



POTENCIAL TÉCNICO E ECONÔMICO PARA A PRODUÇÃO DE FISCHER-  
TROPSCHE DIESEL A PARTIR DE BIOMASSA (FT-BTL) ASSOCIADA À  
CAPTURA DE CARBONO NO BRASIL

Isabela Schmidt Tagomori

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Planejamento Energético, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Planejamento Energético.

Orientadores: Alexandre Salem Szklo

Pedro Rua Rodriguez Rochedo

Rio de Janeiro  
Fevereiro de 2017

POTENCIAL TÉCNICO E ECONÔMICO PARA A PRODUÇÃO DE FISCHER-  
TROPSCH DIESEL A PARTIR DE BIOMASSA (FT-BTL) ASSOCIADA À  
CAPTURA DE CARBONO NO BRASIL

Isabela Schmidt Tagomori

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUO ALBERTO  
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA  
(COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE  
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE  
EM CIÊNCIAS EM PLANEJAMENTO ENERGÉTICO.

Examinada por:

---

Prof. Alexandre Salem Szklo, D.Sc.

---

Dr. Pedro Rua Rodriguez Rochedo, D.Sc.

---

Profa. Joana Portugal-Pereira, D.Sc.

---

Prof. Joaquim Eugênio Abel Seabra, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

FEVEREIRO DE 2017

Tagomori, Isabela Schmidt

Potencial Técnico e Econômico para a Produção de Fischer-Tropsch Diesel a partir de Biomassa (FT-BTL) Associada à Captura de Carbono no Brasil / Isabela Schmidt Tagomori. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2017.

XXIII, 216 p.: il.; 29,7 cm.

Orientador (es): Alexandre Salem Szklo

Pedro Rua Rodriguez Rochedo

Dissertação (mestrado) – UFRJ/COPPE/Programa de Planejamento Energético, 2017.

Referências Bibliográficas: p. 193-199.

1. Fischer-Tropsch Diesel. 2. Biomassa. 3. Captura de Carbono. I. Szklo, Alexandre Salem *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Planejamento Energético. III. Título.

Ao favorito da família e, sobretudo,  
minha pessoa favorita no mundo,  
meu irmão, Matheus.

“Roda mundo, roda-gigante  
Rodamoinho, roda pião  
O tempo rodou num instante  
Nas voltas do meu coração”

– Chico Buarque

## AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço aos meus orientadores Alexandre Salem Szklo e Pedro Rochedo, pelo conhecimento compartilhado e pela orientação incomparável. Muito obrigada pela disponibilidade, pelos desafios propostos, por todo o apoio recebido, e especialmente pelo exemplo de ética, profissionalismo e dedicação ao ensino.

Agradeço aos professores Joana Portugal-Pereira e Joaquim Eugênio Seabra por aceitarem participar da banca avaliadora desta dissertação. Muito obrigada pela disponibilidade e pela contribuição.

Agradeço aos demais professores por todas as aulas incríveis, em especial aos professores Roberto Schaeffer e André Lucena. Agradeço aos funcionários do programa por toda a contribuição, em especial à Sandrinha, pelo carinho.

À CAPES e à FAPERJ pelo apoio financeiro em forma de bolsa de estudo.

Aos colegas do Cenergia, por esse ano de conversas e parceria. À Marianne, por todo carinho, café e salinha. Aos meus amigos pela compreensão, pela torcida, por todas as boas vibrações. À Caia, pelos melhores conselhos e por me convencer de tentar o processo seletivo do PPE. Clarinha, Mariana, Fernanda, Will, Peixe, Diego, Juan, Velho, Raul, Gui e Seiji, por cada (raro) encontro. À Naty, por todo amor e toda terapia. A Mariana, Paula, Carla e Carol, pela eternidade.

A Cindy, Paula, Fabito e Murilo, melhores companheiros de viagens, por todas as neuroses e pela amizade. Ao Lucas, minha dupla de aula, pela imaginação, pelo café e pela parceria. Ao Osmar e à Camille, pelas caronas, pelas piadas matinais, por horas sem silêncio e pelo coração enorme. Ao Clube da Biomassa, Fábio e Fran, pela cumplicidade nesse tema maravilhoso que nos une. Ao Vinny, por existir e pelos melhores churrascos. A Gabi, Heliz, Vanessa, Letícia, Bernardo, por perrengues enfrentados, por todos os bares e toda alegria compartilhada. E ao Otto, pelo abraço, pelo carinho, pelo cuidado, pelo companheirismo, e mais.

Em especial, agradeço à minha família, pelo amor e apoio incondicional. Agradeço aos meus pais, maiores incentivadores do caminho traçado rumo à vida acadêmica, pela paciência, por cada conselho e pelo colo. Agradeço ao meu irmão, minha pessoa favorita no mundo, a quem dedico esta dissertação desejando que encontre felicidade na engenharia como eu encontrei.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

POTENCIAL TÉCNICO E ECONÔMICO PARA A PRODUÇÃO DE FISCHER-TROPSCH DIESEL A PARTIR DE BIOMASSA (FT-BTL) ASSOCIADA À CAPTURA DE CARBONO NO BRASIL

Isabela Schmidt Tagomori

Fevereiro/2017

Orientadores: Alexandre Salem Szklo

Pedro Rua Rodriguez Rochedo

Programa: Planejamento Energético

Para lidar com a criticidade da oferta, verificada em função de um parque refinador que não acompanhou o crescimento da demanda e das cada vez mais restritivas especificações em vigência, o desenvolvimento de diesel biocombustível de alta qualidade mostra-se relevante para o cenário nacional. O objetivo deste estudo é identificar o potencial de desenvolvimento da produção de diesel biocombustível a partir da conversão termoquímica da biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch no Brasil. Foram conduzidas avaliações técnicas e econômicas da rota tecnológica selecionada, com o ensejo de estimar em que medida e a que custos a produção desse biocombustível seria capaz de contribuir para a oferta de diesel no país, além de promover reduções no teor de emissões relativos ao setor energético e subsetor de transportes. Identificou-se um potencial teórico de produção de diesel biocombustível capaz de atender 11,9% da demanda e 72,4% do teor de importações. Uma vantagem desta rota é a facilidade de incorporar-lhe a captura de carbono, que se mostrou intrínseca ao processo. Verificou-se ainda que, embora a tecnologia inovadora não se mostre custo-competitiva sem o incentivo de políticas climáticas e energéticas, existe potencial importante de contribuição para redução da crescente dependência de importações, gerando impactos positivos sobre a balança comercial brasileira.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

TECHNICAL AND ECONOMIC POTENTIAL FOR THE DEPLOYMENT OF  
BIOMASS BASED FISCHER-TROPSCH DIESEL (FT-BTL) ASSOCIATED WITH  
CARBON CAPTURE IN BRAZIL

Isabela Schmidt Tagomori

February/2017

Advisors: Alexandre Salem Szklo

Pedro Rua Rodriguez Rochedo

Department: Energy Planning

In order to deal with the criticality of diesel fuel supply, due to a refining system incapable of attending the growing demand and the ever more restrictive specifications in act, the deployment of high quality biomass based diesel stands relevant to the national framework. This study aims to identify the potential for the deployment of diesel biofuel production based on biomass thermochemical conversion through Fischer-Tropsch Synthesis in Brazil. This study conducted technical and economic analysis of the selected technological route, in order to estimate in what extension and at what costs could biomass based diesel contribute to the national diesel supply, and to the promotion of emission reductions in the energy sector and the transportation subsector. This study identified a theoretical potential of biomass based diesel production capable of attending 11,9% of diesel supply, and 72,4% of diesel imports. A clear advantage of this route is the fact that it is easy to add carbon capture, which was evaluated as intrinsic to the process. Furthermore, this study argues that, even if not cost-competitive without the necessary climate and energy policies, the innovative technological route offers important contributions to the reduction of the dependency on imports, resulting in positive impacts over the Brazilian commercial balance.

## SUMÁRIO

1.	Introdução	1
1.1	Contextualização do Problema	1
1.2	Objetivos deste Estudo e Estrutura de Desenvolvimento	3
2.	Mercado de Óleo Diesel no Brasil	5
2.1	Consumo de Óleo Diesel no Brasil	5
2.2	O Parque de Refino Brasileiro e a Produção Nacional de Óleo Diesel	8
2.2.1	O Parque Refinador: Refinarias Brasileiras .....	8
2.2.2	A Produção de Óleo Diesel no Brasil .....	11
2.3	Importação de Óleo Diesel no Brasil	20
3.	Biocombustíveis Líquidos via Conversão Termoquímica da Biomassa	23
3.1	Rotas Disponíveis para Conversão Termoquímica da Biomassa	23
3.1.1	Pirólise .....	25
3.1.2	Liquefação Hidrotérmica .....	25
3.1.3	Gaseificação .....	26
3.1.4	Combustão .....	26
3.2	Produção de Biocombustíveis via Síntese de Fischer-Tropsch	26
3.2.1	Matéria-prima: Biomassa.....	28
3.2.2	Pré-tratamento.....	30
3.2.3	Gaseificação .....	31
3.2.4	Unidade de Separação de Ar.....	39
3.2.5	Limpeza e Ajuste de Composição do Gás de Síntese .....	39
3.2.6	Remoção de Gases Ácidos.....	42
3.2.7	Tratamento de Enxofre .....	46
3.2.8	Compressão do CO <sub>2</sub> .....	47
3.2.9	Síntese de Fischer-Tropsch.....	47

3.2.10	Separação de Hidrogênio .....	52
3.2.11	<i>Upgrading</i> de Produtos .....	53
4.	Metodologia .....	56
4.1	Simulação do Processo: Planta Madura ( <i>Nth Plant</i> ) .....	57
4.1.1	Fluxograma Simplificado do Processo (FT-BTL) .....	57
4.1.2	Matéria-Prima: Biomassa.....	58
4.1.3	Gaseificação .....	59
4.1.4	Limpeza do Gás de Síntese .....	65
4.1.5	Remoção de Gases Ácidos.....	68
4.1.6	Separação de H <sub>2</sub> via Pressure Swing Adsorption (PSA) .....	72
4.1.7	Síntese de Fischer-Tropsch .....	72
4.1.8	<i>Upgrading</i> de Produtos .....	77
4.1.9	Demanda de Eletricidade .....	85
4.2	Análise Econômica .....	86
4.2.1	Investimento em Capital Total (TCI).....	86
4.2.2	Custo Nivelado do Diesel (FT) Biocombustível.....	91
4.2.3	Análise de Sensibilidade .....	95
4.2.4	Custos Nivelados de Captura do CO <sub>2</sub> .....	97
4.2.5	Análise de Competitividade .....	98
4.3	Planta Pioneira e Curva de Aprendizagem .....	105
4.3.1	Planta Pioneira <i>versus</i> Planta Madura (FOAK vs NOAK) .....	105
4.3.2	Curva de Aprendizagem .....	106
4.4	Produção de Diesel (FT) Biocombustível no Brasil .....	107
4.4.1	Disponibilidade de Biomassa nos Âmbitos Nacional e Regional.....	107
4.4.2	Potencial Técnico (Sem Clusters) de Produção de Diesel Biocombustível	
	109	

4.4.3	Localização Geográfica das Unidades de Conversão .....	110
4.4.4	Potencial Técnico Por Clusters de Produção de Diesel Biocombustível no Brasil	110
5.	Resultados e Discussões	116
5.1	Simulação do Processo: Planta Madura ( <i>Nth Plant</i> )	116
5.1.1	Fluxogramas Simplificados de Processo .....	116
5.1.2	Gaseificação .....	118
5.1.3	Limpeza do Gás de Síntese .....	123
5.1.4	Remoção de Gases Ácidos .....	127
5.1.5	Separação de H <sub>2</sub> via <i>Pressure Swing Adsorption</i> (PSA) .....	131
5.1.6	Síntese de Fischer-Tropsch .....	132
5.1.7	<i>Upgrading</i> de Produtos .....	135
5.1.8	Demanda de Eletricidade .....	141
5.1.9	Rendimentos Finais: Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch .....	142
5.2	Análise Econômica	147
5.2.1	Investimento em Capital Total (TCI) .....	147
5.2.2	Custo Nivelado do Diesel (FT) Biocombustível .....	150
5.2.3	Análise de Sensibilidade .....	153
5.2.4	Custos Nivelados de Captura do CO <sub>2</sub> .....	159
5.2.5	Análise de Competitividade .....	160
5.3	Planta Pioneira e Curva de Aprendizagem	166
5.3.1	Planta Pioneira <i>versus</i> Planta Madura (FOAK vs NOAK) .....	166
5.3.2	Curva de Aprendizagem .....	168
5.4	Produção de Diesel Biocombustível (FT) no Brasil	171
5.4.1	Disponibilidade de Biomassa nos Âmbitos Nacional e Regional .....	171
5.4.2	Potencial Técnico (Sem Clusters) de Produção de Diesel Biocombustível	173

5.4.3	Localização Geográfica das Unidades de Conversão ( <i>Clusters Regionais</i> )	174
5.4.4	Potencial de Produção de Diesel (FT) Biocombustível no Brasil.....	175
6.	Considerações Finais	185
	Referências Bibliográficas	193
	Anexo I	200
	Anexo II	208
	Anexo III	213

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2-1: Evolução do Consumo de Derivados de Petróleo no Brasil (1970-2015).....	5
Figura 2-2: Evolução do Consumo Relativo de Óleo Diesel no Brasil (1970-2015).....	6
Figura 2-3: Participação Setorial no Consumo Final de Óleo Diesel no Brasil (2015).....	8
Figura 2-4: Refinarias Brasileiras - Capacidade Nominal e Volume de Carga Processada (Ano 2015) .....	10
Figura 2-5: Evolução da Produção de Derivados de Petróleo Energéticos e Não Energéticos...	12
Figura 2-6: Distribuição da Produção de Derivados Energéticos de Petróleo (2015).....	13
Figura 2-7: Produção de Óleo Diesel por Refinaria no Brasil (Ano 2015) .....	14
Figura 2-8: Evolução da Produção de Óleo Diesel no Brasil (1970-2015).....	15
Figura 2-9: Evolução da Especificação Brasileira para Teor de Enxofre no Óleo Diesel.....	17
Figura 2-10: Evolução da Capacidade de Hidrotratamento para Refinarias Brasileiras (2010-2020) .....	19
Figura 2-11: Produção, Importação e Consumo de Óleo Diesel no Brasil (1970-2015).....	20
Figura 2-12: Saldo Líquido Entre Exportação e Importação de Óleo Diesel no Brasil (1970-2015) .....	21
Figura 3-1: Rotas para conversão termoquímica da biomassa .....	23
Figura 3-2: Gaseificadores de Leito Fixo.....	34
Figura 3-3: Gaseificadores de Leito Fluidizado .....	36
Figura 3-4: Gaseificador de Leito de Arraste.....	37
Figura 3-5: Processo Selexol.....	44
Figura 3-6: Processo Rectisol.....	45
Figura 3-7: Modelo de Distribuição Anderson-Schulz-Flory .....	48
Figura 3-8: Tipos de Reator Comercialmente Disponíveis para Síntese de Fischer-Tropsch.....	50
Figura 3-9: Processo de Separação de Hidrogênio via <i>Pressure Swing Adsorption</i> (PSA) .....	53
Figura 4-1: Fluxograma do Procedimento Metodológico .....	57
Figura 4-2: Fluxograma Simplificado do Processo (Planta Madura).....	58
Figura 4-3: Diagrama da Unidade de Gaseificação.....	63

Figura 4-4: Diagrama da Unidade de Separação de Ar.....	64
Figura 4-5: Fluxograma da Etapa “ <i>Sour Water-Gas Shift</i> ” (SWGS) Simulada .....	66
Figura 4-6: Fluxograma da Etapa de Absorção Física (Selexol) Simulada.....	68
Figura 4-7: Fluxograma da Etapa de Compressão do CO <sub>2</sub> Simulada .....	71
Figura 4-8: Modelo Anderson-Schulz-Flory - Fator de Crescimento da Cadeia ( $\alpha$ ).....	73
Figura 4-9: Fluxograma da Etapa de Separação dos Produtos .....	78
Figura 4-10: Boiling Point Curve ASTM D86 Produtos FT .....	81
Figura 4-11: Boiling Point Curve Produtos FT – Oil Environment .....	81
Figura 4-12: Distribuição de Produtos – Oil Environment .....	82
Figura 4-13: Custos Logísticos Transporte de Biomassa vs Raio de Coleta.....	93
Figura 4-14: Evolução de Preços do Diesel Fóssil (U.S. Gulf Coast).....	99
Figura 4-15: Evolução de Preços Diesel Fóssil (U.S. Gulf Coast) e Óleo Marcador.....	100
Figura 5-1: Conversão Termoquímica da Biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch (Produção de Diesel Biocombustível .....	117
Figura 5-2: Fluxograma Resultante da Simulação da Unidade de Gaseificação.....	118
Figura 5-3: Fluxograma Resultante da Simulação da Unidade de Separação de Ar.....	121
Figura 5-4: Determinação Empírica Fração de Gás de Síntese Direcionada ao Reator de WGS .....	124
Figura 5-5: Rendimentos Preliminares de Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch.....	137
Figura 5-6: Rendimentos da Unidade de Hidrocraqueamento Catalítico (HCC).....	140
Figura 5-7: Rendimentos Finais em Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch.....	143
Figura 5-8: Rendimentos Preliminares versus Rendimentos Finais (Produtos de Fischer-Tropsch) .....	144
Figura 5-9: Composição de Custos de Equipamentos por Unidade de Processo .....	148
Figura 5-10: Composição do Investimento em Capital Total por Unidade de Processo.....	149
Figura 5-11: Composição do Custo Nivelado do Diesel Biocombustível.....	151
Figura 5-12: Custos Nivelados do Diesel Biocombustível - Comparação com Dados da Literatura.....	153
Figura 5-13: Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações nos Preços de Subprodutos.....	154

Figura 5-14: Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações na Taxa de Desconto .....	155
Figura 5-15: Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações no Custo da Biomassa .....	156
Figura 5-16: Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações no Preço da Eletricidade.....	157
Figura 5-17: Resultados da Análise de Sensibilidade .....	158
Figura 5-18: Custo Nivelado de Captura de Carbono .....	160
Figura 5-19: Custo do Diesel Biocombustível versus Custo do Diesel Fóssil .....	160
Figura 5-20: Preço de Break-Even do Óleo Marcador.....	162
Figura 5-21: Emissões <i>Well-to-Wheel</i> – Diesel Biocombustível <i>versus</i> Diesel Fóssil.....	164
Figura 5-22: Custo Nivelado do Diesel Biocombustível Planta Madura <i>versus</i> Planta Pioneira .....	167
Figura 5-23: Curva de Aprendizagem Tecnológica .....	170
Figura 5-24: Disponibilidade de Resíduos de Eucalipto no Brasil.....	171
Figura 5-25: Disponibilidade de Resíduos de Eucalipto no Brasil.....	172
Figura 5-26: Localização Geográfica das Unidades de Conversão de Biomassa ( <i>Clusters Regionais</i> ) .....	174
Figura 5-27: Raio de Coleta de Resíduos de Eucalipto por <i>Cluster</i> Regional .....	176
Figura 5-28: Produção de Diesel Biocombustível ( <i>Clusters</i> ) – Brasil e Regiões.....	178
Figura 5-29: Potencial Técnico Por <i>Clusters</i> versus Potencial Técnico – Brasil e Regiões.....	178
Figura 5-30: Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (FT-BTL) – Brasil e Regiões .....	180
Figura 5-31: Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (FT-BTL-CC) – Brasil e Regiões.....	181
Figura 5-32: Participação do Diesel Biocombustível para a Demanda Nacional de Diesel.....	182
Figura 5-33: Participação do Diesel Biocombustível para a Importação Nacional de Diesel...	183

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2-1. Consumo Final de Óleo Diesel por Setor.....	7
Tabela 2-2. Refinarias Brasileiras: Capacidade Nominal e Volume de Carga Processada (2015)9	
Tabela 2-3. Capacidades Nominais Máximas de Hidrotratamento em Refinarias Brasileiras (2010-2020).....	18
Tabela 3-1: Sumário das principais rotas para conversão termoquímica da biomassa .....	24
Tabela 3-2: Unidades de Conversão de Biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch no Mundo... 27	
Tabela 3-3. Principais Características da Biomassa Relevantes ao Processo de Gaseificação ... 29	
Tabela 3-4. Reações Envolvidas no Processo de Gaseificação.....	32
Tabela 3-5. Limites de Concentração de Contaminantes no Gás de Síntese.....	39
Tabela 3-6. Reação de Water-Gas Shift .....	41
Tabela 3-7. Composição Ótima do Gás de Síntese .....	41
Tabela 3-8. Reações do Processo Claus para Tratamento do Enxofre.....	46
Tabela 3-9. Reação Simplificada de Formação de Produtos na Síntese de Fischer-Tropsch.....	47
Tabela 3-10. Principais Características de Catalisadores de Ferro e Catalisadores de Cobalto .. 50	
Tabela 4-1. Caracterização da Biomassa: Eucalipto .....	60
Tabela 4-2. Caracterização do Gás de Síntese .....	61
Tabela 4-3. Parâmetros de Entrada (IECM).....	62
Tabela 4-4. Parâmetros “ <i>Direct Water Quench</i> ” .....	65
Tabela 4-5. Parâmetros “ <i>Sour Water-Gas Shift</i> ” (SWGS).....	67
Tabela 4-6. Parâmetros Absorção Física (Selexol) .....	70
Tabela 4-7. Parâmetros Compressão do CO <sub>2</sub> .....	72
Tabela 4-8. Formação de Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch.....	74
Tabela 4-9. Proporção de Alcanos e Alcenos nos Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch.....	75
Tabela 4-10. Parâmetros Aplicados ao Dimensionamento da Seção de Destilação.....	79
Tabela 4-11. Boiling Point Curve ASTM D86 (Produtos FT) .....	80
Tabela 4-12. Caracterização da Corrente e Temperatura de Corte dos Produtos.....	82

Tabela 4-13. Rendimentos HCC Típico.....	84
Tabela 4-14. Demanda de Eletricidade (MW) .....	86
Tabela 4-15. Custos de Referência Relativos às Unidades de Processo .....	88
Tabela 4-16. Metodologia de Cálculo do Investimento em Capital Total (TCI) .....	90
Tabela 4-17. Parâmetros Custo Variável Mensal – Transporte de Biomassa .....	92
Tabela 4-18. Custos Logísticos – Transporte de Biomassa.....	93
Tabela 4-19. Parâmetros Custo do Diesel Biocombustível (FT).....	94
Tabela 4-20. Variações nos Preços de Derivados (GLP e Nafta).....	95
Tabela 4-21. Variações na Taxa de Desconto .....	96
Tabela 4-22. Variações no Custo da Biomassa .....	96
Tabela 4-23. Variações no Preço de Eletricidade.....	97
Tabela 4-24. Evolução de Preços do Diesel Fóssil (U.S. Gulf Coast) .....	98
Tabela 4-25. Patamares de Preço do Diesel Fóssil (U.S. Gulf Coast).....	99
Tabela 4-26. Evolução de Preços do Diesel Fóssil e do Óleo Marcador .....	100
Tabela 4-27. Razão Preço do Óleo Marcador vs Preço do Diesel.....	101
Tabela 4-28. Parâmetros “Fator de Emissão” e “Atividade” – Diesel FT.....	102
Tabela 4-29. Parâmetros “Fator de Emissão” e “Atividade” – Diesel Fóssil.....	103
Tabela 4-30. Taxa de Aprendizagem e Expoentes Utilizados.....	107
Tabela 4-31. Parâmetros Cultura de Eucalipto.....	109
Tabela 4-32. Venda de Diesel Fóssil por Região .....	114
Tabela 4-33. Importação de Diesel Fóssil .....	115
Tabela 5-1. Resultados da Simulação da Unidade de Gaseificação.....	119
Tabela 5-2. Gás de Síntese na Saída da Unidade de Gaseificação .....	120
Tabela 5-3. Agente Oxidante Entrada da Unidade de Gaseificação .....	121
Tabela 5-4. Resultados da Simulação da Unidade de Separação de Ar .....	122
Tabela 5-5. Entrada e Saída de Gás de Síntese – <i>Direct Water Quench</i> .....	123
Tabela 5-6. Balanço de Massa Global Simulação da Unidade de <i>Direct Water Quench</i> .....	124
Tabela 5-7. Entrada e Saída de Gás de Síntese – <i>Sour Water-Gas Shift (SWGS)</i> .....	125

Tabela 5-8. Balanço de Massa Global Simulação da Unidade de <i>Sour Water-Gas Shift</i> .....	126
Tabela 5-9. Resultados da Simulação da Unidade de <i>Sour Water-Gas Shift</i> .....	126
Tabela 5-10. Composição das Correntes de Gás de Síntese e Reciclo na 1ª. Coluna de Absorção .....	127
Tabela 5-11. Composição do Gás de Síntese na Saída da 2ª. Coluna de Absorção .....	128
Tabela 5-12. Balanço Global Simulação da Unidade de Absorção Física (Selexol) .....	129
Tabela 5-13. Máximas Concentrações Permitidas para Contaminantes no Gás de Síntese .....	129
Tabela 5-14. Resultados da Simulação da Unidade de Absorção Física (Processo Selexol) ....	130
Tabela 5-15. Estágios de Compressão do CO <sub>2</sub> Capturado .....	131
Tabela 5-16. Taxa de Conversão (CO, H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> ).....	132
Tabela 5-17. Taxa de Formação (H <sub>2</sub> O, CH <sub>4</sub> ) .....	132
Tabela 5-18. Taxa de Formação de Hidrocarbonetos (C <sub>2</sub> -C <sub>20</sub> , C <sub>30</sub> ) .....	133
Tabela 5-19. Gás de Síntese (Entrada) e Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch (Saída) .....	134
Tabela 5-20. Balanço Global Simulação da Síntese de Fischer-Tropsch.....	135
Tabela 5-21. Primeiro Estágio de Separação dos Produtos Formados .....	135
Tabela 5-22. Vazões de Reciclo do Gás Não Convertido .....	136
Tabela 5-23. Rendimentos Preliminares de Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch .....	137
Tabela 5-24. Resultados da Simulação da Etapa de Separação dos Produtos Formados .....	138
Tabela 5-25. Teor de Alcenos na Corrente de Diesel – Unidade de Hidrotratamento (HDT) ..	139
Tabela 5-26. Rendimentos da Unidade de Hidrocraqueamento Catalítico (HCC) .....	140
Tabela 5-27. Demanda de Eletricidade (MW) .....	141
Tabela 5-28. Rendimentos Finais de Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch.....	142
Tabela 5-29. Resumo do Balanço de Massa – Planta Madura .....	144
Tabela 5-30. Resumo do Balanço de Energia – Planta Madura .....	145
Tabela 5-31. Resumo do Balanço de Massa Anual – Planta Madura .....	146
Tabela 5-32. Resumo do Balanço de Energia Anual – Planta Madura .....	146
Tabela 5-33. Custos de Equipamentos Para Cada Unidade de Processo .....	147
Tabela 5-34. Investimento em Capital Total (TCI).....	149

Tabela 5-35. Parâmetros Para o Cálculo do Custo Nivelado do Diesel Biocombustível .....	150
Tabela 5-36. Custo Nivelado do Diesel Biocombustível .....	151
Tabela 5-37. Custo Nivelado do Diesel Biocombustível – Dados da Literatura.....	152
Tabela 5-38. Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações nos Preços de Subprodutos .....	154
Tabela 5-39. Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações na Taxa de Desconto.....	155
Tabela 5-40. Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações no Custo de Biomassa.....	156
Tabela 5-41. Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações no Preço de Eletricidade .....	157
Tabela 5-42. Parâmetros Para o Cálculo do Custo Nivelado de Captura.....	159
Tabela 5-43. Preço de <i>Break-Even</i> do Óleo Marcador.....	161
Tabela 5-44. Resultados da Análise <i>Well-to-Wheel</i> – Diesel Biocombustível (FT) .....	163
Tabela 5-45. Resultados da Análise <i>Well-to-Wheel</i> – Diesel Fóssil .....	164
Tabela 5-46. Valor do Carbono Evitado (US\$/tCO <sub>2</sub> ).....	165
Tabela 5-47. Investimento em Capital Total (TCI) Planta Madura <i>versus</i> Planta Pioneira .....	166
Tabela 5-48. Custo Nivelado do Diesel Biocombustível Planta Madura <i>versus</i> Planta Pioneira .....	167
Tabela 5-49. Curva de Aprendizagem – FOAK <i>to</i> NOAK.....	168
Tabela 5-50. Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto por Região do Brasil.....	172
Tabela 5-51. Potencial Técnico (Sem Clusters) para Produção de Diesel Biocombustível no Brasil .....	173
Tabela 5-52. Localização Geográfica das Unidades de Conversão por Região.....	175
Tabela 5-53. Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto por Cluster (Raio de Coleta 50 km) .....	175
Tabela 5-54. Número de Módulos de Conversão por <i>Cluster</i> Regional .....	177
Tabela 5-55. Potencial de Produção Anual de Diesel Biocombustível – Brasil e Regiões.....	177
Tabela 5-56. Resultados para o Enésimo Módulo (Planta Sem Captura) – Brasil e Regiões ...	180
Tabela 5-57. Resultados para o Enésimo Módulo (Planta Com Captura) – Brasil e Regiões...	181
Tabela 5-58. Participação do Diesel Biocombustível na Demanda Nacional de Diesel .....	182
Tabela 5-59. Participação do Diesel Biocombustível na Importação Nacional de Diesel .....	183

## LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 4-1. Eficiência de Conversão de Carbono (%) .....	64
Equação 4-2. Cold Gas Efficiency (CGE) (%).....	64
Equação 4-3. Separação de H <sub>2</sub> via <i>Pressure Swing Adsorption</i> (PSA) .....	72
Equação 4-4. Taxa de Conversão – CO, H <sub>2</sub> e CO <sub>2</sub> (Base Mássica) .....	73
Equação 4-5. Taxa de Formação – H <sub>2</sub> O e CH <sub>4</sub> (Base Mássica).....	75
Equação 4-6. Taxa de Formação Alcanos (Base Mássica) .....	76
Equação 4-7. Taxa de Formação Alcenos (Base Mássica) .....	76
Equação 4-8. Vazão Mássica de Saída: CO, H <sub>2</sub> e CO <sub>2</sub> (Saída).....	76
Equação 4-9. Vazão Mássica de Saída: H <sub>2</sub> O e CH <sub>4</sub> (Saída).....	76
Equação 4-10. Vazão Mássica de Saída: Alcanos (Saída) .....	76
Equação 4-11. Vazão Mássica de Saída: Alcenos (Saída) .....	76
Equação 4-12. Vazão Mássica de Saída: C <sub>2</sub> -C <sub>20</sub> e C <sub>30</sub> (Saída).....	77
Equação 4-13. Vazão Mássica de Reciclo na Entrada do Reator de Fischer-Tropsch.....	77
Equação 4-14. Demanda Estequiométrica de H <sub>2</sub> (HDT).....	83
Equação 4-15. Demanda Mássica de H <sub>2</sub> (HDT).....	83
Equação 4-16. Rendimento Mássico HCC Típico .....	84
Equação 4-17. Vazões Mássicas de Produtos do HCC .....	85
Equação 4-18. Vazões Mássicas de Produtos do HCC .....	85
Equação 4-19. Demanda de Eletricidade (MW) .....	85
Equação 4-20. Custos Totais de Equipamentos Adquiridos (TPEC).....	87
Equação 4-21. Custos de Equipamentos Adquiridos por Unidade de Processo.....	87
Equação 4-22. Custos Totais Instalados (TIC).....	89
Equação 4-23. Custos de Contingência (CC).....	89
Equação 4-24. Investimento em Capital Fixo (FCI) .....	89
Equação 4-25. Capital de Giro (WC) .....	90
Equação 4-26. Investimento em Capital Total (TCI) .....	90

Equação 4-27. Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (US\$/GJ) .....	91
Equação 4-28. Fator de Recuperação do Capital (FRC) .....	91
Equação 4-29. Custo Nivelado de Captura (US\$/tCO <sub>2</sub> ).....	97
Equação 4-30. Razão Preço do Óleo Marcador vs Preço do Diesel.....	101
Equação 4-31. Preço de <i>Break-Even</i> do Óleo Marcador.....	101
Equação 4-32. Cálculo das Emissões de CO <sub>2</sub> .....	102
Equação 4-33. CO <sub>2</sub> Evitado (tCO <sub>2</sub> /ano) .....	104
Equação 4-34. Valor do CO <sub>2</sub> Evitado (US\$/tCO <sub>2</sub> ).....	104
Equação 4-35. Investimento em Capital Total (TCI) Planta Pioneira.....	105
Equação 4-36. Modelagem da Curva de Aprendizagem Tecnológica .....	106
Equação 4-37. Expoente da Taxa de Aprendizado.....	106
Equação 4-38. Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto (Energia Primária) .....	108
Equação 4-39. Potencial Técnico (Sem Clusters) de Produção de Diesel Biocombustível .....	110
Equação 4-40. Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto por Cluster Regional.....	111
Equação 4-41. Número de Módulos Instalados por Região .....	112
Equação 4-42. Potencial de Produção de Diesel (FT) Biocombustível.....	112
Equação 4-43. Investimento Capital Total Enésimo Módulo .....	112

## **LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

- ABRAF – Associação Brasileira de Produtores de Florestas Plantadas
- ANP – Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
- CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente
- COP21 – Conference of the Parties 21
- EPE – Empresa de Pesquisa Energética
- FCC – Unidade de Craqueamento Fluido Catalítico
- FOB – Free on Board
- FT-BTL – Biomass to Liquids via Síntese de Fischer-Tropsch
- FT-BTL-CC – Biomass to Liquids via Síntese de Fischer-Tropsch c/ Captura Carbono
- GLP – Gás Liquefeito de Petróleo
- HCC – Unidade de Hidrocrackeamento Catalítico
- HDS – Unidade de Dessulfurização
- HDS G – Unidade de Dessulfurização de Gasolina
- HDT – Unidade de Hidrotratamento
- HDT D – Unidade de Hidrotratamento de Diesel
- HDT I – Unidade de Hidrotratamento de Instáveis
- HDT N – Unidade de Hidrotratamento de Nafta
- HDT Q – Unida de Hidrotratamento de Querosene
- IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
- IECM – Integrated Environmental Control Model
- INDC – Intended Nationally Determined Contributions
- IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change
- MCTIC – Ministério da Ciência, Tecnologia, Inovação e Comunicações
- PROCONVE - Programa de Controle da Poluição do Ar por Veículos Automotores
- QAV – Querosene de Aviação

SIDRA – Sistema IBGE de Recuperação Automática

SWGS – Sour Water-Gas Shift

UNFCCC – United Nations Framework Convention on Climate Change

WGS – Water-Gas Shift

# 1. Introdução

## 1.1 Contextualização do Problema

É amplo o reconhecimento pela comunidade científica a respeito das mudanças do clima, compreendendo-se que a maior parte do aumento de temperatura, frente aos níveis pré-industriais, observado ao longo dos últimos 100 anos, está relacionada ao aumento da concentração de gases do efeito estufa na atmosfera. Ainda assim, diversos estudos apontam uma aceleração no crescimento das emissões de gases do efeito estufa na última década (IPCC 2014).

Nos últimos anos, as emissões de CO<sub>2</sub> relativas aos combustíveis fósseis apresentaram aumento, impulsionadas principalmente pelo crescimento econômico e populacional observado a nível mundial. Juntamente com as emissões relativas aos processos industriais, as emissões de CO<sub>2</sub> provenientes da queima de combustíveis fósseis contribuíram com aproximadamente 78% do aumento referente ao total global de emissões de gases do efeito estufa observado entre 1970 e 2010 (IPCC 2014).

A estabilização em níveis baixos das concentrações de gases do efeito estufa na atmosfera demanda transformações fundamentais no sistema energético. Neste contexto, são imprescindíveis esforços em políticas e iniciativas de mitigação que busquem reduzir o emprego ostensivo de fontes fósseis, resultando em diversificação da matriz energética mundial, com destaque para o desenvolvimento e propagação de biocombustíveis convencionais e avançados.

No âmbito nacional, em documento denominado *Nationally Determined Contribution* (NDC), elaborado para a *Conference of the Parties* (COP21), organizada pela *United Nations Framework Convention on Climate Change* (UNFCCC) e realizada em Paris, entre novembro e dezembro de 2015, o Brasil se compromete a reduzir suas emissões de gases do efeito estufa em 37% até 2025 e 43% até 2030, tomando como referência o ano base 2005. No âmbito dos biocombustíveis, o país se propõe a:

*i) aumentar a participação de bioenergia sustentável na matriz energética brasileira para aproximadamente 18% até 2030, expandindo o consumo de biocombustíveis, aumentando a oferta de etanol, inclusive por meio do aumento da parcela de biocombustíveis avançados (segunda geração), e aumentando a parcela de biodiesel na mistura do diesel (BRASIL 2016).*

Uma das mais promissoras opções para a produção de biocombustíveis capazes de atender à crescente demanda por energia, em conformidade com as sempre mais estritas regulamentações ambientais, consiste na conversão termoquímica da biomassa seguida da Síntese de Fischer-Tropsch, para produção de biocombustíveis líquidos, em especial o diesel e a gasolina (AIL & DASAPPA 2016). Além disso, espera-se que a produção de biocombustíveis associada à captura de carbono assumam importante papel na redução da intensidade de carbono relativa aos combustíveis líquidos, especialmente diante das dificuldades que se apresentam para lidar com as emissões relativas ao setor de transportes (AZAR ET AL. 2010; KRIEGLER ET AL. 2014; JOHNSON ET AL. 2014).

Especificamente para o caso brasileiro, é possível observar que historicamente a estrutura do consumo de energia no setor de transportes mostra-se amplamente dominada pelo petróleo e seus derivados, fundamentalmente o óleo diesel e a gasolina. Tomando como base o ano de 2015, do consumo energético total voltado para o setor de transportes (84.037.000 toneladas equivalentes de petróleo), 43,5% corresponderam ao óleo diesel e 27,7% à gasolina automotiva (EPE 2016).

A representatividade do óleo diesel em termos de consumo de energia relativo ao setor de transportes evidencia sua relevância para o cenário econômico nacional. Ainda que a produção de derivados de petróleo, e especialmente de óleo diesel, tenha aumentado ao longo dos anos, não acompanhou o ritmo de crescimento da demanda, resultando em maior dependência de importações e gerando, conseqüentemente, significativos impactos sobre o saldo comercial do país (RODRIGUES & LOSEKANN 2015). Além disso, o teor cada vez mais restritivo das especificações para o óleo diesel no Brasil, principalmente em termos de conteúdo de enxofre, requer maior capacidade para hidrotratamento severo ou hidrocraqueamento, resultando em perdas de rendimento e impactos sobre a produção nacional deste derivado, o que também contribui ao conteúdo de importações, em um mercado já deficitário em óleo diesel (BONFÁ 2011).

Diante do exposto, o diesel biocombustível produzido a partir da conversão termoquímica da biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch mostra-se particularmente interessante, visto que apresenta origem renovável e a possibilidade singular para introdução da captura de carbono sem custos adicionais expressivos (uma vez que quantidades significativas de CO<sub>2</sub> são removidas da corrente de gás para aumentar a reatividade da etapa de síntese) (VAN VLIET ET AL. 2009). Ademais, esta rota produz diesel de alta qualidade (alto número de cetano, livre de enxofre, nitrogênio, níquel, vanádio, asfaltenos e aromáticos) (AIL & DASAPPA 2016) e, portanto, alta compatibilidade aos motores do ciclo diesel, não apresentando perdas significativas em termos de eficiência (LAPUERTA ET AL. 2010). Assim sendo, pode-se inferir que o desenvolvimento deste biocombustível seja relevante para o cenário nacional em função da criticidade da oferta de óleo diesel, encaixando-se convenientemente tanto à infraestrutura logística quanto aos veículos existentes, o que favorece sua implementação num horizonte não tão longo de tempo (VAN VLIET ET AL. 2009).

## **1.2 Objetivos deste Estudo e Estrutura de Desenvolvimento**

Este estudo busca identificar o potencial de desenvolvimento da produção de diesel biocombustível a partir da conversão termoquímica da biomassa (resíduos de eucalipto), via Síntese de Fischer-Tropsch no Brasil. Realiza este objetivo principal através da simulação detalhada da rota tecnológica investigada e subsequentes avaliações dos custos de produção, do potencial de redução de emissões (seja por sua origem renovável ou pela associação à captura de carbono) e do potencial de produção (em termos de volume), estimando ainda os preços de *break-even* do óleo marcador e valor do carbono evitado que viabilizariam o investimento, estabelecendo competitividade frente ao diesel fóssil convencional.

Neste contexto, como objetivo complementar, busca-se avaliar em que medida e a que custos a produção de diesel biocombustível a partir da conversão da biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch é capaz de contribuir para a oferta de diesel no Brasil e para a diversificação da matriz energética brasileira (enriquecendo a participação dos biocombustíveis), através de observação da disponibilidade de biomassa (nos âmbitos nacional e regional) e de considerações tanto da oferta total deste combustível, quanto do teor de importações necessário ao atendimento da demanda.

Inicialmente (segundo capítulo), busca-se avaliar o mercado brasileiro de óleo diesel, apresentando a evolução do consumo desse combustível ao longo dos anos, frente as principais características do parque refinador nacional, a evolução das especificações estabelecidas para a comercialização de óleo diesel e os impactos refletidos sobre o teor de importações, necessário ao atendimento tanto da demanda quanto das cada vez mais restritivas especificações vigentes.

Em seguida (terceiro capítulo), apresenta-se a rota tecnológica a ser investigada, com detalhamento de cada etapa do processo, dentre as quais podem ser citadas: a escolha da biomassa em função de suas características, a etapa de pré-tratamento da biomassa, a gaseificação da biomassa, a limpeza do gás de síntese produzido, a remoção de gases ácidos (inclusa a captura de carbono), a Síntese de Fischer-Tropsch para produção de diesel biocombustível e o subsequente *upgrading* de produtos.

Então (quarto capítulo), estabelece-se a metodologia de trabalho para avaliação da rota tecnológica selecionada, através da análise técnica (simulação do processo) e da análise econômica (determinação de custos de produção, preço de *break-even* do óleo marcador, valor do carbono evitado). Além disso, dispõe-se a metodologia para análise da planta pioneira (em comparação à simulação da planta madura), para a formação da curva de aprendizagem tecnológica, e para o georreferenciamento da disponibilidade de biomassa e localização das unidades de conversão, além da determinação do potencial (teórico e por *clusters*) de produção de diesel biocombustível no Brasil.

