ODP e AP, os resultados mostrados na **Figura 33** são consistentes com relatórios de diferentes autores (Sánchez & Cardona, 2012; Rincón *et al.*, 2014a; Rincón *et al.*, 2014b).

Rincón *et al.* (2014a), analisaram a produção de biodiesel a partir de diferentes matérias-primas, os melhores resultados econômicos e ambientais foram obtidos utilizando óleo de jatrofa e microalga. O PEI de geração variou de -0,04 a -0,09 para catálise básica e de -0,02 e -0,06 para catalise ácida por kg do biodiesel produzido. Neste estudo, os resultados da análise ambiental usando o algoritmo WAR revelaram como todos os processos e matérias-primas considerados têm um PEI negativo de geração. Indicando, que todas as alternativas têm o potencial de gerar uma mitigação da carga ambiental recebida transformando as matérias-primas em produtos de valor agregado.

É importante destacar que o programa WAR não realiza uma análise completa do ciclo de vida do produto. Ele é utilizado para avaliar os potenciais impactos ambientais da etapa de produção dos processos industriais (Young & Cabezas, 1999). Quanto ao biometano, os benefícios ambientais de sua produção podem ser estimados por meio da eletricidade gerada ou pela distância percorrida por veículos ao utilizá-lo em substituição ao gás natural (Ferella *et al.*, 2019). Comparativamente ao gás natural, o biometano emite aproximadamente 25 menos CO₂ na atmosfera (DENA, 2011). Assim, a fim de melhor avaliar o impacto da produção integrada proposta e de seus benefícios ambientais é atrativo realizar uma análise completa de ciclo de vida do produto.

Ressalta-se que os aspectos logísticos como a viabilidade da biomassa, necessidades de distribuição de demandas e custos de transporte são importantes para viabilizar a reutilização da biomassa e determinar os locais ideais e as capacidades das instalações necessárias (Li & Hu, 2016), assim como a distribuição dos produtos energéticos e não energéticos produzidos.

Por fim, sabe-se que a sustentabilidade dos processos integrados - tais como as biorrefinarias - é bastante complexa e pode ser avaliada em termos de mitigação de impactos ambientais, potencial de substituição de materiais e combustíveis de origem fósseis, potencial de renovação, aspectos econômicos, preservação da biodiversidade e de responsabilidade social (Rivero *et al.*, 2015).

6- CONCLUSÕES

Após a realização das análises técnico-econômica e de impacto ambiental de processos integrados de etanol, biodiesel e transformação termoquímica da biomassa, as seguintes conclusões podem ser formuladas:

Do ponto de vista técnico:

- As tecnologias de produção de etanol e biodiesel são bem estabelecidas em âmbito nacional e mundial. Entretanto, ainda existe demanda por melhorias destes processos e desenvolvimento de novas tecnologias. Visando maiores rendimentos e elevação de produtividade.
- Apesar das tecnologias de produção de biogás/biometano serem relativamente simples e bem estabelecidas, a participação desses biocombustíveis na matriz energética nacional é discreta.
- Como relatado na literatura, há necessidade de maiores incentivos de políticas públicas visando maior produção e utilização de biometano, tais como seu uso em redes de gás natural, como combustível automotivo e para geração de bioeletricidade. Nesse contexto, a integração de processos é uma alternativa atrativa pela possibilidade de aproveitamento de resíduos e subprodutos como matérias-primas para produção de biogás/biometano.
- Os processos de pirólise rápida demandam maior desenvolvimento tecnológico, que propiciem melhores rendimentos dos produtos de maior valor agregado, diminuição dos custos de aquisição de equipamentos, e, conseqüentemente, um menor Capital Total de Investimento.

Do ponto de vista econômico:

- O Cenário II foi mais atrativo porque apresentou melhores benefícios econômicos em relação ao Cenário I, em termos de VPL e TIR. Contudo, o Cenário II apresentou maior payback descontado, devido ao maior investimento inicial.
- Quanto à análise de sensibilidade, a cana-de-açúcar foi a variável com maior impacto sobre o VPL, seguida por etanol, biodiesel e óleo de soja, nessa ordem de impacto.
- Estes estudos não são conclusivos pois as estimativas foram de caráter preliminar devido à carência de custos de equipamentos, de detalhes de projeto, dos preços de matérias e produtos e subprodutos.

Do ponto de vista ambiental:

- Ambos os Cenários apresentaram potencial de mitigação de impactos ambientais, pois geraram produtos menos agressivos ao ambiente, sendo o Cenário I mais favorável que o Cenário II.
- Os resultados apontaram que os compostos formados nas transformações químicas do Cenário II apresentam maior a toxicidade oral em humanos (HTPI) e a toxicidade terrestre (TTP), comparativamente às geradas no Cenário I.
- A metodologia do algoritmo WAR GUI é importante para determinar os impactos ambientais nas etapas de produção, objetivando aquela que possua menor PEI de geração. Contudo, para melhor avaliar os impactos ambientais dos processos, é atrativo realizar uma análise completa de ciclo de vida.
- Estes estudos não são conclusivos pois há carência de informação de toxicidade de algumas matérias-primas e produtos do Cenários sob estudo.

7- SUGESTÕES PARA TRABALHOS POSTERIORES

- Aprofundar os estudos sobre a viabilidade técnico-econômica e ambiental de sistemas integrados de digestão anaeróbica de biomassa visando, também, a reforma do biometano a biohidrogênio.
- Realizar experimentos de produção de biogás/biometano assistida por campo eletromagnético, utilizando vinhaça e glicerina bruta como cossustratos.
- Realizar análise completa de ciclo de vida da produção integrada de bioetanol, biodiesel, biogás e produtos de pirólise rápida. Considerando outros potenciais de integração, como o uso da palha da cana-de-açúcar.

AGRADECIMENTOS

Agradecemos à Fundação de Amparo à Pesquisa Carlos Chagas Filho do Estado do Rio de Janeiro (FAPERJ) e ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pelo apoio financeiro.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABiogás – Associação Brasileira do Biogás e do Biometano (2018). Proposta de Programa Nacional do Biogás e do Biometano. 2ª Versão. Disponível em: <<https://www.abiogas.org.br/>>. Acesso em: 04/12/2018.
- Abdullah, B., Ghani, N. A. A., & Vo, D. V. N. (2017). Recent advances in dry reforming of methane over Ni-based catalysts. *Journal of Cleaner Production*, 162, 170-185.
- Adewale, P., Dumont, M., & Ngadi, M. (2015). Recent trends of biodiesel production from animal fat wastes and associated production techniques. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 45, 574–588.
- AgriCenter (2017). Primeira usina de etanol de milho do Brasil. Disponível em: <<http://www.agricenterseberi.com.br/noticia/1013/primeira-usina-de-etanol-de-milho-do-brasil>>. Acesso em: 18/02/2018.
- Algapani, D. E., Wang, J., Qiao, W., Su, M., Goglio, A., Wandera, S. M., ... & Dong, R. (2017). Improving methane production and anaerobic digestion stability of food waste by extracting lipids and mixing it with sewage sludge. *Bioresource technology*, 244, 996-1005.
- Alzate, C. E. O., Alzate, C. A. C. (Eds.). (2013). *Catalytic Systems for Integral Transformations of Oil Plants through Biorefinery concept*. (First). Manizales.
- ANP - Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. (2014) Nota Técnica nº: 157/2014/SBQ/RJ: Resolução do Biometano. Available at: <www.anp.gov.br/?dw=72846>. [Accessed 27 07, 2016].
- ANP - Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. (2015) Anuário Estatístico 2014. Brasília: ANP, 2015.
- ANP - Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. (2016) Biocombustíveis. Available at: <<http://www.anp.gov.br/?id=470>>. [Accessed 27 07, 2016].
- ANP. Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Resolução nº 30 de 06 de agosto de 2013. Disciplina a atividade de produção de Biodiesel, que abrange construção, ampliação de capacidade, Modificação, operação de planta produtora e comercialização de Biodiesel, condicionada à prévia e expressa autorização da ANP (2008). Disponível em: Acesso em: 22/ 08/2008.

- ANP - Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. (2018). Percentual obrigatório de biodiesel passa para B10. Available at: <<http://www.anp.gov.br/noticias/4333-percentual-obrigatorio-de-biodiesel-passa-para-10>>. [Accessed 03 04, 2018].
- Amin, R., Liu, B., Huang, Z. B., & Zhao, Y. C. (2016). Hydrogen and syn gas production via CO₂ dry reforming of methane over Mg/La promoted Co-Ni/MSU-S catalyst. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(2), 807–819.
- Anastas, P. T.; Warner, J. C. (Ed.) Green chemistry: theory and practice. New York: Oxford University Press, 1998.
- Al Arni, S. (2018). Comparison of slow and fast pyrolysis for converting biomass into fuel. *Renewable Energy*, 124, 197-201.
- Ansari, F. A., Singh, P., Guldhe, A., & Bux, F. (2017). Microalgal cultivation using aquaculture wastewater: integrated biomass generation and nutrient remediation. *Algal Research*, 21, 169-177.
- APROBIO - Associação dos Produtores de Biodiesel do Brasil. APROBIO participa de reunião com ministro das Minas e Energia. Available at: http://www.aprobio.com.br/noticia_new.aspx. [Accessed 27 07, 2016].
- Apostolakou, A. A., Kookos, I. K., Marazioti, C., & Angelopoulos, K. C. (2009). Techno-economic analysis of a biodiesel production process from vegetable oils. *Fuel Processing Technology*, 90(7-8), 1023-1031.
- Aquino de Souza, E., Rossi, D.M. & Záchia Ayub, M.A., 2014. Bioconversion of residual glycerol from biodiesel synthesis into 1,3-propanediol using immobilized cells of *Klebsiella pneumoniae* BLh-1. *Renewable Energy*, 72, pp.253–257
- Aramouni, N. A. K., Touma, J. G., Tarboush, B. A., Zeaiter, J., & Ahmad, M. N. (2017). Catalyst design for dry reforming of methane: Analysis review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*.
- Athanasoulia, E., Melidis, P., & Aivasidis, a. (2014). Co-digestion of sewage sludge and crude glycerol from biodiesel production. *Renewable Energy*, 62, 73–78.
- Awanthi, M. G. G., & Navaratne, C. M. (2018). Carbon Footprint of an Organization: a Tool for Monitoring Impacts on Global Warming. *Procedia Engineering*, 212, 729-735.
- Ayodele, T. R., Ogunjuyigbe, A. S. O., & Alao, M. A. (2018). Economic and environmental assessment of electricity generation using biogas from organic fraction of municipal solid waste for the city of Ibadan, Nigeria. *Journal of cleaner production*, 203, 718-

735.

- Baba, Y., Tada, C., Watanabe, R., Fukuda, Y., Chida, N., & Nakai, Y. (2013). Anaerobic digestion of crude glycerol from biodiesel manufacturing using a large-scale pilot plant: methane production and application of digested sludge as fertilizer. *Bioresource Technology*, 140, 342–8. <http://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.04.020>
- Basile, F., Benito, P., Fornasari, G., & Vaccari, A. (2010). Hydrotalcite-type precursors of active catalysts for hydrogen production. *Applied Clay Science*, 48(1-2), 250–259.
- BCB – Banco Central do Brasil. Calculadora do cidadão. Disponível em: <https://www3.bcb.gov.br/CALCIDADA0/publico/exibirFormCorrecaoValores.do?method=exibirFormCorrecaoValores&aba=1>. Acesso em: 20/01/2019.
- BIO ENERGY PROM. Bioenergy sources and their application, Biogas, 2015. Disponível em: <<http://www.bio-prom.net/index.php?id=8346&L=2>>. Acesso em: 17 setembro de 2018.
- Bonomi, A., Cavalett, O., Cunha, M. P. da, & Lima, M. A. P. (Eds.). (2016). *Virtual Biorefinery: An optimization Strategy for Renewable Carbon Valorization*. Campinas, São Paulo.
- Bradford M., Vannice M. (1996). Catalytic reforming of methane with carbon dioxide over nickel catalysts I. Catalyst characterization and activity. *Applied Catalysis A: General*, Volumen 142, p. 73-96.
- Brasil (2005). Lei Federal Nº. 11.097, de 13 de janeiro de 2005. Dispõe sobre a introdução do biodiesel na matriz energética brasileira; altera as Leis nos 9.478, de 6 de agosto de 1997, 9.847, de 26 de outubro de 1999 e 10.636, de 30 de dezembro de 2002; e dá outras providências. Available at: <http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2004-2006/2005/Lei/L11097.htm>. [Accessed 30 07, 2015].
- Bridgewater, A. V., Meier, D., and Radlein, D., 1999, “An Overview of Fast Pyrolysis of Biomass”, *Organic Geochemistry*, 30, PP. 1479-1493
- Brown, D., Rowe, A., & Wild, P. (2013). A techno-economic analysis of using mobile distributed pyrolysis facilities to deliver a forest residue resource. *Bioresource technology*, 150, 367-376.
- Bu, Q., Morgan Jr, H. M., Liang, J., Lei, H., & Ruan, R. (2016). Catalytic Microwave Pyrolysis of Lignocellulosic Biomass for Fuels and Chemicals. *In Advances in Bioenergy* (Vol. 1, pp. 69-123). Elsevier.

- Cabezas, H., Bare, J. C., & Mallick, S. K. (1999). Pollution prevention with chemical process simulators: the generalized waste reduction (WAR) algorithm—full version. *Computers & Chemical Engineering*, 23(4-5), 623-634.
- Cai, M., Liu, J., & Wei, Y. (2004). Enhanced biohydrogen production from sewage sludge with alkaline pretreatment. *Environmental science & technology*, 38(11), 3195-3202.
- Camargo, J. A., Pereira, N., Cabello, P. R., & Teran, F. J. (2009). Viabilidade da aplicação do método respirométrico de Bartha para a análise da atividade microbiana de solos sob aplicação de vinhaça. *Engenharia Ambiental: Pesquisa e Tecnologia*, 6(2).
- Campbell, R. M., Anderson, N. M., Daugaard, D. E., & Naughton, H. T. (2018). Financial viability of biofuel and biochar production from forest biomass in the face of market price volatility and uncertainty. *Applied Energy*, 230, 330-343.
- César, A. da S., Batalha, M. O., & Zopelari, A. L. M. S. (2013). Oil palm biodiesel: Brazil's main challenges. *Energy*, 60, 485–491. <http://doi.org/10.1016/j.energy.2013.08.014>
- Cheah, W. Y., Ling, T. C., Juan, C. J., Lee, D., Chang, J., & Show, P. L. (2016). Bioresource Technology Biorefineries of carbon dioxide : From carbon capture and storage (CCS) to bioenergies production. *BIORESOURSE TECHNOLOGY*.
- Chen, H., & Zhang, Y. P. (2015). New biorefineries and sustainable agriculture: Increased food , biofuels , and ecosystem security, 47, 117–132.
- Cheng, S., Li, Z., Mang, H.-P., Huba, E.-M., Gao, R., & Wang, X. (2014). Development and application of prefabricated biogas digesters in developing countries. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 34, 387–400.
- Chi, Z., Pyle, D., Wen, Z., Frear, C., & Chen, S. (2007). A laboratory study of producing docosahexaenoic acid from biodiesel-waste glycerol by microalgal fermentation. *Process Biochemistry*, 42(11), 1537–1545.
- Chol, C. G., Dhabhai, R., Dalai, A. K., & Reaney, M. (2018). Purification of crude glycerol derived from biodiesel production process: Experimental studies and techno-economic analyses. *Fuel Processing Technology*, 178, 78-87.
- Clomburg, J. M., & Gonzalez, R. (2013). Anaerobic fermentation of glycerol: A platform for renewable fuels and chemicals. *Trends in Biotechnology*, 31(1), 20–28.
- Coimbra-Araújo, C. H., Mariane, L., Bley, C., Pires, E., Sato, M., Regina, I., & Araújo, C. (2014). Brazilian case study for biogas energy : Production of electric power , heat and automotive energy in condominiums of agroenergy. *Renewable and*

Sustainable Energy Reviews, 40, 826–839.

- Conab - Companhia Nacional de Abastecimento (2018). Acompanhamento de safra brasileira: cana-de-açúcar, primeiro levantamento, maio/2018. Disponível em: <<https://www.conab.gov.br>>. Acesso em: 20/06/2018.
- Costa, F. J., Rocha, B., Viana, C. E., & Toledo, A. C. (1986). Utilization of vinasse effluents from an anaerobic reactor. *Water Science and Technology*, 18(12), 135-141.
- Cucchiella, F., D'Adamo, I., Gastaldi, M., & Miliacca, M. (2018). A profitability analysis of small-scale plants for biomethane injection into the gas grid. *Journal of Cleaner Production*, 184, 179-187.
- da Motta, R. R., & Calôba, G. M. (2002). Análise de investimentos: tomada de decisão em projetos industriais. Atlas.
- Dabdoub, M. J., Bronzel, J. L., & Rampin, M. A. (2009). Biodiesel: visão crítica do status atual e perspectivas na academia e na indústria. *Química Nova*, 32(3), 776-792.
- Dantas, G. A., Legey, L. F. L., & Mazzone, A. (2013). Energy from sugarcane bagasse in Brazil: An assessment of the productivity and cost of different technological routes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 21, 356–364.
- Darvishi, F., Fathi, Z., Ariana, M., & Moradi, H. (2017). *Yarrowia lipolytica* as a workhorse for biofuel production. *Biochemical Engineering Journal*, 127, 87-96.
- David, Geraldo Ferreira. Proposta Tecnológica De Reuso De Glicerina Residual Da Produção De Biodiesel: Processo Integrado. 129 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Produção Vegetal, Departamento de Ccta, Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, Campos dos Goytacazes, 2012.
- David, Geraldo Ferreira. Transformação Termoquímica de Biomassa Visando à Produção de Bioetanol de Levoglucosana em Biorreator não Convencional. 306 f. Tese (Doutorado) - Curso de Produção Vegetal, Departamento de Ccta, Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, Campos dos Goytacazes, 2016.
- David, G. F., Justo, O. R., Perez, V. H., & Garcia-Perez, M. (2018). Thermochemical conversion of sugarcane bagasse by fast pyrolysis: High yield of levoglucosan production. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 133, 246-253.
- Davis, J. R. (Ed.). (2000). *Corrosion: Understanding the basics*. ASM International.

- Deng, Y., Xu, J., Liu, Y., & Mancl, K. (2014). Biogas as a sustainable energy source in China: Regional development strategy application and decision making. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 35, 294–303. <http://doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.031>
- Demirbas, M. F. (2009). Biorefineries for biofuel upgrading : A critical review. *Applied Energy*, 86, S151–S161.
- Di Iorio, S. A. M., Mancaruso, E. B. M. V. (2016). Performance, Gaseous and Particle Emissions of a Small Compression Ignition Engine Operating in Diesel/Methane Dual Fuel Mode. *Fuel*, 180, 613–623.
- Dias, M. O., Junqueira, T. L., Cavalett, O., Cunha, M. P., Jesus, C. D., Mantelatto, P. E., ... & Bonomi, A. (2013). Cogeneration in integrated first and second generation ethanol from sugarcane. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(8), 1411-1417.
- Dias, M. A. de P., Vianna, J. N. de S., & Felby, C. (2016). Sustainability in the prospective scenarios methods: A case study of scenarios for biodiesel industry in Brazil, for 2030. *Futures*, 82, 1–14.
- Dobrowolski, A., Mituła, P., Rymowicz, W., & Mirończuk, A. M. (2016). Efficient conversion of crude glycerol from various industrial wastes into single cell oil by yeast *Yarrowia lipolytica*. *Bioresource technology*, 207, 237-243.
- El Achkar, J. H., Lendormi, T., Hobaika, Z., Salameh, D., Louka, N., Maroun, R. G., & Lanoisellé, J. L. (2017). Anaerobic digestion of nine varieties of grape pomace: Correlation between biochemical composition and methane production. *Biomass and Bioenergy*, 107, 335-344.
- Elia Neto, A. Estado da Arte da Vinhaça. Única, São Paulo. 2016. Disponível em: <www.unica.com.br/download.php?idSecao=17&id=35414851>. Acesso em: 21/05/2018.
- Embrapa Agroenergia (2012). *Biorrefinarias: cenários e perspectivas*. (S. Vaz Jr, Ed.).
- EPA - Environmental Protection Agency. Disponível em: <<https://www3.epa.gov/>>. Acesso em: 25/07/2016.
- EPE - Empresa de Pesquisa Energética (Brasil). Balanço Energético Nacional 2011: Ano base 2010 / Empresa de Pesquisa Energética. – Rio de Janeiro: EPE, 2011. Disponível em: <http://www.ambiente.sp.gov.br/proclima/files/2014/08/epe_balanco_ener_nac2011.pdf>. Acesso em: 25 07, 2016.

- EPE - Empresa de Pesquisa Energética (Brasil). Balanço Energético Nacional 2016: Ano base 2015 / Empresa de Pesquisa Energética. – Rio de Janeiro: EPE, 2016. Disponível em: <http://www.ambiente.sp.gov.br/proclima/files/2014/08/epe_balanco_ener_nac2016.pdf> Acesso em: 25 07, 2016.
- EPE - Empresa de Pesquisa Energética (Brasil). Anuário Estatístico de Energia Elétrica 2017, ano base 2016.
- EPE - Empresa de Pesquisa Energética (Brasil). Balanço Energético Nacional 2018: Ano base 2017 / Empresa de Pesquisa Energética. – Rio de Janeiro: EPE, 2018. Disponível em: <<http://epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-303/topico-419/BEN2018.pdf>>. Acesso em: 20/10/2018.
- Falcone, P. M., Lopolito, A., & Sica, E. (2018). The networking dynamics of the Italian biofuel industry in time of crisis: Finding an effective instrument mix for fostering a sustainable energy transition. *Energy Policy*, 112, 334-348.
- Fermentec. (2019). Leveduras com habilidade melhorada que apresentam alta persistência e dominância. São Paulo. Disponível em: <<https://www.fermentec.com.br/capa.asp?p=259>>. Acesso em: 07/03/2019.
- Ferraz Júnior, D. N. A., Koyama, M. H., de Araújo Júnior, M. M., & Zaiat, M. (2016). Thermophilic anaerobic digestion of raw sugarcane vinasse. *Renewable Energy*, 89, 245–252.
- Ferella, F., Cucchiella, F., D'Adamo, I., & Gallucci, K. (2019). A techno-economic assessment of biogas upgrading in a developed market. *Journal of Cleaner Production*, 210, 945-957.
- Feng, Q., Song, Y. C., Kim, D. H., Kim, M. S., & Kim, D. H. (2018). Influence of the temperature and hydraulic retention time in bioelectrochemical anaerobic digestion of sewage sludge. *International Journal of Hydrogen Energy*.feng
- Field, C. B., Campbell, J. E., & Lobell, D. B. (2008). Biomass energy: the scale of the potential resource. *Trends in ecology & evolution*, 23(2), 65-72.
- Fountoulakis MS, Manios T. (2009). Enhanced methane and hydrogen production from municipal solid waste and agro-industrial by-products co-digested with crude glycerol. *Bioresource. Technology*, 100, pp. 3043-3047.
- Freedman, B. E. H. P., Pryde, E. H., & Mounts, T. L. (1984). Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils. *Journal of the American Oil Chemists Society*, 61(10), 1638-1643.

- Froehner, S., Leithold, J., & Júnior, L. F. L. (2007). Transesterificação de óleos vegetais: caracterização por cromatografia em camada delgada e densidade. *Química Nova*, 30(8), 2016.
- Furtado, C.; *Formação Econômica do Brasil*, Ed. Nacional: São Paulo, 8a ed, 1968.
- Fuess, L. T. Potencial contaminante e energético da vinhaça: riscos de contaminação ao solo e recursos hídricos e recuperação de energia a partir da digestão anaeróbica. 2013. 161 f. Dissertação - (mestrado) - Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, Instituto de Geociências e Ciências Exatas de Rio Claro, 2013.
- Fuess, L. T., & Zaiat, M. (2018). Economics of anaerobic digestion for processing sugarcane vinasse: Applying sensitivity analysis to increase process profitability in diversified biogas applications. *Process Safety and Environmental Protection*, 115, 27-37.
- Fuess, L. T., Garcia, M. L., & Zaiat, M. (2018a). Seasonal characterization of sugarcane vinasse: Assessing environmental impacts from fertirrigation and the bioenergy recovery potential through biodigestion. *Science of The Total Environment*, 634, 29-40.
- Fuess, L. T., Klein, B. C., Chagas, M. F., Rezende, M. C. A. F., Garcia, M. L., Bonomi, A., & Zaiat, M. (2018b). Diversifying the technological strategies for recovering bioenergy from the two-phase anaerobic digestion of sugarcane vinasse: An integrated techno-economic and environmental approach. *Renewable Energy*, 122, 674-687.
- García-Pérez, M., Chaala, A., & Roy, C. (2002). Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse. *Journal of analytical and applied pyrolysis*, 65(2), 111-136.
- Garrett D.E. (1989) Equipment Cost Estimating. In: *Chemical Engineering Economics*. Springer, Dordrecht
- Garlapati, V. K., Shankar, U., & Budhiraja, A. (2016). Bioconversion technologies of crude glycerol to value added industrial products. *Biotechnology Reports*, 9, 9–14.
- Gholami, Z., Abdullah, A.Z. & Lee, K.-T.(2014). Dealing with the surplus of glycerol production from biodiesel industry through catalytic upgrading to polyglycerols and other value-added products. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 39, pp.327–341.
- Glišić, S. B., & Skala, D. U. (2009). Design and optimization of purification procedure for

- biodiesel washing. *Chemical Industry and Chemical Engineering Quarterly*, 15(3), 159-168.
- Gómez, E. O., Cortez, L. A. B., & Pérez, J. M. M. (2000). Projeto de pirólise rápida contínua de biomassa com ar em reator de leito fluidizado atmosférico. In *Proceedings of the 3. Encontro de Energia no Meio Rural*.
- Gongora, A., & Villafranco, D. (2018). Sugarcane bagasse cogeneration in Belize: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 96, 58-63.
- Goteti, Anil. "Experimental Investigations and Systems Modeling of Fractional Catalytic Pyrolysis of Pine." Georgia Institute of Technology, (2010).
- Grassi, M. C. B., & Pereira, G. A. G. (2019). Energy-cane and RenovaBio: Brazilian vectors to boost the development of Biofuels. *Industrial crops and products*, 129, 201-205.
- Grupo cultivar. (2017). Estudo do Imea mostra que é viável investir em etanol de milho em Mato Grosso. Disponível em: <<https://www.grupocultivar.com.br/noticias/estudo-do-imea-mostra-que-e-viavel-investir-em-etanol-de-milho-em-mato-grosso>>. Acesso em: 10/03/2019.
- Guedes, R. E., Luna, A. S., & Torres, A. R. (2018). Operating parameters for bio-oil production in biomass pyrolysis: A review. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*.
- Helton, T. (Emre), & Hindman, M. (Emre). (2014). Methanol to Gasoline Technology: an alternative for liquid fuel production. In *GTL Technology Forum 2014*. Retrieved from <http://cdn.exxonmobil.com/~media/global/files/catalyst-and-licensing/2014-1551-mtg-gtl.pdf>
- Hua, Y., Oliphant, M., & Hu, E. J. (2016). Development of renewable energy in Australia and China: A comparison of policies and status. *Renewable Energy*, 85, 1044–1051.
- Hübner, T., & Mumme, J. (2015). Integration of pyrolysis and anaerobic digestion—use of aqueous liquor from digestate pyrolysis for biogas production. *Bioresource technology*, 183, 86-92.
- IEA, Bioenergy. Task 42: Bio-based chemicals. Value added products from biorefineries, (2012). Retrieved from: <http://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2013/10/Task-42-Biobased-Chemicals-value-added-products-from-biorefineries.pdf>
- Im-orb, K., Wiyaratn, W., & Arpornwichanop, A. (2018). Technical and economic