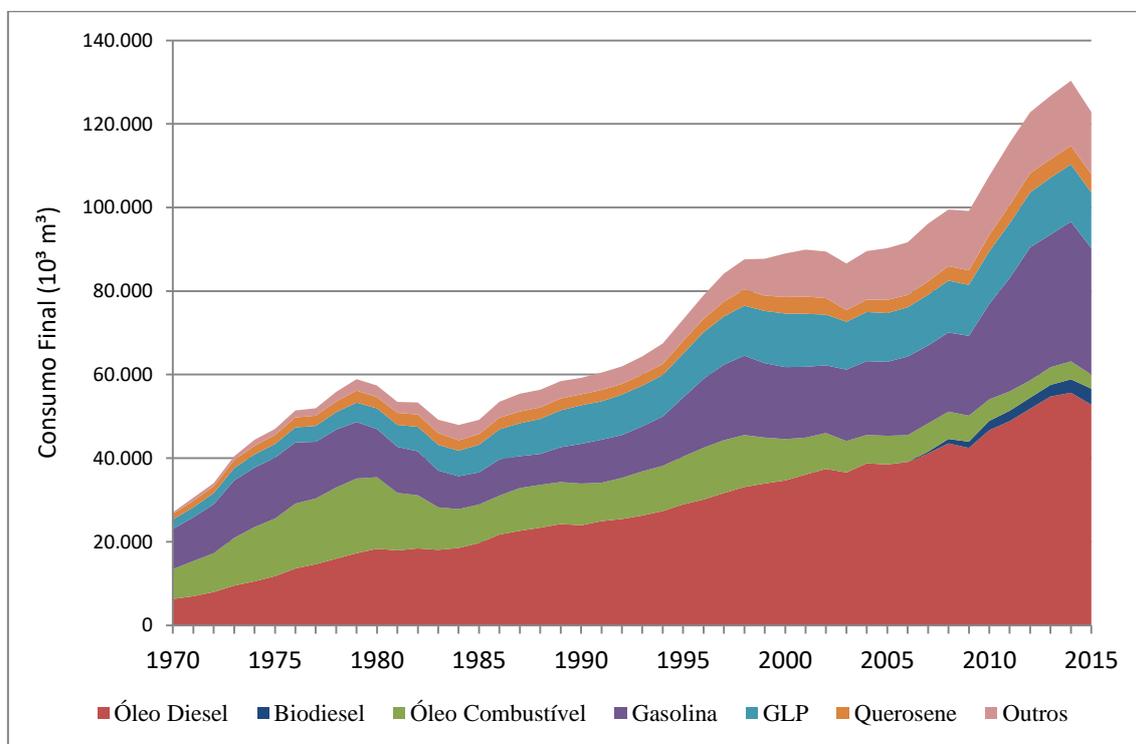
Por fim, são apresentados e discutidos os resultados obtidos (quinto capítulo) e dispostas as considerações finais a respeito do estudo realizado (sexto capítulo), incluindo argumentação a respeito das limitações enfrentadas e principais sugestões para estudos futuros.

## 2. Mercado de Óleo Diesel no Brasil

Para melhor compreensão da contribuição que a rota tecnológica investigada pode oferecer ao mercado brasileiro de derivados de petróleo, o presente capítulo busca apresentar a evolução do consumo de óleo diesel no âmbito nacional, as atuais características do parque refinador brasileiro, o nível de especificações exigidas para a comercialização de óleo diesel no país, e os impactos observados sobre o volume de importação.

### 2.1 Consumo de Óleo Diesel no Brasil

O consumo de derivados de petróleo no Brasil (datado do início do século XX) experimentou sua primeira explosão de crescimento nos anos seguintes à Segunda Guerra Mundial, em função principalmente da expansão da indústria nacional, da construção de rodovias e do processo crescente de urbanização, atravessados pelo país (SZKLO ET AL. 2012). A Figura 2-1 apresenta a evolução do consumo de derivados de petróleo no país, de acordo com dados disponibilizados pelo Balanço Energético Nacional para o período de 1970 até 2015.

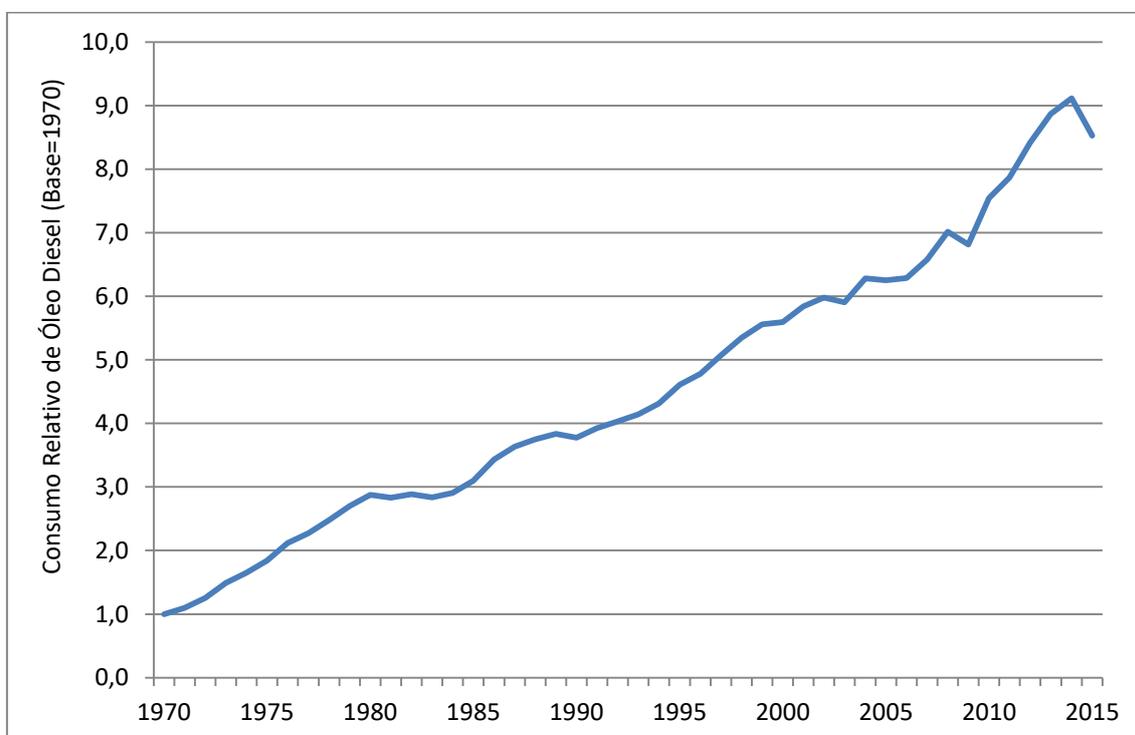


**Figura 2-1: Evolução do Consumo de Derivados de Petróleo no Brasil (1970-2015)**

Fonte: Elaboração própria, com base em EPE (2017)

Observando a série histórica é possível perceber expressiva retração no consumo de derivados de petróleo nos anos imediatamente após o segundo choque do petróleo, ocorrido em 1979, em função principalmente das quedas no consumo de gasolina automotiva e de óleo combustível (BONFÁ 2011; SZKLO ET AL. 2012). Contudo, a partir da década de 1990 verifica-se aumento mais consistente no consumo dos principais derivados de petróleo no país, em função especialmente da maior estabilidade econômica (SZKLO ET AL. 2012). Ressalta-se ainda o aprofundamento desse crescimento ao longo dos anos 2000, com significativa participação do período entre 2005 e 2015.

Tratando especificamente do óleo diesel (foco deste estudo), cumpre destacar o expressivo crescimento verificado para o consumo deste derivado ao longo dos anos, (praticamente alheio a crises), levando-o ao posto de principal derivado de petróleo comercializado no país (SZKLO ET AL. 2012). Ainda com base nos dados disponibilizados pelo Balanço Energético Nacional, a Figura 2-2 apresenta o crescimento relativo do consumo de óleo diesel para o período de 1970 a 2015. Cabe ressaltar o crescimento sustentado do consumo ao longo desse período, atingindo em 2015 aproximadamente 8,5 vezes o consumo apresentado em 1970.



**Figura 2-2: Evolução do Consumo Relativo de Óleo Diesel no Brasil (1970-2015)**

Fonte: Elaboração própria, com base em EPE (2017)

A Tabela 2-1 apresenta o consumo final de óleo diesel em volume, no período de 2010 a 2015, para os principais setores relacionados<sup>1</sup>: setor energético, setor agropecuário, setor de transportes e setor industrial. O consumo final total para o ano de 2015 é estimado em aproximadamente 52,8 milhões de m<sup>3</sup> (EPE 2017).

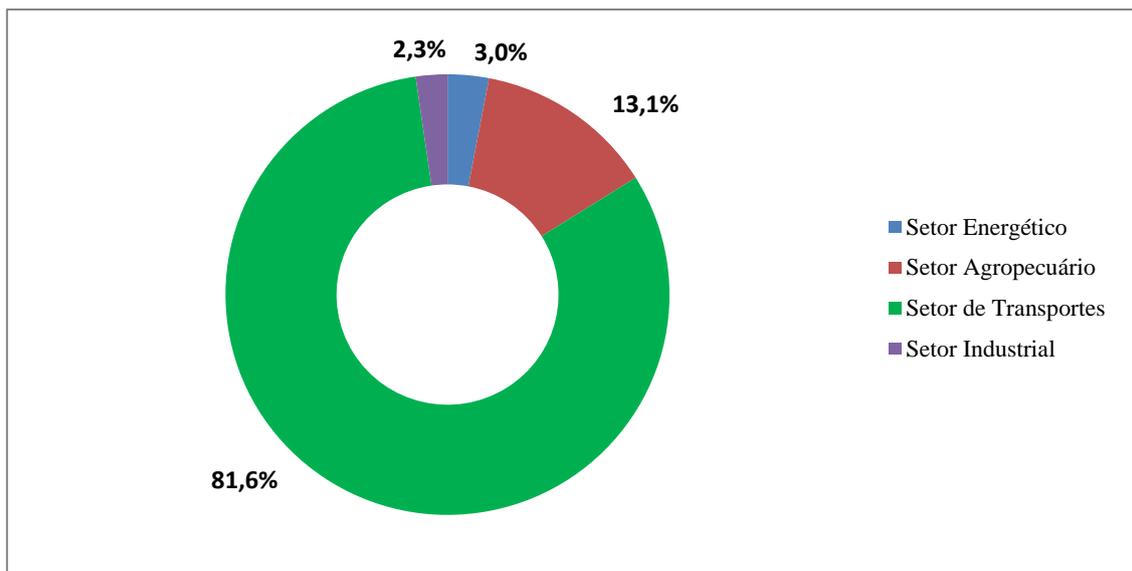
**Tabela 2-1. Consumo Final de Óleo Diesel por Setor**

Consumo Final de Óleo Diesel por Setor (10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> )				
Ano	Setor Energético	Setor Agropecuário	Setor de Transportes	Setor Industrial
2010	1.071	6.484	38.285	819
2011	1.115	6.344	40.271	1.121
2012	1.402	6.597	42.635	1.185
2013	1.541	6.597	45.322	1.293
2014	1.784	6.879	45.652	1.344
2015	1.578	6.939	43.059	1.225

Fonte: Elaboração própria, com base em EPE (2017)

Em termos de participação setorial, observa-se que, para o ano de 2015, os principais setores responsáveis pelo consumo de óleo diesel foram: o setor de transportes (81,6%), com destaque para o transporte rodoviário (79,0%), e o setor agropecuário (13,1%) (EPE 2016). Neste contexto, cumpre ressaltar a importância do óleo diesel como base para dois importantes motores da economia nacional: a agricultura e o transporte, tanto de cargas e quanto de passageiros. A Figura 2-3 apresenta a participação dos principais setores relacionados ao consumo de óleo diesel no país, para o ano de 2015.

<sup>1</sup> Em função de participações extremamente reduzidas, não foram considerados aqui os seguintes setores (componentes do consumo final total, segundo dados do Balanço Energético Nacional): setor comercial (0,01%) e setor público (0,01%) (EPE 2017).



**Figura 2-3: Participação Setorial no Consumo Final de Óleo Diesel no Brasil (2015)**

Fonte: Elaboração própria, com base em EPE (2016)

## 2.2 O Parque de Refino Brasileiro e a Produção Nacional de Óleo Diesel

### 2.2.1 O Parque Refinador: Refinarias Brasileiras

Atualmente, o parque de refino brasileiro é composto por 17 refinarias, com capacidade nominal para processar aproximadamente 2,4 milhões de barris por dia na coluna de destilação. Do total de 17 refinarias, 13 são pertencentes à Petróleo Brasileiro S.A. (Petrobras) (capital misto), correspondendo a 98,2% da capacidade total instalada no país. As outras 4 refinarias são pertencentes à empresas de capital privado<sup>2</sup>, e correspondem a uma fatia de 1,8% da capacidade total verificada (ANP 2016a).

A Tabela 2-2 apresenta as 17 refinarias instaladas no Brasil, bem como as respectivas localizações geográficas, datas de início de operação, capacidades nominais de processamento e volumes de carga processada, com base no Anuário Estatístico de Petróleo, Gás Natural e Biocombustível para o ano de 2015, por ordem decrescente de escala.

---

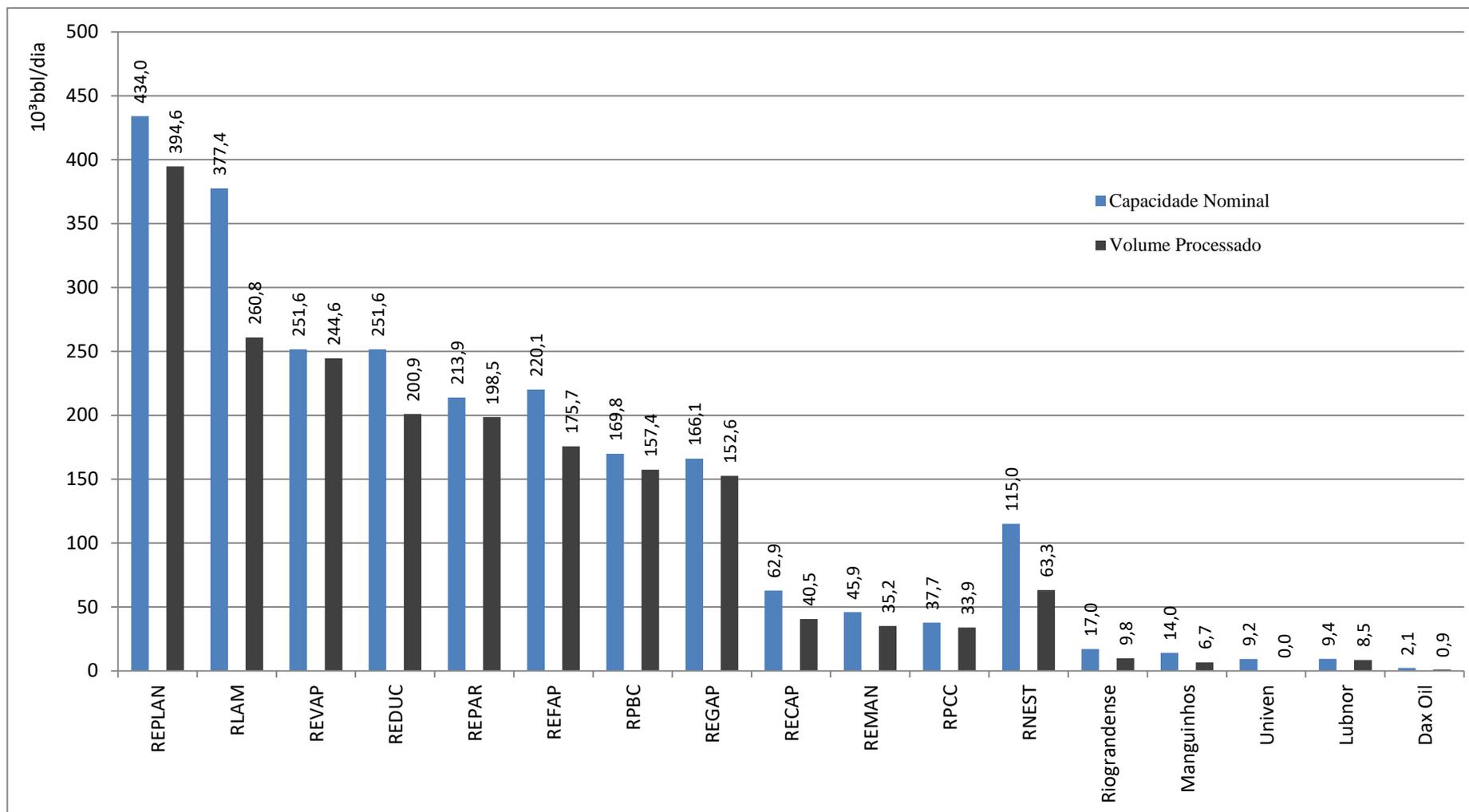
<sup>2</sup> As quatro refinarias de capital privado são as seguintes: Riograndense, Univen, Lubnor e Dax Oil (ANP 2016a). Conforme colocado por BARROS (2014), a Petróleo Brasileiro S.A. (Petrobras) é uma empresa de capital misto, com personalidade jurídica de direito privado formada majoritariamente por capital público, em conjunto com o capital privado.

**Tabela 2-2. Refinarias Brasileiras: Capacidade Nominal e Volume de Carga Processada (2015)**

Refinaria	(UF)	Capacidade Nominal (10 <sup>3</sup> bbl/dia)	Volume de Carga Processada (10 <sup>3</sup> bbl/dia)
REPLAN Refinaria de Paulínia	SP	434,0	394,6
RLAM Refinaria Landulpho Alves	BA	377,4	260,8
REVAP Refinaria Henrique Lage	SP	251,6	244,6
REDUC Refinaria Duque de Caxias	RJ	251,6	200,9
REPAR Refinaria Presidente Getúlio Vargas	PR	213,9	198,5
REFAP Refinaria Alberto Pasqualini	RS	220,1	175,7
RPBC Refinaria Presidente Bernardes	SP	169,8	157,4
REGAP Refinaria Gabriel Passos	MG	166,1	152,6
RECAP Refinaria de Capuava	SP	62,9	40,5
REMAN Refinaria Isaac Sabbá	AM	45,9	35,2
RPCC Refinaria Potiguar Clara Camarão	RN	37,7	33,9
RNEST Refinaria Abreu e Lima	PE	115,0	63,3
Riograndense Refinaria de Petróleo Riograndense S.A.	RS	17,0	9,8
Manguinhos Refinaria de Petróleo de Manguinhos S.A.	RJ	14,0	6,7
Univen Univen Refinaria de Petróleo Ltda.	SP	9,2	0,0
Lubnor Lubrificantes e Derivados de Petróleo do Nordeste	CE	9,4	8,5
Dax Oil Dax Oil Refino S.A.	BA	2,1	0,9

Fonte: Elaboração própria, com base em ANP (2016a)

A Figura 2-4 apresenta a análise comparativa entre a capacidade nominal instalada e o volume efetivo de carga processada, para as 17 refinarias localizadas no Brasil.



**Figura 2-4: Refinarias Brasileiras - Capacidade Nominal e Volume de Carga Processada (Ano 2015)**

Fonte: Elaboração própria, com base em ANP (2016a)

A Região Sudeste concentra a maior parte das refinarias instaladas no país, com um total de 8 refinarias instaladas, o que corresponde a aproximadamente 56,7% da capacidade nominal instalada no parque refinador nacional, contribuindo para o processamento de 60,4% do volume total de carga processada em 2015. Neste contexto, evidencia-se a localização das principais unidades do parque refinador nacional (mais de metade da capacidade nominal instalada) adjacente aos grandes centros consumidores do país.

A Região Nordeste concentra um total de 5 refinarias instaladas, correspondendo a aproximadamente 22,6% da capacidade nominal relativa ao parque refinador nacional. A Região Sul concentra um total de 3 refinarias instaladas, correspondendo a aproximadamente 18,9% da capacidade nominal relativa ao refino brasileiro. A Região Norte apresenta apenas 1 refinaria instalada, correspondendo a aproximadamente 1,9% da capacidade nominal instalada no parque refinador nacional. A Região Centro-Oeste, por sua vez, não compreende nenhuma refinaria.

## 2.2.2 A Produção de Óleo Diesel no Brasil

### 2.2.2.1 *Evolução da Produção de Óleo Diesel no Brasil*

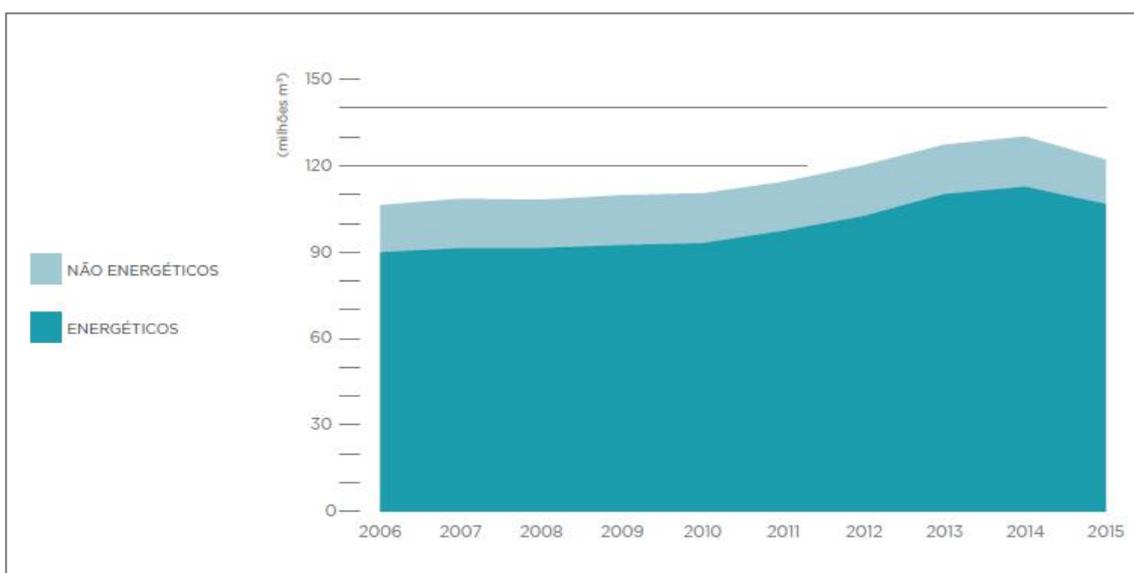
Como à época de estabelecimento das primeiras refinarias no país não havia significativa produção nacional de petróleo, o parque refinador brasileiro foi inicialmente concebido para o processamento de óleos importados leves, com esquemas típicos de refino baseados em unidades de craqueamento catalítico fluido<sup>3</sup> para a produção de destilados leves, na faixa da gasolina (SZKLO ET AL. 2012). Com o passar dos anos, as mudanças no perfil do mercado consumidor de derivados de petróleo voltando-se às demandas crescentes por óleo diesel e a descoberta de óleos nacionais intermediários e pesados demandaram profundas adaptações do parque refinador brasileiro (SZKLO ET AL. 2012).

---

<sup>3</sup> Unidades de craqueamento catalítico fluido, utilizadas em esquemas típicos de refino com foco na produção de derivados leves (especialmente na faixa da gasolina): *Fluid Catalytic Cracking* (FCC) e *Residue Fluid Catalytic Cracking* (RFCC) (BARROS 2014).

Neste sentido, nos últimos anos foram incorporadas ao esquema de refino unidades de coqueamento retardado, com o intuito de converter frações mais pesadas em destilados médios, especialmente na faixa do óleo diesel. Além disso, para lidar com o recrudescimento das especificações dos combustíveis e com o cada vez mais restritivo controle de emissões de poluentes, foram observados investimentos em unidades de hidrorrefino<sup>4</sup>, em especial unidades de hidrocraqueamento catalítico, para a conversão em destilados médios, e unidades de hidrotratamento de alta severidade, para remoção de contaminantes (BARROS 2014).

Em 2015, 83,1% do petróleo processado foi de origem nacional (óleo tipicamente médio-pesado) e a produção brasileira de derivados de petróleo atingiu 122,1 milhões de m<sup>3</sup>, dos quais 97% foram produzidos em refinarias (o restante proveniente de centrais petroquímicas, unidades de processamento de gás natural, entre outras). Os derivados energéticos representaram aproximadamente 87,7% deste total, chegando ao montante de 106,7 milhões de m<sup>3</sup> (ANP 2016a). A evolução da produção de derivados de petróleo energéticos e não energéticos é apresentada na Figura 2-5.



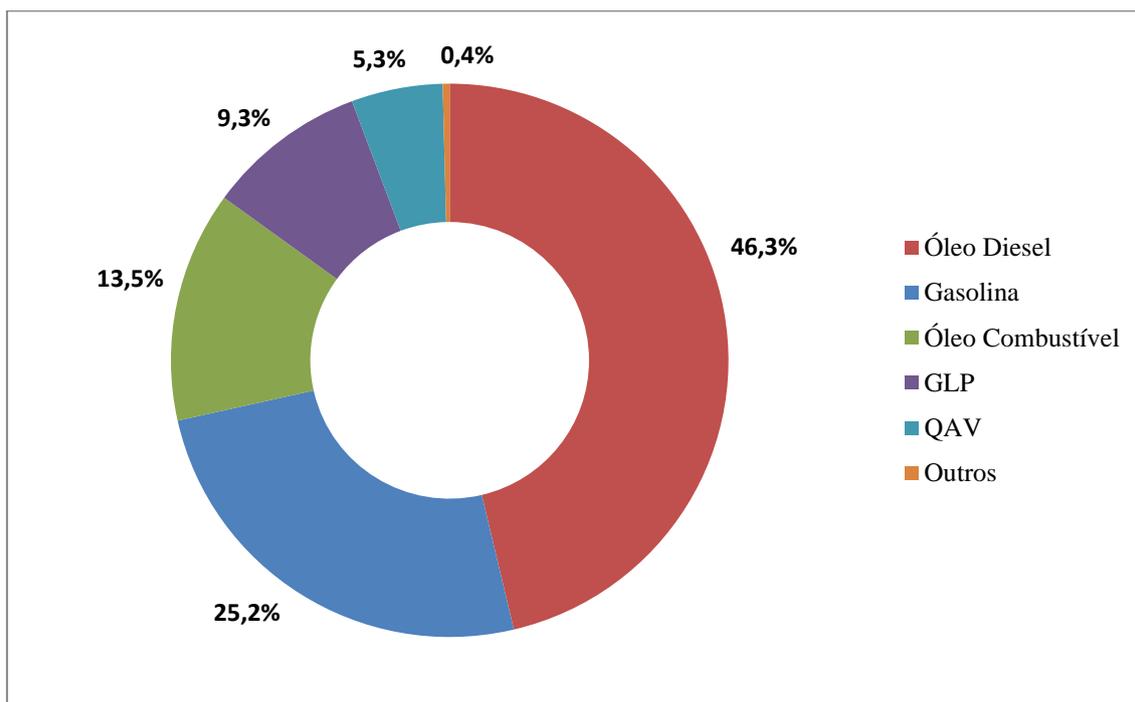
**Figura 2-5: Evolução da Produção de Derivados de Petróleo Energéticos e Não Energéticos**

Fonte: ANP (2016)

---

<sup>4</sup> Unidades de hidrorrefino incluem o hidrocraqueamento catalítico (HCC) e as diversas unidades de hidrotratamento (HDTs), tais quais as unidades de hidrodessulfurização (HDS), hidrodessaromatização (HDA) e hidrodessnitrogenação (HDN) (SZKLO ET AL. 2012).

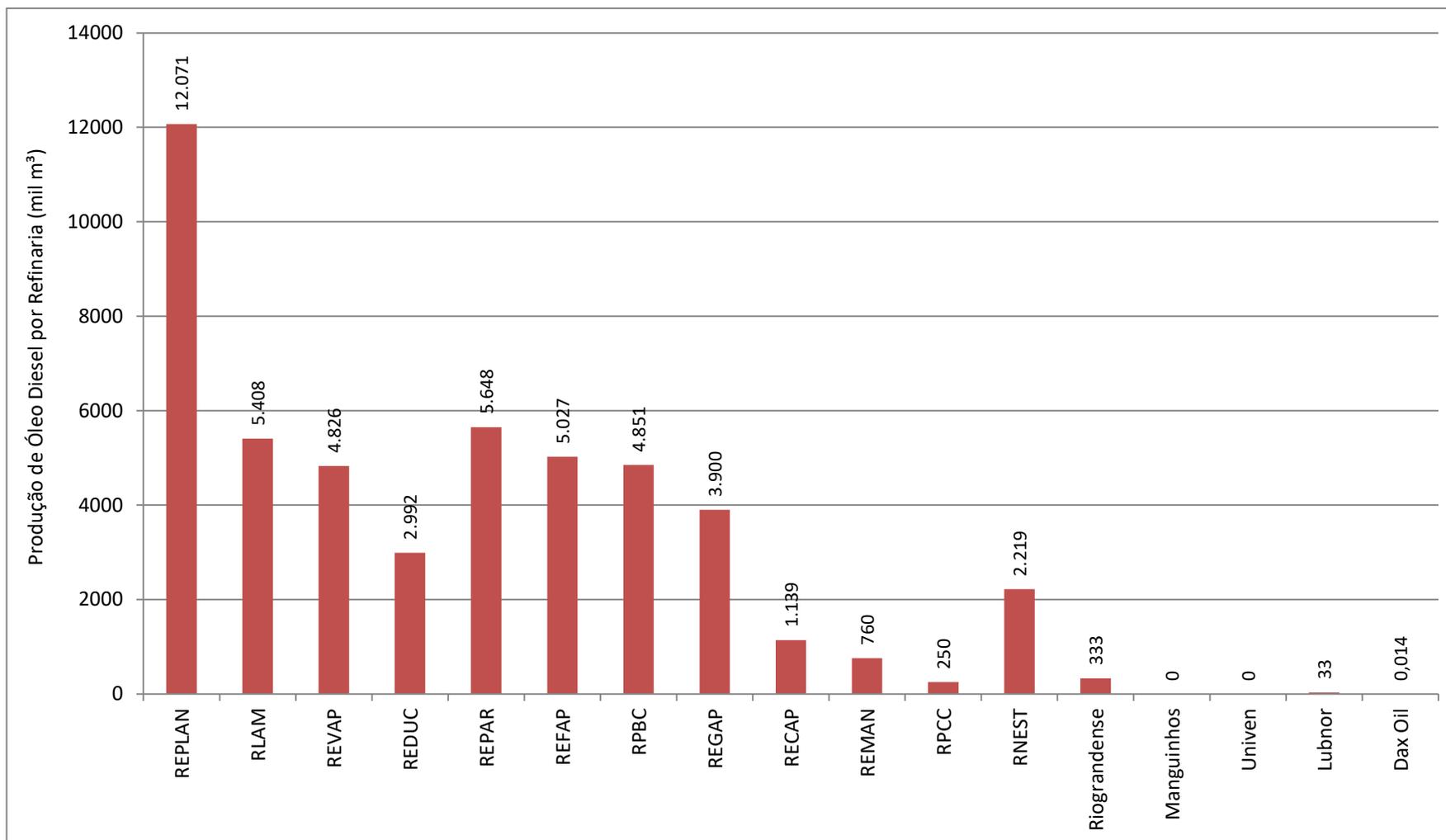
Dentre os 106,7 milhões de m<sup>3</sup> de derivados energéticos produzidos em 2015, aproximadamente 49,5 milhões de m<sup>3</sup> correspondem ao óleo diesel, o que representa em torno de 46,3%, em base volumétrica (ANP 2016a). Segundo a distribuição da produção de derivados energéticos de petróleo apresentada na Figura 2-6, cumpre notar a predominância da produção do óleo diesel, que figura como o principal derivado energético produzido pelo parque refinador brasileiro.



**Figura 2-6: Distribuição da Produção de Derivados Energéticos de Petróleo (2015)**

Fonte: Elaboração própria, com base em ANP (2016)

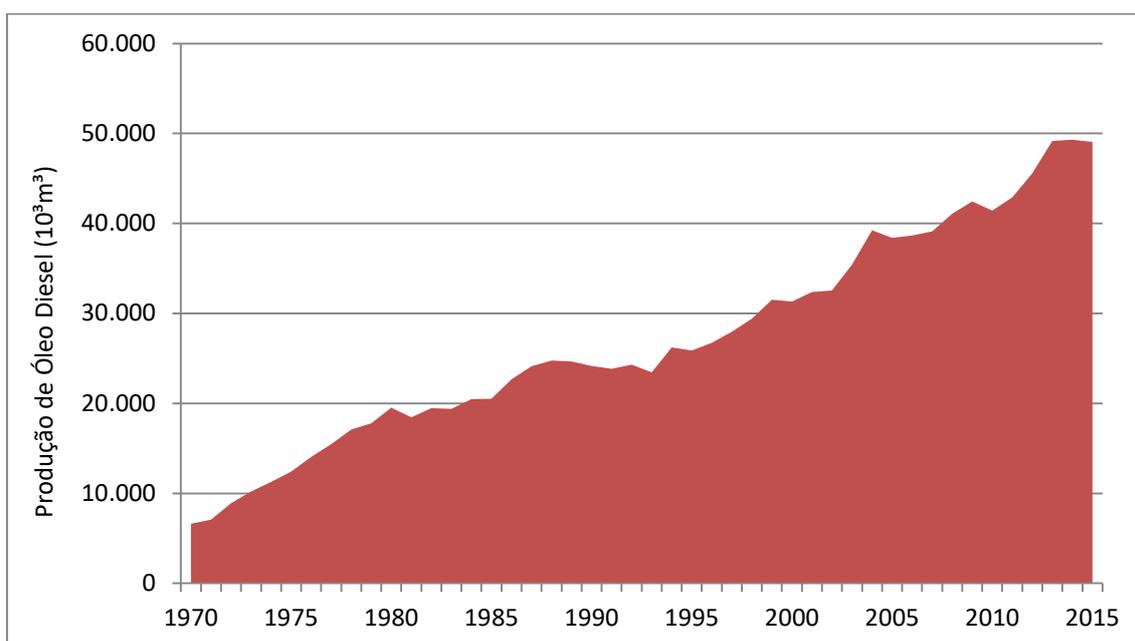
A produção nacional de óleo diesel se concentra nas refinarias da Região Sul, responsáveis por em torno de 22,2% da produção total, e da Região Sudeste, responsáveis por em torno de 60,2% da produção total, com destaque para a Refinaria de Paulínia (REPLAN), localizada no Estado de São Paulo, à qual são atribuídos aproximadamente 12,1 milhões de m<sup>3</sup> de óleo diesel produzido (ANP 2016a). Neste sentido, a Figura 2-7 apresenta a produção anual de óleo diesel, relativa a 2015, por refinaria instalada no país.



**Figura 2-7: Produção de Óleo Diesel por Refinaria no Brasil (Ano 2015)**

Fonte: Elaboração própria, com base em ANP (2016a)

A Figura 2-8 apresenta a evolução histórica da produção de óleo diesel no Brasil, de acordo com dados disponibilizados pelo Balanço Energético Nacional. Neste contexto, é interessante notar que com a progressiva adequação do parque refinador brasileiro ao novo perfil do mercado consumidor, em vista da crescente demanda por óleo diesel, a análise da série histórica (1970-2015) evidencia o crescimento da produção desse combustível no país, atingindo em 2015 aproximadamente 7,4 vezes a produção observada em 1970.



**Figura 2-8: Evolução da Produção de Óleo Diesel no Brasil (1970-2015)**

Fonte: Elaboração própria, com base em EPE (2017)

#### 2.2.2.2 *Qualidade do Óleo Diesel Produzido no Brasil*

O óleo diesel é composto quimicamente por uma ampla variedade de hidrocarbonetos de diferentes extensões (parafínicos, naftênicos ou aromáticos), com número de carbono tipicamente na faixa de 10 a 22 carbonos, e sua formação pode provir da mistura de correntes intermediárias da refinaria, notadamente as correntes de destilação direta (também denominada *straight-run*), craqueamento catalítico, coqueamento retardado, hidrocraqueamento catalítico e hidrotratamento (SZKLO ET AL. 2012).

Em linhas gerais, a qualidade do óleo diesel combustível produzido é determinada pela proporção das diferentes classes de hidrocarbonetos em sua composição e pela qualidade das correntes intermediárias que formam a mistura. Normalmente, um *pool* (ou uma mistura) de maior qualidade tende a ser composto por menor número de correntes (SZKLO ET AL. 2012).

Uma das principais características especificamente relacionadas à qualidade do óleo diesel é o número de cetano. O número de cetano indica a qualidade de ignição do óleo diesel, ou seja, indica a tendência de ignição espontânea do combustível em um motor de combustão interna. Quanto maior o número de cetano, maior a qualidade de ignição do combustível para motores do ciclo diesel (SZKLO ET AL. 2012).

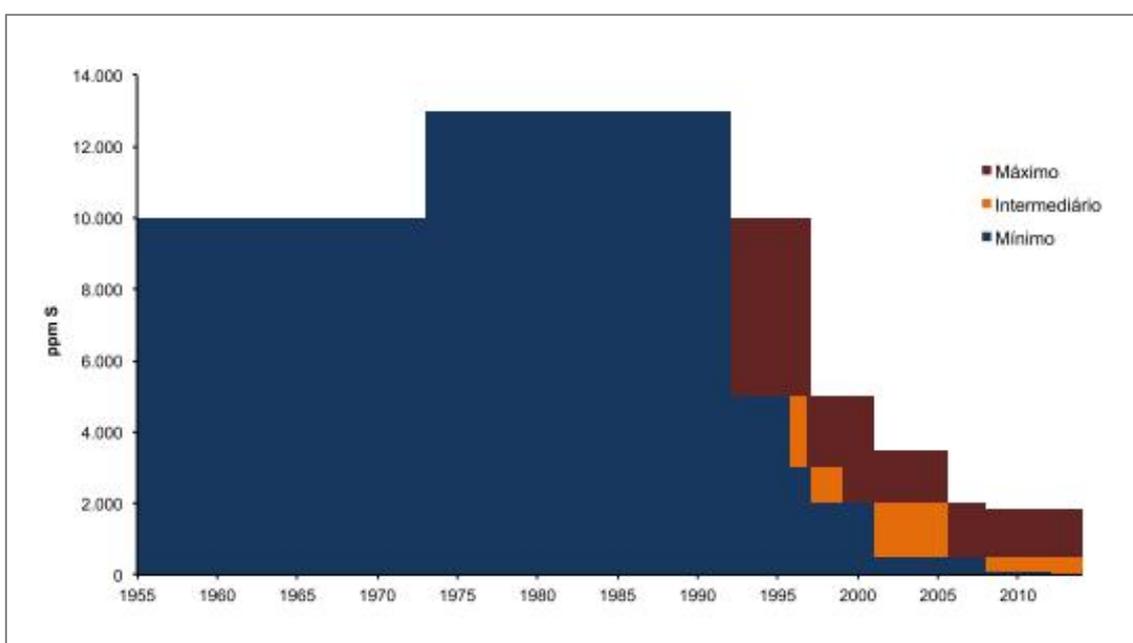
Geralmente, os combustíveis mais adequados aos motores do ciclo diesel apresentam número de cetano na faixa de 45 a 55, compreendendo normalmente hidrocarbonetos parafínicos. Números de cetano nessa faixa mostram-se favoráveis ao arranque do motor para partida, assegurando combustão mais completa, reduzindo a presença de fumaça no gás de escape, reduzindo a emissão de NO<sub>x</sub> e material particulado, e reduzindo o ruído da combustão (SZKLO ET AL. 2012).

Por fim, outra característica importante para determinação da qualidade do óleo diesel consiste no teor de enxofre observado. A presença de enxofre na composição do óleo diesel resulta na emissão de compostos sulfurados e adicionalmente implica em prejuízos ao desempenho do controle de particulados, podendo até mesmo aumentar a emissão desses poluentes (SZKLO ET AL. 2012). Neste contexto, conforme será discutido a seguir, é de grande importância a especificação do óleo diesel combustível que regule a presença de enxofre em sua composição, de modo a reduzir os problemas citados.

### 2.2.2.3 *Especificação para Comercialização do Óleo Diesel no Brasil*

Com a criação do Programa de Controle da Poluição do Ar por Veículos Automotores (PROCONVE) por parte do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) em 1986, foram introduzidos os primeiros limites de emissão para veículos pesados brasileiros, inclusa a solicitação para redução do teor de enxofre no óleo diesel de 1,3% para 0,7%, em base mássica (embora sem determinar prazo para implantação desta medida) (BONFÁ 2011; SZKLO ET AL. 2012).

A partir desse momento, diversas outras resoluções e medidas entraram em vigor com o intuito de especificar os parâmetros de qualidade para comercialização de combustíveis no país, alterando progressivamente o teor de enxofre aceitável para a composição tanto do óleo diesel quanto da gasolina (BONFÁ 2011). Conforme pontuado por SZKLO ET AL. (2012), a evolução das especificações do óleo diesel em termos de teor de enxofre se completa com a introdução da especificação para o óleo diesel S-10 (teor de enxofre 10 ppm), substituindo a partir de 2013 o óleo diesel S-50 (teor de enxofre 50 ppm). A evolução das especificações para teor de enxofre no óleo diesel brasileiro é apresentada na Figura 2-9.



**Figura 2-9: Evolução da Especificação Brasileira para Teor de Enxofre no Óleo Diesel**

Fonte: BONFÁ (2011)

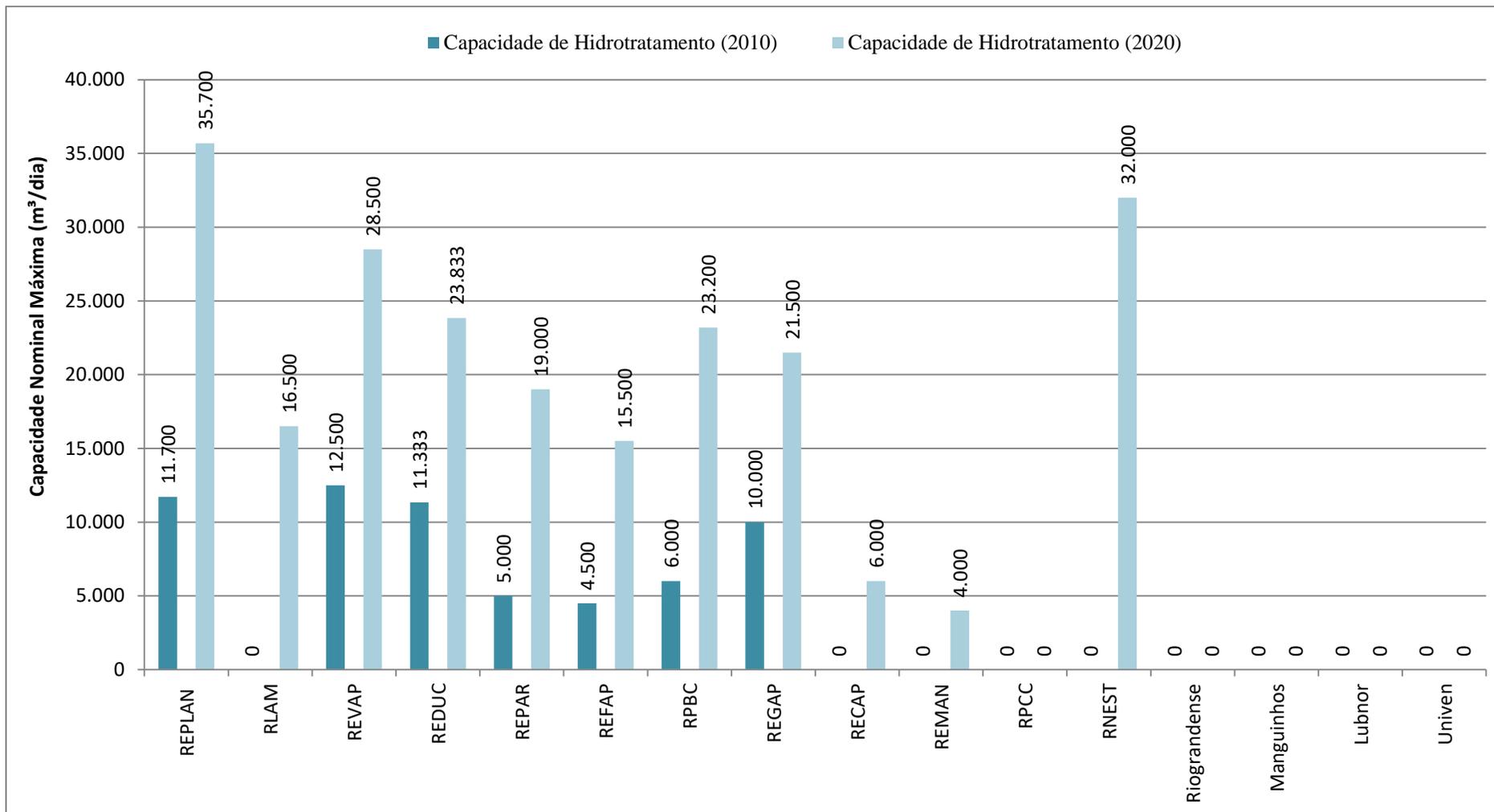
Neste contexto, as especificações cada vez mais restritivas observadas para a comercialização do óleo diesel no país (e também para a gasolina automotiva) resultam na necessidade de expansões nas capacidades de hidrotreatamento verificadas nas refinarias brasileiras. Sendo assim, o panorama geral de investimentos para as refinarias atuais previstos até 2020 (dispostos na Tabela 2-3) considera o aumento significativo nas capacidades nominais máximas das unidades de hidrotreatamento, conforme apresentado na Figura 2-10.