- assessment of the pyrolysis and gasification integrated process for biomass conversion. *Energy*, 153, 592-603.
- Lulianelli, A., Liguori, S., Huang, Y., & Basile, A. (2015). Model biogas steam reforming in a thin Pd-supported membrane reactor to generate clean hydrogen for fuel cells. *Journal of Power Sources*, 273, 25–32.
- J. Moncada B., et al., Design strategies for sustainable biorefineries, *Biochem. Eng. J.* (2016).
- Janke, L., Leite, A. F., Batista, K., Silva, W., Nikolausz, M., Nelles, M., & Stinner, W. (2016). Bioresource Technology Enhancing biogas production from vinasse in sugarcane biorefineries: Effects of urea and trace elements supplementation on process performance and stability. *BIORESOURCE TECHNOLOGY*, 1–11.
- Ji, X., & Long, X. (2016). A review of the ecological and socioeconomic effects of biofuel and energy policy recommendations. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 61, 41–52.
- Jiang, X., Sommer, S.G. & Christensen, K. V. (2011). A review of the biogas industry in China. *Energy Policy*, 39(10), pp.6073–6081.
- Jonker, J. G. G., Junginger, H. M., Versteegen, J. A., Lin, T., Rodríguez, L. F., Ting, K. C., ... van der Hilst, F. (2016). Supply chain optimization of sugarcane first generation and eucalyptus second generation ethanol production in Brazil. *Applied Energy*, 173, 494–510. <http://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.04.069>
- Julio, J. & Barbosa, A. L. Avances em las tecnologías de reformado de metano: estudio de rutas catalíticas para la obtención de hidrogeno y gas de síntesis. *Revista Ciencias e Ingeniería al Día- Universidad de Cartagena*. Vol 8. Nº 1. , 2013.
- Kamm, B., Gruber, P.R., Kamm, M. (Eds.), 2006. Biorefineries - Industrial Processes and Products, Status Quo and Future Directions, vol. 1. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim.
- Kathiraser, Y., Oemar, U., Saw, E. T., Li, Z., & Kawi, S. (2015). Kinetic and mechanistic aspects for CO₂ reforming of methane over Ni based catalysts. *Chemical Engineering Journal*, 278, 62–78. <http://doi.org/10.1016/j.cej.2014.11.143>
- Kokossis, A. C., Tsakalova, M., & Pyrgakis, K. (2015). Design of integrated biorefineries. *Computers and Chemical Engineering*, 81, 40–56.
- Kurahashi, K., Kimura, C., Fujimoto, Y., & Tokumoto, H. (2017). Value-adding conversion and volume reduction of sewage sludge by anaerobic co-digestion with crude glycerol. *Bioresource technology*, 232, 119-125.
- Lanzafame, P., Centi, G., & Perathoner, S. (2014). Evolving scenarios for biorefineries

and the impact on catalysis. *Catalysis Today*, 234, 2–12.
<http://doi.org/10.1016/j.cattod.2014.03.022>

- Lammers, P. J., Kerr, B. J., & Honeyman, M. S. (2015). Biofuel co-products as swine feed ingredients: Combining corn distillers dried grains with solubles (DDGS) and crude glycerin. *Animal Feed Science and Technology*, 201, 110–114.
- Lavarack, B. P. (2003, May). Estimates of ethanol production from sugar cane feedstocks. In PROCEEDINGS-AUSTRALIAN SOCIETY OF SUGAR CANE TECHNOLOGISTS (pp. 69-69). PK Editorial Services; 1999.
- Laviola, B. G. ; Alves, A. A. Matérias-primas potenciais para a produção de biodiesel: situação atual e perspectivas. In: Simpósio Brasileiro De Agropecuária Sustentável - Simbras, 3., 2011, Viçosa, MG. O uso de tecnologias limpas e agroenergia. Viçosa, MG: Arka Editora, 2011. p.17-47. Organizadores: Lana, R. P.; Guimaraes, C.; Lima, G. S.; Veloso, C. M.; Patino, H. O.
- Leoneti, A. B., Aragão-Leoneti, V., & Oliveira, S. V. W. B. de. (2012). Glycerol as a by-product of biodiesel production in Brazil: Alternatives for the use of unrefined glycerol. *Renewable Energy*, 45, 138–145.
- Li, Q., & Hu, G. (2016). Bioresource Technology Techno-economic analysis of biofuel production considering logistic configurations, 206, 195–203.
- Liu, S., Abrahamson, L. P., & Scott, G. M. (2012). Biorefinery: Ensuring biomass as a sustainable renewable source of chemicals, materials, and energy. *Biomass and Bioenergy*, 39, 1-4.
- Longati, A. A., Cavalett, O., & Cruz, A. J. (2017). Life Cycle Assessment of vinasse biogas production in sugarcane biorefineries. In Computer Aided Chemical Engineering (Vol. 40). Elsevier.
- Lohan, S. K., Dixit, J., Kumar, R., Pandey, Y., Khan, J., Ishaq, M., ... Kumar, D. (2015). Biogas: A boon for sustainable energy development in India's cold climate. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 43, 95–101.
<http://doi.org/10.1016/j.rser.2014.11.028>
- Ludwig, E. E. (2011). Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Elsevier Science.
- Manchala, K. R., Sun, Y., Zhang, D., & Wang, Z. W. (2017). Anaerobic digestion modelling. In *Advances in Bioenergy* (Vol. 2, pp. 69-141). Elsevier.
- Madani, M., Enshaeieh, M., & Abdoli, A. (2017). Single cell oil and its application for biodiesel production. *Process Safety and Environmental Protection*, 111, 747-756.
- Mani, S., Sundaram, J., & Das, K. C. (2016). Process simulation and modeling:

- Anaerobic digestion of complex organic matter. *Biomass and Bioenergy*, 93, 158–167.
- Marien, M. The Millenium Project: Global Challenges for Humanity. (2014). Available at: <<http://www.millennium-project.org/millennium/challenges.html>> . [Accessed 30 07, 2015].
- Markočič, E., Kramberger, B., Van Bennekom, J. G., Jan Heeres, H., Vos, J., & Knez, Ž. (2013). Glycerol reforming in supercritical water; A short review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 23, 40–48.
- Marques, M. O. (2006) Aspectos técnicos e legais da produção, transporte e aplicação de vinhaça. In: Segato, S. V.; Pinto, A. S.; Jendiroba, E.; Nóbrega, J. C. M. Atualização em produção de cana-de-açúcar. Piracicaba: Editorial. p.369-375. Piracicaba, SP.
- Mathias, M. C. P. P., & Mathias, J. F. C. M. (2015). Biogas in Brazil: a Governmental Agenda. Editorial Board Members, 1.
- Medeiros, M. a., Leite, C. M. M., & Lago, R. M. (2012). Use of glycerol by-product of biodiesel to produce an efficient dust suppressant. *Chemical Engineering Journal*, 180, 364–369.
- Mendow, G., Veizaga, N. S., Sánchez, B. S., & Querini, C. A. (2011). Biodiesel production by two-stage transesterification with ethanol. *Bioresource technology*, 102(22), 10407-10413.
- Merlin Christy, P., Gopinath, L.R. & Divya, D., 2014. A review on anaerobic decomposition and enhancement of biogas production through enzymes and microorganisms. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 34, pp.167–173.
- Michailos, S. (2018). Process design, economic evaluation and life cycle assessment of jet fuel production from sugar cane residue. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, 37(3), 1227-1235.
- Montoya, M. I., Quintero, J. A., Sánchez, Ó. J., & Cardona, C. A. (2006). Evaluación del impacto ambiental del proceso de obtención de alcohol carburante utilizando el algoritmo de reducción de residuos. *Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquia*, (36).
- Moraes, B. S., Junqueira, T. L., Pavanello, L. G., Cavalett, O., Mantelatto, P. E., Bonomi, A., & Zaiat, M. (2014). Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane biorefineries in Brazil from energy, environmental, and economic perspectives: Profit or expense?. *Applied Energy*, 113, 825-835.

- Moretto, S., Puppi, R., Pegorini, E., Inoue, P., & Oliveira, G. D. (2011). Medidas da densidade do lodo proveniente de digestão anaeróbica. 2010. Artigo em Hypertexto. Disponível em: < http://www.infobibos.com/Artigos/2011_1/DensidadeLodo/index.htm>. Acesso em, 29(4).
- Mota, C., Silva, C., & Gonçalves, V. (2009). Gliceroquímica: novos produtos e processos a partir da glicerina de produção de biodiesel. *Química Nova*, 32(3), 639–648. Retrieved from <http://www.scielo.br/pdf/qn/v32n3/a08v32n3.pdf>
- Mountfort, D.O, Asher, R.A. (1978) Changes in proportions of acetate and carbon dioxide used as methane precursors during the anaerobic digestion of bovine waste, *Appl. Environ. Microbiol.* 35 (1978) 648e654.
- Nayak, R., & Mewada, R. (2011, December). Simulation of coal gasification process using ASPEN PLUS. *In Proceedings of the International Conference On Current Trends In Technology*: Nuicone.
- Neves, P. V, Pitarelo, A. P., & Ramos, L. P. (2016). Bioresource Technology Production of cellulosic ethanol from sugarcane bagasse by steam explosion: Effect of extractives content, acid catalysis and different fermentation technologies. *Bioresource Technology*, 208, 184–194.
- Ni, J. Q., Naveau, H., & Nyns, E. J. (1993). Biogas: exploitation of a renewable energy in Latin America. *Renewable energy*, 3(6-7), 763-779.
- Nygård, H. S., Danielsen, F., & Olsen, E. (2012). Thermal history of wood particles in molten salt pyrolysis. *Energy & Fuels*, 26(10), 6419-6425.
- Ocaña M. (2005). Síntesis de hidrotalcitas y materiales derivados: aplicación en catálisis básica. Tesis doctoral, Facultad de Ciencias Químicas, Dpto. de ingeniería química, Universidad Complutense de Madrid, España.
- Oh, B.-R., Seo, J.-W., Heo, S.-Y., Hong, W.-K., Luo, L. H., Joe, M., ... Kim, C. H. (2011). Efficient production of ethanol from crude glycerol by a *Klebsiella pneumoniae* mutant strain. *Bioresource Technology*, 102(4), 3918–22.
- Oliveira, J. G. D. (2007). Perspectivas para a cogeração com bagaço de cana-de-açúcar: potencial do mercado de carbono para o setor sucro-alcooleiro paulista (Doctoral dissertation, Universidade de São Paulo).
- Oliveira, G. S. S. De, Araújo, C. V. D. M., & Fernandes, J. G. S. (2009). Microbiologia de sistema de lodos ativados e sua relação com o tratamento de efluentes industriais: a experiência da Cetrel. *Engenharia Sanitaria E Ambiental*, 14(2), 183–191.

- Oliverio, J. L., Barreira, S. T., & Rangel, S. C. P. (2008). Integrated biodiesel production in Barralcool sugar and alcohol mill. *Sugar Industry/Zuckerindustrie*, 133(2), 94-100.
- Ormaechea, P., Castrillón, L., Suárez-Peña, B., Megido, L., Fernández-Nava, Y., Negral, L., ... & Rodríguez-Iglesias, J. (2018). Enhancement of biogas production from cattle manure pretreated and/or co-digested at pilot-plant scale. Characterization by SEM. *Renewable Energy*, 126, 897-904.
- Pachapur, V. L., Sarma, S. J., Brar, S. K., Le Bihan, Y., Buelna, G., & Verma, M. (2015). Biohydrogen production by co-fermentation of crude glycerol and apple pomace hydrolysate using co-culture of *Enterobacter aerogenes* and *Clostridium butyricum*. *Bioresource Technology*, 193, 297–306.
- Pavlostathis S. G, Giraldo-Gomez, E. Kinetics of anaerobic treatment, *CRC Crit.Rev. Environ. Contr* 21 (1991) 411e490.
- Pedernera M., Piña J., Borio D. (2007) Kinetic evaluation of carbon formation in a membrane reactor for methane reforming. *Chemical Engineering Journal*, Volumen 134, p. 138-144.
- Perkins, G., Bhaskar, T., & Konarova, M. (2018). Process development status of fast pyrolysis technologies for the manufacture of renewable transport fuels from biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 90, 292-315.
- Peters, Max S.; Timmerhaus, Klaus D.; West, Ronald E..*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5. ed. Colorado: Mc Graw Hill, 2003
- Pighinelli, A. L., Schaffer, M. A., & Boateng, A. A. (2018). Utilization of eucalyptus for electricity production in Brazil via fast pyrolysis: A techno-economic analysis. *Renewable Energy*, 119, 590-597.
- Pinto, R. , Junqueira Júnior, G. (2018) São Martinho, GasBrasiliano e governo de SP assinam acordo para promover tecnologia diesel-gás. Disponível em: <https://www.abiogas.org.br/sao-martinho-diesel-gas>. Acesso em: 27/01/2019.
- Pinto, C. P. (1999). Tecnologia da digestão anaeróbia da vinhaça e desenvolvimento sustentável.
- PROBIOGÁS. (2010). *Guia Prático do Biogás: Geração e Utilização*. (F. N. R. e. V. (FNR), Ed. (5ª ed.).
- PROBIOGÁS. (2015). Guia técnico ambiental de biogás na agroindústria /Fundação Estadual do Meio Ambiente, Federação dasIndústrias do Estado de Minas Gerais, Cooperação Alemã para o Desenvolvimento Sustentável (GIZ). Fundação Estadual do Meio Ambiente, Federação dasIndústrias do Estado de Minas Gerais,

Cooperação Alemã para o Desenvolvimento Sustentável (GIZ).

Portal Brasil. Taxa Selic: Sistema Especial de Liquidação e Custódia. Disponível em: <<http://www.portalbrasil.net>>. Acesso em: 27-11-2018.

Porto, G. Volume importado de etanol recua 65,7% em agosto, para 45,82 mi de litros (2018). Disponível em: <<https://www.novacana.com>>. Acesso em: 20/10/2018.

Ramos, M. J., Fernández, C. M., Casas, A., Rodríguez, L., & Pérez, Á. (2009). Influence of fatty acid composition of raw materials on biodiesel properties. *Bioresource technology*, 100(1), 261-268.

Razaviarani, V., & Buchanan, I. D. (2015). Anaerobic co-digestion of biodiesel waste glycerin with municipal wastewater sludge: microbial community structure dynamics and reactor performance. *Bioresource Technology*, 182, 8–17.

Recolast Ambiental (2015). Didigestores. Disponível em: <https://www.recolast.com.br>. Acesso em : 15/06/2015.

Reis, C. E. R., Carvalho, A. K. F., Bento, H. B., & de Castro, H. F. (2019). Integration of microbial biodiesel and bioethanol industries through utilization of vinasse as substrate for oleaginous fungi. *Bioresource Technology Reports*.

Reyes S., Sinfelt J., Feeley J. (2003). Evolution of Processes for Synthesis Gas Production: Recent Developments in an Old Technology. *Industrial and Engineering Chemistry*, Volumen 42, p. 1588-1597.

REN 21. *Renewables 2015 Global Status Report*. (2015). Retrieved from http://www.ren21.net/wp-content/uploads/2015/07/REN12-GSR2015_Onlinebook_low_nolinks.pdf. [Accessed 27 07, 2016]

Rincón, L. E., Jaramillo, J. J., & Cardona, C. A. (2014a). Comparison of feedstocks and technologies for biodiesel production: An environmental and techno-economic evaluation. *Renewable Energy*, 69, 479-487.

Rincón, L. E., Moncada, J., & Cardona, C. A. (2014b). Analysis of potential technological schemes for the development of oil palm industry in Colombia: a biorefinery point of view. *Industrial Crops and Products*, 52, 457-465.

Rivero, J. C. S., Pineda, F. N., & Bravo, L. E. V. (2015). Chemical Engineering Research and Design Evaluating the sustainability of biorefineries at the conceptual design stage. *Chemical Engineering Research and Design*, 107, 167–180.

Robra, S., Serpa da Cruz, R., de Oliveira, a. M., Neto, J. a. A., & Santos, J. V. (2010). Generation of biogas using crude glycerin from biodiesel production as a supplement to cattle slurry. *Biomass and Bioenergy*, 34(9), 1330–1335. <http://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.04.021>

- Rocha, G.J.M. et al., 2010. Compositional variability of raw, steam-exploded and delignificated sugarcane bagasse. In: NIPE/UNICAMP. Congresso Internacional sobre Geração Distribuída e Energia no Meio Rural (AGRENER GD 2010). Campinas. Disponível em: <www.nipeunicamp.org.br/agrener/anais/2010/14-12/12/63.pdf>. Acesso em: 10/03/2018.
- Rodrigues, J. A. R. (2011). Do engenho à biorrefinaria, a usina de açúcar como empreendimento industrial para a geração de produtos bioquímicos e biocombustíveis. *Química Nova*, 34(7), 1242–1254.
- Sabourin-Provost, G. & Hallenbeck, P.C. (2009). High yield conversion of a crude glycerol fraction from biodiesel production to hydrogen by photofermentation. *Bioresource technology*, 100(14), pp.3513–7.
- Sánchez, Ó. J., & Cardona, C. A. (2012). Conceptual design of cost-effective and environmentally-friendly configurations for fuel ethanol production from sugarcane by knowledge-based process synthesis. *Bioresource technology*, 104, 305-314.
- Santos, I. F. da S. dos, Barros, R. M., & Tiago Filho, G. L. (2016). Electricity generation from biogas of anaerobic wastewater treatment plants in Brazil : an assessment of feasibility and potential. *Journal of Cleaner Production*, 126, 504–514.
- Santos, V. E. N., Ely, R. N., Szklo, A. S., & Magrini, A. (2016). Chemicals, electricity and fuels from biorefineries processing Brazil's sugarcane bagasse : Production recipes and minimum selling prices. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 53, 1443–1458.
- Santos, C. I., Silva, C. C., Mussatto, S. I., Osseweijer, P., van der Wielen, L. A., & Posada, J. A. (2018). Integrated 1st and 2nd generation sugarcane bio-refinery for jet fuel production in Brazil: Techno-economic and greenhouse gas emissions assessment. *Renewable energy*, 129, 733-747.
- Sanmartin, C. M. C. (2017). Engenharia conceitual de uma planta de produção de biodiesel: processo integrado com reuso da glicerina. 84 f. Dissertação (Mestrado) – Pós Graduação em Ciências Naturais- CCT. Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, Campos dos Goytacazes, 2016.
- Scarlat, N., Dallemand, J. F., & Fahl, F. (2018). Biogas: Developments and perspectives in Europe. *Renewable Energy*, 129, 457-472.
- SEBRAE - Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas (2007). *Biodiesel*. Brasília. Retrieved from [http://bis.sebrae.com.br/GestorRepositorio/ARQUIVOS_CHRONUS/bds/bds.nsf/D170D324C7521915832572B200470F63/\\$File/NT00035116.pdf](http://bis.sebrae.com.br/GestorRepositorio/ARQUIVOS_CHRONUS/bds/bds.nsf/D170D324C7521915832572B200470F63/$File/NT00035116.pdf)

- Sermasa.(2018) Difusor de Cana. Disponível em: <<http://www.sermasa.com.br>>. Acesso em: 17/08/2018.
- Sharifzadeh, M., Wang, L., & Shah, N. (2015). Integrated biorefineries : CO2 utilization for maximum biomass conversion. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 47, 151–161.
- Sheehan, J., Camobreco, V., Duffield, J., Graboski, M., & Shapouri, H. (1998). Life cycle inventory of biodiesel and petroleum diesel for use in an urban bus. Final report (No. NREL/SR-580-24089). *National Renewable Energy Lab.*, Golden, CO (US).
- Sheldon, R. A. (2016). Green chemistry, catalysis and valorization of waste biomass. *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical*, <http://dx.doi.org/10.1016/j.molcata.2016.01.013>.
<http://doi.org/10.1016/j.molcata.2016.01.013>
- Sindhu, R., Gnansounou, E., Binod, P., & Pandey, A. (2016). Bioconversion of sugarcane crop residue for value added products - An overview. *Renewable Energy*, 98, 203–215.
- Silva, J. O. V., Almeida, M. F., da Conceição Alvim-Ferraz, M., & Dias, J. M. (2018). Integrated production of biodiesel and bioethanol from sweet potato. *Renewable Energy*, 124, 114-120.
- Silveira Junior, E. G. S., Simionatto, E., Perez, V. H., Justo, O. R., Zárata, N. A. H., & do Carmo Vieira, M. (2016). Potential of Virginia-type peanut (*Arachis hypogaea* L.) as feedstock for biodiesel production. *Industrial Crops and Products*, 89, 448-454.
- Steffen, W., Richardson, K., Rockström, J., Cornell, S. E., Fetzer, I., Bennett, E. M., ... & Folke, C. (2015). Planetary boundaries: Guiding human development on a changing planet. *Science*, 347(6223), 1259855.
- Steinmetz, S. a., Herrington, J. S., Winterrowd, C. K., Roberts, W. L., Wendt, J. O. L., & Linak, W. P. (2013). Crude glycerol combustion: Particulate, acrolein, and other volatile organic emissions. *Proceedings of the Combustion Institute*, 34(2), 2749–2757.
- Syaichurrozi, I., Budiyo, & Sumardiono, S. (2013). Predicting kinetic model of biogas production and biodegradability organic materials: Biogas production from vinasse at variation of COD/N ratio. *Bioresource Technology*, 149, 390–397.
- Souza, S. P., de Ávila, M. T., & Pacca, S. (2012). Life cycle assessment of sugarcane ethanol and palm oil biodiesel joint production. *biomass and bioenergy*, 44, 70-79.
- Souza, S. P., & Seabra, J. E. (2013). Environmental benefits of the integrated production

- of ethanol and biodiesel. *Applied energy*, 102, 5-12.
- Sun, Q., Li, H., Yan, J., Liu, L., Yu, Z., & Yu, X. (2015). Selection of appropriate biogas upgrading technology-a review of biogas cleaning, upgrading and utilisation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 51, 521–532.
- Sun, J., Xiong, X., Wang, M., Du, H., Li, J., Zhou, D., & Zuo, J. (2019). Microalgae biodiesel production in China: A preliminary economic analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 104, 296-306.
- Sut, D., Chutia, R. S., Bordoloi, N., Narzari, R., & Kataki, R. (2015). Complete utilization of non-edible oil seeds of *Cascabela thevetia* through a cascade of approaches for biofuel and by-products. *Bioresource Technology*, 213, 111–120.
- Syaichurrozi, I., & Sumardiono, S. (2013). Predicting kinetic model of biogas production and biodegradability organic materials: biogas production from vinasse at variation of COD/N ratio. *Bioresource technology*, 149, 390-397.
- Tan, H.W., Abdul Aziz, a. R. & Aroua, M.K. (2013). Glycerol production and its applications as a raw material: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 27, pp.118–127.
- Tapasvi, D., Wiesenborn, D., & Gustafson, C. (2005). Process model for biodiesel production from various feedstocks. *Transactions of the ASAE*, 48(6), 2215-2221.
- Taylor-de-Lima, R. L., da Silva, A. J. G., Legey, L. F., & Szklo, A. (2018). Evaluation of economic feasibility under uncertainty of a thermochemical route for ethanol production in Brazil. *Energy*, 150, 363-376.
- Teixeira, L. S. G., Couto, M. B., Souza, G. S., Filho, M. A., Assis, J. C. R., Guimar??es, P. R. B., ... Teixeira, J. S. R. (2010). Characterization of beef tallow biodiesel and their mixtures with soybean biodiesel and mineral diesel fuel. *Biomass and Bioenergy*, 34(4), 438–441.
- Tomei, J., Helliwell, R., Food versus fuel? Going beyond biofuels. *Land Use Policy* (2015).
- Trabalha Brasil. (2018). Média salarial para operador de produção. Disponível em: <<https://www.trabalhabrasil.com.br>>. Acesso em: 15/02/2019.
- Treedet, W., & Suntivarakorn, R. (2018). Design and operation of a low cost bio-oil fast pyrolysis from sugarcane bagasse on circulating fluidized bed reactor in a pilot plant. *Fuel Processing Technology*, 179, 17-31.
- Trippe, F., Fröhling, M., Schultmann, F., Stahl, R., & Henrich, E. (2010). Techno-

- economic analysis of fast pyrolysis as a process step within biomass-to-liquid fuel production. *Waste and Biomass Valorization*, 1(4), 415-430.
- Usman, M., Daud, W. W., & Abbas, H. F. (2015). Dry reforming of methane: influence of process parameters—a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 45, 710-744.
- Van Gerpen, J. (2005). Biodiesel processing and production. *Fuel processing technology*, 86(10), 1097-1107.
- Varrone, C., Rosa, S., Fiocchetti, F., Giussani, B., Izzo, G., Massini, G., ... Wang, A. (2013). Enrichment of activated sludge for enhanced hydrogen production from crude glycerol. *International Journal of Hydrogen Energy*, 38(3), 1319–1331.
- Veroneze, M. L., Schwantes, D., Gonçalves Jr, A. C., Richart, A., Manfrin, J., da Paz Schiller, A., & Schuba, T. B. (2019). Production of biogas and biofertilizer using anaerobic reactors with swine manure and glycerin doses. *Journal of Cleaner Production*, 213, 176-184.
- Yan, Y., Cui, Y., Zhang, L., Li, L., Zhang, J., Chen, Y., ... Lin, C. (2016). ScienceDirect Experimental investigation of methane auto-thermal reforming in hydrogen-permeable membrane reactor for pure hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(30), 13069–13076. <http://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.06.076>
- Yang, Q., Luo, K., Li, X. ming, Wang, D. bo, Zheng, W., Zeng, G. ming, & Liu, J. jin. (2010). Enhanced efficiency of biological excess sludge hydrolysis under anaerobic digestion by additional enzymes. *Bioresource Technology*, 101(9), 2924–2930.
- Yasar, A., Nazir, S., Rasheed, R., Tabinda, A. B., & Nazar, M. (2017). Economic review of different designs of biogas plants at household level in Pakistan. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 74, 221-229.
- Young, D. M., & Cabezas, H. (1999). Designing sustainable processes with simulation: the waste reduction (WAR) algorithm. *Computers & Chemical Engineering*, 23(10), 1477-1491.
- Young, D., Scharp, R., & Cabezas, H. (2000). The waste reduction (WAR) algorithm: environmental impacts, energy consumption, and engineering economics. *Waste Management*, 20(8), 605-615.
- Wang, W. C., & Jan, J. J. (2018). From laboratory to pilot: Design concept and techno-economic analyses of the fluidized bed fast pyrolysis of biomass. *Energy*, 155, 139-151.

Walter, J. F. (1990). U.S. Patent No. 4,946,681. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.

Zucaro, A., Forte, A., & Fierro, A. (2018). Life cycle assessment of wheat straw lignocellulosic bio-ethanol fuel in a local biorefinery *prospective*. *Journal of Cleaner Production*, 194, 138-149.

Zahedi, S., Solera, R., García-Morales, J. L., & Sales, D. (2016). Effect of the addition of glycerol on hydrogen production from industrial municipal solid waste. *Fuel*, 180, 343-347.

ANEXO A

A.1 Determinação de fluxos mássicos e das demandas energéticas dos processos

A determinação de fluxos mássicos e das demandas energéticas dos processos em estudo foram realizadas visando a realização da escolha e dimensionamento dos principais equipamentos dos processos. Com base nesses valores, foi possível determinar a quantidade de matérias-primas, insumos e produtos dos processos e, então, elaborar os fluxos de caixa necessários à realização da análise econômica.

As considerações adotadas basearam-se em dados e parâmetros operacionais dos processos relatados na literatura. Assim, a partir dos resultados de balanço de massa, foi possível determinar os fluxos mássicos e requerimentos de material a cada etapa dos processos em estudo.

Quanto aos parâmetros energéticos, determinou-se a área de transferência de calor requeridas para realizar o dimensionamento dos equipamentos de troca de calor, como evaporadores e condensadores dos processos. Já o consumo de energia foi determinado com base no consumo dos principais equipamentos do processo e/ou em dados disponibilizados na literatura para os processos tecnologicamente consolidados. Assim, algumas premissas foram consideradas a saber: i) todos os processos são adiabáticos; ii) a troca de energia entre os fluidos de serviço e o fluido de processo será completa; iii) eficiência de 100% nos equipamentos utilizados.

Para determinação de fluxos mássicos e das demandas energéticas dos processos sob estudo, foi necessário elaborar fluxogramas de processos de cada cenário considerado. No **Anexo A**, estão listadas as propriedades físico-químicas das principais matérias primas, insumos e produtos dos cenários em estudo.

Para determinação dos custos dos trocadores de calor, evaporadores e condensadores, foi necessário calcular a área de transferência de calor. Para

tanto, foram utilizadas a **Equação A.1** e a **Equação A.2** para determinação de quantidade de calor nos sistemas que não há mudança de fase, sendo que na **Equação A.2** utiliza-se o fluxo mássico, ao invés da massa.

$$Q = mC_p\Delta T \quad (\text{A.1})$$

Em que:

Q = quantidade de calor (kJ)

m = massa (kg);

C_p = capacidade calorífica do fluido (kJ/kg.K)

ΔT = diferença de temperatura

$$Q = \dot{m}C_p\Delta T_{0,m} \quad (\text{A.2})$$

Em que:

Q = quantidade de calor (kJ);

\dot{m} = fluxo mássico (kg/h);

C_p = capacidade calorífica do fluido (kJ/kg.K);

$\Delta T_{0,m}$ = diferença logarítmica de temperatura.