**Tabela 2-3. Capacidades Nominais Máximas de Hidrotratamento em Refinarias Brasileiras (2010-2020)**

Refinaria <sup>(A)</sup>	Unidades de Hidrotratamento – Capacidades Nominais Máximas (m <sup>3</sup> /dia)									
	HDS G		HDT N		HDT Q		HDT D		HDT I	
	2010	2020	2010	2020	2010	2020	2010	2020	2010	2020
REPLAN		8.000		6.000					11.700	21.700
RLAM		8.000								8.500
REVAP		7.000		3.000	6.000	6.000	6.500	6.500		6.000
REDUC		5.000	2.000	2.000	1.833	1.833	3.000	3.000	4.500	12.000
REPAR		5.000		3.000			5.000	5.000		6.000
REFAP		5.000							4.500	10.500
RPBC		5.000		2.200					6.000	16.000
REGAP		4.000		3.000	1.800	3.600	4.400	2.600	3.800	8.300
RECAP		2.000								4.000
REMAN		1.500								2.500
RPCC										
RNEST				6.000						26.000
Riograndense										
Manguinhos										
Lubnor										
Univen										

<sup>(A)</sup> Não foram obtidas informações a respeito da Dax Oil Refino S.A.

Fonte: Elaboração própria, com base em SZKLO ET AL. (2012)



**Figura 2-10: Evolução da Capacidade de Hidrotratamento para Refinarias Brasileiras (2010-2020)**

Fonte: Elaboração própria, com base em SZKLO ET AL. (2012)

Mesmo diante do aumento esperado para as capacidades de hidrotreatamento verificadas ao longo do parque refinador brasileiro, BONFÁ (2011) argumenta que as especificações mais restritivas para comercialização de óleo diesel implicarão em redução significativa da produção deste combustível nas refinarias nacionais. Ainda segundo o autor, essa redução demandará investimentos adicionais para lidar com a forte pressão resultante sobre o hidrorrefino severo, necessário ao atendimento das especificações em vigência (óleo diesel S-10).

### 2.3 Importação de Óleo Diesel no Brasil

A análise comparativa entre a produção total, o teor de importações e o consumo final de óleo diesel é apresentada na Figura 2-11. De fato, a série histórica demonstra que ao longo dos últimos anos o mercado interno de óleo diesel já vem sendo complementado por importações, em função principalmente de um parque refinador cuja configuração não acompanhou nem o crescimento da demanda nem o teor de especificações, relativos a este combustível. Desde a década de 1990 observa-se que a produção nacional de óleo diesel não é capaz de abastecer o consumo relativo a esse combustível, sendo parcialmente suprido por óleo diesel importado.

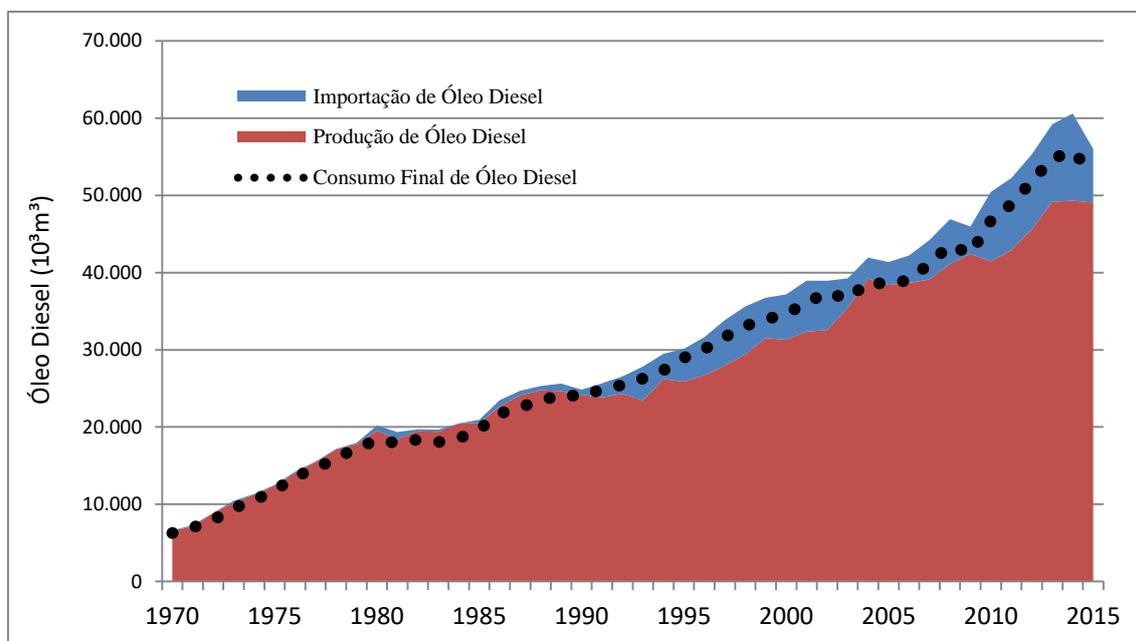
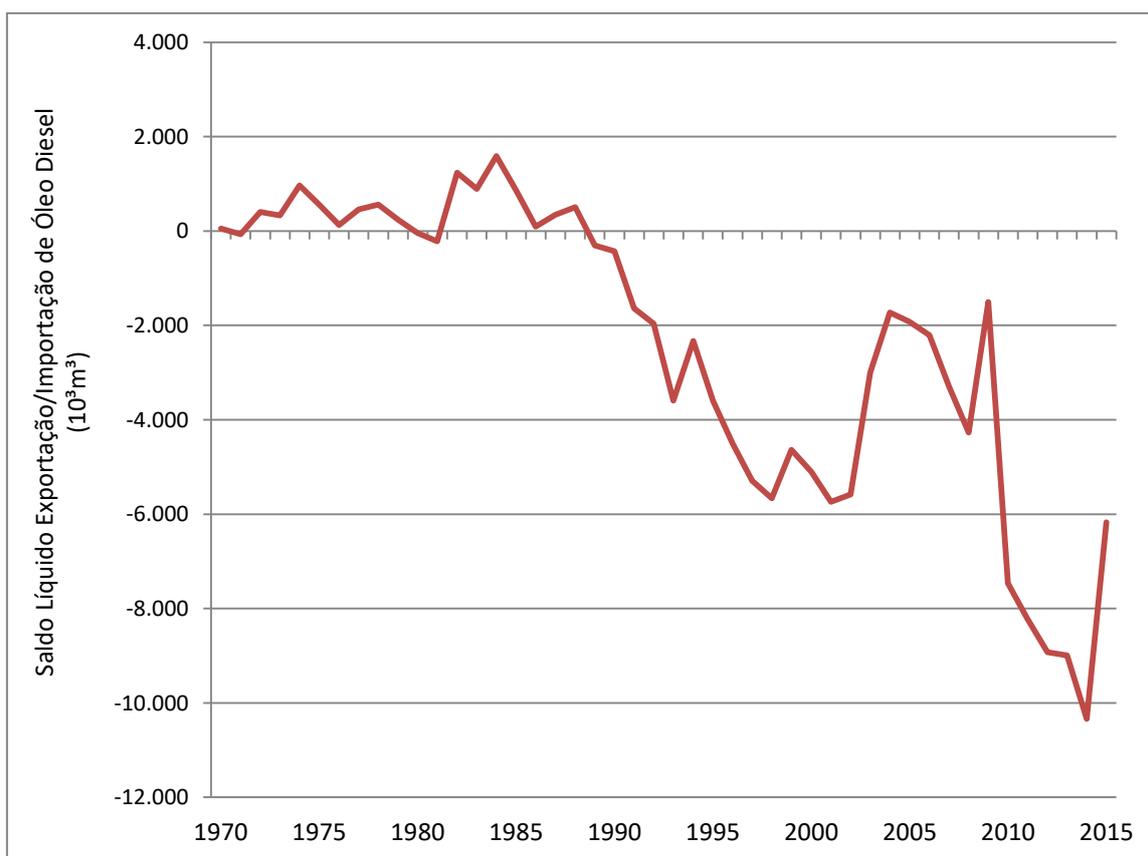


Figura 2-11: Produção, Importação e Consumo de Óleo Diesel no Brasil (1970-2015)

Fonte: Elaboração própria, com base em EPE (2017)

Conforme demonstrado ao longo deste capítulo, observa-se que a atual configuração do esquema de refino brasileiro ainda se mostra deficiente em hidrotratamento severo, de modo que o recrudescimento das especificações de derivados, em especial o óleo diesel, impõe perdas nos rendimentos desses produtos, podendo resultar no aumento da exportação de óleo diesel com alto teor de enxofre (fora de especificação) e no aumento da importação de óleo diesel S-10 para atendimento das especificações em vigência (BONFÁ 2011).

Apenas em 2015, foram importados aproximadamente 6.940.000 m<sup>3</sup> de óleo diesel, o que corresponde a um dispêndio de 3.415 milhões de US\$ FOB (ANP 2016a). A Figura 2-12 apresenta o saldo líquido entre exportações e importações, evidenciando a transição atravessada pelo mercado brasileiro de óleo diesel, que passa de exportador líquido a grande importador de óleo diesel, gerando impactos significativos sobre a balança comercial brasileira.



**Figura 2-12: Saldo Líquido Entre Exportação e Importação de Óleo Diesel no Brasil (1970-2015)**

Fonte: Elaboração própria, com base em EPE (2017)

Diante do exposto, este estudo busca avaliar a possibilidade de introdução de um diesel biocombustível de alta qualidade e alta compatibilidade com os motores existentes no mercado e à infraestrutura já estabelecida, com o intuito de amenizar a criticidade da oferta de óleo diesel no cenário nacional e complementar o teor de importações observado, reduzindo a dependência externa. Adicionalmente, a produção de um biocombustível de alta especificação a partir de material lignocelulósico, através de uma rota tecnológica com fácil introdução de sistemas de captura de carbono, poderia levar a emissões negativas no ciclo de vida, além de evidentemente contribuir para a redução da ostensiva predominância de combustíveis fósseis sobre a matriz energética nacional.

Neste sentido, os capítulos subsequentes se propõem a apresentar a rota tecnológica a ser investigada e a conduzir uma avaliação técnica e econômica dos potenciais de produção de diesel biocombustível a partir de biomassa, com o ensejo de estimar em que medidas e a que custos esse biocombustível seria capaz de atender ao mercado brasileiro de óleo diesel.

### 3. Biocombustíveis Líquidos via Conversão Termoquímica da Biomassa

#### 3.1 Rotas Disponíveis para Conversão Termoquímica da Biomassa

Os processos de conversão termoquímica da biomassa e as diversas tecnologias que os compreendem são amplamente complexos e variados, apresentando-se como alternativas promissoras, especialmente, para a produção de biocombustíveis (LUQUE ET AL. 2011). Em linhas gerais, as diversas rotas envolvem a geração de produtos gasosos, líquidos ou sólidos, e o subsequente *upgrading* desses produtos para atingir formas mais valiosas de energia (biocombustíveis líquidos, plataformas ou produtos químicos, eletricidade) (PATEL ET AL. 2016).

Dentre as rotas termoquímicas disponíveis para a conversão da biomassa em produtos energéticos (como biocombustíveis, eletricidade e energia térmica) ou produtos químicos de alto valor agregado, destacam-se os quatro processos a seguir: pirólise, gaseificação, liquefação hidrotérmica e combustão. A Figura 3-1 apresenta esquematicamente as rotas termoquímicas citadas, e a Tabela 3-1 dispõe suas principais características, tais como condições de processo e rendimento por tipo de produtos.

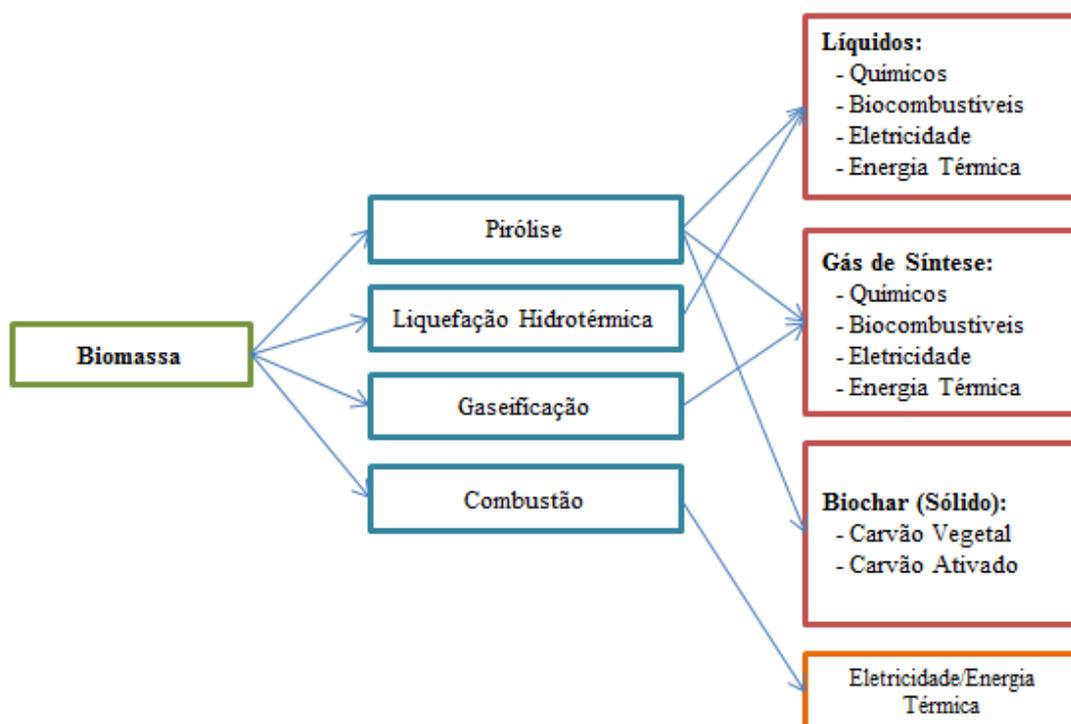


Figura 3-1: Rotas para conversão termoquímica da biomassa

Fonte: Elaboração própria, com base em PATEL ET AL. (2016)

**Tabela 3-1: Sumário das principais rotas para conversão termoquímica da biomassa**

Tecnologia de Conversão	Condições de Processo	Rendimentos em Produtos		
		Líquido (wt%)	Gás (wt%)	Sólido (wt%)
<b>Pirólise</b>				
Pirólise lenta	Ausência de oxigênio, temperatura na faixa de 550 a 950 K, baixas taxas de aquecimento, alto tempo de residência (450-550s)	30-50	15-30	30-60
Pirólise rápida	Ausência de oxigênio, temperatura na faixa de 850 a 1250 K, altas taxas de aquecimento, baixo tempo de residência (inferior a 2s)	65-75	10-20	10-25
<b>Liquefação Hidrotérmica</b>				
Liquefação Direta	Conversão termoquímica em presença de água, pressão de 10 a 25 MPa, temperatura na faixa de 550 a 645 K	60-75	15-20	8-20
<b>Gaseificação</b>	Oxidação parcial (oxigênio limitado), temperatura na faixa de 875 a 1775 K, presença de agente gaseificador (vapor, ar, oxigênio)	Gás de síntese (m <sup>3</sup> gás/kg biomassa) = 1,0 a 2,6		
<b>Combustão</b>	Excesso de ar, temperaturas máximas variando entre 1015 e 1075 K	Eletricidade e energia térmica		

Fonte: Elaboração própria, com base em BALAT ET AL. (2009<sup>a</sup>); LUQUE ET AL. (2011); PATEL ET AL. (2016)

### 3.1.1 Pirólise

O processo denominado pirólise consiste na decomposição térmica de materiais orgânicos<sup>5</sup> (neste caso, da biomassa) em ausência de oxigênio (BALAT ET AL. 2009a), ou ainda em condições tais que as pressões parciais e/ou temperaturas favoreçam a redução dos compostos, em detrimento de sua oxidação (LUQUE ET AL. 2011). A pirólise é capaz de alcançar uma faixa variada de produtos (sólidos, líquidos e gasosos), dependendo das condições em que o processo é conduzido, podendo ser classificado em pirólise lenta (baixas taxas de aquecimento e alto tempo de residência, favorecendo a produção de frações sólidas), e pirólise rápida (altas taxas de aquecimento e baixo tempo de residência, favorecendo a produção de frações líquidas ou bio-óleos) (LUQUE ET AL. 2011; PANWAR ET AL. 2012). Os produtos da pirólise podem ser utilizados para a geração de biocombustíveis sólidos (carvão vegetal), biocombustíveis líquidos, químicos de alto valor agregado, eletricidade e calor (LUQUE ET AL. 2011).

### 3.1.2 Liquefação Hidrotérmica

Liquefação hidrotérmica da biomassa consiste na conversão termoquímica dessa matéria-prima em biocombustíveis líquidos através de seu processamento em ambiente aquoso pressurizado e a médias temperaturas (ELLIOTT ET AL. 2015). Neste caso, a água atua simultaneamente como reagente e catalisador, permitindo o processamento de biomassa úmida e sua consequente conversão direta, sem necessidade de uma etapa energia intensiva de secagem da matéria-prima (TOOR ET AL. 2011). Em função das condições severas em que o processo é conduzido, o desenvolvimento industrial e comercial da liquefação hidrotérmica sofre a imposição de diversos desafios, de modo que até o presente momento esta tecnologia foi demonstrada somente em pequenas escalas. Os produtos da liquefação hidrotérmica podem ser diretamente utilizados como alternativa ao óleo combustível de origem fóssil, ou podem ser tratados para produzir hidrocarbonetos similares aos disponíveis no mercado de derivados do petróleo (ELLIOTT ET AL. 2015).

---

<sup>5</sup> O termo “materiais orgânicos” aqui empregado abrange grande variedade de matérias-primas, desde a biomassa energética (madeira, resíduos florestais, resíduos agrícolas e agroindustriais) aos óleos vegetais, gorduras de origem animal, resíduos alimentícios, entre outros.

### 3.1.3 Gaseificação

O processo de gaseificação pode ser definido como a oxidação parcial de material sólido carbonáceo (rico em carbono tal como biomassa, carvão, coque, entre outros), conduzida a altas temperaturas em presença limitada de oxigênio, resultando em uma mistura de gases combustíveis, comumente denominada “gás de síntese”, além de frações menores de líquidos (tars) e sólidos (chars) (LUQUE ET AL. 2011). O gás de síntese, devidamente tratado e livre de impurezas e contaminantes, pode ser direcionado para diversas rotas para geração de produtos de maior valor agregado, dentre as quais se destacam a geração de energia (eletricidade e energia térmica), a síntese de biocombustíveis e a síntese de componentes químicos (NREL 2010).

### 3.1.4 Combustão

O processo de combustão da biomassa consiste em uma das mais simples e mais popularmente utilizadas tecnologias de conversão termoquímica, desenvolvendo-se em ambiente com presença (excesso) de ar e temperaturas na faixa de 1015 K a 1075 K (PATEL ET AL. 2016). Em linhas gerais, a combustão compreende uma série de reações químicas através das quais o carbono presente no material orgânico é oxidado a dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) e o hidrogênio é oxidado a água ( $\text{H}_2\text{O}$ ) (KHAN ET AL. 2009). Os principais produtos da combustão da biomassa são calor e eletricidade, ou ainda calor e eletricidade combinados (PATEL ET AL. 2016).

## 3.2 Produção de Biocombustíveis via Síntese de Fischer-Tropsch

Para este estudo, a rota tecnológica de conversão selecionada compreende o processo de gaseificação da biomassa seguido de Síntese de Fischer-Tropsch, para produção de biocombustíveis líquidos, com rendimentos voltados ao diesel biocombustível. Neste contexto, esta seção se dedica à descrição mais detalhada das principais etapas que compõem a rota a ser investigada. A Tabela 3-2 apresenta as plantas de conversão de biomassa em biocombustíveis líquidos via Síntese de Fischer-Tropsch atualmente em operação, nas mais diversas escalas (escala comercial, escala piloto e escala laboratorial).

**Tabela 3-2: Unidades de Conversão de Biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch no Mundo**

<b>Companhia</b>	<b>Ano</b>	<b>Gaseificador</b>	<b>Escala</b>	<b>Detalhes</b>
Solena Fuels, Green Sky (Essex, UK)	2015	Solena Plasma	Comercial 1157 bpd de biojet	Biomassa: resíduos municipais e comerciais Catalisador de cobalto (Co)
SYNDIESE, CEA (Nevada, USA)	2015	Gaseificador de leito de arraste (Agente oxidante: oxigênio)	Comercial 530 bpd de líquidos FT	Biomassa: resíduos florestais e agrícolas
CHOREN, Sigma Plant <sup>(A)</sup> (Freiberg, Alemanha)	2010	Gaseificador Carbo-V	Comercial 5000 bpd de líquidos FT	Biomassa seca Catalisador de cobalto (Co) Reator de leito fixo
Velocys (Gussing, Áustria)	2010	Gaseificador de leito fluidizado	Piloto 1 bpd de líquidos FT	Biomassa seca Catalisador de cobalto (Co)
CUTEC (Alemanha)	2010	Gaseificador de leito fluidizado circulante (CFB)	Laboratorial 150 ml/d de líquidos FT	Biomassa seca Catalisador de cobalto (Co) Reator de leito fixo

<sup>(A)</sup> A unidade da CHOREN encontra-se temporariamente descontinuada (AIL & DASAPPA 2016).

Fonte: Elaboração própria, com base em AIL & DASAPPA (2016)

### 3.2.1 Matéria-prima: Biomassa

Biomassa pode ser definida como qualquer material orgânico de origem animal ou vegetal disponível de forma renovável, incluindo florestas plantadas, culturas energéticas, resíduos florestais e agrícolas, resíduos sólidos de origem animal, resíduos sólidos urbanos, entre outros (IEA 2007). A biomassa originária das mais variadas fontes pode ser convertida diretamente em calor ou em vetores intermediários de energia (sólidos, líquidos e gasosos) para subsequente geração de calor, eletricidade e biocombustíveis (IEA 2016).

Tipicamente, a biomassa compõe-se de estruturas celulósicas e hemicelulósicas, ligninas, lipídios, proteínas, açúcares simples, amidos, água, hidrocarbonetos e cinzas, dentre outros compostos. Embora a participação de cada um desses componentes varie de acordo com a tipologia de biomassa, em geral a presença (em base seca) de carbono encontra-se numa faixa de 30 a 60%, a presença (em base seca) de hidrogênio encontra-se numa faixa de 5 a 7% e a presença (em base seca) de oxigênio encontra-se numa faixa de 30 a 45% (KHAN ET AL. 2009).

Conforme pontuado por HOFFMANN (2010), para o processo de gaseificação devem ser observadas características químicas, físicas e mecânicas da biomassa, visto que estas propriedades podem influenciar diretamente o desempenho do gaseificador, a eficiência de conversão e a qualidade do gás de síntese produzido, que pode por sua vez influenciar os rendimentos da síntese para produção de biocombustíveis líquidos. Dentre as características mais relevantes para o processo de gaseificação destacam-se o teor de umidade, o poder calorífico, o teor de cinzas, o teor de contaminantes (nitrogênio, enxofre e cloro) e a moabilidade do material (Tabela 3-3).

**Tabela 3-3. Principais Características da Biomassa Relevantes ao Processo de Gaseificação**

Características	Efeito Observado
Teor de Umidade	Influência sobre o poder calorífico do material Influência sobre a temperatura de operação do processo Influência sobre possibilidades de armazenamento
Poder Calorífico	Influência sobre o aporte de biomassa necessário Influência sobre o desenho e o tamanho do gaseificador
Teor e Composição de Cinzas	Emissões de material particulado Formação e o depósito de escórias Influência sobre a disponibilidade da planta
Teor de Nitrogênio	Emissões de HCN e N <sub>2</sub> O
Teor de Enxofre	Emissões de SO <sub>x</sub> Problemas de corrosão a altas temperaturas Problemas de envenenamento de catalisadores (na etapa de síntese)
Teor de Cloro	Emissões de HCl e outros compostos halogenados Problemas de corrosão a altas temperaturas
Moabilidade	Influência sobre a distribuição de tamanho e geometria do grão Influência sobre o consumo de energia para pré-tratamento da biomassa

Fonte: Elaboração própria, baseada em KHAN ET AL. (2009) e HOFFMANN (2010)

O teor de umidade da biomassa pode variar amplamente (10-70%), exercendo importante influência sobre seu poder calorífico, sobre as condições de operação e sobre os rendimentos do processo de gaseificação (KHAN ET AL. 2009). Um elevado teor de umidade resulta em menor poder calorífico e menor temperatura de operação, reduzindo os rendimentos do processo, visto que parte do calor liberado é absorvido para evaporação da água presente na biomassa (HOFFMANN 2010).

Por sua vez, o poder calorífico determina a quantidade de calor gerado diante de determinado aporte de biomassa, influenciando diretamente a especificação do desenho e do tamanho do gaseificador utilizado, bem como os rendimentos do processo (HOFFMANN 2010). O poder calorífico da biomassa varia de acordo com sua composição, de modo que elevados teores de carbono e hidrogênio resultam em maior poder calorífico, enquanto elevado teor de oxigênio resulta em menor poder calorífico (KHAN ET AL. 2009; HOFFMANN 2010).

O teor de cinzas verificado na composição da biomassa é de extrema relevância para a formação de escórias (quanto mais alto o teor de cinzas, maior a quantidade de escórias formadas). Neste sentido, baixos teores de cinzas minimizam os perigos de entupimento e incrustações por escórias. Já os teores de contaminantes (nitrogênio, enxofre e cloro), são especialmente relevantes para as emissões do processo e para problemas de corrosão de instalações e envenenamento de catalisadores nas etapas subsequentes (quanto menor a presença de contaminantes, menores as chances de tais problemas no processamento *downstream*) (HOFFMANN 2010).

O termo “moabilidade” refere-se ao comportamento do material durante o processo de moagem, para produção de grãos menores e mais uniformes. Materiais com boa moabilidade se fragmentam de forma mais uniforme, com baixo consumo energético. Visto que as reações de gaseificação se dão na superfície das partículas, a moagem para aumento da superfície do material combustível é interessante para melhora nos rendimentos do processo (HOFFMANN 2010).

Por fim, embora já existam experiências de gaseificação utilizando biomassa (especialmente para coprocessamento junto ao carvão mineral), a tecnologia ainda pode ser considerada em fase de desenvolvimento (HOFFMANN 2010). Mesmo diante do exposto, com o ensejo de avaliar a produção de diesel biocombustível a partir de matéria-prima renovável em um processo menos carbono intensivo, para este estudo será considerada a possibilidade de gaseificação 100% alimentada à biomassa em larga escala, ainda que esta não seja ainda uma tecnologia completamente consolidada.

### 3.2.2 Pré-tratamento

Normalmente, os gaseificadores exigem variadas especificações mínimas para admissão da matéria-prima, especialmente no que diz respeito ao teor de umidade e à granulometria do material (MEERMAN ET AL. 2011). Para atender a estes requisitos, faz-se necessária uma etapa de pré-tratamento da biomassa composta normalmente por uma unidade de moagem (para redução do tamanho dos grãos de biomassa) e uma unidade de secagem (para redução do teor de umidade) (NREL 2010). Opções de pré-tratamento incluem os processos de peletização e torrefação da biomassa (ambos não investigados por este estudo).

### 3.2.2.1 *Moagem*

A etapa de moagem tem por objetivo a redução do tamanho da partícula (grão) de biomassa, facilitando seu transporte e alimentação (para entrada no gaseificador) e melhorando o desempenho de unidades subsequentes tal qual a secagem e alternativamente os processos de peletização e torrefação (MEERMAN ET AL. 2011). Biomassas mais fibrosas normalmente passam por um procedimento de moagem que se utiliza de um equipamento denominado “moinho de martelos”, atingindo granulometrias inferiores a 1 mm (NREL 2010; MEERMAN ET AL. 2011).

### 3.2.2.2 *Secagem*

A etapa de secagem tem por objetivo a redução do teor de umidade, evitando que parte da energia do gaseificador seja despendida para aquecer e eliminar a umidade presente na biomassa. Além disso, menores teores de umidade contribuem para o estabelecimento de temperatura de operação mais estável durante a etapa de gaseificação (NREL 2012). Contudo, segundo MEERMAN ET AL. (2011) o processo de secagem da biomassa apresenta queda acentuada de eficiência a partir de 10% de umidade, de modo que a redução do teor de umidade da biomassa para valores abaixo de 10% (em peso) não é recomendável.

## 3.2.3 Gaseificação

### 3.2.3.1 *Processo de Gaseificação*

O processo de gaseificação da biomassa consiste na oxidação parcial do material rico em carbono em presença limitada de oxigênio, levando a produção de uma mistura de gases combustíveis, denominada “gás de síntese”. Além do gás de síntese, frações menores de líquidos (tars) e sólidos (chars) também são formadas. Em função da oxidação parcial, em detrimento da oxidação completa, boa parte do conteúdo energético presente na biomassa mantém-se no gás de síntese produzido (NREL 2010).

Em linhas gerais, o processo de gaseificação compreende quatro estágios principais: (i) secagem, onde há vaporização da umidade presente no material; (ii) desvolatilização (ou pirólise), onde o material decompõe-se em componentes voláteis (que se desprendem) e char (frações sólidas); (iii) oxidação ou combustão parcial do

material (em presença limitada de oxigênio, sob a forma de oxigênio puro, vapor ou ar), e (iv) redução, que compreende uma série de reações, resultando num produto predominantemente gasoso (gás de síntese) (LUQUE ET AL. 2011).

As reações envolvidas no processo são descritas na Tabela 3-4, com base nos dados apresentados por HOFFMANN (2010) e NREL (2010).

**Tabela 3-4. Reações Envolvidas no Processo de Gaseificação**

Título da Reação	Reação	Entalpia de Reação <sup>(A)</sup>
Combustão Completa (Gás-Sólido)	$C + O_2 \leftrightarrow CO_2$	$\Delta H = -393,5 \text{ kJ/mol}$
Combustão Parcial (Gás-Sólido)	$C + \frac{1}{2} O_2 \leftrightarrow CO$	$\Delta H = -123,1 \text{ kJ/mol}$
Reação de Water-Gas (Gás-Sólido)	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	$\Delta H = +118,5 \text{ kJ/mol}$
Reação de Boudouard (Gás-Sólido)	$C + CO_2 \leftrightarrow 2 CO$	$\Delta H = +159,9 \text{ kJ/mol}$
Reação de Metanação (Gás-Sólido)	$C + 2 H_2 \leftrightarrow CH_4$	$\Delta H = -87,5 \text{ kJ/mol}$
Reação de Water-Gas Shift (Gás-Gás)	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	$\Delta H = -40,9 \text{ kJ/mol}$
Reação de Metanação (Gás-Gás)	$CO + 3 H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	$\Delta H = -203,0 \text{ kJ/mol}$

<sup>(A)</sup> As entalpias de reação correspondem a condições normais de temperatura e pressão.

Fonte: Elaboração própria, baseada em HOFFMANN (2010) e NREL (2010)

Tratando-se especificamente da biomassa como matéria-prima, as etapas iniciais da gaseificação envolvem a decomposição termoquímica dos componentes celulósicos, hemicelulósicos e ligninas, produzindo voláteis e sólidos (char), e as etapas subsequentes englobam principalmente a gaseificação dos sólidos (char), destacando-se como passo limitante para a produção de combustíveis gasosos a partir da biomassa (BALAT ET AL. 2009b).

O balanço de composição do gás de síntese depende fundamentalmente das condições em que a gaseificação é conduzida (temperatura, pressão, taxa de aquecimento, tempo de residência, tipo de gaseificador), do agente gaseificador (oxidante) escolhido<sup>6</sup>, e da composição da biomassa utilizada (BALAT ET AL. 2009b). Conforme argumentado por HOFFMANN (2010), em função dos numerosos fatores de influência, o desencadeamento complexo das reações faz com que os diferentes efeitos possam tanto se sobrepor quanto se compensar. Destarte, embora os produtos de interesse no processo de gaseificação sejam as frações gasosas, é difícil prever a composição exata do gás de síntese a ser produzido.

De modo geral, o gás de síntese proveniente da gaseificação consiste em uma mistura majoritariamente composta por monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H<sub>2</sub>), nitrogênio (N<sub>2</sub>), frações menores de metano (CH<sub>4</sub>) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), além de outros hidrocarbonetos gasosos (CHs), tars (líquidos), char (sólidos), constituintes inorgânicos, e cinzas (BALAT ET AL. 2009b). O gás de síntese de alta qualidade é definido como gás com alto conteúdo de gases combustíveis monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H<sub>2</sub>), e baixo conteúdo de metano (CH<sub>4</sub>) (STENDARDO ET AL. 2016).

### 3.2.3.2 Tipos de Gaseificador

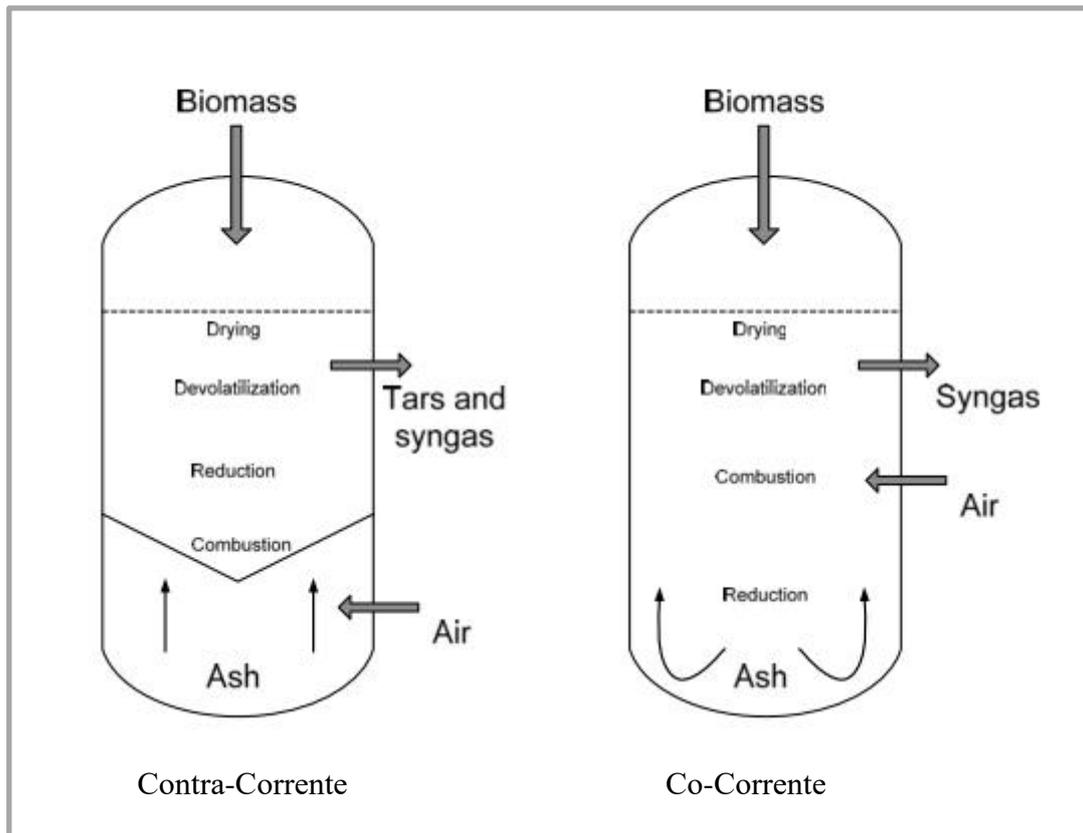
Três diferentes tipos de reatores são comumente utilizados em processos de gaseificação: gaseificadores de leito fixo, gaseificadores de leito fluidizado e gaseificadores de leito de arraste.

- Gaseificadores de Leito Fixo

Gaseificadores de leito fixo se caracterizam pela alimentação do combustível pelo topo do reator, ao passo que a alimentação do agente oxidante pode dar-se em co-corrente (acima da zona de oxidação) ou em contra-corrente (pelo fundo do reator). A Figura 3-2 apresenta gaseificadores de leito fixo em co-corrente (à direita da figura) e contra-corrente (à esquerda da figura).

---

<sup>6</sup> As opções de agente oxidante incluem ar, dióxido de carbono, vapor de água e oxigênio puro. A gaseificação com ar resulta em menor poder calorífico do gás de síntese produzido, em função da diluição atribuída ao teor considerável de nitrogênio (constituente majoritário do ar atmosférico).



**Figura 3-2: Gaseificadores de Leito Fixo**

Fonte: NREL (2010)

Para o caso de co-corrente, o agente oxidante é alimentado acima da zona de oxidação e o gás de síntese produzido é recolhido no fundo do gaseificador. Assim sendo, todo o produto pirolisado passa pela zona de oxidação, resultando em menor formação de “tars”. Para o caso em contra-corrente, o agente oxidante é alimentado no fundo do gaseificador e o gás de síntese produzido é recolhido no topo. Diante desta configuração, o produto pirolisado não passa pela zona de oxidação, resultando em maior formação de “tars” (LUQUE ET AL. 2011). Segundo HOFFMANN (2010), gaseificadores de leito fixo operando em co-corrente mostraram-se menos viáveis frente à gaseificadores de leito fixo operando em contra-corrente.

A tecnologia de gaseificação em leito fixo compreende a formação de diversas zonas de reação dentro do próprio reator: zona de secagem, zona de decomposição pirolítica (ou desvolatilização), zona de oxidação (combustão) e zona de redução. A produção de gás e síntese se dá nas áreas de oxidação e redução do reator, a temperaturas que podem variar de 1300°C (configuração *dry-ash* ou cinzas secas) a

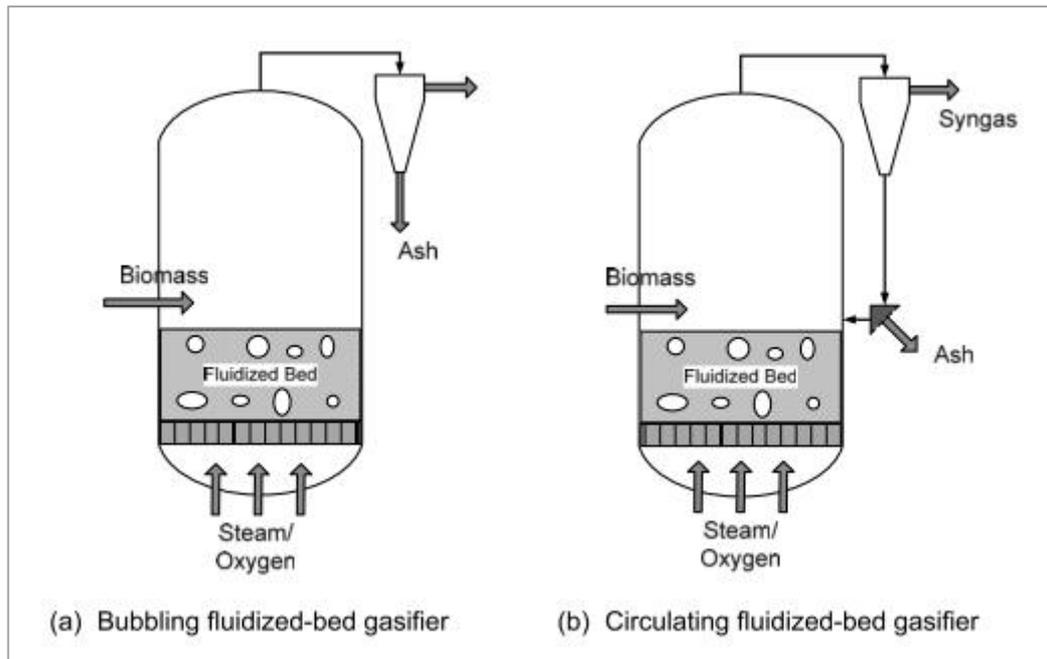
1800°C (configuração *slagging* ou leito de lama). Gaseificadores de leito fixo requerem maior granulometria do combustível utilizado (20-200 mm para biomassa), para evitar entupimentos, e boa permeabilidade do leito, para evitar quedas de pressão locais e a formação de canais de combustão, que resultam em temperatura de saída instável, prejudicando a composição do gás de síntese produzido (HOFFMANN 2010).

No que diz respeito à utilização de biomassa como matéria-prima, autores como LUQUE ET AL. (2011) e WANG ET AL. (2008) argumentam que a escolha por gaseificadores de leito fixo seja considerada inadequada, visto que produzem gás de síntese com alto teor de “tars”, “chars” e outras impurezas, apresentando rendimentos relativamente baixos e não condizentes com as estritas especificações de pureza e qualidade necessárias às etapas subsequentes de produção de biocombustíveis líquidos. Embora esta seja uma tecnologia considerada de alta simplicidade, barreiras técnicas relativas à dificuldade de controle da temperatura de operação e ao elevado tempo de retenção observado limitam o desenvolvimento de economias de escala, o que se reflete no baixo interesse de mercado identificado por HOFFMANN (2010) para este tipo de tecnologia de gaseificação.

- Gaseificadores de Leito Fluidizado

O sistema de leito fluidizado consiste basicamente em um leito de material sólido inerte (calcário, dolomita, olivina, entre outros) fluidizado pelo agente oxidante (ar, vapor ou oxigênio). O combustível mistura-se ao agente oxidante em meio ao leito fluidizado, e o gás de síntese produzido é coletado no topo do gaseificador. A fluidização do leito contribui para maior qualidade da mistura gás-sólido, de modo que não se formam diferentes zonas de reação (observadas em tecnologias de leito fixo). Assim, a temperatura de operação mantém-se uniforme ao longo do reator, facilitando seu controle (HOFFMANN 2010; LUQUE ET AL. 2011).