A **Equação A.3** e **Equação A.4** são aplicadas na determinação da quantidade de calor quando há mudança de estado físico, sendo a **Equação A.4** utilizada quando há fluxo mássico.

$$Q = mL \quad (\text{A.3})$$

Em que:

Q = quantidade de calor (kJ);

m = massa (kg)

L = calor latente de vaporização (kJ/kg)

$$Q = \dot{m}L \quad (\text{A.4})$$

Em que:

Q = quantidade de calor (kJ);
 \dot{m} = fluxo mássico (kg/h);
 L = calor latente de vaporização (kJ/kg).

Por fim, a **Equação A.5** e a **Equação A.6** são utilizadas, respectivamente, para o cálculo da diferença logarítmica de temperatura (delta T logaritmo) e da área de transferência de calor. Os valores adotados de U foram obtidos na página 663 do livro de Peters *et al.* (2003).

$$\Delta T_{0,m} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (\text{A.5})$$

Em que:

$\Delta T_{0,m}$ = diferença logarítmica de temperatura;
 \ln = logaritmo neperiano;
 ΔT_1 = maior diferença de temperatura presente em cada extremidade do trocador;
 ΔT_2 = menor diferença de temperatura presente em cada extremidade do trocador.

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{0,m}} \quad (\text{A.6})$$

Em que:

A = área de transferência de calor (m^2);
 Q = quantidade de calor (kJ);
 U = coeficiente global de transferência de calor ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$);
 $\Delta T_{0,m}$ = diferença logarítmica de temperatura.

Tabela A.1 Propriedades físico-químicas das principais matérias primas, insumos e produtos dos cenários em estudo

Matéria-prima, insumo ou produto	Massa Molar (g/mol)	Densidade (g/cm ³)	Calor específico (kJ/kg.K)
Ácido fosfórico	98,0	1,88	-
Água	18,0	1,00	4,2
Biocarvão	-	0,30	-
Biodiesel de óleo de soja	306,9	0,89	1,9
Bio-óleo	-	1,27	2,4
Fase aquosa (C1-C4)	-	1,05	-
Etanol	46,0	0,79	2,5
Etóxido de sódio	68,1	0,87	1,4
Fosfato de sodio	163,9	1,62	-
Glicerina	92,1	1,26	2,4
Hidróxido de sódio	40,0	2,13	-
Lodo ativo	-	1,00	-
Metano	16,0	-	-
Molten salt	-	2,20	-
Óleo de soja	874,8	0,92	1,9
Vinhaça	-	1,14	-

Tabela A.2 - principais reações dos processos químicos em estudo.

Processo	Reação
Produção de biodiesel	
Produção de biodiesel	$1 \text{ Triglicerídeo} + 3 \text{ Álcool} \rightarrow 3 \text{ Ester} + 1 \text{ Glicerina}$
Formação de sabão	$R\text{-COOH} + \text{NaOC}_2\text{H}_5 \rightarrow R\text{-COONa} + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$
Neutralização	$\text{NaOC}_2\text{H}_5 + \text{HCl} \rightarrow \text{NaCl} + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ $R\text{-COONa} + \text{HCl} \rightarrow \text{NaCl} + R\text{-COOH}$
Correção de pH	$\text{HCl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$
Produção de etanol	
Produção de etanol	$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + 2\text{CO}_2$

A.2 Determinação do Potencial de Produção e do Potencial Energético do Metano

Para realizar a avaliação da geração de eletricidade por meio do biogás, foram calculados o Potencial de Produção de Metano (PPM) e o Potencial Energético (PE) do metano dos componentes e da mistura de cossubstratos, por meio da **Equações 1 e 2** (Fuess *et al.*, 2018a; Ferraz Jr. *et al.*, 2016).

$$PPM = F_s \cdot DQO_s \cdot ER_{DQO} \cdot R_{metano} \quad (1)$$

Em que:

PPM: Potencial de produção de metano (Nm³ de CH₄/h).

F_s: Fluxo do substrato (m³/h).

DQO_s: Demanda química de oxigênio do substrato (kg/m³).

ER_{DQO}: Eficiência de remoção de DQO (adimensional).

R_{metano}: Rendimento máximo teórico de metano (Nm³/kg de DQO_{removida}).

$$PE = \frac{PPM \cdot PCI \cdot n}{3600} \quad (2)$$

Em que:

PE: Potencial energético do metano (MW).

PCI: Poder calorífico inferior do metano (MJ/Nm³).

n: Fator de conversão de energia de motores primordiais (adimensional).

Os valores de poder calorífico inferior de hidrogênio e metano são 12,8 kJ/L e 35,8 kJ/L, respectivamente (Ferraz Jr. *et al.*, 2016; Cai *et al.*, 2004). O valor do fator de conversão de energia de motores primordiais é 0,4 e o rendimento máximo teórico de metano é de 350 g/ml de DQO removida (Fabri e Torri, 2016; Feng *et al.*, 2018; Algapani *et al.*, 2017; El Achkar *et al.*, 2017).

O tempo de retenção hidráulica (TRH) representa o tempo médio que um substrato permanece no biodigestor, ele é calculado por meio da **Equação A.7** (PROBIOGÁS, 2010; El Achkar *et al.*, 2017).

$$TRH = \frac{V_r}{V} \quad (A.7)$$

Em que:

TRH: é o tempo de retenção hidráulica (h)

V_r: é o volume do reator (m³)

V: vazão volumétrica de substrato introduzido (m³/h).

Dados:

Rendimento máximo teórico de metano: 350 ton./m³ (El Achkar *et al.*, 2017).

Poder Calorífico Inferior do metano: 35,8 MJ/Nm³ (Ferraz Jr. *et al.*, 2016).

Poder Calorífico Inferior de hidrogênio: 12,8 MJ/Nm³ (Ferraz Jr. *et al.*, 2016).

DQO da vinhaça: 25 kg/m³ (Ferraz Jr. *et al.*, 2016).

DQO da glicerina: 1250 kg/m³ (Ormaechea *et al.*, 2018)

DQO da fase aquosa sem lixiviação: 30 kg/m³ (Oudenhoven *et al.*, 2016).

DQO da fase aquosa após lixiviação: 13 kg/m³ (Oudenhoven *et al.*, 2016).

DQO do lodo ativo de esgoto: 21,3 kg/m³ (Feng *et al.*, 2018).

Densidade do lodo ativo de esgoto (líquido): 999,1 kg/m³ (Moretto *et al.*, 2011).

Densidade da vinhaça: 1144 kg/m³ (Camargo *et al.*, 2009)

Densidade da fase aquosa: 1050 kg/m³

Densidade da glicerina: 1260 kg/m³

ANEXO B**Índices de custos para plantas de engenharia química.**

Tabela B.1 Índices de custos para plantas de engenharia química (CEPCI – Chemical Engineering Plant Cost Index). Índice Anual . Anos: 2002 a 2017.

Ano	Índice
1987	323,8
2002	390,4
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	555,8
2016	541,7
2017	567,5

Fonte: <https://www.chemengonline.com>

ANEXO C

DIMENSIONAMENTO E ESTIMATIVAS DE CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS

C.1 Dimensionamento dos equipamentos do processo da produção de biodiesel.

C. 1.1 Dimensionamento dos tanques de armazenamento

O armazenamento de materiais líquidos em indústrias químicas normalmente é realizado em tanques metálicos em formato cilíndricos, esféricos ou retangulares. O projeto final dos tanques envolve considerações detalhadas, tais como espessura das paredes, número e tamanho das entradas, formato da cabeça, temperatura de operação, controle de pressão e corrosividade dos componentes e dos produtos químicos. Contudo, o tempo necessário para essa estimativa de custos detalhadas não é justificado para a realização de uma análise preliminar do projeto do processo (Peters *et al.*, 2003).

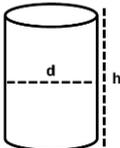
Para o projeto e dimensionamento dos tanques de armazenamento das matérias-primas e dos produtos principais da planta, é importante conhecer as características destes materiais, tais como o estado físico. Desta forma, foi escolhido o design de tanques com formato cilíndrico, uma vez que a maior parte dos produtos e matérias-primas é armazenada em estado líquido.

Assim, uma estimativa de custo preliminar pode ser baseada na capacidade volumétrica para os tanques de armazenamento e de mistura. A capacidade volumétrica de cada tanque foi determinada utilizando os requerimentos materiais de cada tanque dos cenários propostos, determinados pelos fluxos volumétricos que entram e saem em cada etapa de produção, e pelos tempos de estocagem adotados.

Considerações adotadas para o dimensionamento dos tanques:

- O dimensionamento dos tanques verticais foi realizado tomando por base o volume total adotando-se que a altura de cada tanque é aproximadamente igual ao dobro de seu diâmetro, ou seja, $h = 2.d$ (Peters *et al.*, 2003), para os tanques horizontais utilizou-se os diâmetros de referência de 1m e 2 m.
- O volume total do tanque é composto pelo volume de armazenamento do produto químico pelo período de 5 dias úteis (ANP, 2008) acrescido de um fator de segurança de 20% (Peters *et al.*, 2003).
- A estimativa do custo dos tanques foi realizada por meio das Figuras 12-54 (tanque horizontal para volumes inferiores a $8,6 \text{ m}^3$) e 12-55 (tanques verticais para os volumes na faixa de $85,6 \text{ m}^3$ a 2650 m^3) das páginas 558 e 559 do livro de Peters *et al.* (2003).

Para a determinação da altura e do diâmetro dos tanques, utilizou-se a seguinte equação:

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h$$


Como $\pi = \frac{d}{2}$ e $h = 2.d$, então: $V = \pi \cdot \frac{d^2}{4} \cdot 2.d$

Simplificando: $V = \pi \cdot \frac{d^3}{2}$

Isolando o diâmetro: $d = \sqrt[3]{\frac{2.V}{\pi}}$

As **Tabelas C.1.1 e C.1.2** mostram, respectivamente, o dimensionamento e os custos dos tanques de armazenamento.

Tabela C.1.1 Dimensionamento dos tanques de armazenamento

Simbologia	Componente armazenado	Volume total requerido (m ³)	Volume do tanque (m ³)	Quantidade	Diâmetro (m)	Altura (m)	Material de construção	
T-01	Óleo	987,75	1000,0	1	8,6	17,21	Aço 304	inox
T-02	Água	614,94	650,0	1	7,5	14,90	Aço 304	inox
T-03	Biodiesel	1229,89	615,0	2	7,3	14,63	Aço 304	inox
T-04	Glicerina bruta	86,58	90,0	1	2,0	4,00	Aço 304	inox
T-05	Etanol recuperado	13,83	14,0	1	1,0	2,00	Aço 305	inox

Com os volumes requeridos para cada tanque (já incorporado o fator de segurança e o tempo de estocagem), obtiveram-se os custos estimados para cada equipamento, conforme **Tabela C.1.2**.

Tabela C.1.2- Custos estimados dos tanques de armazenamento

Simbologia	Componente armazenado	Volume (m ³)	Quantidade	Custo unitário (US\$) - 2002	Custo total (US\$)- 2002	Custo total (US\$)- 2007
T-01	Óleo	1000,0	1	183892,0	183892,0	267312,27
T-02	Água	650,0	1	138231,0	138231,0	200937,74
T-03	Biodiesel	615,0	2	133665,0	267330,0	388600,86
T-04	Glicerina bruta	90,0	1	65176,0	65176,0	94742,26
T-05	Etanol recuperado	14,0	1	46076,0	46076,0	66977,79
Custo total						1018570,92

C.1. 2 Dimensionamento do tanque de lavagem

A lavagem com água quente (70°C - 90°C) é o processo convecional mais utilizado para purificação do biodiesel devido a afinidade da água com as impurezas presentes nele, tais como resíduos de catalisador, sabões, álcool, dentre outros (Sheehan *et al.*, 1998; Tapasvi *et al.*, 2005; Glišić e Skala). Assim

como os tanques de estocagem, para os tanques de lavagem o volume é o parâmetro característico para realização do dimensionamento.

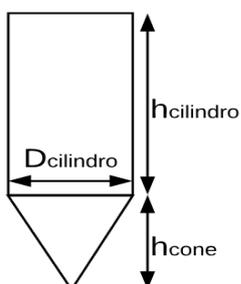
Considerações:

- O tanque de lavagem cilíndrico com fundo cônico.
- Quantidade da água de lavagem de 30% em massa em relação ao biodiesel a ser lavado (Sheehan *et al.*, 1998), sendo distribuída em três lavagens com 10% de água em cada uma.
- Temperatura de lavagem igual a 70°C para remoção de impurezas solúveis em água como sais, resíduos de etanol, catalisador e sabões (Sheehan *et al.*, 1998, Tapasvi *et al.*, 2005).
- Tempo de lavagem equivalente ao tempo de contato fluido-fluido mais o tempo de sedimentação.
- O custo do tanque de lavagem foi estimado pela Figura 12-55 da página 559 do livro do Peters, adicionando 20 % referente ao sistema de lavagem e fator de segurança.

Composição do sistema de lavagem

Volume do tanque de lavagem = volume de biodiesel por batelada + volume de água por lavagem + 20 % (10% referente ao sistema de lavagem e 10 % referente ao fator de segurança).

$$V_{\text{tanquedelavagem}} = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{cone}}$$



Dados:

$$V_{\text{biodiesel}} \approx 67,0 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{água}} \approx 17,9 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{biodiesel}} + V_{\text{água}} \approx 84,9 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{biodiesel}} + V_{\text{água}} + 20 \% \approx 102 \text{ m}^3, \text{ arredondando para } 100 \text{ m}^3.$$

Cálculos:

$$V_{\text{tanque}} = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{cone}} \approx 100 \text{ m}^3.$$

Volume do cilindro

Considerou-se o diâmetro igual a 4,0m.

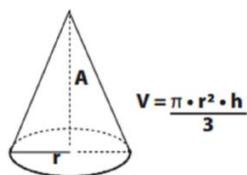
$$\text{Como: } V = \pi \cdot \frac{d^2}{4} \cdot h$$

$$\text{Isolando a altura: } h = \frac{V \cdot 4}{\pi \cdot d^2}$$

$$\text{Substituindo: } h = \frac{66,6 \cdot 4}{3,14 \cdot 4,0^2} \approx 5,3 \text{ m}$$

Assim, o volume do cilindro $\approx 66,6 \text{ m}^3$ (4,0 m de diâmetro e 5,3 m de altura).

O volume do cone



O diâmetro do cone deve ser igual ao diâmetro do cilindro, ou seja;

$$d = 4,0 \text{ m} ; \quad r = 2,0 \text{ m} ; \quad v = 33,51 \text{ m}^3$$

Assim, temos:

$$33,51 = \pi \cdot \frac{2^2}{3} \cdot h$$

$$h = \frac{33,51}{3,1416 \cdot 2^2} \approx 8 \text{ m}$$

Assim, o volume do cone $\approx 33,51 \text{ m}^3$ (4,0 m de diâmetro e 8,0 m de altura).

Altura total do tanque de lavagem é igual à altura do cilindro somada à altura do cone.

$$h_{\text{tanquedelavagem}} = h_{\text{cilindro}} + h_{\text{cone}} = 5,3 + 8,0 = 13,3 \text{ m}$$

Assim, a **Tabela C.1.3** mostra a estimativa do custo desse equipamento.

Tabela C.1.3 Custo do tanque de lavagem de biodiesel

Simbologia	Volume do tanque (m ³)	Quantidade	Custo unitário (US\$) - 2002	Custo total (US\$)- 2002	Custo total (US\$) 2017
TL-01	100,0	1	73125,8	73125,8	106298,39
Custo total					106298,39

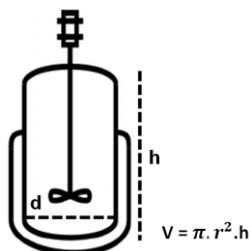
* Custo acrescido de 10% referente à função de lavagem.

C.1.3 Dimensionamento dos reatores de transesterificação

A principal etapa no processo industrial de biodiesel é a transesterificação, nesse sentido destacam-se os reatores que são os equipamentos onde essa reação ocorre. Para realizar a estimativa do custo dos reatores utilizou-se a Figura 13-15 da página 628 do livro de Peters *et al.* (2003).

Considerações:

- A reação de transesterificação ocorrerá em dois reatores cilíndricos, com alimentação em batelada, agitada mecanicamente e encamisados.
- Temperatura de reação é de 65 °C e tempo de reação é de 2 horas
- A capacidade volumétrica do reator 1 (R-01) foi determinada pelo somatório dos volumes de etanol, óleo e catalisador necessários por batelada, acrescido de 20 % (fator de segurança).
- A capacidade volumétrica do reator 2 (R-02) é igual à de R-01.
- Relação altura diâmetro igual a dois, ou seja, $h = 2 \cdot d$.



Como $\pi = \frac{d}{2}$ e $h = 2 \cdot d$, então: $V = \pi \cdot \frac{d^2}{4} \cdot 2 \cdot d$

Simplificando: $V = \pi \cdot \frac{d^3}{2}$

Isolando o diâmetro: $d = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}}$

$$d = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 40}{3,1416}}$$

$$d = 2,9 \text{ m} \approx 3,0 \text{ m}; \quad h = 2 \cdot d = 5,9 \text{ m} \approx 6,0 \text{ m}$$

Na **Tabela C.1.4** é demonstrado o dimensionamento dos reatores e na **Tabela C.1.5** a estimativa dos custos desses equipamentos.

Tabela C.1.4 Dimensionamento dos reatores de transesterificação.

Simbologia	Volume total requerido (m ³)	Volume do tanque (m ³)	Quantidade	Diâmetro (m)	Altura (m)	Material de construção
R-01	87,41	88,0	1	3,8	7,65	Inox 304
R-02	87,41	88,0	1	3,8	7,65	Inox 304

A realização do cálculo dos custos dos reatores foi realizada por meio de estimativa do custo por escala, **Equação C.1** (Peters *et al.*, 2003).

$$Custo_{escala} = Custo_{conhecido} \left(\frac{Capacidade_{escala}}{Capacidade_{conhecida}} \right)^{0,6} \quad (C.1)$$

Dados:

Volume de conhecido = 15,2 m³

Custo de conhecido = US\$ 52571

Volume de escala = 88 m³

$$Custo_{escala} = 52571 \left(\frac{88}{15,2} \right)^{0,6} = US\$150775$$

Tabela C.1.5 Estimativa dos custos dos reatores de transesterificação.

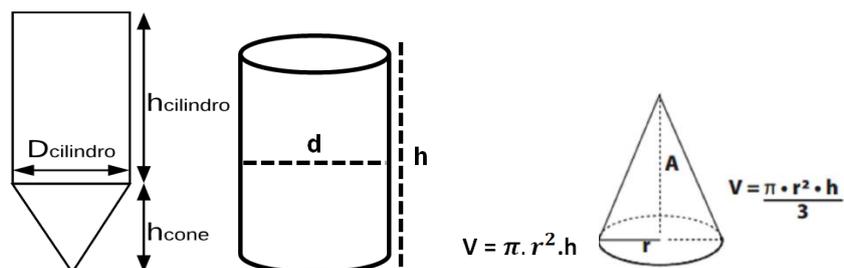
Simbologia	Volume do tanque (m3)	Quantidade	Custo unitário (US\$) - 2002	Custo total (US\$)- 2002	Custo total corrigido
R-01	88,0	1	150775,0	150775,0	219172,16
R-02	88,0	1	150775,0	150775,0	219172,16
Custo total dos reatores					438344,33

C.1. 4 Dimensionamento dos sedimentadores

Após cada etapa de transesterificação, a mistura dos reatores é encaminhada a sedimentadores para separar a fase rica em glicerina da fase rica em biodiesel, pela a diferença de densidade entre elas. Os custos dos sedimentadores foram estimados pela Figura 12-55 da página 559 do livro Peters *et al.* (2003) - acrescido de um valor de 10 % referente à função de sedimentação.

Considerações:

- Volume dos sedimentadores D-01 e D-02 igual ao volume dos reatores R-01 e R-02 acrescidos do fator de segurança de 20%.
- Os sedimentadores são constituídos de tanques cilíndricos com fundo cônico.
- Relação 1:1 entre altura e diâmetro ($h = d$), aproximadamente.
- O custo dos sedimentadores foi realizado considerando os custos de tanque de armazenamento - Figura 12-55 da página 559 do livro do Peters *et al.* (2003) - acrescido de um valor de 10 % referente à função de sedimentação.



Para a determinação da altura e do diâmetro da parte cilíndrica dos sedimentadores, utilizou-se a seguinte equação:

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h$$

Como $\pi = \frac{d}{2}$ e $h = d$, então:

$$V = \pi \cdot \frac{d^2}{4} \cdot d$$

Simplificando:

$$V = \pi \cdot \frac{d^3}{4}$$

Isolando o diâmetro.

$$d = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}}$$

Resultado do dimensionamento dos sedimentadores:

Cálculos:

Volume do cilindro + Volume do cone = 88 m³

Volume do cilindro = 60, m³

Volume do cone = 28 m³

Tabela C.1.6 Custos dos sedimentadores

Simbologia	Volume do tanque (m ³)	Quantidade	Custo unitário (US\$) 2002	Custo total* (US\$)- 2002	Custo total (US\$) - 2007
S-01	88,0	1	70860,9	77947,0	113306,65
S-02	88,0	1	70860,9	77947,0	113306,65
Custo total					226613,30

* Custo acrescido de 10% referente à função de sedimentação.

C.1.5 Dimensionamento do tanque flash

O objetivo da operação unitária de evaporação é a concentração de uma determinada corrente do processo, assim, para o processo de produção de biodiesel, foi utilizado um tanque flash com intuito de concentrar as correntes de glicerina. Os tanques flash são utilizados para a separação de uma mistura gás-líquido, usualmente ele é disposto verticalmente.

Considerações:

- Relação entre altura e diâmetro igual a 3 (Apostokalou *et. al*, 2009).
- Para dimensionar o vaso flash, utiliza-se a equação de *Souders-Brown*, a determinação da velocidade máxima do vapor é importante para minimizar o arraste de gotículas de líquido pela fase de vapor. Considerando a altura do vaso flash igual a 1,5 m, o valor da constante K equivale a 0,073 m/s. O material de construção selecionado foi o Aço inox 304.
- Os custos dos vasos flash foram determinados de acordo com a **Equação C.2**, que é derivada da correlação de Guthrie (Apostokalou *et al.*, 2009; Kookos, 2008) e referem-se ao ano de 2007. Após o custo foi atualizado utilizando para o ano de 2017 por meio do CEPCI.

$$Custo(2007) = 6500 V^{0,62} \quad \text{(C.2)}$$

Para a realização do dimensionamento do tanque flash, foram utilizadas as três equações a seguir:

Equação de *Souders-Brown* (Determinação da velocidade máxima do fluido).

$$V_{m\acute{a}x} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{C.3})$$

Onde:

$V_{m\acute{a}x}$: velocidade máxima permitida do vapor, em m/s.

ρ_L : densidade da substância da fase líquida.

ρ_V : densidade da substância da fase de vapor.

K: 0,073 m/s (constante).

Equação para determinação da área da seção transversal.

$$A = \frac{m}{V_{m\acute{a}x}} \quad (\text{C.4})$$

Onde:

A: área da seção transversal, em m².

m: vazão do fluido, em m³/s

$V_{m\acute{a}x}$: velocidade máxima do fluido, em m/s.

Equação para determinação do diâmetro do tanque flash.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{C.5})$$

Onde:

D: diâmetro do tanque flash, em m.

A: área da seção transversal, em m².

Cálculos:

Dados

$m = 0,01 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\rho_L = 1200 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 789 \text{ kg/m}^3.$$

Calculo da velocidade máxima do fluido

$$V_{m\acute{a}x} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$\text{Substituindo: } V_{m\acute{a}x} = 0,073 \sqrt{\frac{1260-789}{789}} = 0,056402 \text{ m/s}$$

Área da seção transversal

$$A = \frac{m}{V_{m\acute{a}x}}$$

$$\text{Substituindo: } A = \frac{0,01}{0,056402} = 0,18 \text{ m}^2$$

Diâmetro do tanque flash

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

$$\text{Substituindo: } D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,18}{3,1416}} = 0,478 \text{ m} \approx 0,5 \text{ m}$$

Como a altura é igual a três vezes o diâmetro, $h = 1,5 \text{ m}$.

Volume do tanque flash

Como o volume do cilindro é igual a:

$$V_{tanqueflash} = \pi \cdot \frac{d^2}{4} \cdot h$$

$$\text{Substituindo os valores: } V_{tanqueflash} = 3,1416 \cdot \frac{0,5^2}{4} \cdot 1,5$$

$$V_{tanqueflash} = 3,1416 \cdot \frac{0,5^2}{4} \cdot 1,5$$

$$V_{\text{tanqueflash}} = 0,2945 \text{ m}^3$$

Os custos foram determinados por meio da equação a seguir (Apostokalou *et al.*, 2009; Kookos, 2008).

$$\text{Custo}(2007) = 6500 V^{0,62}$$

Onde V é o volume do tanque em m^3 . Essa equação é aplicável para volumes que variam de $0,1 \text{ m}^3$ a 70 m^3 .

Substituindo:

$$\text{Custo}(2007) = 6500 \cdot 0,2945^{0,62} = \text{US\$ } 3046,115$$

$$\text{Valor}_{2017} = \text{Valor}_{2007} \left(\frac{\text{CEPCI}_{2017}}{\text{CEPCI}_{2007}} \right)$$

$$\text{Valor}_{2017} = 3046,115 \left(\frac{567,5}{525,4} \right) = \text{US\$ } 3290,19$$

C.1.6 Dimensionamento das bombas

As bombas são equipamentos utilizados na transferência de fluidos de um local para outro. Elas são classificadas em quatro grandes grupos - bombas centrífugas, bombas de deslocamento positivo, moto bombas e bombas eletromagnéticas. As bombas centrífugas, selecionadas para compor os processos industriais do presente estudo, são as mais utilizadas nas indústrias químicas e podem transferir todos os tipos de líquidos numa ampla faixa de vazão, de $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$ a $20000 \text{ m}^3/\text{h}$ (Peters *et al.*, 2003).

Para determinação dos custos das bombas utilizou-se a Figura 12-23 da página 519 do livro de Peters *et al.* (2003), que utiliza a vazão como parâmetro característico para seleção. Foi selecionada a curva de bombas centrífugas para uma pressão de 1035 kPa e o material selecionado foi o ferro fundido.

Considerações:

- Material de construção foi o ferro fundido, pressão de até 1035 kPa.
- A vazão de 0,01m³/s (levando em consideração um enchimento dos tanques em aproximadamente de 2 horas), conforme **Tabela C.1.7**.

Tabela C.1.7 Especificação e custos das bombas centrífugas

Bombas	Volume, m ³	Tempo, s	Vazão requerida, m ³ /s	Vazão da bomba, m ³ /s	Custo total (US\$)- 2002	Custo total corrigido - 2017
B-01	62,71	7200	0,009	0,01	3133	4554,25
B-02	23,05	7200	0,003	0,01	3133	4554,25
B-03	74,24	7200	0,010	0,01	3133	4554,25
B-04	86,90	7200	0,012	0,01	3133	4554,25
B-05	74,50	7200	0,010	0,01	3133	4554,25
B-06	63,4	7200	0,009	0,01	3133	4554,25
B-07	44,5	7200	0,006	0,01	3133	4554,25
B-08	23,5	7200	0,003	0,01	3133	4554,25
B-09	25,4	7200	0,004	0,01	3133	4554,25

C.1.7 Dimensionamento do tanque de neutralização

O tanque de neutralização é utilizado para neutralizar o catalisador remanescente e o sabão, visando à remoção dessas impurezas da glicerina bruta.