Gaseificadores de leito fluidizado aceitam granulometrias mais finas para o combustível (respeitando-se o limite que não perturbe a fluidização do leito) e operam a temperaturas relativamente mais baixas (abaixo da temperatura de fusão das cinzas para evitar efeitos prejudiciais ao leito), na faixa de 800-900°C, quando comparados aos gaseificadores de leito fixo (LUQUE ET AL. 2011). Os dois principais tipos de gaseificadores de leito fluidizado são apresentados na Figura 3-3 (leito borbulhante à esquerda e leito circulante à direita).



**Figura 3-3: Gaseificadores de Leito Fluidizado**

Fonte: NREL (2010)

A diferenciação entre os gaseificadores de leito fluidizado borbulhante e os gaseificadores de leito fluidizado circulante se dá em função da recirculação de cinzas e partículas componentes do próprio leito. Leitos borbulhantes normalmente operam a velocidades de 2,0 a 2,5 m/s, apresentando como desvantagem o arraste indesejado de partículas finas. Leitos circulantes operam a velocidades em torno de 3,0 a 5,0 m/s e permitem que o tempo de retenção se ajuste aos diversos tamanhos de partícula, favorecendo a conversão do material (HOFFMANN 2010; LUQUE ET AL. 2011).

Em função das baixas temperaturas de operação, a tecnologia de gaseificação em leito fluidizado desfavorece o craqueamento térmico de materiais voláteis resultantes do processo, levando a maiores taxas de contaminação do gás de síntese formado e menores taxas de conversão. Por esta ótica, o uso de combustíveis de mais alta reatividade, tal qual a biomassa, mostra-se mais adequado para este tipo de tecnologia<sup>7</sup> (HOFFMANN 2010).

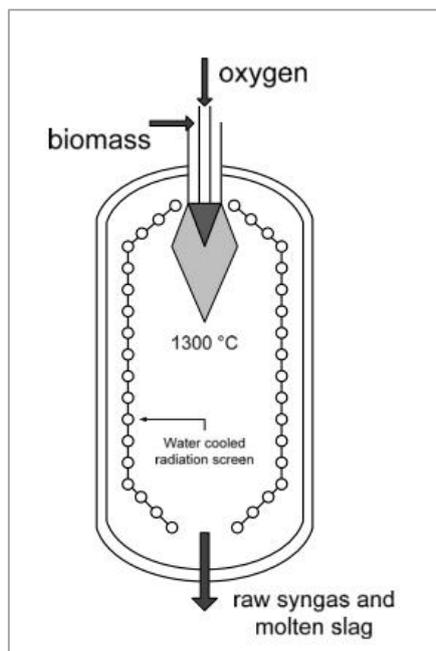
---

<sup>7</sup> Em termos de participação no mercado, observa-se que gaseificadores de leito fluidizado são em sua maioria utilizados para processamento de carvões de baixa qualidade e de diferentes tipos de biomassa e resíduos (HOFFMANN 2010).

Neste contexto, é possível argumentar que as principais vantagens de utilização de gaseificadores de leito fluidizado sejam o curto tempo de residência, a distribuição uniforme de temperatura através do leito, a temperatura de operação abaixo da temperatura de fusão das cinzas (evitando problemas de incrustação e corrosão), a flexibilidade em relação ao combustível utilizado (diversos tamanhos de partícula) e heterogeneidade da carga diante da proporção de material inerte no leito (permitindo variações na qualidade da carga), e por fim a capacidade de trabalhar com maiores escalas (NREL 2010; NREL 2012).

- Gaseificadores de Leite de Arraste

Gaseificadores de leito de arraste compreendem a reação entre combustível sólido seco em granulometria fina e o agente oxidante (normalmente oxigênio puro ou vapor, ou a combinação de ambos) em fluxo paralelo, observando baixos tempos de retenção (LUQUE ET AL. 2011). O combustível utilizado deve atender especificações restritas para o tamanho e a uniformidade das partículas, não podendo ultrapassar 1 mm para o caso da biomassa (MEERMAN ET AL. 2011). A Figura 3-4 apresenta o esquema simplificado de um gaseificador de leito de arraste alimentado à biomassa, conforme apresentado por NREL (2010).



**Figura 3-4: Gaseificador de Leite de Arraste**

Fonte: NREL (2010)

Em termos de condições de operação, os gaseificadores de leito de arraste operam altamente pressurizados (20-80 bar), numa faixa de temperatura variando entre 1200 e 1600°C. Temperatura e pressão se estabelecem de forma uniforme ao longo do reator (HOFFMANN 2010; LUQUE ET AL. 2011). As severas condições de operação observadas contribuem para a maior complexidade (e consequentemente maior custo) relativa a essa tecnologia, o que pode ser compensando diante de sua capacidade de processar uma ampla faixa de combustíveis produzindo gás de síntese de elevada qualidade (HOFFMANN 2010; NREL 2010; LUQUE ET AL. 2011).

Existem dois principais tipos de gaseificadores de leito de arraste: gaseificadores de leito de arraste alimentados por combustível úmido (*slurry-feeding*) e gaseificadores de leito de arraste alimentados por combustível seco (*dry-feeding*). Gaseificadores de leito de arraste do tipo “*slurry-feeding*” necessitam de combustíveis com mais alto poder calorífico, para compensar o elevado teor de umidade. Neste contexto, gaseificadores de leito de arraste do tipo “*dry-feeding*” mostram-se mais aptos a receber combustíveis de mais baixo poder calorífico, como a biomassa (MEERMAN ET AL. 2011).

Limitações para o uso de biomassa em sistemas de gaseificação utilizando leito de arraste relacionam-se à natureza fibrosa do material, que reduz sua moabilidade, dificultando a obtenção de partículas menores (LUQUE ET AL. 2011). Mesmo diante dos reveses supracitados, atualmente as unidades que se utilizam de gaseificadores de leito de arraste apresentam capacidade de co-alimentação à biomassa da ordem de 30% (em base energética), podendo chegar a até 50% se considerados os ajustes necessários (MEERMAN ET AL. 2011).

Segundo HIGMAN (2016), os gaseificadores de leito de arraste produzidos pela Shell e pela GE (General Electric) são os detentores de expressiva fatia do mercado, sendo responsáveis por aproximadamente 49,5% da capacidade global de gaseificação (todos os tipos de gaseificadores inclusos). Gaseificadores de leito de arraste da GE são do tipo “*slurry-feeding*”, ao passo que gaseificadores de leito de arraste da Shell são gaseificadores do tipo “*dry-feeding*”. Conforme pontuam MEERMAN ET AL. (2011), dentre os gaseificadores de leito de arraste disponíveis no mercado, o gaseificador “*dry-feeding*” da Shell é o que oferece maior flexibilidade em termos de combustível de alimentação, além de apresentar mais extensas experiências em co-alimentação à biomassa.

### 3.2.4 Unidade de Separação de Ar

Para sistemas de gaseificação que utilizam o oxigênio como agente oxidante, em detrimento do ar atmosférico, faz-se necessária a avaliação da unidade provedora de oxigênio, denominada unidade de separação de ar. Existem três diferentes tecnologias de separação de ar disponíveis: a adsorção por modulação de pressão (também denominada “*pressure swing adsorption*”), a separação por membranas e a separação criogênica. Dentre as três opções apresentadas, a tecnologia que se mostra mais viável economicamente para a entrega de oxigênio com elevado nível de pureza (> 95%) é a separação criogênica (MEERMAN ET AL. 2011).

### 3.2.5 Limpeza e Ajuste de Composição do Gás de Síntese

O gás de síntese formado durante a etapa de gaseificação pode conter uma variedade de contaminantes em sua composição, tais quais particulados, compostos aromáticos, compostos halogenados, compostos sulfurados, compostos nitrogenados, entre outros (LUQUE ET AL. 2011). Portanto, a etapa de limpeza e ajuste de composição do gás de síntese envolve a remoção de tais contaminantes e o ajuste da razão H<sub>2</sub>:CO para o valor desejado.

As etapas subsequentes do processo para a produção de biocombustíveis líquidos se utilizam de catalisadores extremamente suscetíveis ao envenenamento causado por contaminantes (especialmente compostos sulfurados), de modo que os limites observados para a presença de tais compostos no gás de síntese são apresentados na Tabela 3-5.

**Tabela 3-5. Limites de Concentração de Contaminantes no Gás de Síntese**

Contaminante	Limite de Concentração
Compostos Sulfurados (S)	< 1 ppm (volume)
Compostos Halogenados (Cl)	< 10 ppb (volume)
Compostos Nitrogenados (N)	< 1 ppm (volume)
Particulados	Completamente Removidos

Fonte: Elaboração própria, baseada em MEERMAN ET AL. (2011)

Ciclones e filtros podem ser utilizados para a remoção de material particulado. Lavadores úmidos (tal qual “*direct water quench*”) podem ser utilizados para resfriamento do gás de síntese e para remoção tanto de particulados, quanto de compostos halogenados e compostos nitrogenados<sup>8</sup>. Por fim, o ajuste de composição normalmente se realiza através da etapa denominada “*water-gas shift*”.

#### 3.2.5.1 *Ciclone*

Ciclones podem ser compreendidos como sistemas físicos de separação de partículas, comumente utilizados para remoção de material particulado presente no gás de síntese proveniente de processos de gaseificação. Normalmente, ciclones são capazes de remover em média aproximadamente 90% dos particulados com granulometria superior a 5 $\mu$ m (MEERMAN ET AL. 2011).

#### 3.2.5.2 *Filtro*

Filtros também são utilizados para remoção de material particulado presente no gás de síntese. Dentre os tipos de filtro disponíveis, o filtro-vela é dos mais comumente utilizados em função de sua falha segura em casos de violação ou rompimento do meio filtrante. A regeneração dos filtros é conduzida através da passagem de gases inertes (normalmente N<sub>2</sub> ou CO<sub>2</sub>) em sentido contrário à filtração (MEERMAN ET AL. 2011).

#### 3.2.5.3 *Direct Water Quench*

A lavagem do gás de síntese em contato direto com a água atua na total remoção de eventuais cinzas, material particulado, e “*sludge*” (ou lodo). Além disso, o processo é capaz de remover por completo contaminantes importantes tais como a amônia (NH<sub>3</sub>) e o cloreto de hidrogênio (HCl) (NREL 2010). O gás de síntese deixa a etapa de lavagem via “*direct water quench*” em seu estado de saturação (MEERMAN ET AL. 2011).

---

<sup>8</sup> Conforme estudo conduzido por NREL (2010), o procedimento metodológico aqui adotado (Seção 4.1, Item 4.1.4) considera apenas a utilização de “*direct water quench*” para remoção de particulados e contaminantes do gás de síntese, contribuindo paralelamente para resfriamento do gás. Portanto, não se consideram os usos de ciclones ou filtros.

### 3.2.5.4 Water-Gas Shift

O ajuste de composição do gás de síntese é conduzido através do ajuste da razão H<sub>2</sub>:CO na etapa denominada *water-gas shift*. A reação química correspondente a essa etapa, bem com a respectiva entalpia de reação, é apresentada na Tabela 3-6.

**Tabela 3-6. Reação de Water-Gas Shift**

Título da Reação	Reação	Entalpia de Reação <sup>(A)</sup>
Reação de Water-Gas Shift	CO + H <sub>2</sub> O ↔ CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub>	ΔH = -40,9 kJ/mol

<sup>(A)</sup> A entalpia de reação corresponde a condições normais de temperatura e pressão.

Fonte: Elaboração própria, baseada em HOFFMANN (2010)

Diferentes processos de conversão do gás de síntese demandam diferentes ajustes de composição. Evidentemente, o ajuste de composição necessário ao processo de síntese para produção de biocombustíveis líquidos não será o mesmo ajuste necessário à geração de eletricidade. Neste sentido, a Tabela 3-7 apresenta os diversos ajustes ótimos de composição para os principais processos de conversão do gás de síntese disponíveis (dentre eles a Síntese de Fischer-Tropsch, objeto deste estudo).

**Tabela 3-7. Composição Ótima do Gás de Síntese**

Processo	Variáveis	Ajuste Ótimo
Produção de Hidrogênio	H <sub>2</sub> :CO	∞
Síntese de Fischer-Tropsch	H <sub>2</sub> :CO	2,1
Geração de Eletricidade	H <sub>2</sub> :CO	-
Produção de Metanol	H <sub>2</sub> :(2CO+3CO <sub>2</sub> )	1,4
Produção de Amônia	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub>	3,0
Produção de Uréia	NH <sub>3</sub> :CO <sub>2</sub>	3,0

Fonte: Elaboração própria, baseada em VAN VLIET ET AL. (2009) e MEERMAN ET AL. (2011)

A reação de *water-gas shift* pode ser “azedada”, ou seja, em presença de enxofre, ou “doce”, ou seja, na ausência de enxofre. Diante do exposto, a reação de *water-gas shift* “azedada” deve localizar-se à montante da unidade de remoção de enxofre, e a reação de *water-gas shift* “doce” deve localizar-se à jusante da unidade de remoção de enxofre. Para a reação dita “azedada”, a presença de enxofre faz-se necessária em função do uso de catalisadores que precisam ser sulfurados durante o processo. Neste caso, a reação denomina-se “*sour water-gas shift*”. Reatores de *sour water-gas shift* utilizam catalisadores Co/Mo, a temperaturas entre 300 e 500°C. Para a reação dita “doce”, a presença de enxofre é indesejada em função do uso de catalisadores que não são capazes de operar em contato com compostos sulfurados. Neste caso, a reação denomina-se “*sweet water-gas shift*”. Reatores de *sweet water-gas shift* utilizam catalisadores Cu/Zn-Al, a temperaturas entre 180 e 270°C (MEERMAN ET AL. 2011).

### 3.2.6 Remoção de Gases Ácidos

Dentre as várias etapas de conversão avançada de biomassa para produção de biocombustíveis líquidos, destaca-se como procedimento chave a remoção de enxofre e compostos sulfurados presentes no gás de síntese proveniente da gaseificação da biomassa (tais como H<sub>2</sub>S, COS, CS<sub>2</sub>, mercaptanas e sulfitos orgânicos), visto que os mesmos resultam em envenenamento dos catalisadores utilizados nas etapas subsequentes do processo. Destarte, as plantas de gaseificação de biomassa devem necessariamente incluir unidades de remoção de gases ácidos capazes de abater as espécies sulfuradas, entregando às etapas *downstream* um gás de síntese adequado às restrições impostas pelas reações catalíticas seguintes, tal como as reações que compreendem a Síntese de Fischer-Tropsch (GATTI ET AL. 2014).

Além da remoção de compostos sulfurados, as unidades de remoção de gases ácidos servem igualmente ao propósito de separação do CO<sub>2</sub> do gás de síntese, visto que este composto atua como diluente para o gás de síntese, prejudicando a reatividade da etapa de síntese. A corrente resultante apresenta alta pureza, pronta para captura quando cabível (GATTI ET AL. 2014). A capacidade de remover seletivamente tanto compostos sulfurados (especialmente H<sub>2</sub>S) quanto CO<sub>2</sub> mostra-se particularmente atraente, principalmente em função de cenários de médio e longo prazo que contemplem perspectivas de baixo carbono, atentando para as questões de mudanças climáticas e políticas de mitigação de gases do efeito estufa.

Os principais processos utilizados na etapa de dessulfurização do gás de síntese e captura de carbono em unidades de conversão avançada de biomassa via gaseificação são os processos de absorção física<sup>9</sup>, com destaque para o Processo Selexol e o Processo Rectisol (MEERMAN ET AL. 2011; MEERMAN ET AL. 2013). Os processos de captura de pré-combustão, dentre os quais se enquadram os processos de absorção física com solventes, costumam ser menos energo-intensivos frente aos processos de captura de pós-combustão, diante de menores consumos energéticos tanto para a captura efetivamente, em função da pressão elevada associada a uma maior concentração do CO<sub>2</sub>, quanto para a regeneração do solvente (ROCHEDO 2011).

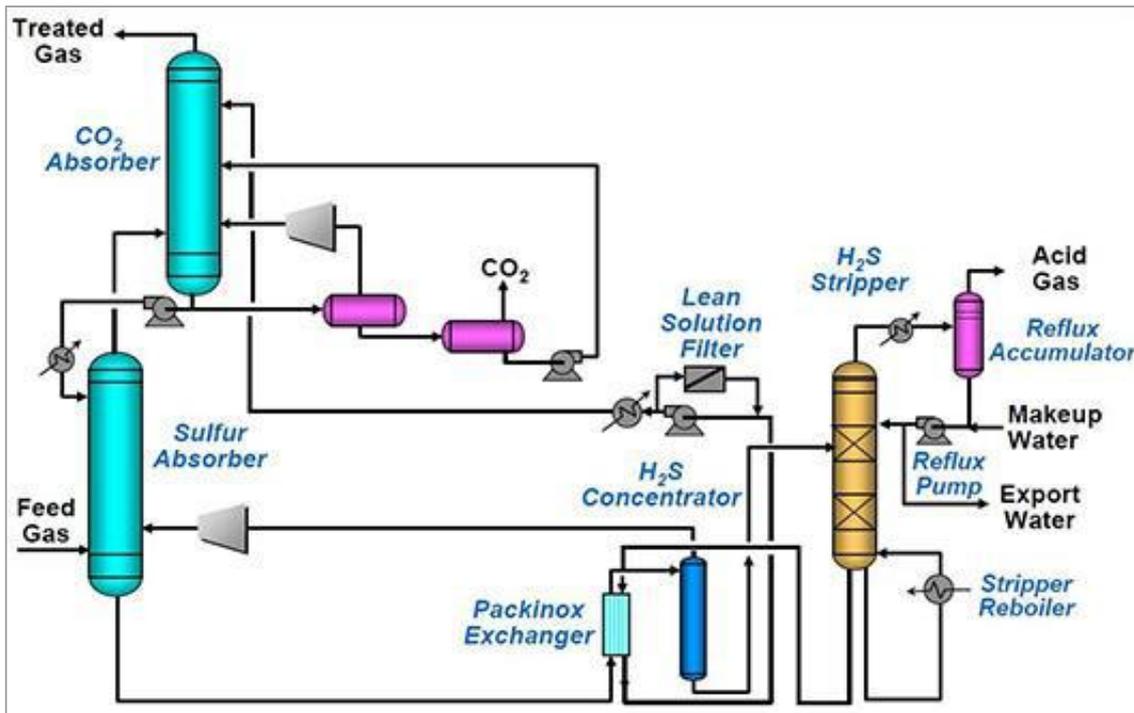
#### 3.2.6.1 *Processo Selexol*

O solvente denominado Selexol é um solvente físico, constituído por uma mistura de dimetil éteres de polietileno glicol, característico por sua excelente solubilidade para gases ácidos, tais como H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> e COS, por sua estabilidade termoquímica e sua baixa pressão de vapor (evitando perdas indesejáveis durante o processo). O Selexol foi desenvolvido e patenteado no final dos anos sessenta pela *Allied Chemical Corporation*, sendo atualmente licenciado por diversas empresas, dentre as quais se destaca a UOP (ROCHEDO 2011).

Ao apresentar seletividade para H<sub>2</sub>S significativamente superior à seletividade para CO<sub>2</sub>, o Selexol pode ser utilizado para remoção destes dois diferentes componentes. Para promover a captura de CO<sub>2</sub>, adicionalmente à remoção de compostos sulfurados, a configuração mais comum para o Processo Selexol baseia-se na inserção de um novo trem para a remoção de CO<sub>2</sub>, contemplando um novo par de colunas (de absorção e de regeneração, respectivamente), formando assim um processo de dois estágios (ROCHEDO 2011), conforme apresentado na Figura 3-5.

---

<sup>9</sup> Embora também sejam utilizados para remoção de gases ácidos em unidades de gaseificação, os processos de absorção química não serão avaliados por este estudo, entendendo-se que os processos de absorção física são capazes de atingir níveis mais satisfatórios de remoção de enxofre.



**Figura 3-5: Processo Selexol**

Fonte: NETL (2016)

Para o processo em dois estágios, KAPETAKI ET AL. (2015) reportam eficiências de remoção de enxofre superiores a 99,9% e eficiências para remoção de CO<sub>2</sub> variando entre 90 e 95%. Ainda segundo os autores, o nível de pureza da corrente de CO<sub>2</sub> capturado pode atingir aproximadamente 97,6%. Por fim, a temperatura de operação do processo é estabelecida em torno de 40°C (KAPETAKI ET AL. 2015).

### 3.2.6.2 Processo Rectisol

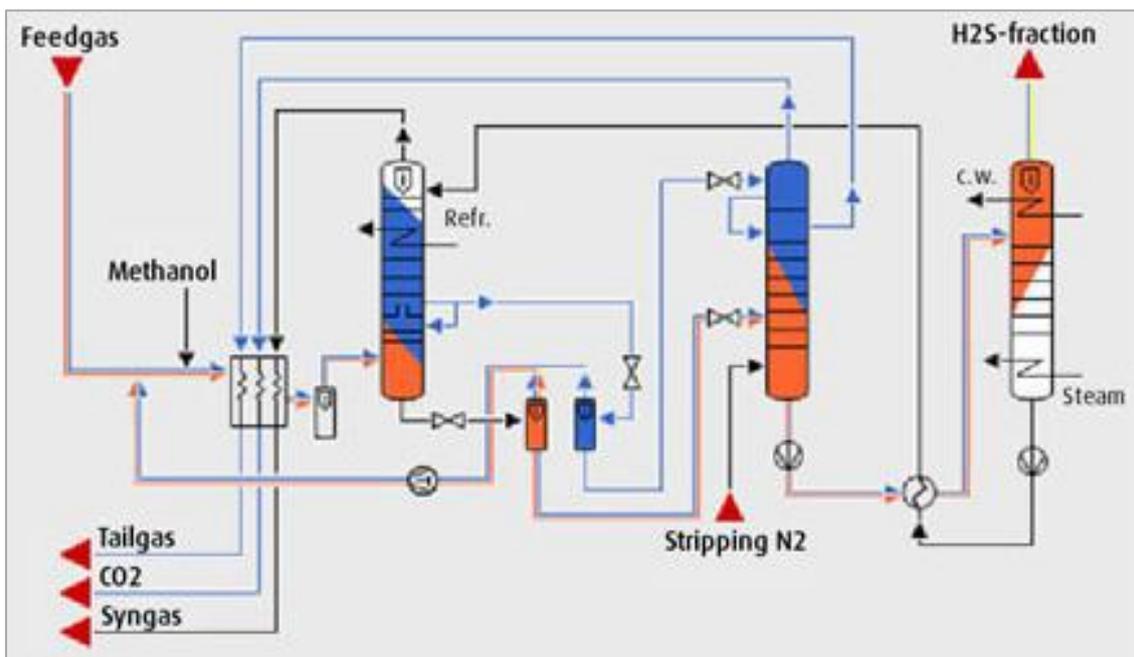
O Processo Rectisol consiste em um processo de absorção física baseada no uso do metanol como solvente, e capaz de remover seletivamente tanto H<sub>2</sub>S quanto CO<sub>2</sub> de uma corrente gasosa, desenvolvido e licenciado por Lurgi e Linde no final da década de cinquenta. Para este processo, as condições de operação compreendem pressão variando entre 30 e 60 bar, e temperaturas de até -40°C (ROCHEDO 2011).

Alguns dos atributos particularmente interessantes do Processo Rectisol são: (i) sua capacidade de remoção profunda dos contaminantes potencialmente danosos aos processos *downstream*, tais como COS, HCN, NH<sub>3</sub>, entre outros; (ii) a possibilidade de atingir amplos níveis de separação de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>; (iii) a adaptabilidade do layout para

atender diversas condições *upstream* do gás de síntese, bem como especificações *downstream* dos produtos; (iv) a possibilidade de configuração do layout para atender diferentes configurações de *water-gas shift* (azedo ou doce) (GATTI ET AL. 2014).

Frente a outros solventes, o metanol apresenta as seguintes vantagens competitivas: (i) possibilidade de operação a baixíssimas temperaturas (213 K) para impulsionar a solubilidade para gases ácidos, reduzindo o fluxo de solvente e o tamanho dos absorvedores; (ii) capacidade de remoção concomitante de múltiplos contaminantes (tais como HCN, NH<sub>3</sub>, entre outros); (iii) baixa viscosidade, baixa corrosividade e baixa tendência à formação de espuma (GATTI ET AL. 2014).

As principais desvantagens apontadas para o processo envolvem a baixa pressão de vapor do metanol, que pode resultar em perdas indesejáveis de solvente, e as temperaturas extremas de operação do processo, que necessitam de aporte significativo de energia para geração de frio. Diante do exposto, pode-se inferir que o Processo Rectisol incorre simultaneamente em alto custo de capital e alto custo de operação (ROCHEDO 2011).



**Figura 3-6: Processo Rectisol**

Fonte: NETL (2016)

### 3.2.7 Tratamento de Enxofre

Compostos sulfurados são convertidos a enxofre elementar através do Processo Claus. Inicialmente, uma fração do sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ) é oxidado a dióxido de enxofre ( $\text{SO}_2$ ). Em seguida, através de uma sequência de leitos catalíticos, o sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ) remanescente reage com o dióxido de enxofre ( $\text{SO}_2$ ) produzido para formar enxofre elementar (S) (MEERMAN ET AL. 2011). Ambas as reações envolvidas encontram-se na Tabela 3-8.

**Tabela 3-8. Reações do Processo Claus para Tratamento do Enxofre**

Título da Reação	Reação	Entalpia de Reação <sup>(A)</sup>
Oxidação do $\text{H}_2\text{S}$	$2 \text{H}_2\text{S} + 3 \text{O}_2 \leftrightarrow 2 \text{SO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$	$\Delta H = -519,0 \text{ kJ/mol}$
Conversão a Enxofre Elementar	$2 \text{H}_2\text{S} + \text{SO}_2 \leftrightarrow 3\text{S} + 2 \text{H}_2\text{O}$	$\Delta H = -74,0 \text{ kJ/mol}$

<sup>(A)</sup> A entalpia de reação corresponde a condições normais de temperatura e pressão.

Fonte: Elaboração própria, baseada em MEERMAN ET AL. (2011)

Após a sequência de leitos catalíticos, estima-se que taxas de recuperação de enxofre possam atingir em torno de 97%. Como a biomassa apresenta frações significativamente menores de enxofre em sua composição frente ao carvão mineral, para manutenção da estabilidade do Processo Claus pode ser necessário o reciclo de parte do enxofre produzido (MEERMAN ET AL. 2011).

A unidade Shell Claus Offgas Treatment (SCOT) é utilizada para reciclagem do enxofre de volta ao Processo Claus. Este processo envolve a utilização de leito catalítico para a conversão do enxofre elementar de volta a sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ) diante do contato com hidrogênio a elevadas temperaturas. O sulfeto de hidrogênio resultante é separado por adsorção com aminas, recomprimido e subsequentemente reciclado, retornando ao Processo Claus. Assim, eficiências de recuperação do enxofre elementar se elevam, atingindo patamares superiores a 99,8% (MEERMAN ET AL. 2011).

### 3.2.8 Compressão do CO<sub>2</sub>

Quando disponível a opção de captura de carbono, a etapa de compressão da corrente de CO<sub>2</sub> separada tem por objetivo possibilitar o transporte e armazenamento do carbono capturado. A pressão final é estabelecida em 110 bar (MEERMAN ET AL. 2013). Em linhas gerais, a compressão caracteriza-se por ser um procedimento energo-intensivo (ROCHEDO 2011). Entretanto, em processos de captura pré-combustão, o consumo energético para compressão do CO<sub>2</sub> tende a ser menor (frente a outros processos de captura), visto que nestes casos as correntes de CO<sub>2</sub> são já disponibilizadas a maiores pressões (IPCC 2005).

### 3.2.9 Síntese de Fischer-Tropsch

#### 3.2.9.1 Síntese de Fischer-Tropsch

A Síntese de Fischer-Tropsch consiste numa série de reações responsáveis pela conversão do gás de síntese em uma mistura de hidrocarbonetos (alcanos e alcenos das mais variadas extensões). As reações envolvidas consistem em adsorção e dissociação dos reagentes (CO e H<sub>2</sub>) na superfície do catalisador, reagindo para formar iniciadores de cadeia que por sua vez prosseguirão à propagação e terminação das cadeias e subsequente dessorção dos produtos (AIL & DASAPPA 2016).

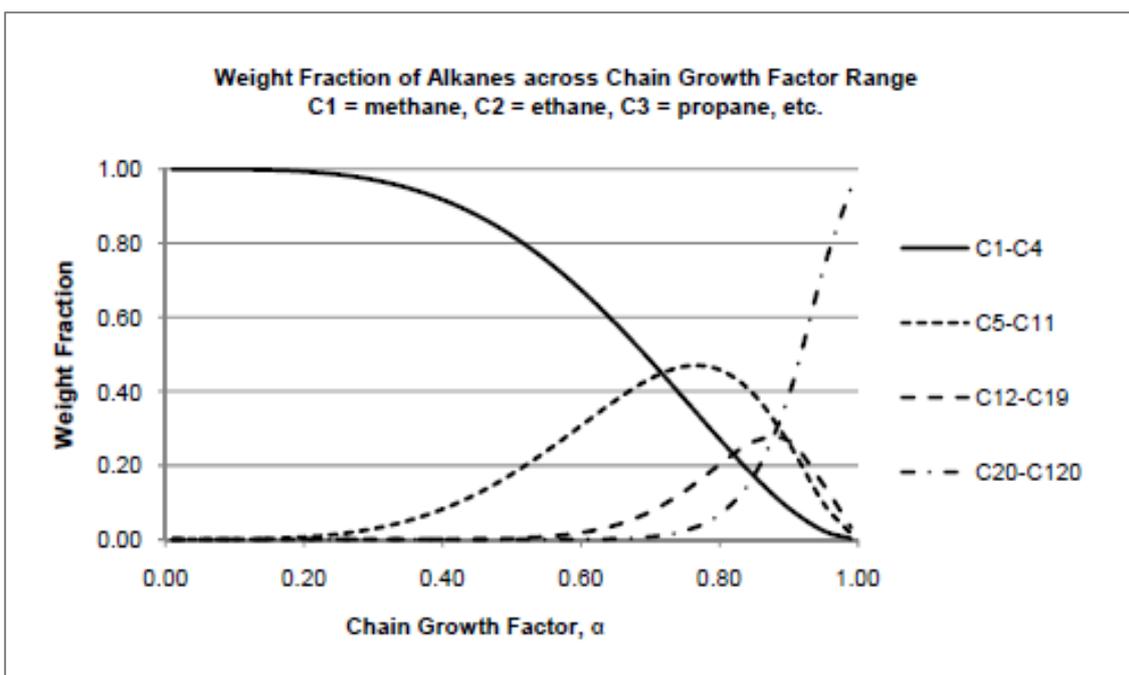
A determinação de composição da mistura de hidrocarbonetos formada pode ser descrita através do modelo de distribuição e de propagação das cadeias estabelecido por Anderson-Schulz-Flory (Figura 3-7). A Tabela 3-9 apresenta a reação simplificada de crescimento da cadeia por adição (passo a passo) de monômeros CH<sub>2</sub> conforme apresentado pelos estudos de MEERMAN ET AL. (2011) e AIL & DASAPPA (2016).

**Tabela 3-9. Reação Simplificada de Formação de Produtos na Síntese de Fischer-Tropsch**

Título da Reação	Reação	Entalpia de Reação <sup>(A)</sup>
Propagação da Cadeia Síntese de Fischer-Tropsch	$2n \text{ H}_2 + n \text{ CO} \rightarrow -(\text{CH}_2)_n + n \text{ H}_2\text{O}$	$\Delta H = -158,5 \text{ kJ/mol}$

<sup>(A)</sup> A entalpia de reação corresponde a temperatura de 250°C.

Fonte: Elaboração própria, baseada em MEERMAN ET AL. (2011) e AIL & DASAPPA (2016)



**Figura 3-7: Modelo de Distribuição Anderson-Schulz-Flory**

Fonte: NREL (2010)

O fator de probabilidade de crescimento da cadeia para distribuição de produtos ( $\alpha$ ), estabelecido pela modelagem cunhada por Anderson-Schulz-Flory, relaciona-se diretamente com as condições de operação do processo, tais quais variações na temperatura de operação, variações na pressão de operação, e variações na razão  $H_2:CO$ . Normalmente, para favorecimento da produção de hidrocarbonetos próximos a faixa do diesel, utiliza-se um fator de probabilidade igual ou superior a 0,95 (MEERMAN ET AL. 2011).

Analogamente ao processamento do óleo cru, o processo da biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch resulta em uma variedade de hidrocarbonetos produzidos. A composição da mistura de hidrocarbonetos depende fundamentalmente do tipo de catalisador utilizado, do tipo de reator escolhido e das condições de operação do processo, relacionando-se a fatores e mecanismos cinéticos cuja dinâmica na prática pode divergir das considerações termodinâmicas esperadas (AIL & DASAPPA 2016). Neste contexto, reforça-se a complexidade das reações envolvidas.

### 3.2.9.2 Principais Catalisadores

A principal característica necessária para elegibilidade de catalisadores à Síntese de Fischer-Tropsch consiste em alta atividade de hidrogenação, para promover a conversão do monóxido de carbono (CO) a hidrocarbonetos. Existem quatro diferentes tipos de catalisadores que atendem este requisito: ferro (Fe), cobalto (Co), níquel (Ni) e rutênio (Ru) (LUQUE ET AL. 2011; AIL & DASAPPA 2016).

Embora o rutênio (Ru) apresente a mais alta taxa de atividade de hidrogenação, os expressivos custos relativos inviabilizam sua utilização para processos de larga escala tal qual a Síntese de Fischer-Tropsch. O níquel (Ni), por outro lado, resulta em significativa formação de metano (CH<sub>4</sub>), reduzindo os rendimentos em biocombustíveis líquidos. Neste contexto, os catalisadores de ferro (Fe) e cobalto (Co) são aqueles mais aptos à Síntese de Fischer-Tropsch (LUQUE ET AL. 2011; AIL & DASAPPA 2016).

Catalisadores de ferro são os catalisadores mais comumente utilizados, em função de seu baixo custo e alta disponibilidade (AIL & DASAPPA 2016). Catalisadores de ferro são utilizados para a formação de olefinas de baixo peso molecular (distribuição de produtos na faixa da gasolina automotiva) a temperaturas mais altas (em torno de 340°C), e para a formação de ceras parafínicas de mais alto peso molecular (distribuição de produtos na faixa do diesel) a temperaturas mais baixas (em torno de 230°C) (NREL 2010; AIL & DASAPPA 2016).

Catalisadores de cobalto apresentam vantagens em função de elevadas taxas de atividade, chegando a uma faixa de 60 a 70% de conversão em uma única passagem, além de alta seletividade e estabilidade dos catalisadores de cobalto para a síntese de hidrocarbonetos lineares (AIL & DASAPPA 2016). Para a formação de hidrocarbonetos de maior peso molecular (mais próximos às faixas de diesel e ceras), recomenda-se o uso de catalisadores de cobalto, a temperaturas na faixa de 250°C (NREL 2010). Temperaturas mais elevadas não se mostram vantajosas, visto que podem favorecer a formação de metano (LUQUE ET AL. 2011; AIL & DASAPPA 2016).

A análise comparativa entre as principais características e as condições operativas relativas aos catalisadores de ferro e aos catalisadores de cobalto é apresentada na Tabela 3-10.

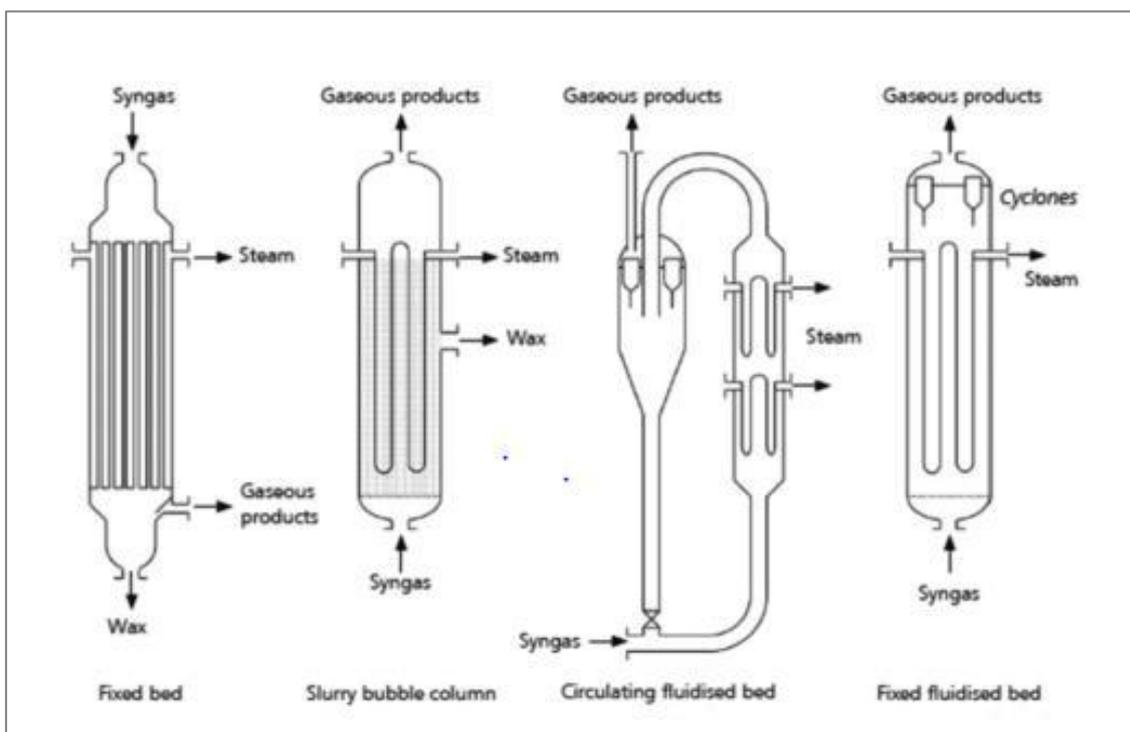
**Tabela 3-10. Principais Características de Catalisadores de Ferro e Catalisadores de Cobalto**

Parâmetro	Catalisador de Cobalto (Co)	Catalisador de Ferro (Fe)
Temperatura de Operação	190-240°C	200-350°C
Gás de Síntese de Entrada	H <sub>2</sub> :CO = 2,0 a 2,3	H <sub>2</sub> :CO = 0,5 a 2,5
Espectro de Produtos	Maior razão parafina/olefina $\alpha = 0,85-0,92$	Menor razão parafina/olefina $\alpha = 0,65-0,92$
Tempo de Vida	Maior tempo de vida	Menor tempo de vida
Custo	Maior custo	Menor custo

Fonte: Elaboração própria, baseada em AIL & DASAPPA (2016)

### 3.2.9.3 Tipos de Reatores e Condições de Operação

Em linhas gerais os tipos de reatores comercialmente disponíveis mais comumente utilizados para condução da Síntese de Fischer-Tropsch são: os reatores multi-tubulares de leito fixo, os reatores de leito fluidizado, e os reatores tipo “*slurry*” (LUQUE ET AL. 2011; AIL & DASAPPA 2016), apresentados na Figura 3-8.



**Figura 3-8: Tipos de Reator Comercialmente Disponíveis para Síntese de Fischer-Tropsch**

Fonte: AIL & DASAPPA (2016)

- Reatores de Leito Fixo

Em reatores multi-tubulares de leito fixo as partículas do catalisador encontram-se empacotadas em estreitos tubos, imersos em água (que absorve o calor resultante da reação exotérmica convertendo-se em vapor de alta pressão). O uso de recipientes tubulares e a alta velocidade do gás de síntese contribuem para a rápida transferência de calor entre as partículas do catalisador e o meio (água), minimizando o aumento de temperatura decorrente da característica exotérmica da reação (LUQUE ET AL. 2011).

O perfil de temperatura de operação pode variar entre 200 e 240°C, admitindo a utilização tanto de catalisadores de cobalto (Co) quanto de catalisadores de ferro (Fe) (AIL & DASAPPA 2016). De modo geral, os reatores de leito fixo são fáceis de operar, adequando-se a uma ampla faixa de temperaturas. Além disso, a separação entre os líquidos formados e o catalisador pode ser executada com facilidade e a baixos custos. Por outro lado, reatores de leito fixo apresentam altos custos de construção, acrescidos da necessidade de intensiva manutenção e operação para os periódicos procedimentos de reposição do catalisador (LUQUE ET AL. 2011).

- Reatores de Leito Fluidizado

Atualmente, os dois principais reatores de leito fluidizado são os reatores de leito fluidizado circulante e os reatores de leito fluidizado fixo. Os reatores de leito fluidizado circulante compreendem o arraste de finas partículas do catalisador diante da alta velocidade dos gases de entrada, posteriormente separadas do efluente produzido através de ciclones, retornando ao início do processo. Já os reatores de leito fluidizado fixo operam em regime de leito borbulhante e o controle de temperatura é realizado por tubos de resfriamento circulando água (convertida a vapor) (LUQUE ET AL. 2011).

O perfil de temperatura para estes reatores varia entre 300 e 350°C. A operação em altas temperaturas exige a utilização de catalisadores de ferro e impossibilita a utilização de reatores deste tipo para maximizar a produção de hidrocarbonetos mais pesados, acima da faixa da nafta e da gasolina automotiva. Portanto, cumpre ressaltar que este tipo de reator não se adequa à maximização de produtos na faixa do diesel biocombustível (LUQUE ET AL. 2011; AIL & DASAPPA 2016).

As principais vantagens dos reatores de leito fluidizado consistem na alta eficiência de troca de calor (superior àquela verificada para reatores de leito fixo) e

maior controle da temperatura de operação, em função do fluxo turbulento e da rápida circulação dos gases. Além disso, reatores de leito fluidizado apresentam menores custos de construção, e menores custos de operação, visto que permitem manutenção dinâmica do catalisador sem que sejam necessárias paradas periódicas para realização deste procedimento. Contudo, reatores de leito fluidizado apresentam operação de alta complexidade, estando sujeitos a dificuldades na separação das finas partículas de catalisador do exausto e a problemas de erosão em função das altas velocidades lineares observadas (LUQUE ET AL. 2011).

- Reatores Tipo *Slurry*

Reatores do tipo “slurry” assemelham-se aos reatores de leito fluidizado, diferenciando-se pela utilização de um sistema em três fases: o catalisador (sólido) encontra-se suspenso em meio líquido através do qual o gás de síntese de entrada é borbulhado. Este tipo de reator é utilizado para a produção de hidrocarbonetos de alto peso molecular que naturalmente servem à composição da fase líquida de reação (LUQUE ET AL. 2011). Os reatores do tipo “slurry” atuam em um perfil de temperatura de 200 e 240°C, podendo utilizar tanto de catalisadores de cobalto (Co) quanto de catalisadores de ferro (Fe) (AIL & DASAPPA 2016).

Vantagens do uso de reatores do tipo “slurry” incluem a alta eficiência para a troca de calor, facilitando o controle da temperatura de operação (considerada praticamente uniforme ao longo do reator), menores custos de construção, menores custos de operação e manutenção, e facilidade para manutenção e reposição do leito catalítico. Em contrapartida, a principal desvantagem compreende a dificuldade de separação entre os produtos (fase líquida) e o catalisador (fase sólida), de modo que a remoção de produtos sem que parte do catalisador seja juntamente removida consiste em aspecto de alta criticidade para a comercialização deste reator (LUQUE ET AL. 2011).