Considerações:

- Tanque em formato cilíndrico com fundo cônico, para sedimentação.
- Altura aproximadamente igual ao diâmetro.
- Volume do tanque igual ao somatório do volume dos fluidos por batelada acrescido de 20 % (fator de segurança).
- Ao custo final do equipamento foram acrescidos 10 % referente à função de sedimentação.
- Com base no volume do tanque de neutralização, utilizou-se a Figura 12-54 (tanque horizontal para volumes inferiores a 8,6 m³), adotando o diâmetro de 2 m

Na **Tabela C.1.8** e na **Tabela C.1.9** estão, respectivamente, os resultados de dimensionamento e custos do tanque de neutralização,

Tabela C.1.8 Resultados do dimensionamento e custos do tanque de neutralização

Simbologia	Volume total requerido (m ³)	Volume do tanque (m ³)	Quantidade	Diâmetro (m)	Altura (m)	Material de construção
TN-01	7,43	7,5	1	2,0	2,50	Inox 304

Tabela C.1.9. Custo do tanque de neutralização

Simbologia	Volume do tanque (m ³)	Quantidade	Custo unitário (US\$) - 2002	Custo total (US\$)- 2002	Custo total (US\$)- 2017
TN-01	7,5	1	8616,0	8616,0	12524,54

C.1.8 Dimensionamento dos trocadores de calor (aquecedores).

Os aquecedores são trocadores de calor onde as correntes de matérias-primas, insumos e produtos são aquecidas de acordo com as necessidades de cada processo industrial. Para a produção de biodiesel, devem-se aquecer as correntes que alimentam os reatores (°65 C), além disso, também foi necessário aquecer a água de lavagem (70°C).

Os custos dos aquecedores foram estimados pela Figura 14-15 da página 680 do livro de Peters *et al.* (2003), que considera a área de transferência de calor como propriedade característica, e a curva selecionada foi a de aquecedores de tubo duplo em aço carbono.

Com base na área de transferência de calor, os custos dos trocadores de calor foram estimados e estão na **Tabela C.1.10**

Tabela C.1.10 Resultados da área de transferência de calor custos dos aquecedores

Código do equipamento	Custo conhecido, US\$	Área conhecida, m ²	Área escala, m ²	Custo escala, US\$ (2002)	Custo escala, US\$ (2017)
A-01	2361,00	14,30	92,32	7228,99	10508,33
A-02	2361,00	14,30	96,66	7430,99	10801,97
A-03	2361,00	14,30	26,25	3398,86	4940,71
A-04	2361,00	14,30	16,89	2608,92	3792,43

C.1.9 Dimensionamento dos evaporadores e condensador

A evaporação é uma operação unitária de concentração. Para recuperar o etanol em excesso do meio reacional de produção de biodiesel, foi proposto o uso de evaporadores de simples efeito de tubos horizontais.

No processo proposto, a relação molar entre álcool e óleo foi de 6:1, o que promove um excesso de 3 mols de etanol para cada mol de óleo, visto que a estequiometria da reação é de 3:1.

O parâmetro característico para o dimensionamento dos evaporadores é a área de transferência de calor. O custo dos evaporadores foi estimado pela Figura 14-33 que fornece o custo de evaporadores de simples efeito e de múltiplos efeitos. Foi selecionada a linha de evaporadores de tubos horizontais, o material de construção foi o aço carbono. Já o custo do condensador foi estimado pela Figura 14-15, referente a trocadores de calor de tubo duplo, utilizando a curva referente aos equipamentos com o casco em aço carbono e o tubo em aço inox. Assim, com base na área de transferência de calor demandadas, acrescidas de 20% de fator de segurança, os custos dos evaporadores e condensador foram estimados e estão nas **Tabela C.1.11 e Tabela C.1.12, respectivamente.**

Tabela C.1.11 Resultado da área de transferência de calor e estimativa de custos dos evaporadores.

Código do equipamento	Área escala, m ²	Custo, US\$ (2002)	Custo escala, US\$ (2017)
E-01	90,30	111015,00	161375,54
E-02	69,10	110217,00	160215,54
E-03	171,96	15917,00	228100,4

Tabela C.1.12 Resultado da área de transferência de calor e estimativa de custos do condensador

Código do equipamento	Custo conhecido, US\$	Área conhecida, m ²	Área escala, m ²	Custo escala, US\$ (2002)	Custo escala, US\$ (2017)
C-01	2361,00	14,30	128,35	21191,2	30804,33

C.2 Dimensionamento e custos dos equipamentos do processo de pirólise

Capacidade de processamento de bagaço (50% de umidade) da planta: 19 t/h

C.2.1 Dados de consumo de energia e outras utilidades de processo.

O consumo de utilidades da planta de pirólise foi obtido na literatura, de acordo com os equipamentos do processo. Na **Tabela C.2.1** está o consumo de eletricidade do processo e o consumo das demais utilidades estão na **Tabela C.2.2**

Tabela C.2.1 Consumo de energia dos principais equipamentos do processo

Equipamento	Consumo de energia (kWh/ton. de cana)	Referência
Difusor	52	Oudenhoven <i>et al.</i> (2016)
Moenda (prensagem)	10	Oudenhoven <i>et al.</i> (2016)
Cortador rotatório	15	Oudenhoven <i>et al.</i> (2016)
Bomba para Monten Salt	10	Alibaba.com
Reator de pirólise e demais equipamentos	179	Brown <i>et al.</i> (2013)
Total do consumo de eletricidade	266	-

Tabela C.2.2 Consumo de outras utilidades no processo

Utilidade	Quantidade (ton./ano)
Molten salt	50,73
Água de processo *	35677,44

* de acordo com dados de rendimento de Oudenhoven *et al.*, 2016 e David, 2016.

C.2.2 Sistema de tratamento de biomassa (TB-01)

O sistema de tratamento de biomassa foi dimensionado com base nas informações contidas no trabalho de Oudenhoven *et al.* (2016) e nas divulgadas pela empresa Sermasa para difusores de cana-de-açúcar.

Parâmetros para o dimensionamento

- Carga: 19 ton. /h (9,5 toneladas de bagaço, 50 % de umidade)
- Altura do leito de cana: 1,5 m (Oudenhoven *et al.*, 2016; Sermasa, 2018)
- Tempo de residência: 50 min (Oudenhoven *et al.*, 2016; dados usina modelo)
- Velocidade: 1,0 m/min (padrão entre 0,8 e 1 m/min)

Dimensões do equipamento

- Altura: 8,0 m (altura padrão do equipamento)
- Largura: 3,0 m (largura padrão do equipamento)
- Comprimento: 50 m (determinado pelo tempo de residência e velocidade de transporte do leito de cana).

Material de construção (Oudenhoven *et al.*, 2016)

- Invólucro: aço inox 316L
- Transportador: aço inox 316L
- Elementos de acionamento: aço carbono
- Estrutura de suporte: aço carbono

Custo

Em alguns casos, é fornecido o custo do equipamento instalado (equivalente ao capital fixo de investimento de Peters *et al.* (2003) por equipamento). A partir desses valores e comparando com a metodologia de

Peters *et al.* (2003), foi possível estabelecer um fator de correção de 4,41 para calcular o custo do equipamento não instalado.

Custo instalado (2014): US\$ 7467600 (Oudenhoven *et al.*, 2016)

Custo sem instalação (2014): US\$ 1692641,44

Custo sem instalação (2017): US\$ 1667677,16

C.2.3 Cortador rotatório (CR-01)

De maneira geral, a utilização de sólidos nas indústrias de químicas requer a sua redução de tamanho. Dentre os motivos da utilização dessa operação unitária, podem-se citar a liberação de um componente desejado para separação subsequente, a preparação do material para separação subsequente, a facilitação dos processos de misturas com outros componentes pela subdivisão do material, adequação aos padrões de qualidade de um produto final ou até mesmo adequar os resíduos para disposição final ou reciclagem (*Peters*, 2002).

No processo de degradação termoquímica de biomassa via pirólise, o tamanho é um dos principais fatores que afetam os rendimentos (*Perkins et al.*, 2018). Assim, no cenário proposto, após a secagem do bagaço, há uma etapa de redução de tamanho do bagaço, até 2 mm, por meio de cortadores rotativos. Os custos destes equipamentos foram estimados por meio da Figura 12-74 do livro de *Peters et al.* (2002).

Dados/custos

Como a propriedade característica para determinação do custo do cortador rotativo é a capacidade de moagem em kg/s, foi necessário realizar a conversão de unidades da capacidade da usina proposta.

Capacidade de moagem da usina: 10 t/h = 2,8 kg/s

Com a capacidade de moagem determinada, o custo foi estimado diretamente consultando a Figura 12-73, página 586 do livro de *Peters et al.* (2002).

Tabela C.2.3 Estimativa dos custos dos cortadores rotatórios utilizados para redução de tamanho do bagaço de cana-de-açúcar.

Simbologia	Aplicação	Capacidade de moagem (kg/s)	Quantidade	Custo unitário (US\$) 2002	Custo total (US\$) 2002	Custo total corrigido (US\$) 2017
CR- 01	Redução de tamanho	2,8	1	14312,0	14312,0	20804,46

C.2.4 Secador rotativo (SR-01)

Na pirólise rápida, o material que alimenta o reator deve estar seco, com umidade de no máximo, 7-10 %. No presente trabalho adotou-se uma umidade de 5% da biomassa após a secagem (Oudenhoven *et al.*, 2016).

Optou-se pela escolha de secadores rotatório para este fim. Esse tipo de equipamento é constituído de um tubo levemente inclinado, no qual a biomassa troca calor com um gás quente (contracorrente ou concorrente). Durante a secagem, o tubo gira lentamente provendo a troca de calor e o material é transportado pela força da gravidade até a saída (Peters *et al.*, 2003).

Segundo Peters *et al.* (2003), os secadores rotatórios podem ser empregados para uma vasta gama de sólidos devido a características com flexibilidade, grande capacidade de processamento e elevadas taxas de eficiência.

Destaca-se que esses tipos de secadores são utilizados para biomassas/outras resíduos sólidos granulares, finos ou fibrosos (caso do bagaço de cana-de-açúcar). Contudo eles não são indicados para secagem de lodos, lamas, pastas e materiais sensíveis ao calor. Quanto aos parâmetros operacionais, a velocidade do sólido situa-se entre 0,02 e 0,1 m/s e velocidade do gás entre 0,3 e 1,0 m/s. O requerimento energético desses equipamentos situa-se entre 8 e 27 kW (Peters *et al.*, 2002).

Parâmetros gerais para dimensionamento de secadores (Peters *et al.*, 2003):

- Diâmetro aproximado entre 1 e 3 m;
- Largura entre 4 e 20 m e razão largura/diâmetro entre 4-6m.

Para os parâmetros especificados, e consultando a Tabela 15-16 do livro de Peters *et al.* (2003) e os custos obtidos com a Figura 15-33. Para obter o custo do equipamento não instalado foram descontados 10% referente aos custos de entrega e 39 % referente aos custos de instalação. Utilizaram-se as equações a seguir para determinar a área, que é o parâmetro característico para especificação do equipamento.

$$A_c = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\dot{m}}{0,125 \rho_s V_s}$$

Dados/custos

$V_s = 0,06$ m/s (Tabela 15-16 Peters *et al.*, 2003)

$\rho_s = 150$ kg/m³

A área calculada: 49,38 m²

Diâmetro: 1,77 m.

Razão largura/diâmetro: 5

Largura: 8,85 m

Custo do equipamento instalado (2002): US\$174865,00

Custo do equipamento instalado (2017): US\$ 254190,29

Custo do equipamento sem instalação (2017): US\$166.246,10

C.2.5 Reator de pirólise (RP-01)

O principal equipamento do processo é o reator de pirólise, no qual acontece a degradação termoquímica da biomassa. O presente estudo propõe

a utilização de um reator de pirólise de contato direto da biomassa com a superfície metálica de troca de calor no Reator de pirólise. Para o aquecimento, é proposta a utilização de Molten Salt (Nygard *et al.*, 2012), para aquecer a superfície de troca de calor. Como realizado com o sistema de tratamento de biomassa, o custo do reator de pirólise instalado (Sorenson, 2010) foi corrigido utilizando o fator de correção de 4,41 e atualizado para o ano de 2017.

Custo estimado do reator de pirólise (2017): US\$ 2851777,98

C.2.6 Bomba para Molten Salt (MS-01)

Uma alternativa de fonte de aquecimento para o processo de pirólise rápida da biomassa é a utilização de *Molten salt*. O *Molten salt* é mistura de sais que possuem baixo ponto de fusão e elevada estabilidade térmica. Ele é um bom trocador de calor, além de catalisar a quebra e liquefação de uma ampla faixa de substâncias que compõem a biomassa (Nygard *et al.*, 2012; Fernandez *et al.*, 2015).

Para realizar o bombeamento desse tipo de fluido, são utilizados equipamentos denominados bombas para Molten Salt. Estas bombas são projetadas para suportar elevadas temperaturas da mistura dos sais fundidos, sem que ocorra a cavitação.

Para o presente estudo, foi selecionado o Modelo ZMD molten salt pump (alibaba.com). Trata-se de uma bomba elétrica, com fluxo de 65 m³/h, resistente à corrosão.

Dados/custo do equipamento:

Tempo de um ciclo de circulação: 0,1 h

Densidade do Molten salt: 2,198 g/cm³

Vazão de Molten salt: 230,80 m³/h

Massa de Molten salt: 20 toneladas

Vazão da bomba: 65 m³/h

Preço unitário (2018): US\$ 1200

Quantidade de bombas: 04

C.2.7 Condensadores (C-02, C-03 e C-04)

Para determinação da área de transferência de calor e custo dos condensadores, tomaram-se por base as informações referentes aos trocadores de calor. Os trocadores de calor do tipo tubos duplos são usualmente operados em contracorrente. O parâmetro característico para o dimensionamento dos condensadores é a área de transferência de calor.

Os custos dos condensadores foram obtidos por meio da Figura 14-15 da página 680 do livro de Peters *et al.* (2003).

Tabela C.2.4 Área de transferência de calor e custos dos condensadores

Código do equipamento	Custo conhecido, US\$	Área conhecida, m ²	Área escala, m ²	Custo escala, US\$ (2002)	Custo escala, US\$ (2017)
C-02	2361,00	14,30	49,9	4997,0	7264,5
C-03	2361,00	14,30	30,90	3753,3	5455,9
C-04	2361,00	14,30	194,22	11294,6	16418,2

C.2.8 Bombas centrífugas

Para determinação dos custos das bombas utilizou-se a Figura 12-23 da página 519 do livro de Peters *et al.* (2003), que utiliza a vazão como parâmetro característico para seleção. Foi selecionada a curva de bombas centrífugas para uma pressão de 1035 kPa e o material selecionado foi o aço inox. Ao valor de vazão já está incorporado o fator de segurança de 20%.