### 3.2.10 Separação de Hidrogênio

A unidade de separação de hidrogênio compreende um sistema de adsorção por modulação de pressão (*pressure swing adsorption*). A tecnologia de adsorção é considerada o estado da arte para a separação de hidrogênio de correntes gasosas, com elevado grau de pureza (XIAO ET AL. 2016). O sistema convencionalmente atualmente

utilizado na indústria compreende de quatro a dezesseis vasos conectados com leito adsorvente normalmente composto por carvão ativado ou zeólitas, operando em variações de pressão (de alta pressão a baixa pressão) (XEBEC 2016). O esquema típico do processo é apresentado na Figura 3-9.

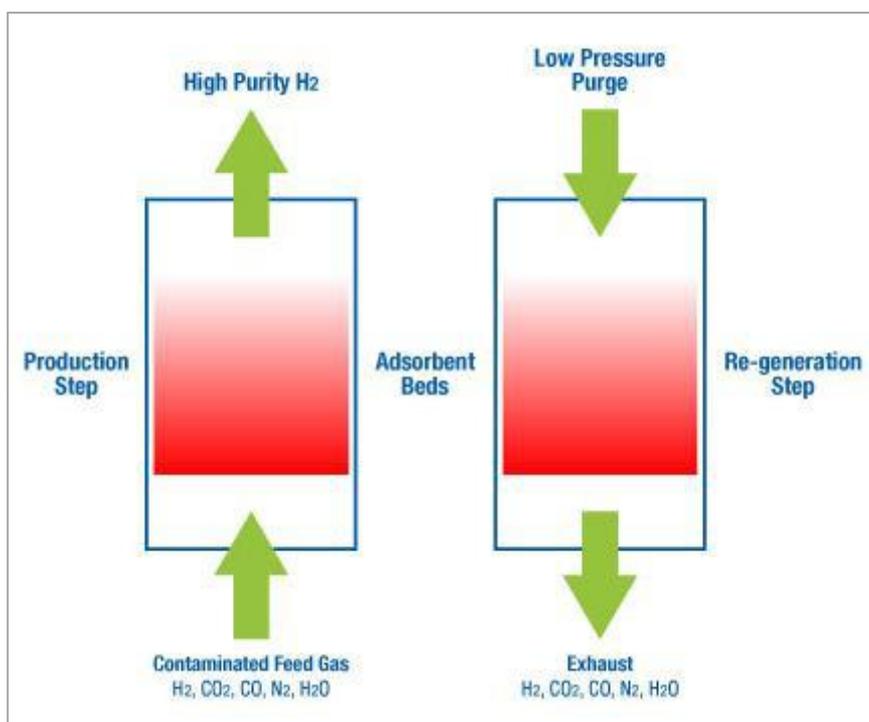


Figura 3-9: Processo de Separação de Hidrogênio via *Pressure Swing Adsorption* (PSA)

Fonte: XEBEC (2016)

### 3.2.11 *Upgrading* de Produtos

Conforme anteriormente colocado por este estudo, a Síntese de Fischer-Tropsch resulta em uma mistura de hidrocarbonetos variados, compreendendo cadeias de alcanos e alcenos em diversos pesos moleculares, desde compostos mais leves ( $C_1$ - $C_4$ ) a compostos mais pesados ( $C_{20}$ - $C_{30+}$ ). Com o ensejo de enriquecer as correntes de produtos desejados (normalmente as faixas de diesel e/ou as faixas de nafta/gasolina), faz-se necessária uma etapa de *upgrading* dessa mistura de hidrocarbonetos, composta basicamente por uma unidade de hidrotreatamento e uma unidade de hidrocraqueamento catalítico (VAN VLIET ET AL. 2009). Para ambas as unidades, a tecnologia utilizada é similar à tecnologia atualmente aplicada ao refino de petróleo para maximização da produção de destilados médios (MEERMAN ET AL. 2011).

### *3.2.11.1 Hidrotratamento*

A mistura de hidrocarbonetos produzida através da Síntese de Fischer-Tropsch apresenta-se praticamente livre de enxofre, aromáticos e outros contaminantes. Portanto, a unidade de hidrotratamento utilizada tem por intuito apenas a saturação das olefinas produzidas (levando alcenos a alcanos), não havendo maiores preocupações em relação à remoção de compostos sulfurados e outros contaminantes. Os esquemas típicos de hidrotratamento constituem-se de um reator de um ou mais estágios com leito fixo de catalisador, operando em alta pressão e com adição de hidrogênio (SZKLO ET AL. 2012). Particularmente para atender às necessidades do processo (em função da qualidade da mistura de hidrocarbonetos produzida) consideram-se esquemas de hidrotratamento brando (mais próximos às unidades de dessulfurização branda), levando cargas moleculares mais pesadas às faixas de destilados médios (especialmente diesel). Neste contexto, as condições de operação se estabelecem em temperaturas em torno de 300-390°C, pressões de 27 a 41 bar, e catalisadores de CoMo (SZKLO ET AL. 2012).

### *3.2.11.2 Hidrocraqueamento Catalítico*

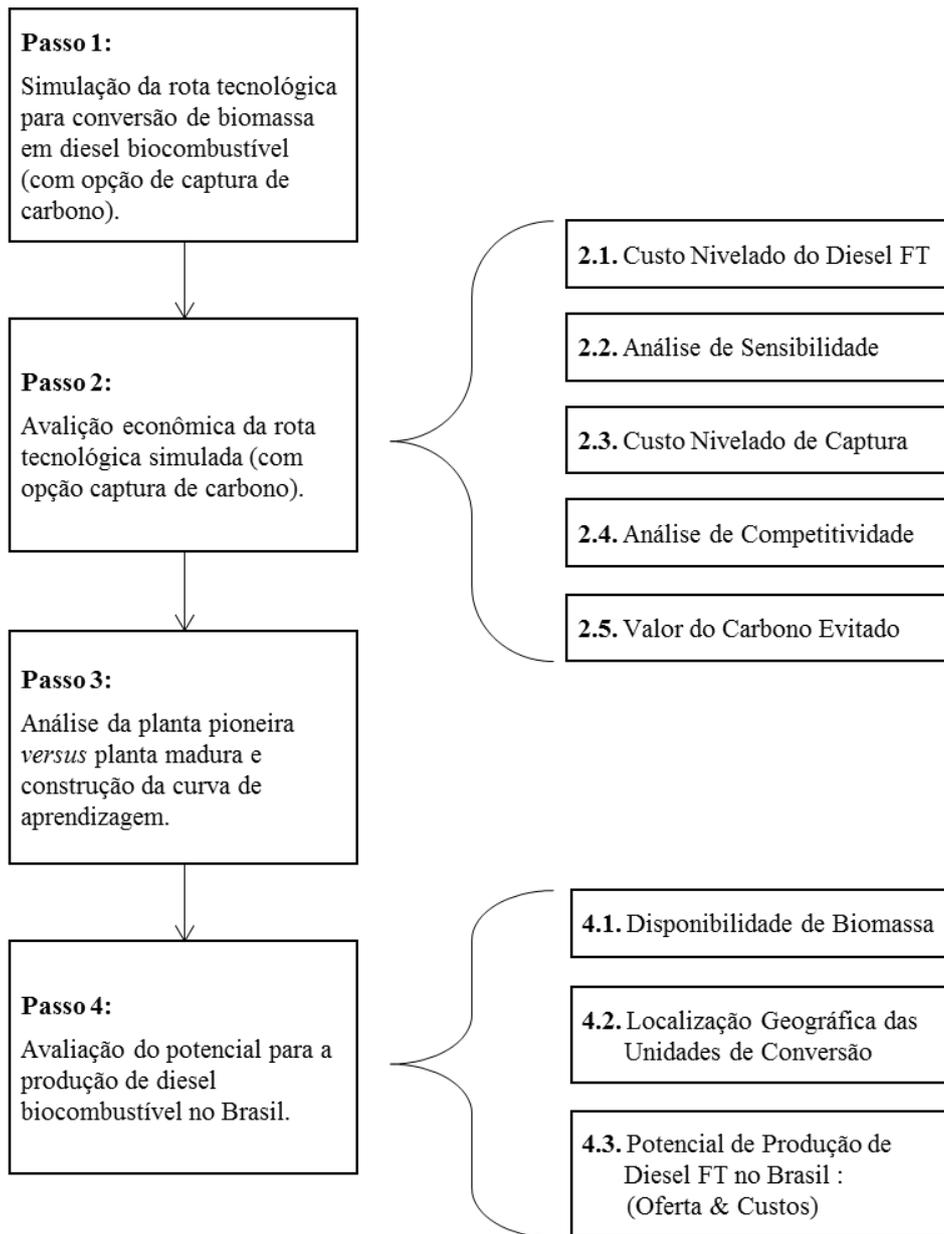
A unidade de hidrocraqueamento catalítico tem por objetivo a melhoria do rendimento de produtos destilados médios (em especial o diesel) através do craqueamento da carga proveniente da Síntese de Fischer-Tropsch, constituída por hidrocarbonetos mais pesados (ceras) na faixa próxima à do gasóleo. O esquema típico do hidrocraqueamento catalítico utiliza-se de um reator em presença de hidrogênio, onde o craqueamento da carga ocorre a pressão elevada (33-190 atm) e temperatura na faixa de 280-475°C. Em linhas gerais, as reações de hidrocraqueamento catalítico ocorrem a altas pressões parciais de hidrogênio (ou elevadas concentrações molares de hidrogênio), em presença de catalisadores, com o objetivo de facilitar a hidrogenação e o fracionamento da carga. A unidade de hidrocraqueamento catalítico é capaz de produzir destilados médios de alta qualidade, especialmente diesel com alta cetanagem (SZKLO ET AL. 2012).

Apresentada a rota tecnológica selecionada, o próximo capítulo se dedica ao detalhamento do procedimento metodológico utilizado para avaliação da produção de diesel biocombustível via Síntese de Fischer-Tropsch, inclusas a análise técnica (simulação do processo), a análise econômica (custos de produção e competitividade), a análise da planta pioneira, a construção da curva de aprendizagem tecnológica e a determinação do potencial de produção de diesel biocombustível, observando sua contribuição para a oferta de diesel no país.

#### 4. Metodologia

O procedimento metodológico adotado divide-se nas seguintes etapas:

- Simulação da rota tecnológica de conversão da biomassa em diesel biocombustível via Síntese de Fischer-Tropsch (com opção de captura de carbono) em dois passos: (i) o primeiro utilizando o *software Integrated Environmental Control Model* (IECM) para simulação da etapa de gaseificação, e (ii) o segundo utilizando uma combinação dos *softwares* Aspen HYSYS e Microsoft Excel para simulação das demais etapas do processo;
- Avaliação econômica da rota tecnológica simulada (sem e com captura de carbono) em três passos: (i) determinação do custo do diesel biocombustível produzido, acompanhada de análise de sensibilidade dos principais parâmetros componentes desse custo, (ii) análise da competitividade do diesel biocombustível produzido frente ao diesel fóssil (convencional), inclusa a determinação do preço de *break-even* do óleo marcador; e (iii) análise well-to-wheel das emissões relativas à rota tecnológica simulada (sem e com de captura de carbono), de modo a determinar o montante de carbono evitado e o custo que se pode atribuir a esse carbono evitado;
- Avaliação dos custos atribuídos à planta pioneira (também denominada “*first of a kind*”), comparando-os à planta madura, e construção da curva de aprendizagem tecnológica para a rota tecnológica simulada (sem e com de captura de carbono), verificando sua evolução na medida em que novas unidades são comissionadas (capacidade de produção acumulada);
- Avaliação da disponibilidade de biomassa em território brasileiro e do potencial de produção de diesel biocombustível tomando como base as cinco regiões do país, com auxílio do *software* QGIS para: (i) determinação do potencial disponível de biomassa, em termos de energia primária, (ii) determinação da localização geográfica mais adequada para as unidades de conversão, (iii) determinação do potencial técnico de biomassa a ser aproveitado (com base no potencial disponível, na logística de suprimento da biomassa e na escala do processo simulado), e finalmente (iv) determinação da oferta de diesel biocombustível produzido, comparando-a aos dados de oferta e importação de diesel fóssil (convencional), de modo a determinar em que medida e a que custos o diesel biocombustível é capaz de contribuir para a oferta de diesel no Brasil.



**Figura 4-1: Fluxograma do Procedimento Metodológico**

Fonte: Elaboração própria

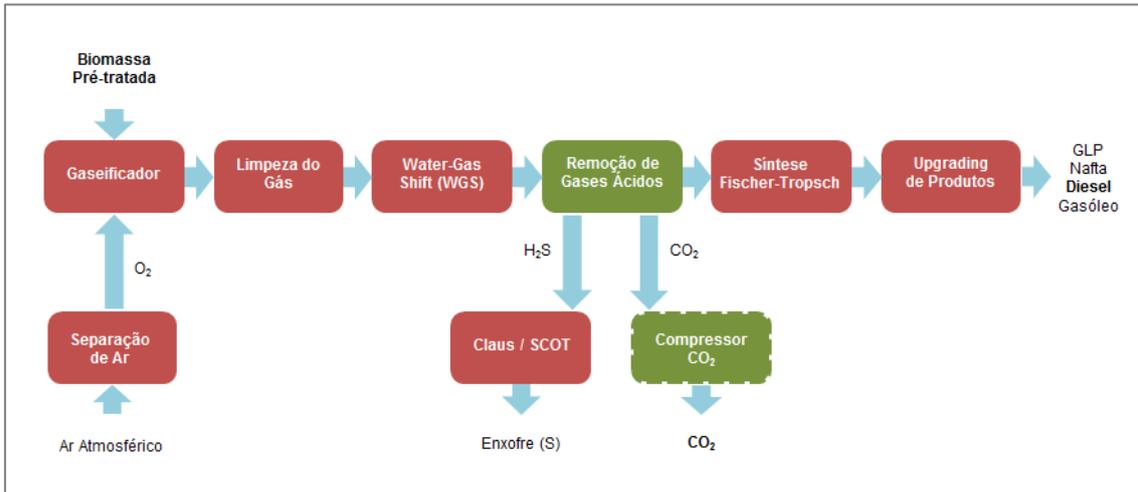
## 4.1 Simulação do Processo: Planta Madura (*Nth Plant*)

### 4.1.1 Fluxograma Simplificado do Processo (FT-BTL)<sup>10</sup>

O fluxograma simplificado do processo é apresentado na Figura 4-2.

---

<sup>10</sup> FT-BTL = Biomass to Liquids via Síntese de Fischer-Tropsch



**Figura 4-2: Fluxograma Simplificado do Processo (Planta Madura)**

Fonte: Elaboração própria

#### 4.1.2 Matéria-Prima: Biomassa

Por se tratar de um processo de alta complexidade, a escolha do combustível para alimentar a etapa de gaseificação requer uma análise das principais características da biomassa que possam influenciar no comportamento e no desempenho do processo. Dentre os variados tipos de biomassa, as biomassas lenhosas (madeiras) são aquelas que apresentam maior teor de lignina e maior teor de carbono (47 a 50% em peso), o que implica em maior poder calorífico (HOFFMANN 2010). Além disso, as biomassas lenhosas (madeiras) apresentam tipicamente baixo teor de cinzas e baixa presença de contaminantes, tais como nitrogênio, enxofre e cloro (WOOD ENERGY 2016; ROY 2016).

O poder calorífico determina a quantidade de calor gerado diante de uma determinada quantidade de combustível consumido, influenciando no tamanho e nas características do reator de gaseificação escolhido. Já os baixos teores de cinzas e contaminantes minimizam os perigos de entupimento e incrustações por escórias, os perigos de corrosão e as emissões de componentes indesejáveis (HOFFMANN 2010), contribuindo para tornar esse tipo de biomassa mais apto aos complexos sistemas de gaseificação.

Para o Brasil, as biomassas lenhosas (madeiras) de maior representatividade são o eucalipto, cuja cultura corresponde a 71,9% da área total de florestas plantadas no país, e os pinus, cuja cultura corresponde a 20,5% dessa área (ABRAF 2013). Neste contexto, este estudo opta por trabalhar com resíduos de eucalipto<sup>11</sup> por entender que o eucalipto apresenta maior disponibilidade<sup>12</sup>, estando presente em todas as cinco regiões do país (vantagem frente aos pinus, cuja disponibilidade regional restringe-se principalmente às regiões Sul e Sudeste).

#### 4.1.3 Gaseificação

Para simulação da etapa de gaseificação foi utilizado o *software Integrated Environmental Control Model (IECM)*, desenvolvido pelo *Department of Engineering & Public Policy (EPP) – Carnegie Mellon University (CMU)* com apoio do *National Energy Technology Laboratory – U.S. Department of Energy (NETL/DOE)*. Os balanços de massa foram conduzidos em paralelo à simulação, com auxílio do *software Microsoft Excel*.

Para dar início à simulação, configura-se a planta base optando pelo tipo de gaseificador a ser utilizado. Conforme exposto anteriormente, existem variados tipos de gaseificadores que podem ser utilizados para a etapa de gaseificação da biomassa. MEERMAN ET AL. (2011) argumentam que os gaseificadores de leito de arraste do tipo EF Shell são capazes e produzir gás de síntese de alta qualidade e são adequados para trabalhar com matérias-primas de menor poder calorífico (frente ao carvão), tal qual a biomassa. Ainda segundo os autores, atualmente as unidades comerciais de gaseificação que utilizam este tipo de gaseificador podem ser alimentadas por até 30% de biomassa, em base energética, podendo chegar a 50% diante dos devidos ajustes. Portanto, a opção

---

<sup>11</sup> Ao escolher resíduos de eucalipto como matéria-prima para o produção de diesel biocombustível, cabe a reflexão acerca dos impactos ambientais relacionados à produção de monoculturas energéticas em grande escala (eucalipto, pinus, acácia, entre outros). Especialmente para o cultivo do eucalipto, estão associados impactos ambientais tais quais o esgotamento do solo (ao substituir florestas nativas), o consumo de recursos hídricos e a redução da biodiversidade (flora e fauna) (VITAL 2007).

<sup>12</sup> A opção por resíduos reduz significativamente os custos relativos à matéria-prima, visto que não apresentam valor comercial. Análise mais aprofundada a respeito da disponibilidade de resíduos de eucalipto no Brasil é conduzida mais adiante por este estudo, e encontra-se disposta na Seção 4.5.

deste estudo por trabalhar com gaseificadores de leito de arraste do tipo EF Shell está apoiada na literatura e diversos estudos, tais como os conduzidos por VAN DER DRIFT ET AL. (2004), COLLOT (2006), VAN VLIET ET AL. (2009), NREL (2010), SWANSON ET AL. (2010), e MEERMAN ET AL. (2011).

Em seguida, visto que o IECM foi essencialmente desenvolvido para trabalhar com a simulação de unidades de geração de energia elétrica alimentadas por carvão, as características do *software* foram adaptadas para compreender a simulação de uma unidade de gaseificação alimentada à biomassa (tomando como premissa a possibilidade de alimentação do gaseificador com 100% de biomassa), através da customização das propriedades do combustível de entrada, conforme disposto na Tabela 4-1.

**Tabela 4-1. Caracterização da Biomassa: Eucalipto**

Composição	(% em peso)
Carbono (C)	43,57
Hidrogênio (H)	5,06
Oxigênio (O)	38,70
Nitrogênio (N)	0,13
Enxofre (S)	0,03
Cloro (Cl)	0,04
Cinzas	0,47
H <sub>2</sub> O (Umidade)	12,00
Pode Calorífico Inferior LHV (MJ/kg)	15,51
Poder Calorífico Superior HHV (MJ/kg)	16,91

Fonte: Elaboração própria, baseada em ECN (2016)

Ao utilizar combustíveis de entrada customizados, ou seja, fora da base de dados interna do IECM, o *software* solicita a especificação do gás de síntese de saída desejado (composição do gás de síntese de saída em base molar). Assim sendo, a caracterização do gás de síntese de saída resultante da gaseificação dos resíduos de eucalipto foi estabelecida com base em dados apresentados por MEERMAN ET AL. (2011), conforme disposto na Tabela 4-2.

**Tabela 4-2. Caracterização do Gás de Síntese**

Composição	(fração molar)
Hidrogênio (H <sub>2</sub> )	0,20250
Monóxido de Carbono (CO)	0,40500
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0,12750
Metano (CH <sub>4</sub> )	0,00228
Sulfeto de Hidrogênio (H <sub>2</sub> S)	0,00014
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	0,00228
Amônia (NH <sub>3</sub> )	0,00005
Cloreto de Hidrogênio (HCl)	0,00017
Argônio (Ar)	0,01009
Vapor de Água (H <sub>2</sub> O)	0,25000
Total	1,00000 (100%)

Fonte: Elaboração própria, baseada em MEERMAN ET AL. (2011)

Originalmente, MEERMAN ET AL. (2011) apresentam apenas as frações molares correspondentes aos seguintes componentes: hidrogênio (H<sub>2</sub>), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), metano (CH<sub>4</sub>), e água (H<sub>2</sub>O). Portanto, para que o balanço de massa resultante da simulação estivesse coerente, foram ajustados os demais componentes presentes no gás de síntese formado e suas respectivas frações, de acordo com a composição de entrada da biomassa. Neste ponto, cumpre-se notar que, por simplificação, todo o enxofre presente na biomassa foi alocado para formação de sulfeto de hidrogênio (H<sub>2</sub>S), desconsiderando a formação de sulfeto de carbonila (COS)<sup>13</sup>.

O agente oxidante escolhido para o sistema de gaseificação foi oxigênio 95% (em volume). Para a unidade de separação de ar (ou *Air Separation Unit* – ASU) via separação criogênica (opção mais econômica capaz de entregar oxigênio de alta pureza), responsável pelo suprimento do oxigênio, estipulou-se o consumo de 0,200 kWh/kgCO<sub>2</sub> (MEERMAN ET AL. 2011). A pressão do oxidante foi estabelecida em 4,0 MPa (MEERMAN ET AL. 2011). A temperatura de operação do gaseificador foi estabelecida em 1427°C (segundo *default* do IECM, e coerente com os dados da literatura, que

---

<sup>13</sup> Entende-se que esta simplificação é razoável, visto que nas etapas subsequentes do processo (mais especificamente durante a reação de *water-gas shift*), todo COS formado seria convertido em H<sub>2</sub>S.

apresentam a faixa de 1300 a 1500°C) (SWANSON ET AL. 2010; MEERMAN ET AL. 2011). O fator de capacidade adotado para a planta madura foi de 85%, em consonância ao apresentado por NREL (2010) e SWANSON ET AL. (2010). O conjunto dos parâmetros de entrada fornecidos ao IECM encontra-se disposto na Tabela 4-3.

**Tabela 4-3. Parâmetros de Entrada (IECM)**

Parâmetro	Dado de Entrada
Agente Oxidante	Oxigênio 95% (vol)
Pressão Oxidante (MPa)	4,0
Consumo ASU (kWh/kgO <sub>2</sub> )	0,200
Temperatura Gaseificador (°C)	1427
Fator de Capacidade (%)	85

Fonte: Elaboração própria, baseada em SWANSON ET AL. (2010); MEERMAN ET AL. (2011)

Durante a simulação do processo, percebeu-se que o *software* IECM apresentava o que foi entendido como erro específico na contabilização do teor de umidade presente no combustível de entrada (não contabilizando o teor de umidade na realização do balanço de massa elementar)<sup>14</sup>. Dessa forma, para que o balanço estivesse coerente e o aporte de agente oxidante não fosse sobrestimado, o teor de umidade foi suprimido dos cálculos realizados em paralelo com auxílio do *software* Microsoft Excel.

O diagrama da unidade de gaseificação é apresentado na Figura 4-3.

---

<sup>14</sup> Para verificação desta hipótese foi realizada simulação *default* de gaseificação convencional alimentada a carvão. O teste corroborou a hipótese formulada, ao apresentar o mesmo desajuste no balanço de massa elementar para o caso com carvão.

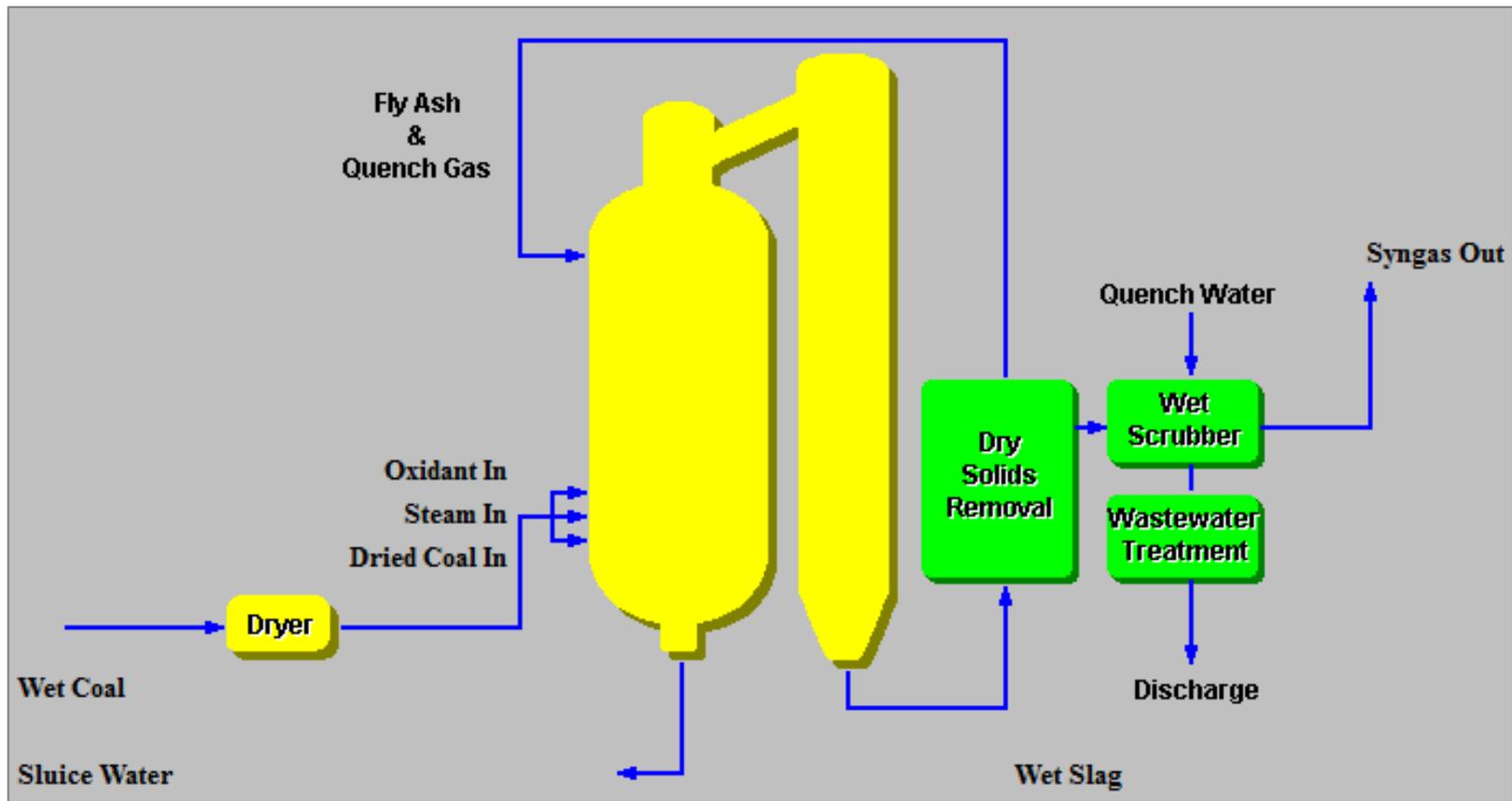
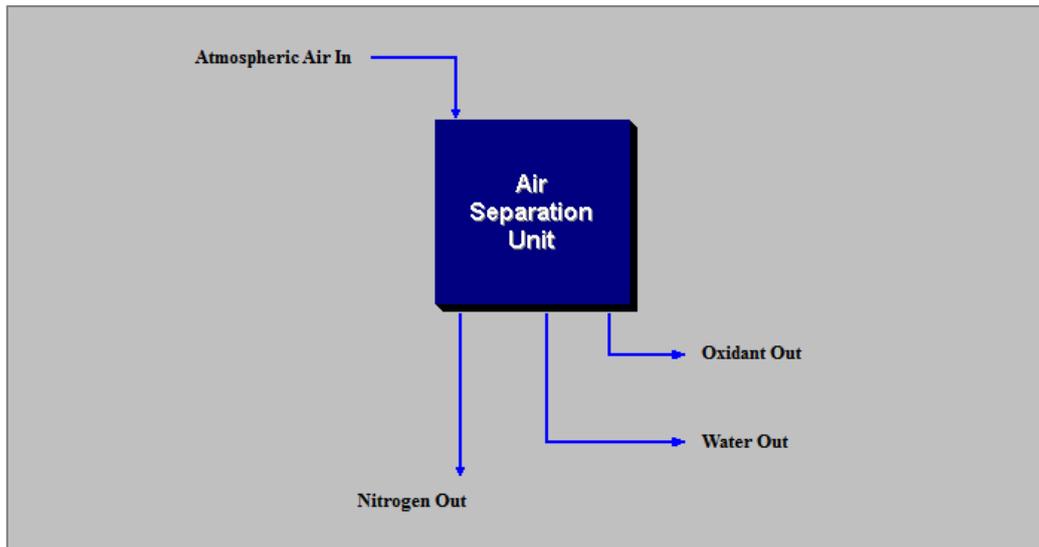


Figura 4-3: Diagrama da Unidade de Gaseificação

Fonte: Software IECM

O diagrama da unidade de separação de ar é apresentado na Figura 4-4.



**Figura 4-4: Diagrama da Unidade de Separação de Ar**

Fonte: *Software IECM*

Os principais parâmetros utilizados para avaliar o desempenho de gaseificadores são a eficiência de conversão de carbono (medida da fração de carbono convertida em componentes gasosos, tais como CO, CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>) e a chamada “cold gas efficiency” (medida da razão entre a energia química relativa à corrente de gás de síntese e a energia química relativa ao combustível de entrada) (HOFFMANN 2010). Ambos os parâmetros foram determinados, de acordo com as equações apresentadas a seguir.

**Equação 4-1. Eficiência de Conversão de Carbono (%)**

$$\text{Eficiência de Conversão de Carbono (\%)} = \left( 1 - \frac{C_{\text{NãoConvertido}}}{C_{\text{Biomassa}}} \right) * 100$$

Onde: C<sub>NC</sub> = Carbono Não Convertido (kmol/h)

C<sub>B</sub> = Carbono na Biomassa (kmol/h)

**Equação 4-2. Cold Gas Efficiency (CGE) (%)**

$$\text{Cold Gas Efficiency (\%)} = \left( \frac{\text{HHV}_{\text{Gás de Síntese}}}{\text{HHV}_{\text{Biomassa}}} \right) * 100$$

Onde: HHV<sub>Gás de Síntese</sub> = Poder Calorífico Superior do Gás de Síntese (MWth)

HHV<sub>Biomassa</sub> = Poder Calorífico Superior da Biomassa (MWth)

Por fim, a escala do gaseificador foi determinada conforme o aporte de biomassa e a formação de gás de síntese resultantes da simulação no IECM, ou seja, em função da quantidade de biomassa processada (toneladas por hora) para a formação de determinada quantidade de gás de síntese (toneladas por hora).

#### 4.1.4 Limpeza do Gás de Síntese

A simulação da etapa de limpeza do gás de síntese subdivide-se em dois estágios fundamentais: (i) limpeza do gás de síntese via “*direct water quench*” para remoção de cinzas, particulados, “*sludge*” (lodo) e outros contaminantes, com auxílio do *software* Microsoft Excel e (ii) reação de “*water-gas shift*” para ajuste da razão H<sub>2</sub>:CO, com auxílio do *software* Aspen HYSYS.

##### 4.1.4.1 *Direct Water Quench*

A corrente de gás de síntese proveniente da etapa de gaseificação que chega para a etapa de limpeza do gás é composta basicamente por H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, impurezas, contaminantes e inertes. A lavagem do gás de síntese via “*direct water quench*” é responsável pela remoção total de cinzas, materiais particulados e “*sludge*” (lodo), e é capaz de remover por completo contaminantes importantes tais como a amônia (NH<sub>3</sub>) e o cloreto de hidrogênio (HCl) (NREL 2010).

Portanto, para a simulação desta etapa com auxílio do *software* Microsoft Excel, considerou-se a remoção de 100% da amônia (NH<sub>3</sub>) e do cloreto de hidrogênio (HCl), presentes na corrente de gás de síntese. Além disso, para o resfriamento do gás de síntese (que sai da gaseificação a 1427°C) promovido pelo contato direto com a água, foi estabelecida a temperatura de saída de 203°C (temperatura aproximada de saturação do gás de síntese).

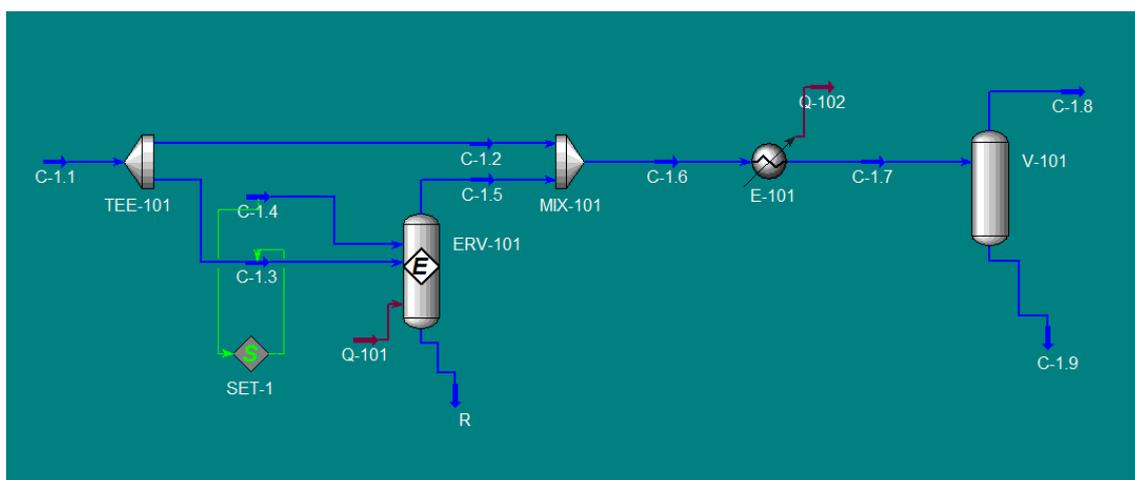
**Tabela 4-4. Parâmetros “*Direct Water Quench*”**

Parâmetro	Dado Utilizado
Eficiência de Remoção de NH <sub>3</sub> (%)	100
Eficiência de Remoção de HCl (%)	100
Temperatura de Saída (°C)	203

Fonte: Elaboração própria, baseada em NREL (2010)

#### 4.1.4.2 Sour Water-Gas Shift (SWGS)

A simulação da etapa denominada “*sour water-gas shift*”, para ajuste da razão  $H_2:CO$  no gás de síntese, foi realizada com auxílio do *software* Aspen HYSYS utilizando o pacote termodinâmico Peng-Robinson. O valor teórico ótimo da razão  $H_2:CO$  para a Síntese de Fischer-Tropsch é igual a 2,1 (SWANSON ET AL. 2010). Com o ensejo de garantir a disponibilidade de  $H_2$  para o *upgrade* dos produtos nas etapas subsequentes do processo, este estudo optou por uma razão  $H_2:CO$  igual a 2,3.



**Figura 4-5: Fluxograma da Etapa “Sour Water-Gas Shift” (SWGS) Simulada**

Fonte: Elaboração própria (*Software* Aspen HYSYS)

Conforme observado na Figura 4-5, a corrente de entrada (C-1.1) divide-se em outras duas correntes (C-1.2 e C-1.3) através de um separador (TEE-101), de modo que apenas uma parte do gás de síntese (C-1.3) é direcionada ao reator de *water-gas shift* (ERV-101)<sup>15</sup>. A determinação da fração (base molar) da corrente de entrada que deve ser direcionada ao reator de *water-gas shift* foi realizada empiricamente, de modo a assegurar que a corrente resultante (C-1.6) apresentasse razão  $H_2:CO$  igual a 2,3. A fração observada foi de 57,2% (base molar) da corrente de entrada direcionados à reação de *water-gas shift* para que a razão  $H_2:CO$  desejada fosse atingida.

---

<sup>15</sup> A passagem de apenas parte do gás de síntese pelo reator de *water-gas shift*, sugerida por NREL (2010) e SWANSON ET AL. (2010) e adotada por este estudo, está pautada na economicidade do processo, visto que resulta em dimensionamento mais modesto de todo o sistema que envolve a reação de *water-gas shift* (tamanho do reator, aporte de vapor de água, entre outros).

O reator de *water-gas shift* (ERV-101) foi modelado em condições de equilíbrio, e sua temperatura de operação foi estabelecida em 300°C. A vazão molar de vapor de água aportada para a reação de *water-gas shift* (C-1.4) foi atrelada à vazão molar de gás de síntese direcionada ao reator de *water-gas shift* (C-1.3) através da ferramenta denominada SET-1, de modo que a vazão molar de vapor de água seja igual à metade da vazão molar de gás de síntese (com o intuito de garantir excesso de vapor de água). A temperatura da corrente de vapor de água foi estabelecida em 250°C.

As correntes divididas foram recombinadas através de um misturador (MIX-101) resultando em uma corrente (C-1.6) devidamente ajustada para a razão H<sub>2</sub>:CO desejada. Terminados os ajustes, o gás de síntese foi resfriado para eliminação da umidade. Na Figura 4-5 é possível verificar a sequência de resfriamento do gás de síntese, composta por um trocador de calor (E-101) e um vaso de separação (V-101). A temperatura de saída foi estabelecida em 60°C, em consonância ao apresentado por SWANSON ET AL. (2010) e NREL (2010). A eliminação de umidade não interfere na razão H<sub>2</sub>:CO, mantida em 2,3 para a corrente de saída (C-1.8).

A síntese dos principais parâmetros utilizados para a simulação da etapa de “*sour water-gas shift*”, provenientes da literatura ou empiricamente determinados, está disposta na Tabela 4-5.

**Tabela 4-5. Parâmetros “*Sour Water-Gas Shift*” (SWGS)**

Parâmetro	Dado Utilizado
Pacote Termodinâmico	Peng-Robinson
Razão H <sub>2</sub> :CO	2,3
Temperatura de Entrada (°C)	203
Temperatura de Operação do Reator WGS (°C)	300
Temperatura de Saída (°C)	60
Fração da Corrente de Entrada Direcionada a WGS (%)	57,2
Razão Vapor/Gás (SET-1)	0,5

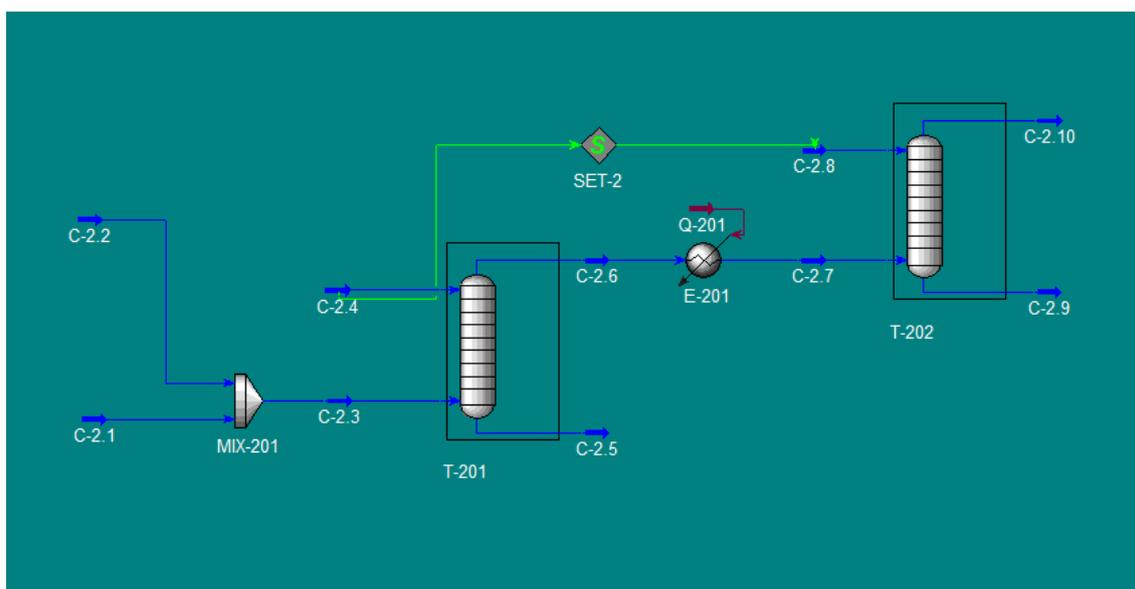
Fonte: Elaboração própria, baseada em NREL (2010); SWANSON ET AL. (2010)

#### 4.1.5 Remoção de Gases Ácidos

A simulação da etapa de remoção de gases ácidos foi conduzida em três estágios: (i) absorção física dos gases ácidos ( $H_2S$  e  $CO_2$ ), com auxílio dos *softwares* Aspen HYSYS e Microsoft Excel, (ii) tratamento do enxofre recuperado, com auxílio do *software* Microsoft Excel, e (iii) compressão do  $CO_2$  capturado, quando inclusa a opção de captura de carbono, com auxílio do *software* Aspen HYSYS.

##### 4.1.5.1 Absorção Física: Processo Selexol

A simulação da etapa de absorção física para remoção de gases ácidos foi realizada com auxílio do *software* Aspen HYSYS utilizando o pacote termodinâmico DBR Amine Package, e do *software* Microsoft Excel. O fluxograma do processo simulado encontra-se na Figura 4-6.



**Figura 4-6: Fluxograma da Etapa de Absorção Física (Selexol) Simulada**

Fonte: Elaboração própria (*Software* Aspen HYSYS)

Para a concepção aproximada do sistema de absorção física no *software* Aspen HYSYS, tomou-se como base o Processo Selexol conduzido em dois estágios, conforme apresentado pelos estudos de NETL/DOE (2013) e KAPETAKI ET AL. (2015). O solvente utilizado (Selexol) é um solvente físico à base de dimetil éter polietilenoglicol (DEPG) e está disponível através do pacote de absorção física para simulação de processos de remoção de gases ácidos, no Aspen HYSYS.

A configuração estabelecida é composta por duas colunas de absorção em série, intermediadas por um trocador de calor: a primeira coluna (T-201) é responsável pela absorção do H<sub>2</sub>S e de parte do CO<sub>2</sub>, e a segunda coluna (T-202) é responsável pela absorção do CO<sub>2</sub> restante. Ambas as colunas foram dimensionadas com 30 pratos, operando a uma temperatura de aproximadamente 40°C.