C.2.9 Silos de armazenamento de biocarvão

O silo de armazenagem foi dimensionado pelo volume a ser ocupado pelo biocarvão, pelo período de armazenamento de 5 dias. O custo do silo de

armazenagem foi estimado pela ferramenta “Matche’s Process Equipment Cost Estimates”. Disponível em: <<http://www.matche.com/equipcost/Tank.html>>.

Dados/custos

Densidade do biocarvão: 0,30 g/cm³.

O volume total de biocarvão, 5 dias de armazenamento: 94,78 m³
(correspondente a 284,3 toneladas).

Capacidade máxima do silo de armazenamento: 35,95 m³

Como o volume máximo do silo é de 35,95 m³, são necessários 3 equipamentos.

O custo unitário do silo: US\$ 21000,0 (2014).

O custo unitário do silo: US\$ 20686,5 (2017).

C.2.10 Tanque para armazenamento de bio-óleo

O custo do tanque de armazenado do bio-óleo foi estimado pelo volume de estocagem de 5 dias, acrescido de fator de segurança de 20 %. A estimativa do custo dos tanques foi realizada por meio da Figura 12-55 da página 559 do livro de Peters *et al.* (2003). O material de construção foi o aço Inox 304.

Volume requerido: 459,3 m³

Custo do tanque (2002): US\$ 113352,0

Custo do tanque (2017): US\$ 164772,7

C.2.11 Rolo de desague

O custo do Rolo de desague foi obtido no livro de Garrett (1989), que trata da estimativa de custos de equipamentos na indústria química. O parâmetro para o dimensionamento foi a vazão mássica da matéria-prima.

Dados/custos

Vazão mássica, incluindo 20% de fator de segurança: 45,6 toneladas/hora.

Custo, multiplicado pelo fator de 1,5 referente ao aço inox (1987): US\$ 50000

Custo (2017): 72681,8

C.3 Dimensionamento e custos dos equipamentos do processo de produção de biogás

C.3.1 Reator anaeróbico de fluxo ascendente (DA-01).

O biodigestor selecionado para realizar a digestão anaeróbica da vinhaça foi tipo UASB, que é indicado no tratamento de efluentes com altas concentrações de DQO (Ferraz Junior *et al.*, 2016; Pinto, 1999). O modelo selecionado foi um UASB-50, da marca TianYuan, confeccionado parte em aço inox e parte aço carbono, de volume efetivo de 50 m³ (alibaba.com).

Dados, cálculos e custos:

Vazão de substratos (175 m³/h + 20% de fator de segurança): 210 m³/hora

THR: 10,8 h (Ferraz Junior *et al.*, 2016; Pinto, 1999).

Volume demandado do reator (TRH X vazão): 2268 m³

Custo unitário do reator de 50 m³ (2018): US\$ 32.000,00

Custo unitário para o reator com escala para 2268 m³: US\$ 315.612,22

C.3.2 Sistema de purificação de biogás (SP-01)

O sistema de purificação de biogás visa remover impurezas, principalmente a remoção de ácido sulfídrico. Ele foi determinado pela vazão de biogás produzido. O equipamento selecionado foi do modelo KDCL da marca China, de acordo com o vendedor, a empresa tem certificação ISO 9001:2000 e ISO18000 (alibaba.com).

Especificações do sistema de purificação de biogás

Material de construção do tanque: Aço inox 304.

Material da tubulação: PVC ou aço inox

Tempo de vida do equipamento: 20 anos

Capacidade do sistema de purificação: 300 Nm³/hora

Dados/custos

Vazão do biogás (2163,46 + 20% fator de segurança): 2596,15 m³/h.

Custo unitário do sistema para vazão de 300 Nm³/h (2018): US\$ 20.000

Custo unitário para escala de 2596,15 m³/h (2018): US\$ 73005,46

C.3.3 Bombas centrífugas (B-15, B-16 e B-17)

Para determinação dos custos das bombas utilizou-se a Figura 12-23 da página 519 do livro de Peters *et al.* (2003), que utiliza a vazão como parâmetro característico para seleção. Foi selecionada a curva de bombas centrífugas para uma pressão de 1035 kPa e o material selecionado foi o aço inox.

É necessário bombear 175 m³/h de substratos para o digestor anaeróbico (B-17). As bombas B-18 e B-19 são utilizadas para bombear uma vazão de água de lavagem de 45 m³/h, que corresponde a 50% da vazão de biogás por hora (Xiao *et al.*, 2014). Ao valor de vazão já está incorporado o fator de segurança de 20%.

Tabela C.

Bombas	Vazão requerida, m ³ /h	Vazão requerida, m ³ /s	Custo total (US\$)- 2002	Custo total corrigido - 2017
B-17	210	0,058	14792	21502,2
B-18	54	0,015	8790	12777,47
B-19	54	0,015	8790	12777,47

C.3.4 Compressor de gás (CG-01)

A propriedade característica utilizada para seleção do compressor de biogás foi a vazão.

Dados/custos

Vazão do equipamento: 1600 Nm³/h

Vazão do biogás (2163,46 m³/h, acrescida de 20% fator de segurança):
2596,15 m³/h.

Custo do equipamento (2018): US\$ 108000,0

Custo escala (2018): US\$ 173537,77

C.3.5 Coluna de lavagem para remoção do CO₂ (CL-02)

A remoção do CO₂ é proposta por meio do método de lavagem, utilizando a água como absorvente (Xiao *et al.*, 2014). Assim, a coluna escolhida para o processo consiste em uma coluna de alta eficiência, de acordo com a vazão de biogás. Os custos foram estimados com base na Figura 15-14 do livro de Peters *et al.* (2003).

Dados/custo

Material de construção: Aço inox 304.

Vazão do biogás (2163,46 + 20% fator de segurança): 2596,15 m³/h.

Diâmetro da coluna: 0,5 m.

Altura da coluna: 5 m.

Custo unitário (2002): US\$ 3.590,00.

Custo unitário (2017): US\$ 5.218,56.

C.3.6 Sistema de cogeração de calor e eletricidade (SC-01)

O biogás é uma fonte energética com grande flexibilidade de uso, incluindo a substituição do gás natural (quando purificado à biometano), a geração de calor e geração de eletricidade (Abiogás, 2018). O presente estudo avaliou o uso de biogás para cogeração de calor e de eletricidade. O sistema de cogeração adotado é um modelo SPT da marca SUPERMELIA, com certificação ISO 9001:2000 (alibaba.com). Ele foi selecionado com base na geração de energia elétrica, kWh.

Dados/custos

Custo do sistema de cogeração, para 1000 kW (2018): US\$ 310.000,00

Custo do sistema de cogeração por escala, para 6200 kW incluindo 20% de fator de segurança (2018): US\$ 926396,08

C.3.7 Sedimentador (S-03)

Para determinação do sedimentador foi utilizado vazão volumétrica de substratos por hora, acrescido de 20 % de fator de segurança. Os custos dos sedimentadores foram estimados pela Figura 12-55 da página 559 do livro Peters *et al.* (2003) - acrescido de um valor de 10 % referente à função de sedimentação.

Dados/ custos

O volume requerido para o tanque de sedimentação foi de 210 m³ (vazão dos substratos por hora acrescido de 20% de fator de segurança).

Material de construção: aço inox 304

Custo (2002), acrescido de 10 % referente a função de sedimentação (assumido): 96994,8

Custo (2017): 148448,75

C.3.8 Lagoa de estabilização (LE-01)

A lagoa de estabilização foi utilizada considerando o volume total de vinhaça digerida produzida diariamente. Seu custo foi obtido em alibaba.com. O equipamento selecionado foi um modelo de tanque de sedimentação de lodo.

O volume do equipamento é de 769,9 m³ para um custo de US\$ 60000. Assim, foi realizada uma ampliação de escala para 4200 m³ obtendo o custo final de US\$ 166.050,52.

ANEXO D

Fluxo de caixa dos cenários sob estudo

Tabela D.1 – Fluxo de caixa do Cenário I.

	Ano 0 (US \$)	Ano 1 (US \$)	Ano 2 (US \$)	...	Ano 20 (US \$)
Capital Total de Investimento	-14.096.113,87				
Custos anuais de produção					
Matérias-primas	...	114.162.920,87	114.162.920,87	...	114.162.920,87
Utilidades	...	4.198.364,11	4.198.364,11	...	4.198.364,11
Outros custos operacionais	...	17.056.281,85	17.056.281,85	...	17.056.281,85
Total de custos anuais de produção	...	135.417.566,82	135.417.566,82	...	135.417.566,82
Total de despesas (sem impostos finais)	-14.096.113,87	135.417.566,82	135.417.566,82	...	135.417.566,82
Receitas anuais					
Biodiesel	...	58.631.941,72	58.631.941,72	...	58.631.941,72
Etanol anidro (produto)	...	82.191.803,43	82.191.803,43	...	82.191.803,43
Glicerina bruta	...	1.762.180,86	1.762.180,86	...	1.762.180,86
Eletricidade	...	11.808.000,00	11.808.000,00	...	11.808.000,00
Terra, 6% CTE	...	0,00	0,00	...	169.764,52
Resgate do capital de giro	...	0,00	0,00	...	1.210.986,90
Total de receitas anuais	...	154.393.926,02	154.393.926,02	...	155.774.677,43
Lucro tributável	...	18.976.359,19	18.976.359,19	...	20.357.110,61
Imposto de Renda (0,35)	...	6.641.725,72	6.641.725,72	...	7.124.988,71
Lucro líquido operacional	-14.096.113,87	12.334.633,48	12.334.633,48	...	13.232.121,90
Fluxo de caixa operacional	-14.096.113,87	12.940.126,93	12.940.126,93	...	13.837.615,35
Saldo do fluxo de caixa operacional (simples)	-14.096.113,87	-1.155.986,94	11.784.139,98	...	245.603.913,06
Fluxo descontado	-14.096.113,87	12.148.072,59	11.404.499,24	...	3.912.353,59
Saldo do fluxo de caixa descontado (descontado)	-14.096.113,87	-1.948.041,27	9.456.457,97	...	128.512.285,12
Valor Presente Líquido	128.512.285,12
Taxa Mínima de Atratividade	6,52%
TIR	9,18%
Payback simples	1,09
Payback descontado	1,17
Ajuste da TIR					
Projeto TMA (diferença no investimento dos 2 cenários)	-42.464.419,53	3.860.042,38	3.860.042,38	...	3.860.042,38
Projeto Combinado	-56.560.533,39	16.800.169,30	16.800.169,30	...	17.697.657,72
TIR ajustada do cenário I para o Projeto Combinado	29,54%			...	

Tabela D.2 – Fluxo de caixa do Cenário II.

	Ano 0 (US \$)	Ano 1 (US \$)	Ano 2 (US \$)	...	Ano 20 (US \$)
Capital Total de Investimento	-56.560.533,39				
Custos anuais de produção					
Matérias-primas	...	114.162.920,87	114.162.920,87	...	114.162.920,87
Utilidades	...	4.323.242,39	4.323.242,39	...	4.323.242,39
Outros custos operacionais	...	24.076.829,77	24.076.829,77	...	24.076.829,77
Total de custos anuais de produção	...	142.562.993,03	142.562.993,03	...	142.562.993,03
Total de despesas (sem impostos finais)	-56.560.533,39	142.562.993,03	142.562.993,03	...	142.562.993,03
Receitas anuais					
Biodiesel	...	58.631.941,72	58.631.941,72	...	58.631.941,72
Etanol anidro (produto)	...	82.191.803,43	82.191.803,43	...	82.191.803,43
Glicerina bruta	...	480.594,78	480.594,78	...	480.594,78
Eletricidade (etanol)	...	11.808.000,00	11.808.000,00	...	11.808.000,00
Bio-óleo	...	13.688.986,96	13.688.986,96	...	13.688.986,96
Eletricidade (biogás)	...	1.487.081,71	1.487.081,71	...	1.487.081,71
Biocarvão	...	2.729.433,60	2.729.433,60	...	2.729.433,60
Terra, 6% CTE	...	0,00	0,00	...	681.178,64
Resgate do capital de giro	...	0,00	0,00	...	4.859.074,33
Total de receitas anuais	...	171.017.842,20	171.017.842,20	...	176.558.095,17
Lucro tributável	...	28.454.849,18	28.454.849,18	...	33.995.102,15
Imposto de renda (0,35)	...	9.959.197,21	9.959.197,21	...	11.898.285,75
Lucro líquido operacional	...	18.495.651,97	18.495.651,97	...	22.096.816,40
Fluxo de caixa operacional	-56.560.533,39	20.925.189,13	20.925.189,13	...	24.526.353,56
Saldo do fluxo de caixa operacional (simples)	-56.560.533,39	-35.635.344,26	-14.710.155,14	...	365.544.413,61
Fluxo descontado	-56.560.533,39	19.644.375,82	18.441.960,03	...	6.934.415,00
Saldo do fluxo de caixa descontado	-56.560.533,39	-36.916.157,57	-18.474.197,54	...	174.656.147,01
Valor Presente Líquido		174.656.147,01			
Taxa Mínima de Atratividade		6,52%			
TIR		36,93%			
Payback simples		2,8			
Payback descontado		3,04			

ANEXO E

Valores de PEI das categorias que compõem a análise ambiental

Tabela E. 1 Valores numéricos que compõem de PEI/hora e PEI/ kg, que compõem a **Figura 32**, página 139.

Case	lout PEI/hr	lout PEI/kg	lgen PEI/hr	lgen PEI/kg	lenergy PEI/kg	lenergy PEI/kg
Cenário 1	2,574E+4	8,389E-1	-4,314E+4	-1,406E+0	0,000E+0	0,000E+0
Cenario 2	6,098E+4	1,884E+0	-7,896E+3	-2,440E-1	0,000E+0	0,000E+0

Tabela E.2 Valores numéricos que compõem a **Figura 33**, página 140.

Case	HTPI	HTPE	TTP	ATP	GWP	ODP	PCOP	AP	TOTAL**
Cenário 1	4,03E-01	1,68E-03	4,03E-01	8,71E-03	0,00E+00	0,00E+00	2,17E-02	0,00E+00	8,39E-01
Cenario 2	9,31E-01	2,94E-03	9,31E-01	1,99E-02	3,37E-07	0,00E+00	0,00E+00	8,04E-10	1,88E+00