A corrente de entrada na primeira coluna (C-2.3) encontra-se à temperatura de 60°C e é composta pelo gás de síntese proveniente da etapa anterior de limpeza do gás (C-2.1) e pelo reciclo (C-2.2) de parte do gás de síntese não convertido na etapa da Síntese de Fischer-Tropsch (com o intuito de melhorar os rendimentos do processo). O trocador de calor (E-201) intermediário às colunas tem como objetivo o reaquecimento da corrente de gás de síntese que deixa a primeira coluna (C-2.6), para garantir a entrada na segunda coluna (C-2.7) à temperatura de 60°C.

A alimentação de solvente (C-2.4 e C-2.8) é composta por 95% de DEPG e 5% de H<sub>2</sub>O, com base em dados indicados por KAPETAKI ET AL. (2015). Segundo os autores, é recomendado que o conteúdo mássico de H<sub>2</sub>O não ultrapasse os 5% visto que a viscosidade do solvente aumenta gradualmente na medida em que se aumenta a participação de H<sub>2</sub>O. A temperatura para ambas as correntes de alimentação de solvente foi estabelecida em 40°C.

Conforme anteriormente explicitado por este estudo, a remoção expressiva de enxofre é necessária visto que os catalisadores utilizados nas etapas subsequentes do processo (em especial para a Síntese de Fischer-Tropch) são extremamente suscetíveis ao envenenamento, de modo que a presença de enxofre no gás de síntese não deve exceder 1 ppmV (MEERMAN ET AL. 2011). Segundo KAPETAKI ET AL. (2015), unidades Selexol em dois estágios são capazes de atingir taxas de remoção de H<sub>2</sub>S superiores a 99,99%. Portanto, foi adotada para este estudo uma eficiência de remoção de enxofre (H<sub>2</sub>S) de aproximadamente 100% (>99,9%).

KAPETAKI ET AL. (2015) reportam eficiências de remoção ou captura de CO<sub>2</sub> para unidades Selexol em dois estágios variando de 90 a 95%. Para VAN VLIET ET AL. (2009) eficiências são estimadas em torno de 90 a 92%. Finalmente, estudos conduzidos por NETL/DOE (2013) apontam eficiências de 95%. Neste contexto, para este estudo foi estabelecida uma eficiência de remoção ou captura de CO<sub>2</sub> (para o caso em que há opção de captura disponível) de 95%.

A corrente final (C-2.10), composta por gás de síntese limpo, é direcionada à etapa seguinte denominada Síntese de Fischer-Tropsch. Já as correntes contendo os compostos absorvidos (C-2.5 e C-2.9) H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>, são direcionadas à etapa de recuperação do solvente. Por simplificação, são consideradas eficiências de 100% tanto para a recuperação do solvente (via *stripping*) quanto para a separação dos compostos H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>. O H<sub>2</sub>S recuperado é encaminhado para unidade de tratamento e conversão em enxofre elementar. O CO<sub>2</sub> é ventado (vertido para a atmosfera) quando não há opção de captura de carbono, ou comprimido e separado quando há opção da captura de carbono. Os parâmetros utilizados para simulação do processo de absorção física (Selexol) são apresentados na Tabela 4-6.

**Tabela 4-6. Parâmetros Absorção Física (Selexol)**

Parâmetro	Dado Utilizado
Pacote Termodinâmico	DBR Amine Package
Eficiência de Remoção de H <sub>2</sub> S (%)	> 99,9
Eficiência de Remoção de CO <sub>2</sub> (%)	95
Temperatura de Operação Absorção (°C)	40
Composição do Solvente (% DEPG)	95
Eficiência de Recuperação do Solvente (%)	100
Eficiência de Separação H <sub>2</sub> S – CO <sub>2</sub> (%)	100

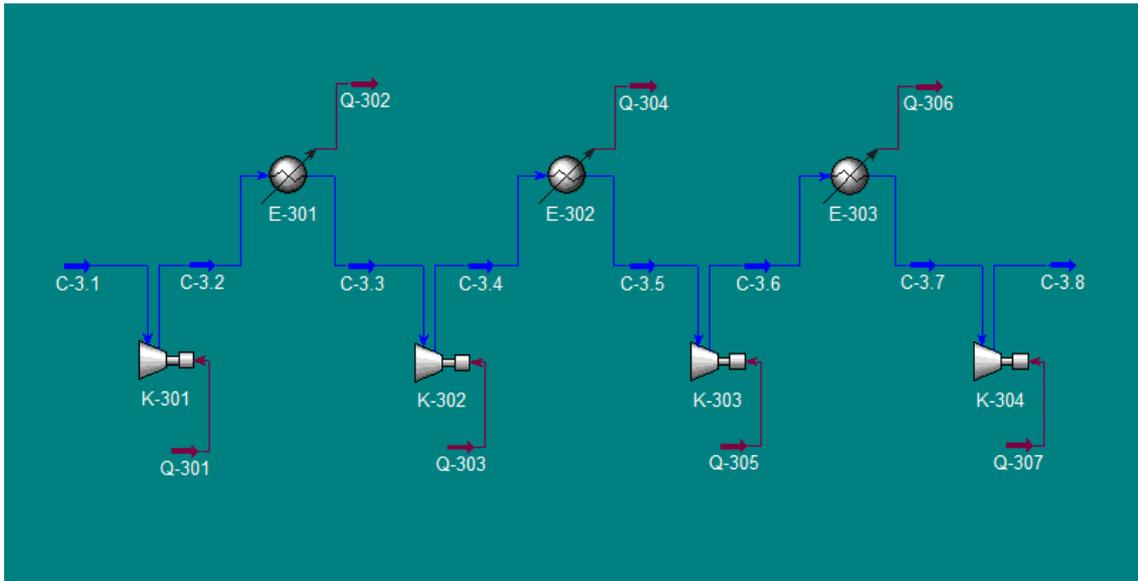
Fonte: Elaboração própria, baseada em (KAPETAKI ET AL. 2015)

#### 4.1.5.2 Tratamento de Enxofre: Unidade Claus + Unidade SCOT

O sistema de tratamento de enxofre, composto por uma Unidade Claus e uma Unidade SCOT (*Shell Claus Off-Gas Treatment*), foi avaliado de forma simplificada, com auxílio do *software* Microsoft Excel. O H<sub>2</sub>S removido do gás de síntese, proveniente da etapa de absorção física de gases ácidos, foi direcionado ao sistema de tratamento de enxofre para conversão em enxofre elementar (S). A eficiência de conversão do H<sub>2</sub>S em enxofre elementar (S) foi estimada em 99,8%, de acordo com dados de MEERMAN ET AL. (2011).

#### 4.1.5.3 Compressão do CO<sub>2</sub> (Opção de Captura de Carbono)

Quando incluída a opção de captura de carbono, o CO<sub>2</sub> capturado pelo processo de absorção física (Selexol) segue para a etapa de compressão<sup>16</sup>. O trem de compressão de CO<sub>2</sub> foi simulado com auxílio do *software* Aspen HYSYS, utilizando o pacote termodinâmico Peng-Robinson. A compressão foi conduzida em quatro estágios com resfriamento intermediário, conforme apresentado na Figura 4-7.



**Figura 4-7: Fluxograma da Etapa de Compressão do CO<sub>2</sub> Simulada**

Fonte: Elaboração própria (*Software* Aspen HYSYS)

A corrente de entrada (C-3.1) composta por CO<sub>2</sub> proveniente do processo de absorção física foi considerada pura. A pressão de entrada foi estabelecida em 2400 kPa (de acordo com os resultados obtidos para a simulação do processo de absorção física) e a pressão de saída foi fixada em 11000 kPa, segundo dados de MEERMAN ET AL. (2011). A temperatura das correntes de entrada nos compressores foi mantida em 40°C (correlacionada à saída do sistema de absorção física). A razão de compressão estabelecida foi de 1,46. A eficiência isentrópica dos compressores utilizada foi de 75%. Os parâmetros de entrada encontram-se na Tabela 4-7.

---

<sup>16</sup> A avaliação deste estudo a respeito do sistema de captura de carbono se restringe às etapas de absorção física e compressão do CO<sub>2</sub>. Neste contexto, não são avaliados sistemas de transporte ou sequestro geológico do carbono capturado.

**Tabela 4-7. Parâmetros Compressão do CO<sub>2</sub>**

Parâmetro	Dado Utilizado
Pacote Termodinâmico	Peng-Robinson
Temperatura de Entrada (°C)	40
Pressão de Entrada (kPa)	2400
Pressão de Saída (kPa)	11000
Razão de Compressão	1,46
Eficiência Isentrópica do Compressor (%)	75

Fonte: Elaboração própria, baseada em MEERMAN ET AL. (2011)

#### 4.1.6 Separação de H<sub>2</sub> via Pressure Swing Adsorption (PSA)

Antes de ingressar na etapa de Síntese Fischer-Tropsch, o gás de síntese limpo proveniente do processo de remoção de gases ácidos via absorção física é direcionado à unidade de *Pressure Swing Adsorption* (PSA) para separação do H<sub>2</sub> (que posteriormente será direcionado à etapa de *upgrading* de produtos).

A determinação da quantidade de H<sub>2</sub> separado (base mássica) nesta etapa foi realizada com base nas estimativas das demandas de H<sub>2</sub> relativas às unidades de hidrotratamento (HDT) e hidrocraqueamento catalítico (HCC), pertencentes ao sistema de *upgrading* de produtos (Seção 4.1, Item 4.1.8), de acordo com a Equação 4-3.

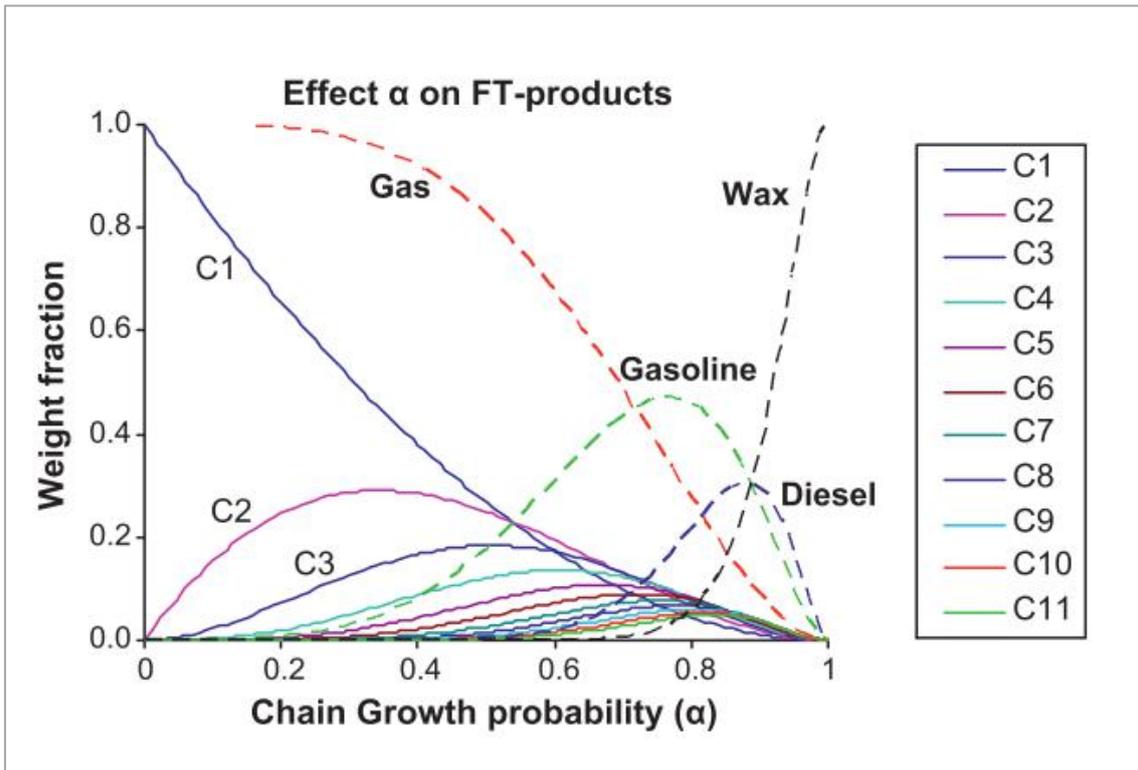
#### **Equação 4-3. Separação de H<sub>2</sub> via *Pressure Swing Adsorption* (PSA)**

$$H_2\text{Separado (t/h)} = \text{Demanda } H_2 \text{ (HDT)(t/h)} + \text{Demanda } H_2 \text{ (HCC)(t/h)}$$

#### 4.1.7 Síntese de Fischer-Tropsch

A etapa de Síntese de Fischer-Tropsch para conversão do gás de síntese em biocombustíveis líquidos foi simulada de acordo com os dados apresentados por NREL (2010), SWANSON ET AL. (2010) e MOEN (2014), com auxílio do *software* Microsoft Excel. O reator selecionado para a síntese é do tipo leito-fixo. O catalisador utilizado foi o catalisador de cobalto. Os parâmetros de temperatura e pressão de operação foram estabelecidos em 200°C e 2500 kPa, respectivamente.

A distribuição de produtos segue o modelo de distribuição do fator de crescimento da cadeia ( $\alpha$ ) desenvolvido por Anderson-Schulz-Flory. O fator  $\alpha$  foi estipulado em 0,9 para assegurar uma distribuição de produtos que favoreça a formação de diesel biocombustível, em detrimento da formação de nafta (gasolina). A Figura 4-8 ilustra o efeito do fator de probabilidade de crescimento da cadeia ( $\alpha$ ) sobre a distribuição dos produtos (em função do tamanho da cadeia).



**Figura 4-8: Modelo Anderson-Schulz-Flory - Fator de Crescimento da Cadeia ( $\alpha$ )**

Fonte: MEERMAN ET AL. (2011)

As taxas de conversão do monóxido de carbono (CO), do hidrogênio (H<sub>2</sub>) e do dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) foram calculadas segundo a Equação 4-4, com base nos resultados apresentados por NREL (2010), dispostos na Tabela 4-8.

**Equação 4-4. Taxa de Conversão – CO, H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> (Base Mássica)**

$$\text{Taxa de Conversão (CO, H}_2\text{, CO}_2\text{)} = \frac{\text{Entrada (t/h)} - \text{Saída (t/h)}}{\text{Entrada (t/h)}}$$

**Tabela 4-8. Formação de Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch**

Componente	Entrada (t/h)	Saída (t/h)
CO	2318,87	1391,32
H <sub>2</sub>	365,52	225,34
CO <sub>2</sub>	296,98	296,89
H <sub>2</sub> O	45,53	642,07
C <sub>1</sub>	102,01	107,33
C <sub>2</sub>	171,98	180,95
C <sub>3</sub>	227,55	239,37
C <sub>4</sub>	269,28	283,31
C <sub>5</sub>	3,68	19,36
C <sub>6</sub>	3,96	20,81
C <sub>7</sub>	1,85	19,49
C <sub>8</sub>	1,90	19,99
C <sub>9</sub>	1,83	20,11
C <sub>10</sub>	1,88	20,13
C <sub>11</sub>	1,54	19,58
C <sub>12</sub>	0,46	18,16
C <sub>13</sub>	0,34	17,58
C <sub>14</sub>	0,31	17,01
C <sub>15</sub>	0,29	16,39
C <sub>16</sub>	0,28	15,72
C <sub>17</sub>	0,00	14,75
C <sub>18</sub>	0,00	14,05
C <sub>19</sub>	0,00	13,35
C <sub>20</sub>	0,00	12,64
C <sub>30</sub>	0,00	170,34

Fonte: Elaboração própria, baseada em NREL (2010)

As taxas de formação de água (H<sub>2</sub>O) e metano (CH<sub>4</sub>) foram determinadas em função do monóxido de carbono convertido, ou seja, contabilizaram a quantidade de produto formado em função da quantidade de CO que reagiu, conforme apresentado na Equação 4-5.

**Equação 4-5. Taxa de Formação – H<sub>2</sub>O e CH<sub>4</sub> (Base Mássica)**

$$\text{Taxa de Formação (H}_2\text{O, CH}_4\text{)} = \frac{\text{Saída (t/h)} - \text{Entrada (t/h)}}{\text{CO Convertido (t/h)}}$$

Para o cálculo das taxas de formação de hidrocarbonetos (C<sub>2</sub>-C<sub>20</sub> e C<sub>30</sub>), primeiramente foi determinada a proporção de alcanos e de alcenos relativa aos produtos formados, de acordo com os resultados apresentados por MOEN (2014), dispostos na Tabela 4-9. Como MOEN (2014) restringe sua análise aos componentes C<sub>2</sub>-C<sub>15</sub>, as frações mássicas relativas aos componentes C<sub>16</sub>-C<sub>20</sub> e C<sub>30</sub> foram consideradas iguais às frações mássicas atribuídas ao componente C<sub>15</sub>.

**Tabela 4-9. Proporção de Alcanos e Alcenos nos Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch**

Componente	Fração Mássica Alcanos (x)	Fração Mássica Alcenos (y)
C <sub>2</sub>	0,90	0,10
C <sub>3</sub>	0,42	0,58
C <sub>4</sub>	0,49	0,51
C <sub>5</sub>	0,56	0,44
C <sub>6</sub>	0,62	0,38
C <sub>7</sub>	0,68	0,32
C <sub>8</sub>	0,74	0,26
C <sub>9</sub>	0,79	0,21
C <sub>10</sub>	0,83	0,17
C <sub>11</sub>	0,86	0,14
C <sub>12</sub>	0,90	0,10
C <sub>13</sub>	0,92	0,08
C <sub>14</sub>	0,94	0,06
C <sub>15</sub>	0,95	0,05
C <sub>16</sub>	0,95	0,05
C <sub>17</sub>	0,95	0,05
C <sub>18</sub>	0,95	0,05
C <sub>19</sub>	0,95	0,05
C <sub>20</sub>	0,95	0,05
C <sub>30</sub>	0,95	0,05

Fonte: Elaboração própria, baseada em MOEN (2014)

Dadas as proporções de alcanos e alcenos para cada componente (Tabela 4-9), e a distribuição de produtos formados (Tabela 4-8), foram calculadas a taxa de formação de alcanos (Equação 4-6) e a taxa de formação de alcenos (Equação 4-7).

**Equação 4-6. Taxa de Formação Alcanos (Base Mássica)**

$$\text{Taxa de Formação (Alcanos)}_{C_n} = \frac{\text{Fração Mássica Alcanos } (C_n)}{\text{Alcanos } (C_n)} * \frac{C_n \text{ Formado (t/h)}}{\text{CO Convertido (t/h)}}$$

**Equação 4-7. Taxa de Formação Alcenos (Base Mássica)**

$$\text{Taxa de Formação (Alcenos)}_{C_n} = \frac{\text{Fração Mássica Alcenos } (C_n)}{\text{Alcenos } (C_n)} * \frac{C_n \text{ Formado (t/h)}}{\text{CO Convertido (t/h)}}$$

Neste contexto, partindo das vazões mássicas de entrada do gás de síntese proveniente da unidade de separação de hidrogênio (PSA), foram aplicadas as taxas de conversão e de formação calculadas, para determinar as vazões mássicas de saída para cada componente (Equação 4-8 a Equação 4-12). Assim foi especificada a composição da corrente de produtos resultantes da Síntese de Fischer-Tropsch, posteriormente encaminhada à etapa de *upgrading* de produtos.

**Equação 4-8. Vazão Mássica de Saída: CO, H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> (Saída)**

$$\text{Vazão Saída (CO, H}_2, \text{CO}_2) \text{ (t/h)} = (1 - \text{Taxa de Conversão}) * \text{Entrada (t/h)}$$

**Equação 4-9. Vazão Mássica de Saída: H<sub>2</sub>O e CH<sub>4</sub> (Saída)**

$$\text{Vazão Saída (H}_2\text{O, CH}_4) \text{ (t/h)} = \text{Entrada (t/h)} + \text{Taxa de Formação} * \text{CO Convertido (t/h)}$$

**Equação 4-10. Vazão Mássica de Saída: Alcanos (Saída)**

$$\text{Vazão Saída (Alcanos } (C_2, C_{20}, C_{30})) \text{ (t/h)} = \frac{\text{Taxa de Formação Alcanos}}{\text{Alcanos}} * \text{CO Convertido (t/h)}$$

**Equação 4-11. Vazão Mássica de Saída: Alcenos (Saída)**

$$\text{Vazão Saída (Alcenos } (C_2, C_{20}, C_{30})) \text{ (t/h)} = \frac{\text{Taxa de Formação Alcenos}}{\text{Alcenos}} * \text{CO Convertido (t/h)}$$

**Equação 4-12. Vazão Mássica de Saída: C<sub>2</sub>-C<sub>20</sub> e C<sub>30</sub> (Saída)**

$$\text{Vazão Saída (t/h)}_{(C_2, C_{20}, C_{30})} = \text{Vazão Saída (t/h)}_{\text{Alcanos } (C_2, C_{20}, C_{30})} + \text{Vazão Saída (t/h)}_{\text{Alcenos } (C_2, C_{20}, C_{30})}$$

Observando os dados reportados por NREL (2010) verifica-se que a corrente de entrada inclui reciclo de parte do gás de síntese não reagido, uma vez que apresenta em sua composição a presença de hidrocarbonetos (C<sub>2</sub>-C<sub>16</sub>) formados a partir da síntese. Assim sendo, este estudo também considerou a utilização de reciclo do gás não reagido, determinando sua vazão em função da diferença entre a vazão mássica total de saída (produtos) e a vazão mássica total de entrada (gás de síntese) (Equação 4-13).

**Equação 4-13. Vazão Mássica de Reciclo na Entrada do Reator de Fischer-Tropsch**

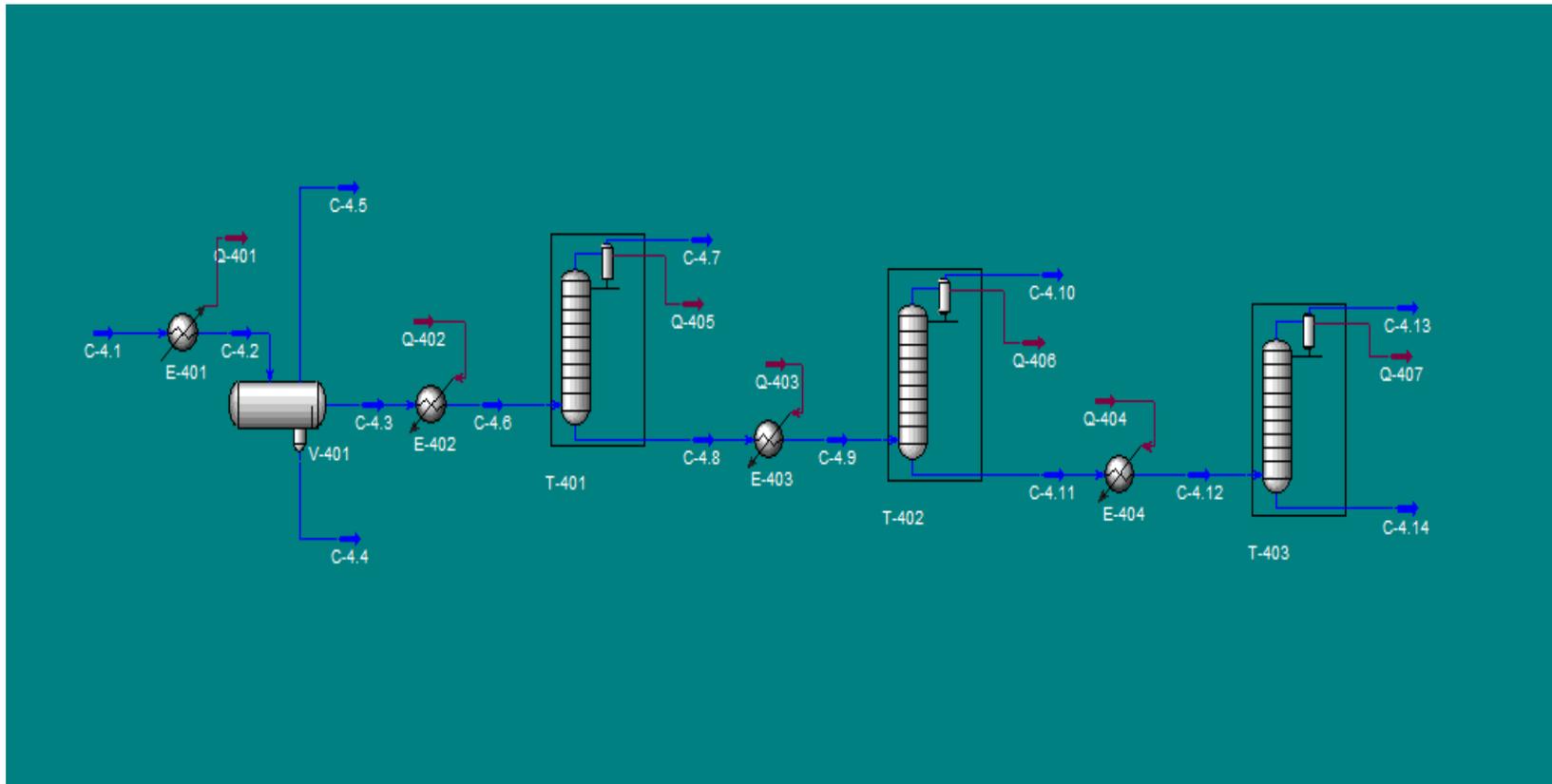
$$\text{Vazão Reciclo (t/h)} = \frac{\text{Total Saída}}{\text{Produtos FT}} \text{ (t/h)} - \frac{\text{Total Entrada}}{\text{Gás de Síntese}} \text{ (t/h)}$$

#### 4.1.8 *Upgrading* de Produtos

A simulação da etapa de *upgrading* dos produtos foi conduzida em três estágios fundamentais: (i) separação dos produtos (frações de gás não convertido, GLP, nafta, diesel e gasóleos leves e pesados), com auxílio do *software* Aspen HYSYS, (ii) hidrotratamento da fração de diesel formada (HDT), com auxílio do *software* Microsoft Excel, e (iii) hidrocraqueamento da fração de gasóleo formado, com auxílio do *software* Microsoft Excel.

##### 4.1.8.1 *Separação dos Produtos Formados*

Em linhas gerais, a etapa de separação dos produtos formados durante a Síntese de Fischer-Tropsch é composta por dois estágios: o primeiro estágio consiste num processo de resfriamento para eliminação de água e separação do gás de síntese não convertido (que é reciclado), e o segundo estágio consiste em uma seção de destilação para separação das frações dos produtos formados, composta por três colunas de destilação e trocadores de calor intermediários. Estes estágios foram simulados com auxílio do *software* Aspen HYSYS, utilizando o pacote termodinâmico Peng-Robinson (coeficiente de fugacidade) e NRTL (coeficiente de atividade). O fluxograma do processo é ilustrado na Figura 4-9.



**Figura 4-9: Fluxograma da Etapa de Separação dos Produtos**

Fonte: Elaboração própria (*Software Aspen HYSYS*)

Ao início da simulação, o efluente proveniente da Síntese de Fischer-Tropsch (C-4.1) que chega ao primeiro trocador de calor (E-401) a uma temperatura de 200°C foi resfriado até 25°C. Em seguida, as frações de água, gás de síntese não convertido, e produtos foram separadas através do separador trifásico (V-401). A fração de água foi eliminada (C-4.4). A fração de gás de síntese (C-4.5) foi separada em duas correntes para reciclo: a primeira corrente de reciclo foi direcionada à etapa de síntese (vazão de reciclo determinada pela Equação 4-14 conforme anteriormente descrito no item 4.1.7), e a segunda corrente de reciclo foi encaminhada à etapa de absorção física (vazão de reciclo restante). Como este estudo não se utilizou de modelo cinético para simulação da Síntese de Fischer-Tropsch, a tomada de reciclo não foi otimizada. Logo, uma purga de possíveis excedentes de gás não convertido mostrou-se necessária para ajustar as vazões de trabalho, de modo a não alterar significativamente o gás de síntese de entrada.

A corrente de produtos (C-4.3) foi então reaquecida (E-402) a 250°C para entrada na seção de destilação. A primeira coluna de destilação (T-401) foi dimensionada com 10 pratos e a temperatura de corte foi estabelecida em 80°C. A corrente de produtos (C-4.8) foi reaquecida (E-403) a 350°C, e a segunda coluna de destilação (T-402) foi dimensionada com 15 pratos e temperatura de corte estabelecida em 180°C. A corrente de produtos (C-4.11) foi reaquecida (E-404) a 400°C, e a terceira coluna de destilação foi dimensionada com 20 pratos e temperatura de corte estabelecida em 340°C. O resumo dos parâmetros, aplicados à seção de destilação, aqui descritos é disponibilizado na Tabela 4-10.

**Tabela 4-10. Parâmetros Aplicados ao Dimensionamento da Seção de Destilação**

Coluna	Temperatura Entrada (°C)	Nº de Pratos	Temperatura de Corte (°C)
T-401	250	10	80
T-402	300	15	180
T-403	400	20	340

Fonte: Elaboração própria

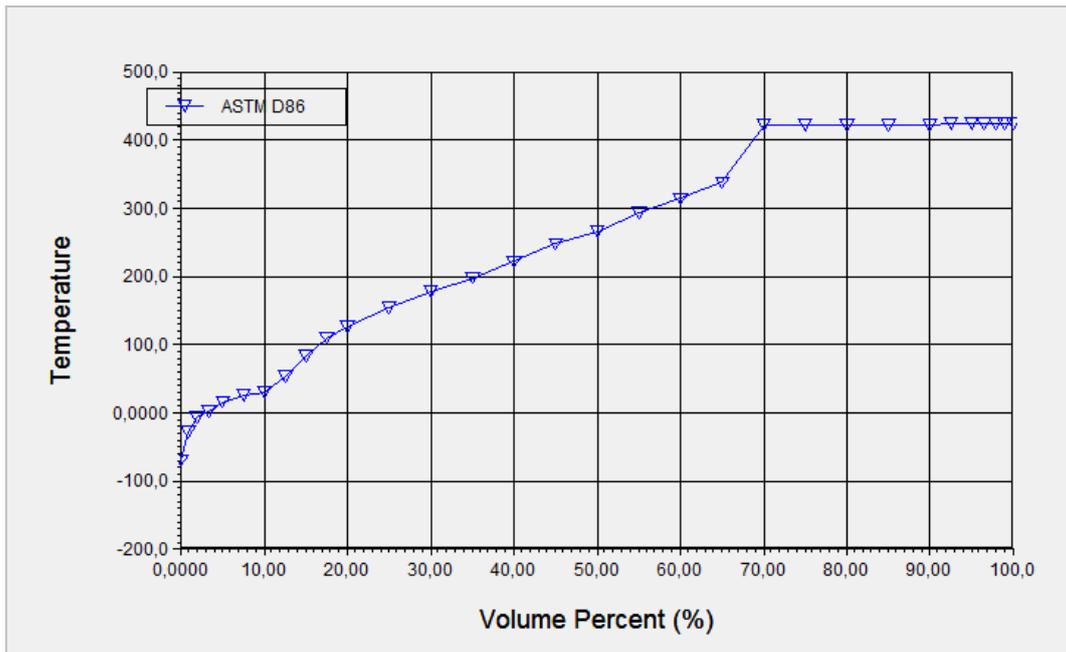
Para determinar as temperaturas de corte aplicadas às colunas de destilação, foram utilizadas duas ferramentas do Aspen HYSYS: a primeira denominada “*Boiling Point Curve*” e a segunda denominada “*Oil Characterization Environment*”. A ferramenta “*Boiling Point Curve*” foi aplicada à corrente de produtos reaquecida (C-4.6)

com o intuito de determinar o perfil de destilação. O padrão escolhido foi ASTM D86. Os dados e a curva obtidos são apresentados na Tabela 4-11 e na Figura 4-10.

**Tabela 4-11. Boiling Point Curve ASTM D86 (Produtos FT)**

Cut Point (%)	ASTM D86 (°C)
0,00	-50,29
1,00	-15,55
2,00	4,84
3,50	16,24
5,00	30,50
7,50	33,94
10,00	58,47
12,50	91,60
15,00	113,79
17,50	134,86
20,00	147,76
25,00	175,52
30,00	197,39
35,00	216,77
40,00	238,60
45,00	264,89
50,00	281,90
55,00	309,09
60,00	331,28
65,00	425,10
70,00	425,37
75,00	425,68
80,00	426,01
85,00	426,37
90,00	426,77
92,50	426,98
95,00	427,20
96,50	427,33
98,00	427,47
99,00	427,56
100,00	427,66

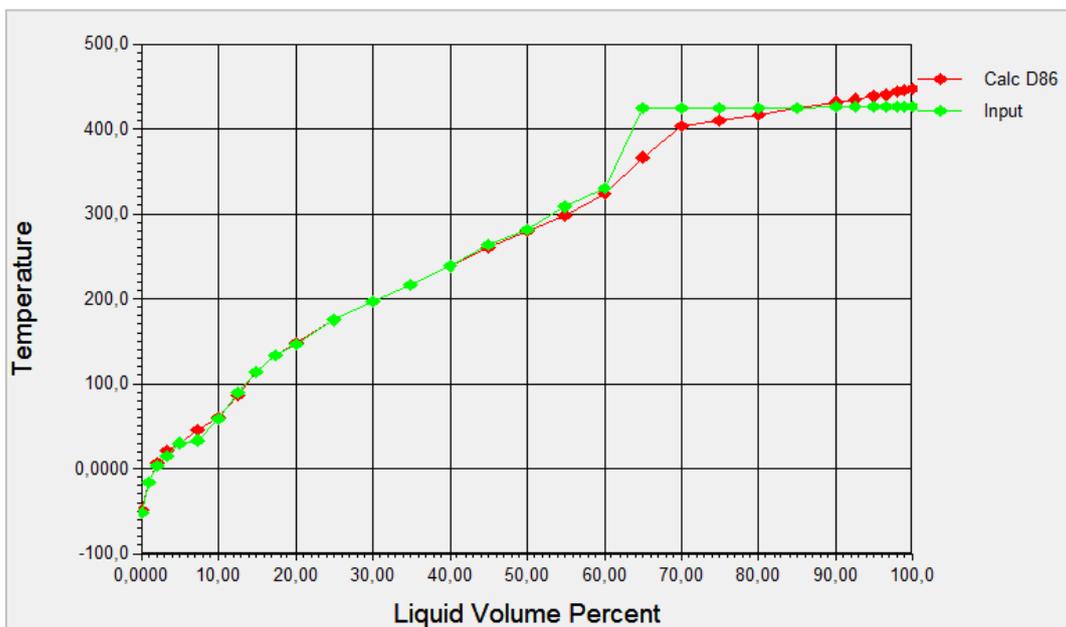
Fonte: Elaboração própria (*Software Aspen HYSYS*)



**Figura 4-10: Boiling Point Curve ASTM D86 Produtos FT**

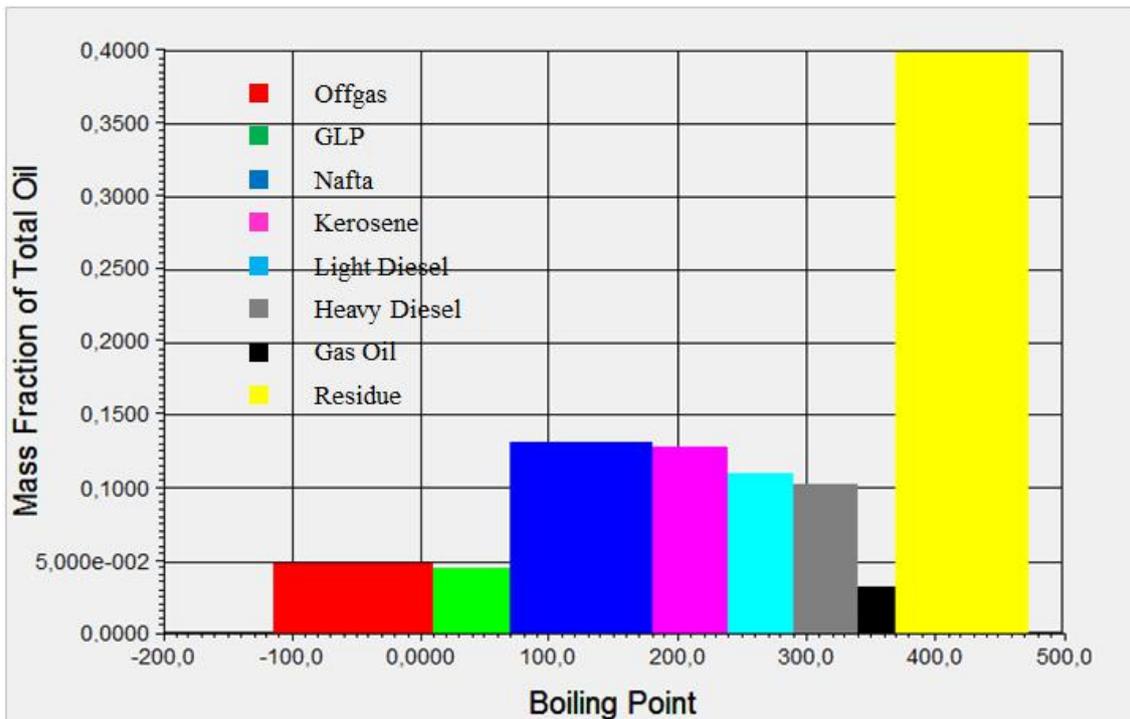
Fonte: Elaboração própria (Software Aspen HYSYS)

O perfil de destilação foi importado ao “*Oil Characterization Environment*” (Figura 4-11), resultando na caracterização da corrente em termos de derivados de petróleo (Figura 4-12) e suas respectivas temperaturas de corte (Tabela 4-12).



**Figura 4-11: Boiling Point Curve Produtos FT – Oil Environment**

Fonte: Elaboração própria (Software Aspen HYSYS)



**Figura 4-12: Distribuição de Produtos – Oil Environment**

Fonte: Elaboração própria (*Software Aspen HYSYS*)

**Tabela 4-12. Caracterização da Corrente e Temperatura de Corte dos Produtos**

Componente	Fração Mássica (%)	Temperatura de Corte (°C)
Offgas	4,84	9,71
GLP	4,45	69,26
Nafta	13,13	179,96
Querosene	12,79	239,51
Diesel Leve	11,06	290,29
Diesel Pesado	10,19	339,98
Gasóleo Leve	3,22	370,30
Gasóleo Pesado (Resíduo)	40,31	473,33

Fonte: Elaboração própria

Para este estudo, foram fixadas as seguintes alocações de derivados: (i) o componente “*offgas*” foi incorporado à fração de GLP, (ii) o componente querosene foi incorporado ao pool do diesel, juntamente com as frações de diesel leve e pesado, e (iii) os gasóleos leve e pesado foram incorporados às frações de gasóleo.

Diante do exposto, as temperaturas de corte para cada uma das três colunas de destilação dimensionadas foram estabelecidas em: (i) 80°C para a primeira coluna<sup>17</sup>, resultando em frações de GLP no topo da coluna, (ii) 180°C para a segunda coluna, resultando em frações de nafta no topo da coluna, e (iii) 340°C, resultando em frações de diesel no topo e gasóleo no fundo da coluna.

Por fim, a fração de diesel resultante foi encaminhada à unidade de hidrotratamento para hidrogenação do alcenos presentes em sua composição (com o intuito de melhorar a qualidade do produto formado), e a fração de gasóleo foi encaminhada à unidade de hidrocraqueamento catalítico para craqueamento dos componentes mais pesados em hidrocarbonetos mais leves, de modo a aumentar os rendimentos dos produtos mais leves, especialmente do diesel biocombustível.

#### 4.1.8.2 Hidrotratamento (HDT)

A unidade de hidrotratamento foi dimensionada com auxílio do *software* Microsoft Excel, tomando como base a corrente de diesel que deixa a seção de destilação. Para tanto, foi especificada a composição de alcenos presentes na corrente de diesel em base molar e calculada a demanda estequiométrica de hidrogênio (H<sub>2</sub>) necessária para atender essa composição, de acordo com a Equação 4-14.

##### **Equação 4-14. Demanda Estequiométrica de H<sub>2</sub> (HDT)**

$$\text{Demanda H}_2 \text{ HDT (kgmol/h)} = \text{Vazão Molar de Alcenos (kgmol/h)}$$

Então, foi determinada a demanda de hidrogênio (H<sub>2</sub>) em base mássica necessária à unidade de hidrotratamento simulada, tomando como base a massa molar do hidrogênio estabelecida em 2,02 kg/kgmol, conforme a Equação 4-15.

##### **Equação 4-15. Demanda Mássica de H<sub>2</sub> (HDT)**

$$\text{Demanda H}_2 \text{ HDT (t/h)} = 2,02 \text{ (kg/kgmol)} * \frac{\text{Demanda de H}_2 \text{ HDT (kgmol/h)}}{1000}$$

---

<sup>17</sup> Embora os resultados do “*Oil Characterization Environment*” apontassem uma temperatura de corte em torno de 70°C para GLP, este valor não foi bem apreendido pela simulação no Aspen HYSYS. Assim sendo, o valor foi ajustado para 80°C de modo a garantir que a coluna de destilação fosse adequadamente dimensionada.

A demanda efetiva de hidrogênio (H<sub>2</sub>) alocada à unidade de hidrotratamento (HDT) considerou excesso de 100%. Busca-se com este excesso ajustar o processo à faixa de uma hidrodessulfurização branda, com o ensejo de corrigir possíveis subestimativas da demanda de hidrogênio, em razão da probabilidade de formação de compostos mais complexos, não previstos por este estudo (GUEDES 2015).

#### 4.1.8.3 Hidrocraqueamento Catalítico (HCC)

A unidade de hidrocraqueamento (HCC) foi dimensionada com auxílio do *software* Microsoft Excel, tomando como base a corrente de gasóleo que deixa a seção de destilação. Primeiramente, foram especificados os rendimentos volumétricos de produtos de uma unidade de craqueamento brando típica, de acordo com dados disponibilizados por GUEDES (2015). Em seguida, foram calculados os rendimentos mássicos, baseados nas densidades específicas dos componentes (extraídas da simulação da seção de destilação no Aspen HYSYS), segundo a Equação 4-16. Os resultados obtidos são apresentados na Tabela 4-13.

**Equação 4-16. Rendimento Mássico HCC Típico**

$$\text{Rendimento (\% peso)} = \text{Rendimento (\% vol)} * \frac{\text{Densidade Produto (kg/m}^3\text{)}}{\text{Densidade Carga (kg/m}^3\text{)}}$$

**Tabela 4-13. Rendimentos HCC Típico**

Componente	Rendimento HCC (% volume)	Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	Rendimento HCC (% peso)
GLP	3,8	611,5	2,5
Nafta	26,2	722,8	20,6
Querosene	33,3	774,4	28,1
Diesel	41,8	774,4	35,3
Gasóleo	15,8	918,0	15,8

Fonte: Elaboração própria, com base em GUEDES (2015)

Destarte, a partir da vazão da carga de entrada (fração de gasóleo) proveniente da seção de destilação, foram calculadas as vazões mássicas dos produtos resultantes do HCC, de acordo com a Equação 4-17.

#### **Equação 4-17. Vazões Mássicas de Produtos do HCC**

$$\text{Vazão Produto (t/h)} = \text{Rendimento HCC (\% peso)} * \text{Entrada de Gasóleo (t/h)}$$

O GLP resultante do hidrocraqueamento catalítico é direcionado ao pool de GLP. A nafta resultante do hidrocraqueamento catalítico é direcionada ao pool da nafta. O querosene e o diesel resultantes do hidrocraqueamento catalítico são direcionados ao pool do diesel. O gasóleo final é direcionado ao pool de gasóleo.

A demanda crua de hidrogênio (H<sub>2</sub>) necessária à unidade de hidrocraqueamento catalítico (HCC) é calculada através da diferença entre a vazão total de saída dos produtos e a vazão de entrada da carga (gasóleo), conforme a Equação 4-18.

#### **Equação 4-18. Vazões Mássicas de Produtos do HCC**

$$\text{Demanda H}_2 \text{ HCC (t/h)} = \text{Saída de Produtos (t/h)} - \text{Entrada de Carga (t/h)}$$

A demanda típica para unidades de hidrocraqueamento catalítico brando é de 56,0 m<sup>3</sup>/bbl (o que corresponde a 0,32 t/h) (GUEDES 2015). Como a demanda resultante dos cálculos realizados por este estudo mostrou-se inferior à demanda típica apresentada pela literatura (em torno de 0,21 t/h), optou-se por considerar a demanda típica teórica de 0,32 t/h (garantindo excesso de hidrogênio para funcionamento da unidade).

#### **4.1.9 Demanda de Eletricidade**

A quantidade de eletricidade necessária ao sistema (visto que a planta simulada não inclui produção própria de energia para suprimento de sua demanda energética) foi determinada com base nas demandas elétricas de referência observadas no estudo conduzido por NREL (2010) apresentadas na Tabela 4-18, segundo a Equação 4-19.

#### **Equação 4-19. Demanda de Eletricidade (MW)**

$$\text{Demanda Eletricidade (MW)} = \text{Demanda Referência (MW)} * \frac{\text{Escala Simulada}}{\text{Escala Referência}}$$

As demandas elétricas das unidades de separação de ar, gaseificação e tratamento de enxofre foram retiradas diretamente da base de dados do software IECM, já obedecendo às devidas escalas. As demandas de referência e as escalas de referência encontram-se dispostas na Tabela 4-14.

**Tabela 4-14. Demanda de Eletricidade (MW)**

Unidade	Demanda de Referência (MW)	Escala de Referência	Referência
Pré-Tratamento	3,50	2200 t biom/d	NREL (2010)
Unidade de Separação de Ar <sup>(A)</sup>	-	-	Cálculo IECM
Gaseificação <sup>(A)</sup>	-	-	Cálculo IECM
Tratamento de Enxofre <sup>(A)</sup>	-	-	Cálculo IECM
Unidade de Separação de H <sub>2</sub> (PSA)	0,15	4,3 t H <sub>2</sub> /d	NREL (2010)
Síntese de Fischer-Tropsch	1,65	427 t FT/d	NREL (2010)
Hidroprocessamento (HDT e HCC)	2,24	427 t FT/d	NREL (2010)
Compressão do CO <sub>2</sub>	0,40	1600 t CO <sub>2</sub> /d	NREL (2010)

<sup>(A)</sup> As demandas relativas às unidades de separação de ar, gaseificação e tratamento de enxofre são diretamente fornecidas pelo *software* IECM, não havendo portanto demandas de referência.

Fonte: Elaboração própria

## 4.2 Análise Econômica

A avaliação econômica do processo simulado de conversão da biomassa (resíduos de eucalipto) via gaseificação para produção de biocombustíveis líquidos através da Síntese de Fischer-Tropsch compreende duas tipologias de unidades de conversão: unidade de conversão sem captura de carbono e unidade de conversão com captura de carbono. A análise foi desenvolvida em três etapas: (i) determinação dos custos totais de investimento (investimento em capital total); (ii) determinação do custo do biocombustível; (iii) análise de sensibilidade do custo do biocombustível; e (iv) análise de competitividade do biocombustível produzido.

### 4.2.1 Investimento em Capital Total (TCI)<sup>18</sup>

---

<sup>18</sup> TCI = *Total Capital Investment* ou Investimento em Capital Total

Para determinação dos custos totais de capital (investimento), primeiramente foram avaliados os custos totais de equipamentos adquiridos. Para este cálculo, a unidade de conversão foi dividida em componentes discretos (unidades de processo) e os custos totais de equipamentos adquiridos foram determinados a partir do somatório dos custos de equipamentos para cada uma das unidades de processo, de acordo com a Equação 4-20.

**Equação 4-20. Custos Totais de Equipamentos Adquiridos (TPEC)<sup>19</sup>**

$$\text{TPEC (US\$)} = \sum_j \text{Custo de Equipamento da Unidade "j"}$$

Os custos de equipamentos relativos a cada unidade do processo foram escalados através da Equação 4-21, de acordo com custos de referência provenientes da literatura, conforme apresentado na Tabela 4-15. Os custos de referência foram trazidos a dólares de 2015 com base no Índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*).

**Equação 4-21. Custos de Equipamentos Adquiridos por Unidade de Processo**

$$\text{Custo}_U \text{ (US\$)} = \text{Custo}_R \text{ (US\$)} * \left( \frac{\text{Capacidade}_U}{\text{Capacidade}_R} \right)^n$$

Onde:  $\text{Custo}_U$  = Custo da Unidade de Processo (US\$)

$\text{Custo}_R$  = Custo de Referência (US\$)

$\text{Capacidade}_U$  = Capacidade Escalada da Unidade de Processo <sup>20</sup>

$\text{Capacidade}_R$  = Capacidade de Referência

n = Fator de Escala

---

<sup>19</sup> TPEC = *Total Purchased Equipment Costs* ou Custos Totais de Equipamentos Adquiridos

<sup>20</sup> As unidades de medida referentes à capacidade escalada da unidade de processo e à capacidade de referência variam de acordo com a unidade de processo. Por exemplo, para a unidade de gaseificação a escala é dada em função da quantidade de biomassa processada por dia (t/d) ao passo que para a unidade de síntese a escala é dada em função da capacidade de produção em base energética (MWth).

**Tabela 4-15. Custos de Referência Relativos às Unidades de Processo**

Unidade de Processo	Custo de Referência (US\$) 2015	Escala de Referência	Fator de Escala	Referência Bibliográfica
Unidade de Pré-Tratamento	10.049.464,00	2.200 t biomassa/d	0,77	NREL (2010)
Unidade de Alimentação	801.076,00	2.200 t biomassa/d	0,77	NREL (2010)
Unidade de Separação de Ar	157.231.884,28	2.200 t oxidante/d	0,80	NETL/DOE (2013)
Unidade de Gaseificação	183.339.276,13	2.900 t biomassa/d	0,66	NETL/DOE (2013)
Unidade de Limpeza do Gás de Síntese	96.541.320,14	14.400 t syngas/d	0,70	NETL/DOE (2013)
Unidade de Absorção Física (Selexol)	74.510.948,91	554 t CO <sub>2</sub> /h	0,70	MEERMAN ET AL. (2013)
Unidade de Tratamento de Enxofre	30.772.054,00	56.000 kg S/d	0,70	MEERMAN ET AL. (2013)
Unidade de Separação de Hidrogênio (PSA)	12.773.305,53	797.568 kg H <sub>2</sub> /d	0,70	MEERMAN ET AL. (2013)
Unidade de Síntese (Fischer-Tropsch)	22.353.284,67	310 MWth FT	0,70	MEERMAN ET AL. (2013)
Unidade de Upgrading (Colunas de Destilação)	72.000.000,00	19.080 m <sup>3</sup> carga/d	0,70	BARROS (2014)
Unidade de Hidrotratamento (HDT)	390.000.000,00	4.770 m <sup>3</sup> carga/d	0,67	BARROS (2014)
Unidade de Hidrocrackeamento Catalítico (HCC)	250.000.000,00	4.770 m <sup>3</sup> carga/d	0,67	BARROS (2014)
Unidade de Compressão de CO <sub>2</sub> (Captura de Carbono)	10.049.464,00	10.614 t CO <sub>2</sub> /d	1,00	NREL (2010)

Fonte: Elaboração própria

Para a unidade de conversão sem captura de carbono, o custo total de equipamentos adquiridos não incluiu a unidade de compressão de CO<sub>2</sub>. Para a unidade de conversão com captura de carbono, o custo total de equipamentos adquiridos incluiu a unidade de compressão de CO<sub>2</sub>.

A partir do cálculo dos custos totais de equipamentos adquiridos, foram calculados os custos totais instalados, segundo a Equação 4-22. Os custos totais instalados compreendem os custos totais de equipamentos acrescidos dos custos relativos à infraestrutura, materiais, engenharia, entre outros, necessários à instalação dos equipamentos. O fator de instalação foi estabelecido em 1,50 com base no estudo conduzido por NETL/DOE (2013).

**Equação 4-22. Custos Totais Instalados (TIC)<sup>21</sup>**

$$\text{TIC (US\$)} = 1,50 * \text{TPEC (US\$)}$$

Em seguida, foram calculados os custos de contingência, de acordo com a Equação 4-23. Para a planta madura, MEERMAN ET AL. (2012) adotam um fator de contingência igual a 0,15. Já SWANSON ET AL. (2010) e NETL/DOE (2013) optam por um fator de contingência igual a 0,20. Para este estudo, o fator de contingência foi estabelecido em 0,20.

**Equação 4-23. Custos de Contingência (CC)**

$$\text{CC (US\$)} = 0,20 * \text{TIC (US\$)}$$

O investimento capital fixo foi determinado através da contabilização dos custos totais instalados acrescidos dos custos de contingência, conforme apresentado na Equação 4-24.

**Equação 4-24. Investimento em Capital Fixo (FCI)<sup>22</sup>**

$$\text{FCI (US\$)} = \text{TIC (US\$)} + \text{CC (US\$)}$$

---

<sup>21</sup> TIC = *Total Installed Costs* ou Custos Totais Instalados

<sup>22</sup> FCI = *Fixed Capital Investment* ou Investimento em Capital Fixo

O capital de giro foi calculado com base no investimento capital fixo. Para este estudo, considerou-se que o capital de giro corresponde a 10% do investimento capital fixo, como disposto na Equação 4-25.

**Equação 4-25. Capital de Giro (WC)<sup>23</sup>**

$$WC \text{ (US\$)} = 0,10 * FCI \text{ (US\$)}$$

Por fim, o investimento em capital total foi determinado através da contabilização do investimento em capital fixo acrescido do capital de giro, como apresentado na Equação 4-26.

**Equação 4-26. Investimento em Capital Total (TCI)**

$$TCI \text{ (US\$)} = FCI \text{ (US\$)} + WC \text{ (US\$)}$$

A Tabela 4-16 apresenta de forma concisa o procedimento metodológico adotado por este estudo para a determinação do investimento capital total.

**Tabela 4-16. Metodologia de Cálculo do Investimento em Capital Total (TCI)**

Investimento em Capital Total (TCI)	
Parâmetro	Método de Cálculo
Custo Total de Equipamentos Adquiridos (TPEC)	$TPEC = \sum \text{Custo}_u$
Custos Instalados Totais (TIC)	$TIC = 1,50 * TPEC$
Custos de Contingência (CC)	$CC = 0,20 * TIC$
Investimento em Capital Fixo (FCI)	$FCI = TIC + CC$
Capital de Giro (WC)	$WC = 0,10 * FCI$
Investimento em Capital Total (TCI)	$TCI = FCI + WC$

Fonte: Elaboração própria

<sup>23</sup> WC = *Working Capital* ou Capital de Giro

#### 4.2.2 Custo Nivelado do Diesel (FT) Biocombustível

O custo nivelado do diesel biocombustível produzido foi determinado com base na Equação 4-27.

##### **Equação 4-27. Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (US\$/GJ)**

$$\text{Custo Nivelado Diesel FT} = \frac{\text{FRC} * \text{TCI} + \text{O\&M} + \text{Biomassa} + \text{Eletricidade} - \text{SubProd}}{\text{Diesel Produzido}}$$

Onde: Custo Nivelado Diesel FT = Custo Nivelado do Diesel FT (US\$/GJ)

FRC = Fator de Recuperação de Capital (ano<sup>-1</sup>)

TCI = Investimento Capital Total (US\$)

O&M = Custo de Manutenção e Operação (US\$/ano)

Biomassa = Custo Anual da Biomassa (US\$/ano)

Eletricidade = Custo Anual da Eletricidade (US\$/ano)

SubProd = Venda de Subprodutos – GLP e Nafta (US\$/ano)

Diesel Produzido = Produção Anual de Diesel FT (GJ/ano)

O fator de recuperação do capital foi calculado através da Equação 4-28. A taxa de desconto adotada foi de 10% ao ano (SWANSON ET AL. 2010). A vida útil da planta foi estabelecida em 20 anos (SWANSON ET AL. 2010). O custo de operação e manutenção foi estabelecido em 4% do investimento em capital total (MEERMAN ET AL. 2012).

##### **Equação 4-28. Fator de Recuperação do Capital (FRC)**

$$\text{FRC} = \frac{r}{1 - (1 + r)^{-L}}$$

Onde: r = Taxa de Desconto

L = Vida Útil da Planta (ano)

Para o custo da biomassa, visto que se trata de resíduos de eucalipto, foram considerados apenas os custos logísticos para transporte e entrega da matéria-prima à unidade de conversão. Os custos logísticos foram determinados com base no modal

rodoviário utilizando caminhão modelo tritrem, de acordo com dados apresentados por MACHADO (2014).

O custo fixo total mensal (incluindo custos financeiros, impostos, taxas, salários, encargos e benefícios) foi fixado em R\$ 43.000,00 (MACHADO 2014). O custo variável total mensal é função do raio de coleta da biomassa, e divide-se em custo de manutenção de pneus, custo de manutenção de freios, custo de troca de óleo, custo de mecânica geral e custo de combustível. Os parâmetros para o cálculo do custo variável mensal de transporte de biomassa estão dispostos na Tabela 4-17.

**Tabela 4-17. Parâmetros Custo Variável Mensal – Transporte de Biomassa**

Parâmetro Caminhão Tritrem 6x4	Dados
Eficiência Operacional (%) <sup>(A)</sup>	85
Dias de Trabalho no Mês	22
Número de Viagens por Dia	2
Capacidade de Carga (m <sup>3</sup> /viagem)	120
Velocidade Média do Caminhão (km/h)	60
Consumo (km/litro)	2
Preço do Diesel Fóssil (R\$/litro) <sup>(B)</sup>	3,035
Número de Pneus	34
Custo de Manutenção de Pneus (R\$/pneu)	2.300,00
Manutenção de Pneus (km)	260.000
Custo de Manutenção de Freios (R\$)	6.000,00
Manutenção de Freios (km)	50.000
Custo de Troca de Óleo (R\$)	1.000,00
Troca de Óleo (km)	15.000
Custo de Mecânica Geral (R\$)	2.000,00
Mecânica Geral (km)	15.000

<sup>(A)</sup> A eficiência operacional do sistema de transporte é medida em função da fração de biomassa efetivamente transportada por viagem diante do volume que o caminhão é capaz de transportar (capacidade de carga por viagem).

<sup>(B)</sup> O preço do diesel fóssil (convencional) que abastece o caminhão para transporte da biomassa foi estabelecido segundo a média para o mês de novembro, disponibilizada pela Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (ANP): R\$ 3,035/litro (ANP 2016c).

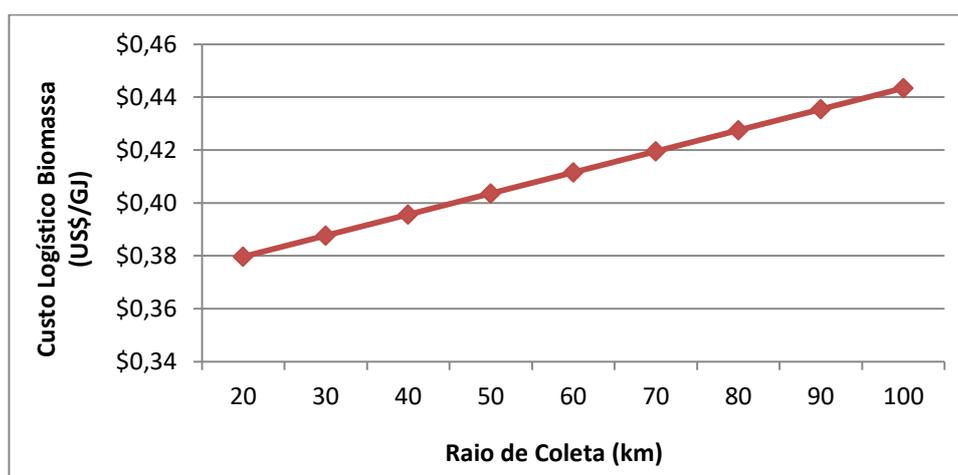
Fonte: Elaboração própria, com base em MACHADO (2014); ANP (2016c)

O total de biomassa transportado por (um) caminhão foi calculado em 4.488 m<sup>3</sup> de resíduos de eucalipto por mês. Considerando a densidade do eucalipto igual a 500 kg/m<sup>3</sup> e o poder calorífico inferior do eucalipto igual a 15,51 MJ/kg (BCB 2016), o total de biomassa transportado (base energética) foi calculado em aproximadamente 34.804 GJ. O câmbio utilizado para conversão de moedas, segundo cotação de novembro de 2016, foi de US\$ 1 = 3,3967 R\$ (BCB 2016). Os resultados estão disponibilizados na Tabela 4-18 e ilustrados na Figura 4-13.

**Tabela 4-18. Custos Logísticos – Transporte de Biomassa**

Raio de Coleta (km)	Custo Fixo (US\$)	Custo Variável (US\$)	Custo Total (US\$)	Custo Logístico (US\$/GJ)
20	12.659,35	554,31	13.213,66	0,38
30	12.659,35	831,47	13.490,81	0,39
40	12.659,35	1.108,62	13.767,97	0,40
50	12.659,35	1.385,78	14.045,12	0,40
60	12.659,35	1.662,93	14.322,28	0,41
70	12.659,35	1.940,09	14.599,43	0,42
80	12.659,35	2.217,24	14.876,59	0,43
90	12.659,35	2.494,40	15.153,74	0,44
100	12.659,35	2.771,55	15.430,90	0,44

Fonte: Elaboração própria, com base em MACHADO (2014)



**Figura 4-13: Custos Logísticos Transporte de Biomassa vs Raio de Coleta**

Fonte: Elaboração própria

Por convenção, o raio de coleta foi estabelecido em 50 km segundo convencionado por HOFFMANN (2013) e PORTUGAL-PEREIRA ET AL. (2015). Portanto, o custo de biomassa a ser aplicado ao cálculo do custo de diesel biocombustível ficou determinado em US\$ 0,40 /GJ.

O preço de eletricidade foi determinado com base no Balanço Energético Nacional (Ano Base 2015), ficando estabelecido em US\$ 154,00 /MWh (EPE 2015). Os preços de venda dos subprodutos GLP e nafta foram determinados com base nos preços médios ponderados praticados pelos produtores e importadores de derivados de petróleo, conforme divulgado pela ANP, ficando estabelecidos em US\$ 408,08 /t (GLP) e US\$ 493,67 /t (Nafta) (ANP 2016b).

A quantidade de eletricidade necessária e as quantidades de GLP, nafta e diesel biocombustíveis produzidos (GJ/ano) são provenientes da etapa de simulação do processo para a planta madura. Os parâmetros aplicados ao cálculo do custo do diesel biocombustível são resumidos na Tabela 4-19.

**Tabela 4-19. Parâmetros Custo do Diesel Biocombustível (FT)**

Parâmetro	Dado	Referência Bibliográfica
Taxa de Desconto (% a.a.)	10	SWANSON ET AL. (2010)
Vida Útil da Planta (ano)	20	SWANSON ET AL. (2010)
Custos de O&M	4% TCI	MEERMAN ET AL. (2012)
Custo de Biomassa (US\$/GJ)	0,40	Baseado em MACHADO (2014)
Preço de Eletricidade (US\$/MWh)	154,00	EPE (2015)
Preço de GLP (US\$/t)	408,08	ANP (2016a)
Preço de Nafta (US\$/t)	493,67	ANP (2016a)

Fonte: Elaboração própria

A comercialização do enxofre elementar obtido como subproduto não foi considerada por este estudo, diante das quantidades extremamente reduzidas resultantes do processo (em função do baixo teor de enxofre presente nos resíduos de eucalipto). Mesmo que incluída, a participação ínfima correspondente à comercialização deste subproduto não alteraria os resultados de custo do diesel biocombustível obtidos.

### 4.2.3 Análise de Sensibilidade

A análise de sensibilidade foi desenvolvida com auxílio do software Microsoft Excel, dispondo-se a avaliar a influência dos seguintes parâmetros sobre os custos do diesel biocombustível produzido: (i) preços de derivados (subprodutos); (ii) taxa de desconto; (iii) custo de biomassa; e (iv) preço de eletricidade. A análise da sensibilidade sobre o custo de capital será tratada durante a avaliação da planta pioneira e do aprendizado tecnológico (Seção 4.3).

#### 4.2.3.1 Preços de Derivados (Subprodutos): GLP e Nafta

Para determinação da sensibilidade do custo do diesel biocombustível aos preços relativos aos subprodutos comercializados (GLP e nafta), foram aplicadas variações nos preços destes subprodutos conforme disposto na Tabela 4-20. Em seguida, foram avaliadas as alterações no custo do diesel combustível frente a essas perturbações.

**Tabela 4-20. Variações nos Preços de Derivados (GLP e Nafta)**

Variação	Preço de GLP (US\$/t)	Preço de Nafta (US\$/t)
- 25%	306,06	370,25
0	408,08	493,67
+25%	510,10	617,08
+50%	612,12	740,50
+75%	714,14	863,92
+100%	816,16	987,33

Fonte: Elaboração própria

#### 4.2.3.2 Taxa de Desconto

Para determinação da sensibilidade do custo do diesel biocombustível à taxa de desconto adotada foram aplicadas variações na taxa de desconto conforme disposto na Tabela 4-21. Em seguida, foram avaliadas as alterações no custo do diesel combustível frente a essas perturbações.

**Tabela 4-21. Variações na Taxa de Desconto**

Variação	Taxa de Desconto (%a.a.)
- 25%	7,5
0	10,0
+25%	12,5
+50%	15,0
+75%	17,5
+100%	20,0

Fonte: Elaboração própria

#### 4.2.3.3 *Custo de Biomassa*

Para determinação da sensibilidade do custo do diesel biocombustível ao custo de biomassa (resíduos de eucalipto) foram aplicadas variações no custo de biomassa conforme disposto na Tabela 4-22. Em seguida, foram avaliadas as alterações no custo do diesel combustível frente a essas perturbações.

**Tabela 4-22. Variações no Custo da Biomassa**

Variação	Custo da Biomassa (US\$/GJ)
- 25%	0,30
0	0,40
+25%	0,50
+50%	0,60
+75%	0,70
+100%	0,80

Fonte: Elaboração própria

#### 4.2.3.4 *Preço de Eletricidade*

Para determinação da sensibilidade do custo do diesel biocombustível ao preço de eletricidade foram aplicadas variações no preço de eletricidade conforme disposto na Tabela 4-23. Em seguida, foram avaliadas as alterações no custo do diesel combustível frente a essas perturbações.

**Tabela 4-23. Variações no Preço de Eletricidade**

Variação	Preço de Eletricidade (US\$/MWh)
- 25%	115,50
0	154,00
+25%	192,50
+50%	231,00
+75%	269,50
+100%	308,00

Fonte: Elaboração própria

#### 4.2.4 Custos Nivelados de Captura do CO<sub>2</sub>

Para a unidade de conversão com captura de carbono, foram determinados os custos relativos à unidade de captura em função do montante de carbono capturado. Para tanto, primeiro foi determinado o investimento capital total atribuído apenas às unidades envolvidas na captura de carbono, que são as unidades de absorção física (Selexol) e de compressão do CO<sub>2</sub>, de maneira análoga à metodologia estipulada no item 4.2.1. Então, foram calculados os custos nivelados de captura de acordo com a Equação 4-29.

#### **Equação 4-29. Custo Nivelado de Captura (US\$/tCO<sub>2</sub>)**

$$\text{Custo de Captura} = \frac{\text{FRC} * \text{TCI}_{\text{Captura}} + \text{O\&M}}{\text{CO}_2 \text{ Capturado}}$$

Onde: Custo de Captura = Custo Nivelado Relativo à Captura (US\$/tCO<sub>2</sub>)

FRC = Fator de Recuperação de Capital (ano<sup>-1</sup>)

TCI<sub>Captura</sub> = Investimento Capital Total Relativo à Captura (US\$)

O&M = Custo de Operação e Manutenção (US\$/ano)

CO<sub>2</sub> Capturado = Montante de CO<sub>2</sub> Capturado (tCO<sub>2</sub>/ano)

#### 4.2.5 Análise de Competitividade

A avaliação da competitividade do diesel biocombustível produzido frente ao diesel fóssil (convencional) está calcada em três frentes fundamentais: (i) a análise comparativa entre os custos do diesel biocombustível produzido e os custos do diesel fóssil (convencional); (ii) a determinação do preço de *break-even* do óleo marcador; e (iii) a determinação do valor do carbono evitado, segunda perspectiva *well-to-wheel*.

##### 4.2.5.1 Análise Comparativa de Custos: Diesel FT vs Diesel Fóssil

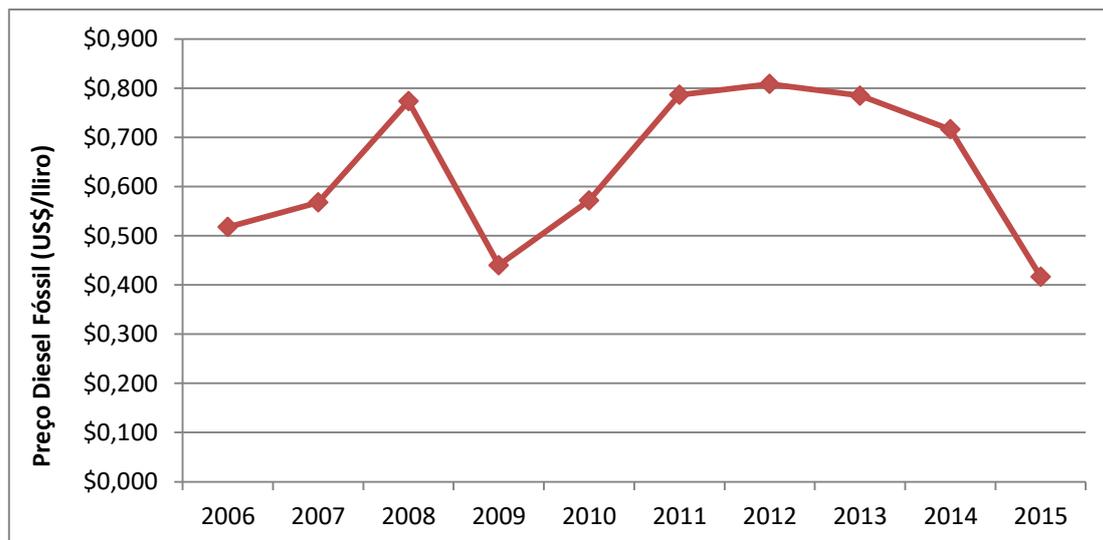
A análise comparativa dos custos do diesel biocombustível produzido frente aos preços do diesel fóssil (convencional) foi desenvolvida tomando como base os preços do diesel fóssil observados na Costa do Golfo (U.S. Gulf Coast), segundo dados da *U.S. Energy Information Administration* (EIA). A evolução dos preços do diesel fóssil na Costa do Golfo é apresentada na Tabela 4-24 e ilustrada na Figura 4-14.

**Tabela 4-24. Evolução de Preços do Diesel Fóssil (U.S. Gulf Coast)**

Ano	Preço do Diesel Fóssil U.S. Gulf Coast (US\$/gallon)	Preço do Diesel Fóssil U.S. Gulf Coast (US\$/litro) <sup>24</sup>
2006	1,957	0,518
2007	2,146	0,568
2008	2,923	0,773
2009	1,664	0,440
2010	2,160	0,571
2011	2,972	0,786
2012	3,055	0,808
2013	2,966	0,785
2014	2,707	0,716
2015	1,575	0,417

Fonte: Elaboração própria, com base em EIA (2016)

<sup>24</sup> 1 galão americano = 3,78 litros



**Figura 4-14: Evolução de Preços do Diesel Fóssil (U.S. Gulf Coast)**

Fonte: Elaboração própria, com base em EIA (2016)

Foram estabelecidos três diferentes patamares de preços: o primeiro patamar de preços tomando a média relativa ao período de 2006 a 2010, o segundo patamar de preços tomando a média relativa ao período de 2011 a 2015, e o terceiro patamar de preços tomando o pico observado entre 2006 e 2015 (detectado em 2012), conforme apresentado na Tabela 4-25.

**Tabela 4-25. Patamares de Preço do Diesel Fóssil (U.S. Gulf Coast)**

Patamar 2006-2010 Preço do Diesel Fóssil U.S. Gulf Coast (US\$/litro)	Patamar 2011-2015 Preço do Diesel Fóssil U.S. Gulf Coast (US\$/litro)	Pico 2012 Preço do Diesel Fóssil U.S. Gulf Coast (US\$/litro)
0,57	0,70	0,81

Fonte: Elaboração própria, com base em EIA (2016)

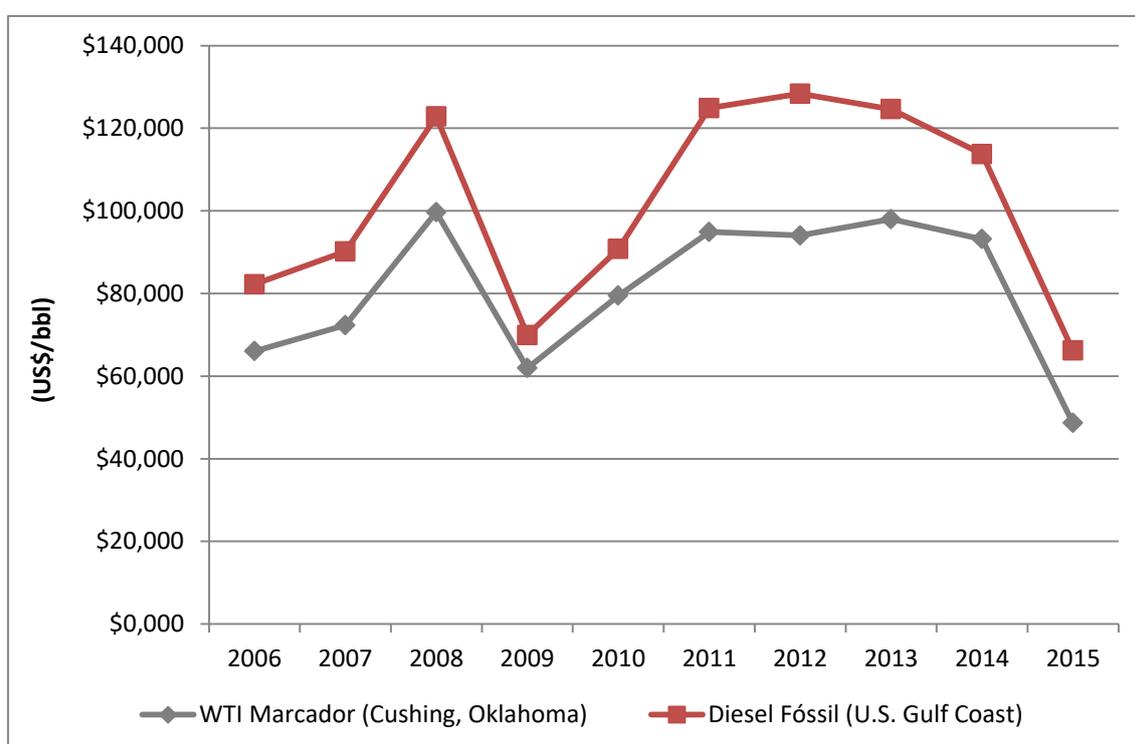
#### 4.2.5.2 Preço de Break-Even do Óleo Marcador

A determinação do preço de *break-even* do óleo marcador, ou seja, do preço do óleo marcador que viabilizaria a produção e comercialização do diesel biocombustível produzido a partir da rota tecnológica avaliada, foi conduzida com base nos custos do diesel fóssil observados na Costa do Golfo (U.S. Gulf Coast) e nos preços do óleo marcador WTI – Cushing Oklahoma. A evolução de preços segundo dados da *U.S. Energy Information Administration* está disposta na Tabela 4-26 e na Figura 4-15.

**Tabela 4-26. Evolução de Preços do Diesel Fóssil e do Óleo Marcador**

Ano	Preço do Diesel Fóssil U.S. Gulf Coast (US\$/bbl)	Preço WTI Marcador Cushing, Oklahoma (US\$/bbl)
2006	82,227	66,050
2007	90,168	72,340
2008	122,815	99,670
2009	69,916	61,950
2010	90,756	79,480
2011	124,874	94,880
2012	128,361	94,050
2013	124,622	97,980
2014	113,739	93,170
2015	66,176	48,660

Fonte: Elaboração própria, com base em EIA (2016)



**Figura 4-15: Evolução de Preços Diesel Fóssil (U.S. Gulf Coast) e Óleo Marcador**

Fonte: Elaboração própria, com base em EIA (2016)

Então, foram estabelecidas as razões entre o preço do óleo marcador e o preço do diesel (Equação 4-30) em três diferentes patamares: o primeiro patamar tomando a média relativa ao período de 2006 a 2010, o segundo patamar tomando a média relativa ao período de 2011 a 2015, e o terceiro patamar considerando o pico observado entre 2006 e 2015 (detectado em 2012), conforme apresentado na Tabela 4-27.

**Equação 4-30. Razão Preço do Óleo Marcador vs Preço do Diesel**

$$\text{Razão Óleo Marcador-Diesel} = \frac{\text{Custo Óleo Marcador (US\$/bbl)}}{\text{Custo Diesel (US\$/bbl)}}$$

**Tabela 4-27. Razão Preço do Óleo Marcador vs Preço do Diesel**

Patamar 2006-2010 WTI Marcador (OK) Diesel Fóssil (Gulf Coast)	Patamar 2011-2015 WTI Marcador (OK) Diesel Fóssil (Gulf Coast)	Pico 2012 WTI Marcador (OK) Diesel Fóssil (Gulf Coast)
0,83	0,77	0,73

Fonte: Elaboração própria, com base em EIA (2016)

Finalmente, o preço de break-even do óleo marcador foi determinado de acordo com a Equação 4-31.

**Equação 4-31. Preço de *Break-Even* do Óleo Marcador**

$$\text{Preço Break-Even Óleo} = \text{Custo Diesel FT} * \text{Razão Óleo Marcador-Diesel}$$

Onde: Preço de *Break-Even* Óleo = Óleo Marcador (US\$/bbl)

Custos Diesel FT = Custo Nivelado do Diesel FT (US\$/bbl)

Razão Óleo Marcador-Diesel = Razão de Preços Óleo Marcador-Diesel

Cumprir notar que para esta análise não se está considerando o prêmio adicional do diesel biocombustível frente ao diesel fóssil (convencional). O diesel biocombustível produzido apresenta qualidade prêmio em função de seu baixíssimo teor de enxofre e alta cetanagem. Neste sentido, pode-se dizer que este estudo foi conservador em sua avaliação relativa ao preço de *break-even* do óleo marcador.

#### 4.2.5.3 Valor do Carbono Evitado (Análise Well-to-Wheel)

A análise *well-to-wheel* aplicada à rota tecnológica de conversão da biomassa (resíduos de eucalipto) para produção de diesel biocombustível compreende a avaliação das emissões de CO<sub>2</sub> provenientes das seguintes fases da cadeia: (i) produção e colheita da biomassa; (ii) preparo e transporte da biomassa; (iii) conversão da biomassa; (iv) eletricidade demandada; e (vi) uso do diesel biocombustível.

As emissões para cada fase da cadeia (tanto para a cadeia de produção da biomassa quanto para a cadeia de produção do diesel fóssil) foram calculadas segundo a metodologia sugerida por IPCC (2006) de acordo com a Equação 4-32.

#### Equação 4-32. Cálculo das Emissões de CO<sub>2</sub>

$$\text{Emissão CO}_2 = \text{Fator de Emissão} * \text{Atividade}$$

A definição de atividade depende da fase da cadeia observada, podendo corresponder à quantidade de biomassa produzida ou transportada (em base energética), à demanda de eletricidade, ou à quantidade de combustível produzida. Os parâmetros “fator de emissão” e “atividade” utilizados para a cadeia de produção da biomassa, encontram-se na Tabela 4-28.

**Tabela 4-28. Parâmetros “Fator de Emissão” e “Atividade” – Diesel FT**

Fase da Cadeia	Fator de Emissão	Atividade
Produção & Colheita de Eucalipto	-111 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Biomassa produzida (GJ/ano)
Preparo & Transporte de Eucalipto	31,28 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Biomassa transportada (GJ/ano)
Produção Externa de Eletricidade	0,1244 tCO <sub>2</sub> /MWh	Demanda Eletricidade (MWh)
Uso do Diesel Biocombustível	74,1 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Diesel produzido (GJ/ano)
Uso da Gasolina (Nafta) <sup>(A)</sup>	69,3 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Gasolina produzida (GJ/ano)
Uso do GLP	63,1 kgCO <sub>2</sub> /GJ	GLP produzido (GJ/ano)
Uso do Óleo Combustível (Gasóleo) <sup>(A)</sup>	77,4 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Óleo combustível produzido (GJ/ano)

<sup>(A)</sup> Para o cálculo das emissões, os subprodutos nafta e gasóleo foram alocados como gasolina automotiva e óleo combustível, respectivamente.

Fonte: Com base em IPCC (2006); VAN VLIET ET AL. (2009); MCTIC (2016)

Os fatores de emissão relativos às fases de produção, colheita, preparo e transporte da biomassa, são provenientes do estudo conduzido por VAN VLIET ET AL. (2009). O fator de emissão relativo à produção externa de eletricidade foi estabelecido segundo dados de MCTIC (2016). Os fatores de emissão relativos ao uso do diesel biocombustível e ao uso dos subprodutos produzidos foram estabelecidos de acordo com IPCC (2006). Para a unidade de conversão da biomassa, as emissões de CO<sub>2</sub> provêm diretamente da simulação do processo.

Para o diesel fóssil (convencional), o fator de emissão relativo às fases de exploração, produção e refino de petróleo foi determinado com base nas emissões brasileiras apresentadas por SILVA (2015) e GUEDES (2015), e nos respectivos dados de produção de petróleo e derivados apresentados por ANP (2016a). Analogamente à cadeia do diesel biocombustível, os fatores de emissão para uso do diesel fóssil e dos subprodutos produzidos foram estabelecidos de acordo com IPCC (2006) (Tabela 4-29).

**Tabela 4-29. Parâmetros “Fator de Emissão” e “Atividade” – Diesel Fóssil**

Fase da Cadeia	Fator de Emissão	Atividade
Exploração, Produção & Refino de Petróleo	12,02 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Diesel produzido (GJ/ano)
Uso do Diesel Fóssil	74,1 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Diesel produzido (GJ/ano)
Uso da Gasolina	69,3 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Gasolina produzida (GJ/ano)
Uso do GLP	63,1 kgCO <sub>2</sub> /GJ	GLP produzido (GJ/ano)
Uso do Óleo Combustível	77,4 kgCO <sub>2</sub> /GJ	Óleo combustível produzido (GJ/ano)

Fonte: Com base em IPCC (2006); SILVA (2015); GUEDES (2015); ANP (2016a)

Neste ponto, é importante ressaltar que esta é uma análise preliminar, visto que alguns dos fatores de emissão adotados por este estudo são aproximações, não estando especificamente identificados à produção brasileira de eucalipto. Sendo assim, estudos futuros se fazem necessários para análise mais aprofundada sobre este ponto, conforme argumentado mais adiante na discussão dos resultados obtidos.

Duas diferentes abordagens foram adotadas para condução desta análise: a primeira considerando a distribuição igualitária das emissões da cadeia pela cesta de produtos, e a segunda considerando a alocação energética das emissões da cadeia, com foco no diesel. Para a primeira abordagem, as emissões da cadeia produtiva foram

igualmente distribuídas pela cesta de produtos (inclusos o diesel, a gasolina ou nafta, o GLP e o óleo combustível ou gasóleo), e foram consideradas as emissões pelo uso tanto do diesel quanto dos subprodutos. Para a segunda abordagem, as emissões da cadeia produtiva foram alocadas ao diesel de acordo com sua participação energética dentre a cesta de produtos e foi considerada apenas a emissão pelo uso do diesel (exclusas as emissões pelo uso dos subprodutos)<sup>25</sup>.

O carbono evitado foi determinado pela diferença entre o carbono emitido através da cadeia de produção de diesel fóssil e o carbono emitido através da cadeia de produção de diesel biocombustível (FT), conforme a Equação 4-33.

**Equação 4-33. CO<sub>2</sub> Evitado (tCO<sub>2</sub>/ano)**

$$\text{CO}_2\text{Evitado} = \text{Emissão Fóssil} - \text{Emissão FT}$$

Onde: CO<sub>2</sub> Evitado = CO<sub>2</sub> Evitado (tCO<sub>2</sub>/ano)

Emissão Fóssil = CO<sub>2</sub> Emitido na Cadeia de Diesel Fóssil (tCO<sub>2</sub>/ano)

Emissão FT = CO<sub>2</sub> Emitido na Cadeia Diesel FT (tCO<sub>2</sub>/ano)

Por fim, o valor do carbono evitado foi determinado segundo a Equação 4-34.

**Equação 4-34. Valor do CO<sub>2</sub> Evitado (US\$/tCO<sub>2</sub>)**

$$\text{Valor CO}_2\text{Evitado} = \frac{(\text{Custo Fóssil} - \text{Custo FT}) * \text{FT Produzido}}{\text{CO}_2\text{ Evitado}}$$

Onde: Custo Fóssil = Custo do Diesel Fóssil (US\$/litro)

Custo FT = Custo do Diesel FT Biocombustível (US\$/litro)

FT Produzido = Produção de Diesel FT Biocombustível (litros/ano)

CO<sub>2</sub> Evitado = CO<sub>2</sub> Evitado (tCO<sub>2</sub>/ano)

---

<sup>25</sup> Por simplificação, a abordagem por alocação energética, em que as emissões são alocadas com base na produção e no poder calorífico dos produtos, foi selecionada em detrimento de outras possibilidades, tais quais alocação mássica, exergética, e pela ótica de produção marginal.

### 4.3 Planta Pioneira e Curva de Aprendizagem

#### 4.3.1 Planta Pioneira *versus* Planta Madura (FOAK vs NOAK)<sup>26</sup>

Por tratar-se de tecnologia essencialmente inovadora, é de grande valia a condução da análise referente à planta pioneira visto que, historicamente, as estimativas relativas às plantas maduras tendem a subestimar os custos de capital e superestimar o desempenho das unidades (JONG ET AL. 2015).

A análise da planta pioneira foi conduzida com o intuito de estimar o risco tecnológico e potenciais aumentos nos custos, associados a dificuldades imprevistas nas etapas iniciais de implementação da tecnologia. O investimento capital total relativo à planta pioneira foi determinado segundo a Equação 4-35, conforme estipulado em JONG ET AL. (2015).

#### Equação 4-35. Investimento em Capital Total (TCI) Planta Pioneira

$$\text{TCI Planta Pioneira} = \frac{\text{TCI Planta Madura}}{\text{Cost Growth Factor}}$$

Onde: TCI Planta Pioneira = Investimento Capital Total Planta Pioneira (US\$)

TCI Planta Madura = Investimento Capital Total Planta Pioneira (US\$)<sup>27</sup>

Cost Growth Factor = Fator de Crescimento dos Custos

O fator de crescimento dos custos adotado por este estudo foi de 0,45. O valor estabelecido é proveniente do estudo conduzido por JONG ET AL. (2015), relacionando-se especificamente a unidades de conversão de biomassa lenhosa (madeira) para produção de biojet via gaseificação seguida de Síntese de Fischer-Tropsch. O custo nivelado do diesel biocombustível relativo à planta pioneira foi calculado utilizando o mesmo procedimento metodológico previamente descrito por este estudo para o cálculo do custo do biocombustível relativo à planta madura (Seção 4.2, Item 4.2.2).

---

<sup>26</sup> FOAK = First of a Kind (Planta Pioneira)

NOAK = Nth of a Kind (Planta Madura)

<sup>27</sup> Investimento em capital total da planta madura, excluídos os custos de contingência.

#### 4.3.2 Curva de Aprendizagem

Os modelos de aprendizado tecnológico baseiam-se em ganhos históricos de aprendizado e em experiência tecnológica adquirida para estimar o desenvolvimento dos custos de determinada tecnologia não em função do tempo, mas em função de sua capacidade de produção acumulada (ROCHEDO 2011; NETL 2013).

A modelagem matemática de aprendizagem mais bem difundida e comumente utilizada toma como partida os custos de investimento relativos à primeira unidade (planta pioneira) presumindo que as reduções nos custos serão observadas na medida em que a capacidade de produção acumulada é dobrada (NETL 2013).

Neste contexto, a construção da curva de aprendizagem conduzida por este estudo baseou-se no conceito matemático representado pela Equação 4-36 e pela Equação 4-37, conforme apresentado por NETL (2013).

##### **Equação 4-36. Modelagem da Curva de Aprendizagem Tecnológica**

$$Y = A * N^{-b}$$

Onde: Y = Custo de Investimento da “Nth” Enésima Planta (US\$)

A = Custo de Investimento da Planta Pioneira (US\$)

N = Número de Unidades Acumuladas

b = Expoente da Taxa de Aprendizado

##### **Equação 4-37. Expoente da Taxa de Aprendizado**

$$b = \frac{-\log(1 - R)}{\log(2)}$$

Onde: b = Expoente da Taxa de Aprendizado

R = Taxa de Aprendizado

Para tecnologias cujo nível de maturidade é dito “experimental”, ou seja, tecnologias para as quais ainda não existem unidades em escala comercial construídas, NETL (2013) sugere a adoção de taxa de aprendizado igual a 0,06. Para este estudo, foram adotadas diferentes faixas de taxa média de aprendizado (considerando a unidade

de conversão como um todo, em detrimento das tecnologias individualizadas), a partir das quais buscou-se avaliar quantas unidades acumuladas seriam necessárias para atingir os custos previstos para a planta madura. Três possíveis curvas de aprendizagem foram construídas conforme os parâmetros dispostos na Tabela 4-30.

**Tabela 4-30. Taxa de Aprendizagem e Expoentes Utilizados**

Taxa de Aprendizagem (R)	Expoente de Aprendizagem (b)
0,06	0,089
0,08	0,120
0,10	0,152

Fonte: Elaboração própria

#### **4.4 Produção de Diesel (FT) Biocombustível no Brasil**

A análise do potencial de produção de diesel biocombustível no Brasil a partir da rota tecnológica simulada foi desenvolvida com auxílio do *software* QGIS, dividindo-se em três etapas: (i) estimativa da disponibilidade de resíduos de eucalipto em todo o país e para cada região do país individualmente; (ii) avaliação do potencial técnico (sem clusters) de produção de diesel biocombustível (total conversão de resíduos disponíveis); (iii) determinação da localização geográfica mais adequada para as unidades de conversão ao longo do território brasileiro; e por fim, (iv) estimativa do potencial técnico por clusters para a produção de diesel biocombustível nos âmbitos regional e nacional, e subsequente avaliação dos custos do diesel biocombustível produzido e da capacidade de atendimento da demanda nacional por este combustível.

##### **4.4.1 Disponibilidade de Biomassa nos Âmbitos Nacional e Regional**

A determinação da disponibilidade de biomassa em termos de energia primária está calcada na capacidade de geração de biomassa pressupondo apenas limitações de caráter biofísico, ambiental e ecológico, não considerando atenuantes de ordem logística ou econômica (PORTUGAL-PEREIRA ET AL. 2015). Neste contexto, a disponibilidade de resíduos de eucalipto apurada por este estudo compreende apenas a quantificação

energética do recurso disponível passível de utilização para geração de biocombustíveis líquidos, de acordo com a rota tecnológica investigada.

Tomando como base o estudo conduzido por PORTUGAL-PEREIRA ET AL. (2015), o potencial disponível de resíduos de eucalipto foi calculado através de abordagem estatística *bottom-up*, conforme estabelecido na Equação 4-38, com auxílio do *software* Microsoft Excel.

**Equação 4-38. Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto (Energia Primária)**

$$PD_{RE} = \sum_i A_i * Y_E * RRP_E * D_E * PCI_E * 10^{-6}$$

Onde:  $PD_{RE}$  = Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)

$A_i$  = Área Plantada Relativa ao Eucalipto no Município “i” (ha/ano)

$Y_E$  = Produtividade do Eucalipto (m<sup>3</sup>/ha)

$RRP_E$  = Razão Resíduo-Produto para o Eucalipto

$D_E$  = Densidade do Eucalipto (kg/m<sup>3</sup>)

$PCI_E$  = Poder Calorífico Inferior Relativo ao Eucalipto (MJ/kg)

Os dados relativos à área plantada correspondente ao eucalipto para cada um dos 5570 municípios brasileiros foram obtidos através da base de dados SIDRA (Sistema IBGE de Recuperação Automática) do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE), para o ano base 2013.

Por simplificação, a produtividade das culturas de eucalipto foi estabelecida tomando a média nacional de acordo com dados disponibilizados pelo Anuário Estatístico 2013 da Associação Brasileira de Produtores de Florestas Plantadas (ABRAF), fixando-se em 40,7 m<sup>3</sup>/ha (ABRAF 2013).

A razão resíduo produto para o eucalipto foi aproximada para a razão de resíduos gerados para o processamento e corte de madeira em florestas plantadas, estimado em 0,45 segundo levantamento de STCP (2011). Dados de densidade e poder calorífico inferior do eucalipto foram adotados segundo *Phyllis Biomass and Waste Database*

(BCB 2016). O resumo dos parâmetros utilizados por este estudo para determinação do potencial disponível de resíduos de eucalipto nos âmbitos regional e nacional encontra-se na Tabela 4-31.

**Tabela 4-31. Parâmetros Cultura de Eucalipto**

Parâmetro	Dado Estabelecido
Produtividade (m <sup>3</sup> /ha)	40,7
Razão Resíduo-Produto	0,45
Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	500
Poder Calorífico Inferior (MJ/kg)	15,51

Fonte: Com base em ABRAF (2013); PORTUGAL-PEREIRA ET AL. (2015); ECN (2016)

Com o intuito de mapeamento da disponibilidade de resíduos de eucalipto ao longo do país, os resultados obtidos foram alocados às respectivas áreas municipais através do sistema integrado de informação geográfica, *software* QGIS. Os dados foram classificados em 20 diferentes patamares, utilizando o Método Jenks (Quebras Naturais). O sistema de coordenadas selecionado foi o *South American Datum* 1969 (SAD 69).

#### 4.4.2 Potencial Técnico (Sem Clusters) de Produção de Diesel Biocombustível

Dados os potenciais disponíveis de resíduos de eucalipto a níveis regional e nacional, foram determinados os potenciais técnicos (sem clusters) de produção de diesel biocombustível segundo a Equação 4-39. Busca-se através do potencial técnico de produção de diesel biocombustível avaliar qual seria a oferta total para o caso hipotético de conversão de 100% dos resíduos disponíveis. Neste ponto, foram desconsideradas questões logísticas de coleta e distribuição da biomassa, de modo que todo o potencial disponível foi traduzido em potencial teórico de produção, a partir da capacidade de processamento de biomassa e do respectivo rendimento em diesel biocombustível conforme resultados da simulação da unidade de conversão (Seção 5.1).

#### Equação 4-39. Potencial Técnico (Sem Clusters) de Produção de Diesel Biocombustível

$$PT_{\text{Diesel(FT)}} = PD_{\text{RE}} * \text{Rendimento em Diesel}$$

Onde:  $PT_{\text{Diesel(FT)}}$  = Potencial Técnico Produção Diesel Biocombustível (TJ/ano)

$PD_{\text{RE}}$  = Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)

Rendimento em Diesel = Unidade de Conversão (TJ diesel/TJ biomassa)

#### 4.4.3 Localização Geográfica das Unidades de Conversão

O Método de Kernel consiste em uma metodologia não paramétrica para estimativa de curvas de densidade, onde cada observação é ponderada pela distância relativa ao ponto central, ou núcleo. A densidade é determinada pelo número de pontos em um local, de modo que quanto maior a aglomeração de pontos, maior será a percepção da densidade (PROCESSAMENTO DIGITAL 2014).

Para determinar a localização geográfica mais adequada para a instalação de unidades de conversão alimentadas por resíduos de eucalipto, utilizou-se a ferramenta disponível no QGIS para geração de mapas de calor com base no Método Kernel. Primeiramente foram individualizados os dados de disponibilidade de resíduos de eucalipto para cada região do Brasil. Em seguida, foi aplicado o Método de Kernel para cada região, tomando como núcleos os centroides de cada área municipal.

Então, a partir dos mapas de calor gerados e da distribuição de valores do mínimo ao máximo (subdivididos em 9 classes), foram determinados os *clusters* regionais (ponto de máximo) e suas respectivas coordenadas geográficas, bem como os municípios correspondentes (ficando determinada a localização geográfica desejada). O sistema de coordenadas selecionado foi *South American Datum 1969* (SAD 69).

#### 4.4.4 Potencial Técnico Por Clusters de Produção de Diesel Biocombustível no Brasil

A avaliação do potencial técnico por clusters de produção de diesel biocombustível no Brasil subdivide-se em três análises fundamentais: (i) a estimativa do potencial técnico por clusters de produção de diesel biocombustível nos âmbitos regional e nacional; (ii) a avaliação da capacidade de atendimento da demanda ou substituição de importações; e (iii) a análise dos custos relativos ao diesel

biocombustível produzido considerando-se a planta pioneira e a curva de aprendizagem tecnológica.

#### 4.4.4.1 *Potencial Técnico Por Clusters de Produção de Diesel (FT) Biocombustível*

O potencial técnico por clusters de produção de diesel biocombustível para cada região foi determinado em função da capacidade de processamento de biomassa e da capacidade de produção de diesel relativas à unidade de conversão previamente simulada, e dos *clusters* regionais e do raio de coleta (50 km) previamente determinados, com auxílio do *software* QGIS.

Utilizando a ferramenta “*Buffer*” do *software* QGIS, o raio de coleta de 50 km foi desenhado em torno dos *clusters* regionais, e os potenciais disponíveis de biomassa relativos aos municípios cortados pelo raio de coleta<sup>28</sup> (definidos como potenciais técnicos de biomassa) foram alocados para o atendimento da capacidade de processamento das unidades de conversão. Dessa forma, para cada *cluster* (ou seja, para cada região) o potencial disponível de biomassa foi calculado segundo a Equação 4-40.

#### **Equação 4-40. Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto por Cluster Regional**

$$PT_{RE} = \sum_j PD_{REj}$$

Onde:  $PT_{RE}$  = Potencial Disponível Resíduos de Eucalipto por Cluster (TJ/ano)

$PD_{REj}$  = Potencial Disponível de Resíd. Eucalipto Município “j” (TJ/ano)

j = Municípios cortados pelo raio de coleta

Dados os potenciais disponíveis de biomassa por cluster regional e a capacidade de processamento da unidade de conversão, foi determinado o número de módulos (balizados pela unidade de gaseificação) instalados para cada região (cluster), segundo a Equação 4-41.

---

<sup>28</sup> Foram considerados todos os municípios cortados pelo raio de coleta, mesmo que não estivessem completamente contidos na área determinada pelo raio.

**Equação 4-41. Número de Módulos Instalados por Região**

$$\text{N}^\circ \text{ Módulos} = \frac{\text{Potencial Técnico de Biomassa (t/ano)}}{\text{Capacidade de Conversão (t/ano)}}$$

Finalmente, dado o número de módulos instalados e a capacidade de produção de diesel biocombustível por unidade de conversão, foi determinado o potencial técnico por clusters de produção de diesel biocombustível no Brasil (seja em âmbito nacional, ou região), de acordo com a Equação 4-42.

**Equação 4-42. Potencial de Produção de Diesel (FT) Biocombustível**

$$\text{Potencial Produção Diesel FT} = \text{N}^\circ \text{ Módulos} * \frac{\text{Capacidade Produção Diesel FT}}{\text{Potencial de Produção Diesel FT}}$$

Onde: Potencial Produção Diesel FT = Potencial de Produção (TJ/ano)

Capacidade Produção Diesel FT = Capacidade de Produção (TJ/ano)

**4.4.4.2 Custos Relativos ao Diesel (FT) Produzido no Brasil**

Como não existem plantas comerciais para conversão de resíduos de eucalipto em diesel biocombustível construídas no país, para que se verifique a viabilidade econômica da rota tecnológica investigada no curto prazo é razoável que as estimativas de custos sejam conduzidas seguindo as diretrizes de plantas pioneiras.

Neste contexto, foram consideradas duas abordagens diferentes para o desenvolvimento dos custos em função da capacidade de produção acumulada: a primeira considerando o desenvolvimento independente de cada região do país e a segunda considerando o desenvolvimento conjunto de todas as regiões.

Para ambos os casos, tomando como base o investimento capital total relativo à planta pioneira, e a curva de aprendizagem tecnológica, foi determinado o investimento capital total relativo ao enésimo módulo instalado de acordo com a Equação 4-43.

**Equação 4-43. Investimento Capital Total Enésimo Módulo**

$$\text{TCI (US\$)} = \text{TCI}_{\text{Pioneira}}(\text{US\$}) * (\text{N}^\circ \text{ Módulos})^{-b}$$

Onde: TCI = Investimento Capital Total do Enésimo Módulo (US\$)

$TCI_{\text{Pioneira}}$  = Investimento Capital Total da Planta Pioneira (US\$)

Nº Módulos = Número de Módulos

b = Expoente da Taxa de Aprendizagem

A taxa de aprendizagem selecionada foi  $R=0,06$  ( $b=0,089$ ). O custo nivelado do diesel biocombustível relativo ao enésimo módulo foi calculado utilizando o mesmo procedimento metodológico previamente descrito por este estudo para o cálculo do custo do biocombustível relativo à planta madura (Seção 4.2, Item 4.2.2).

#### 4.4.4.3 Contribuição do Diesel (FT) Biocombustível: Oferta e Importações de Diesel

A avaliação da contribuição que o diesel biocombustível produzido poderia ofertar ao mercado interno brasileiro de combustíveis líquidos foi conduzida com base na venda de diesel fóssil por região e na importação de diesel fóssil para todo o Brasil, com auxílio do *software* Microsoft Excel.

Os dados de venda de diesel fóssil por região são provenientes da Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (ANP) e estão dispostos na Tabela 4-32. O período observado foi de 2010 a 2015. A média da série histórica por região foi comparada ao potencial regional de produção de diesel biocombustível previamente determinado.

**Tabela 4-32. Venda de Diesel Fóssil por Região**

Venda de Diesel Fóssil (m <sup>3</sup> /ano)					
Ano	Sul	Sudeste	Norte	Nordeste	Centro-Oeste
2010	9.467.074	21.567.541	4.861.160	7.719.735	5.623.529
2011	10.013.248	22.779.951	5.241.694	8.230.618	5.998.400
2012	10.471.119	23.816.232	5.690.649	9.133.665	6.788.699
2013	11.100.222	24.573.054	5.852.903	9.592.427	7.453.888
2014	11.370.224	24.658.508	6.070.785	10.199.595	7.732.507
2015	11.077.580	23.437.905	5.691.709	9.603.331	7.400.345
Média	10.583.245	23.472.199	5.568.150	9.079.895	6.832.895

Fonte: Elaboração própria, com base em ANP (2016c)

Os dados de importação de diesel fóssil foram disponibilizados pela Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (ANP) e estão dispostos na Tabela 4-33. O período observado foi de 2010 a 2015. A média da série histórica foi comparada ao potencial regional de produção de diesel biocombustível previamente determinado.

**Tabela 4-33. Importação de Diesel Fóssil**

Importação de Diesel Fóssil (m <sup>3</sup> /ano)	
Ano	Brasil
2010	9.006.996
2011	9.332.789
2012	7.970.204
2013	10.283.044
2014	11.275.109
2015	6.940.100
Média	9.134.707

Fonte: Elaboração própria, com base em ANP (2016c)

Assim, finalizam-se os cálculos e ficam determinados os potenciais de contribuição do diesel biocombustível produzido para o mercado brasileiro de combustíveis líquidos, e seus respectivos custos, nos âmbitos regional e nacional, conforme inicialmente proposto por este estudo.

## **5. Resultados e Discussões**

### **5.1 Simulação do Processo: Planta Madura (*Nth Plant*)**

#### 5.1.1 Fluxogramas Simplificados de Processo

O fluxograma simplificado relativo ao processo é apresentado na Figura 5-1. Os fluxogramas simplificados relativos às etapas individualmente simuladas, inclusos os respectivos balanços de massa e os principais parâmetros de operação, encontram-se disponíveis no material complementar (Anexo I).

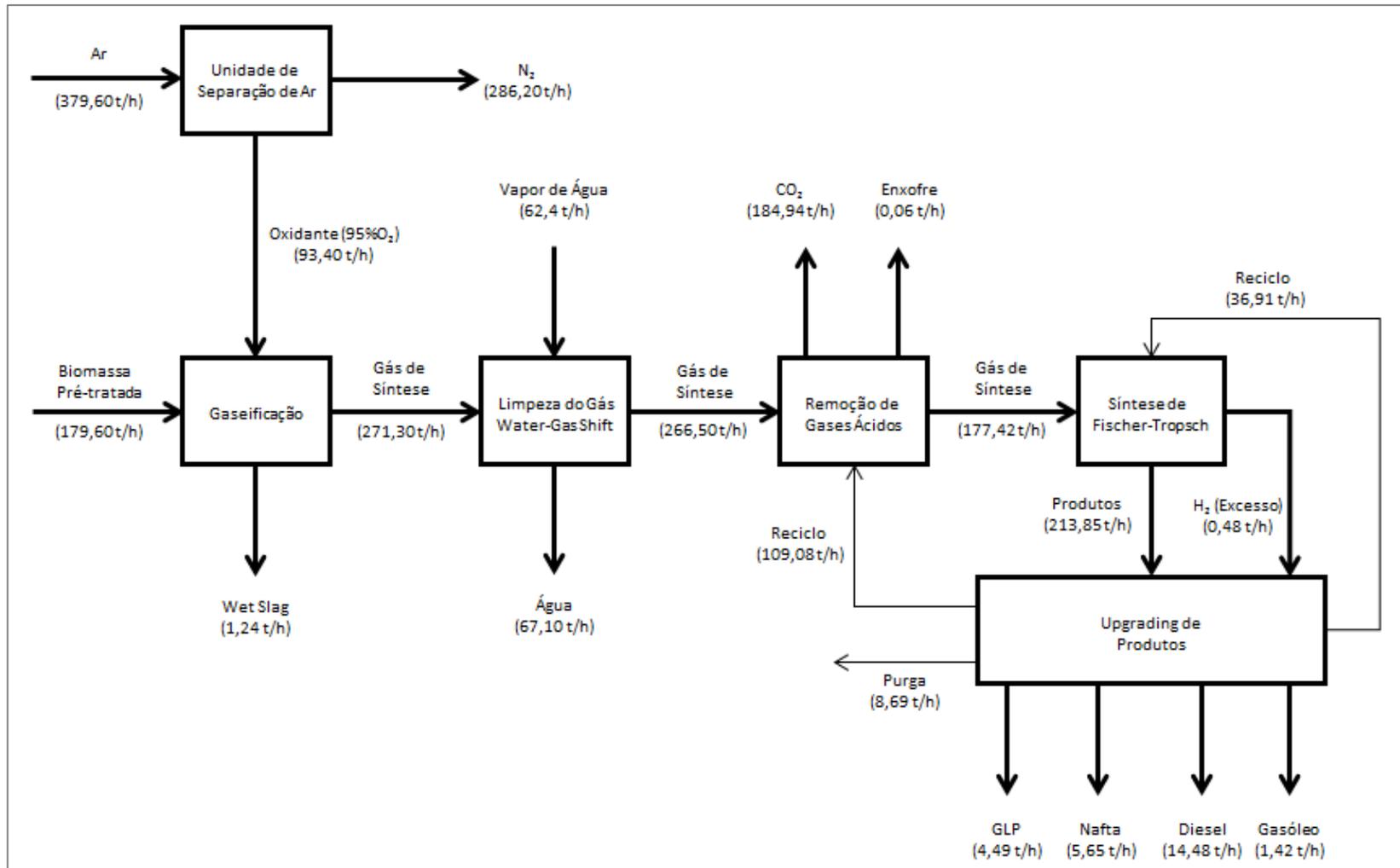


Figura 5-1: Conversão Termoquímica da Biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch (Produção de Diesel Biocombustível)

Fonte: Elaboração própria

### 5.1.2 Gaseificação

Os resultados da simulação da unidade de gaseificação alimentada à biomassa (resíduos de eucalipto), disponibilizados pelo *software* IECM (Figura 5-2), apontam o aporte de 179,6 toneladas por hora de biomassa (resíduos de eucalipto), para a geração de 271,3 toneladas por hora de gás de síntese. A quantidade de oxidante (95% de O<sub>2</sub> em volume) necessária ao processo foi estimada em 93,4 toneladas por hora. A produção de “slag” foi contabilizada em aproximadamente 1,24 toneladas por hora.

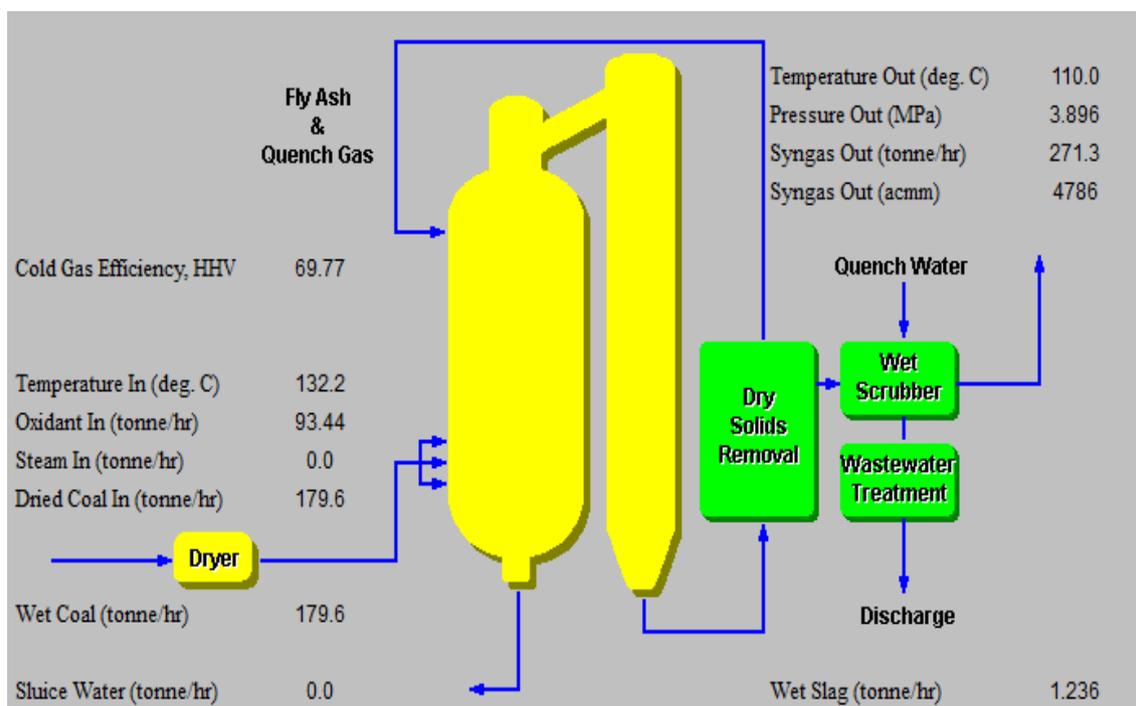


Figura 5-2: Fluxograma Resultante da Simulação da Unidade de Gaseificação

Fonte: *Software* IECM

Para melhor compreender os resultados apresentados na Figura 5-2, é importante ressaltar que, de acordo com o “*IECM User Manual*”, as vazões mássicas e volumétricas exibidas para o gás de síntese de saída (“*Syngas Out*”) referem-se à saída do gaseificador, anteriormente às unidades de limpeza do gás de síntese<sup>29</sup> (IECM 2009).

<sup>29</sup> O conjunto de limpeza do gás de síntese compreendido pelo *software* IECM é composto por uma unidade de remoção de sólidos e uma unidade de lavagem do gás de síntese, ambas representadas em cor verde na Figura 5-1.

Diversamente, os parâmetros temperatura de saída (“*Temperature Out*”) e pressão de saída (“*Pressure Out*”) exibidos nos resultados referem-se à saída das unidades de limpeza do gás de síntese (IECM 2009). Visto que para este estudo a utilização do *software* IECM teve como intuito apenas a simulação da unidade de gaseificação da biomassa, tanto o conjunto de limpeza do gás de síntese quanto os parâmetros temperatura e pressão de saída foram desconsiderados<sup>30</sup>.

Neste contexto, os resultados apreendidos para a unidade de gaseificação encontram-se dispostos na Tabela 5-1. A temperatura do gás de síntese que deixa o gaseificador foi mantida em 1427°C.

**Tabela 5-1. Resultados da Simulação da Unidade de Gaseificação**

Parâmetro	Resultado da Simulação
Entrada de Biomassa (t/h)	179,60
Entrada de Oxidante (t/h)	93,40
Saída de Gás de Síntese (t/h)	271,30
Saída de Slag (t/h)	1,24
Demanda Elétrica (MW)	6,60

Fonte: Elaboração própria (*Software* IECM)

A pequena defasagem verificada para o balanço de massa aplicado ao gaseificador<sup>31</sup> foi atribuída a três fatores principais: (i) à customização do combustível de entrada, visto que o *software* não foi desenhado para trabalhar com alimentação 100% à biomassa, (ii) à especificação manual (e, portanto, não 100% precisa) da composição do gás de síntese formado, solicitada pelo *software* em virtude da utilização

<sup>30</sup> A simulação da etapa de limpeza do gás de síntese foi desenvolvida por este estudo com auxílio dos *softwares* Microsoft Excel e Aspen HYSYS, conforme procedimento metodológico exposto na Seção 4.1, Item 4.1.4. Os resultados encontram-se nesta seção, Item 5.1.3.

<sup>31</sup> Conforme anteriormente explicitado por este estudo, defasagem semelhante foi observada para o caso (teste) *default* utilizando carvão como combustível (Seção 4.1, Item 4.1.3).

de combustível customizado, e (iii) ao desajuste detectado para a contabilização do teor de umidade presente no combustível de entrada, conforme explicitado na descrição da metodologia (Seção 4.1, Item 4.1.3). Mesmo diante das limitações enfrentadas, a aproximação dos resultados foi considerada aceitável, visto que a defasagem observada foi inferior a 0,2% do total esperado (ou seja, a diferença entre a massa de saída efetiva e a massa de saída esperada foi inferior a 0,2%).

A Tabela 5-2 apresenta as vazões, em bases molar e mássica, relativas aos componentes do gás de síntese que deixam a unidade de gaseificação, conforme resultados do *software* IECM.

**Tabela 5-2. Gás de Síntese na Saída da Unidade de Gaseificação**

Componente	Vazão Molar (kmol/h)	Vazão Mássica (t/h)
Hidrogênio (H <sub>2</sub> )	2455	4,95
Monóxido de Carbono (CO)	4908	137,50
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	1546	68,01
Metano (CH <sub>4</sub> )	28	0,44
Sulfeto de Hidrogênio (H <sub>2</sub> S)	1,64	0,06
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	27,64	0,77
Amônia (NH <sub>3</sub> )	0,61	0,01
Cloreto de Hidrogênio (HCl)	2,00	0,07
Argônio (Ar)	122,3	4,89
Vapor de Água (H <sub>2</sub> O)	3031	54,60
Total	12122	271,30

Fonte: Elaboração própria (*Software* IECM)

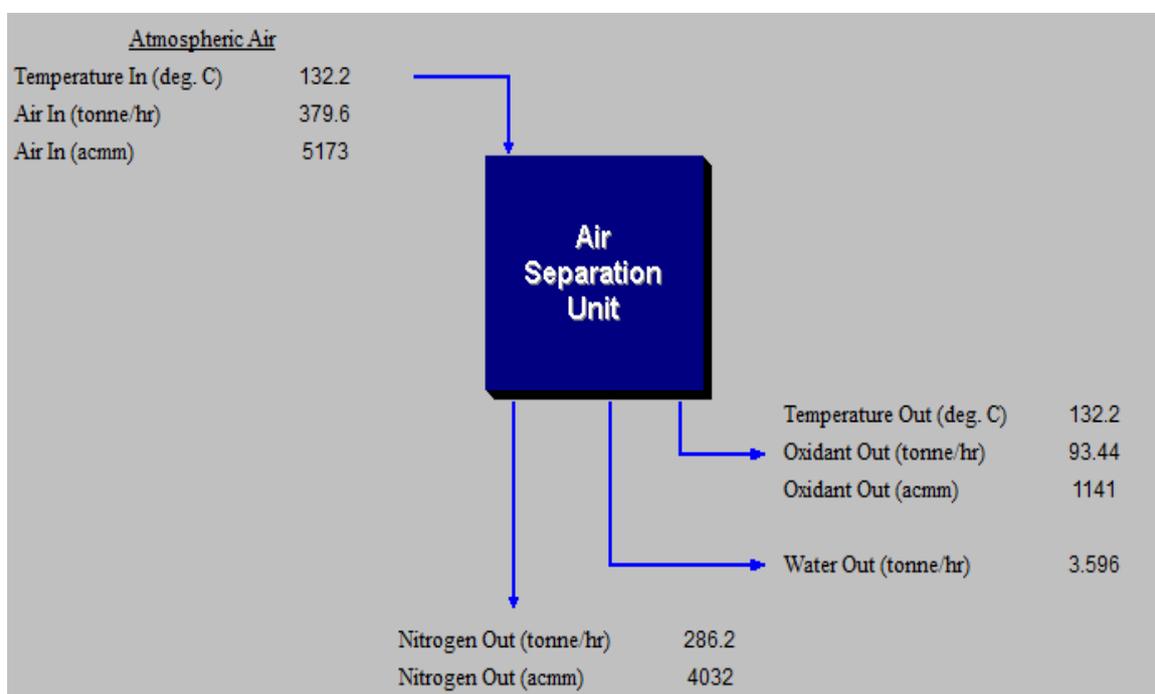
A Tabela 5-3 apresenta as vazões, em bases molar e mássica, relativas aos componentes do agente oxidante, que deixa a unidade de separação de ar e chega à unidade de gaseificação, conforme resultados do *software* IECM.

**Tabela 5-3. Agente Oxidante Entrada da Unidade de Gaseificação**

Componente	Vazão Molar (kmol/h)	Vazão Mássica (t/h)
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	22,14	0,62
Oxigênio (O <sub>2</sub> )	2747	87,89
Argônio (Ar)	122,4	4,89
Total	2891	93,40

Fonte: Elaboração própria (*Software* IECM)

Para suprimento do oxidante necessário ao processo (calculado em 93,4 t/h), os resultados apontaram o aporte de 379,6 toneladas por hora de ar atmosférico por parte da unidade de separação de ar (via separação criogênica) conforme apresentado na Figura 5-3 e na Tabela 5-4. O nitrogênio separado (286,2 t/h) foi vertido, retornando à atmosfera.



**Figura 5-3: Fluxograma Resultante da Simulação da Unidade de Separação de Ar**

Fonte: *Software* IECM

**Tabela 5-4. Resultados da Simulação da Unidade de Separação de Ar**

Parâmetro	Resultado da Simulação
Entrada de Ar Atmosférico (t/h)	379,6
Saída de Oxidante (t/h)	93,4
Saída de Nitrogênio (t/h)	286,2
Saída de Água (t/h)	3,6
Demanda Elétrica (MW)	29,5

Fonte: Elaboração própria (*Software* IECM)

Para a determinação da eficiência de conversão de carbono, o carbono não convertido foi contabilizado com base no teor de carbono elementar presente no aporte de biomassa (aproximadamente 6515,5 kmol/h) e no teor de carbono elementar presente no gás de síntese formado (aproximadamente 6482,1 kmol/h), resultando em um total de 33,4 kmol/h de carbono não convertido<sup>32</sup>. Assim, chegou-se a uma eficiência de conversão de carbono de 99,5%.

A energia química contida no gás de síntese que deixa a unidade de gaseificação disponibilizada pelos resultados do *software* IECM foi estimada em 590 MW<sub>th</sub>. Já a energia química contida no combustível de entrada (resíduos de eucalipto) foi calculada com base no poder calorífico superior da biomassa, resultando em 845,5 MW<sub>th</sub>. Destarte, a “*cold gas efficiency*” relativa à unidade de gaseificação foi determinada, resultando em 69,8%.

MEERMAN ET AL. (2011) esperam eficiências de conversão de carbono próximas a 99,7% para gaseificadores de leito de arraste tipo EF Shell. Já estudos conduzidos por NREL (2010) apontam eficiências de conversão de carbono em torno de 99,0%. Em termos de energia, MEERMAN ET AL. (2011) estimam a “*cold gas efficiency*” em 70% para gaseificadores exclusivamente alimentados por eucalipto. Portanto, pode-se inferir que os resultados obtidos por este estudo mostraram-se coerentes com as estimativas disponíveis na literatura.

---

<sup>32</sup> Entende-se que o carbono não convertido deixa o processo sob a forma de “slag”.

Finalmente, diante dos resultados aqui expostos, foram determinadas as capacidades (escala) da unidade de gaseificação: o gaseificador de leito de arraste tipo EF Shell foi dimensionado para o aporte de 180 toneladas por hora de biomassa, com capacidade de entrega de 600 MW<sub>th</sub>.

### 5.1.3 Limpeza do Gás de Síntese

#### 5.1.3.1 *Direct Water Quench*

A etapa de lavagem do gás de síntese proveniente da unidade de gaseificação via “*direct water quench*” foi simulada como uma caixa preta, tomando como premissa a remoção completa de dois importantes contaminantes: a amônia (NH<sub>3</sub>) e o cloreto de hidrogênio (HCl).

A composição do gás de síntese na entrada e na saída da etapa de “*direct water quench*” e as respectivas vazões e temperaturas são apresentadas na Tabela 5-5. A remoção observada de contaminantes foi de 0,1 toneladas por hora.

**Tabela 5-5. Entrada e Saída de Gás de Síntese – *Direct Water Quench***

Componente	Entrada (fração molar)	Saída (fração molar)
Hidrogênio (H <sub>2</sub> )	0,20250	0,20254
Monóxido de Carbono (CO)	0,40500	0,40507
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0,12750	0,12752
Metano (CH <sub>4</sub> )	0,00228	0,00231
Sulfeto de Hidrogênio (H <sub>2</sub> S)	0,00014	0,00014
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	0,00228	0,00228
Amônia (NH <sub>3</sub> )	0,00005	-
Cloreto de Hidrogênio (HCl)	0,00017	-
Argônio (Ar)	0,01009	0,01009
Vapor de Água (H <sub>2</sub> O)	0,25000	0,25004
Total (base molar)	1,00000	1,00000
Vazão Molar de Gás de Síntese (kmol/h)	12122	12119
Vazão Mássica Gás de Síntese (t/h)	271,3	271,2

Fonte: Elaboração própria

Os resultados apreendidos para a unidade de lavagem do gás de síntese via “*direct water quench*” encontram-se dispostos na Tabela 5-6.

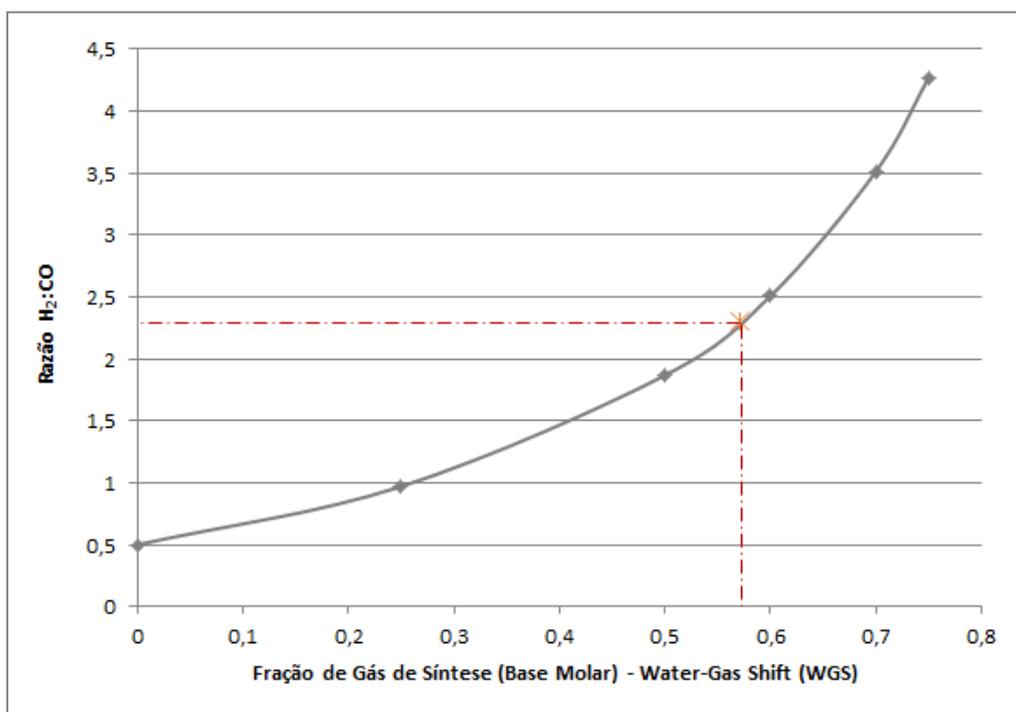
**Tabela 5-6. Balanço de Massa Global Simulação da Unidade de *Direct Water Quench***

Parâmetro	Resultado
Entrada de Gás de Síntese (t/h)	271,3
Saída de Gás de Síntese (t/h)	271,2
Saída de Contaminantes (t/h)	0,1

Fonte: Elaboração própria

### 5.1.3.2 Sour Water-Gas Shift (SWGS)

Seguindo o procedimento metodológico, a determinação da fração (em base molar) de gás de síntese direcionada ao reator de *water-gas shift* para garantir que a razão  $H_2:CO$  fosse corretamente ajustada ( $H_2:CO = 2,3$ ) foi conduzida com base em dados empíricos, apresentados na Figura 5-4. A fração observada (em base molar) para o ajuste desejado foi 57,2%.



**Figura 5-4: Determinação Empírica Fração de Gás de Síntese Direcionada ao Reator de WGS**

Fonte: Elaboração própria

Assim sendo, a vazão molar de gás de síntese direcionada ao reator de *water-gas shift* (C-1.3) foi calculada em aproximadamente 6926 kmol/h, o que em peso corresponde a aproximadamente 155,0 toneladas por hora. Estando o aporte de vapor de água necessário à reação de *water-gas shift* atrelado à vazão de gás de síntese que chega ao reator, a vazão molar de vapor (C-1.4) foi determinada em 3463 kmol/h, o que em peso corresponde a aproximadamente 62,4 toneladas por hora.

Recombinadas as correntes, a sequência de resfriamento do gás de síntese, levado de 203°C a 60°C, resultou na eliminação de 3713 kmol de água por hora (C-1.9), o que em peso corresponde a aproximadamente 67,1 toneladas por hora. Por fim, o gás de síntese resultante apresentou-se praticamente livre de umidade, com teor de H<sub>2</sub>O inferior a 1% (em base molar).

A Tabela 5-7 apresenta os parâmetros temperatura e razão H<sub>2</sub>:CO, bem como as respectivas composições do gás de síntese, na entrada (C-1.1) e na saída (C-1.8) da etapa de “*sour water-gas shift*”.

**Tabela 5-7. Entrada e Saída de Gás de Síntese – Sour Water-Gas Shift (SWGS)**

Componente	Entrada (C-1.1)		Saída (C-1.8)	
	(fração molar)	Vazão (t/h)	(fração molar)	Vazão (t/h)
Hidrogênio (H <sub>2</sub> )	0,20254	4,95	0,43226	10,34
Monóxido de Carbono (CO)	0,40507	137,50	0,18812	62,54
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0,12752	68,01	0,35500	185,42
Metano (CH <sub>4</sub> )	0,00231	0,44	0,00236	0,45
Sulfeto de Hidrogênio (H <sub>2</sub> S)	0,00014	0,06	0,00014	0,77
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	0,00228	0,77	0,00233	0,06
Argônio (Ar)	0,01009	4,89	0,01030	4,89
Vapor de Água (H <sub>2</sub> O)	0,25004	54,60	0,00949	2,03
Total	1,00000	271,20	1,00000	266,50
Razão H <sub>2</sub> :CO		0,5		2,3
Temperatura (°C)		203		60

Fonte: Elaboração própria

A Tabela 5-8 apresenta os resultados apreendidos para o balanço de massa global relativo à etapa de “*sour water-gas shift*”.

**Tabela 5-8. Balanço de Massa Global Simulação da Unidade de *Sour Water-Gas Shift***

Parâmetro	Resultado
Entrada de Gás de Síntese (t/h)	271,2
Entrada de Vapor de Água (t/h)	62,4
Saída de Gás de Síntese (t/h)	266,5
Saída de Água (t/h)	67,1

Fonte: Elaboração própria

Por fim, a Tabela 5-9 apresenta a especificação (composição, vazão molar e vazão mássica) das correntes compreendidas pela etapa de “*sour water-gas shift*”. O fluxograma de processo contendo a disposição das correntes, proveniente da simulação conduzida com auxílio do *software* Aspen HYSYS, é apresentado durante a descrição do procedimento metodológico através da Figura 4-5 (Seção 4.1, Item 4.1.4).

**Tabela 5-9. Resultados da Simulação da Unidade de *Sour Water-Gas Shift***

Corrente	Componente	Vazão Molar (kmol/h)	Vazão Mássica (t/h)
C-1.1	Gás de Síntese	12119	271,2
C-1.2	Gás de Síntese	5193	116,2
C-1.3	Gás de Síntese	6926	155,0
C-1.4	Vapor de Água	3463	62,4
C-1.5	Gás de Síntese	10389	217,4
C-1.6	Gás de Síntese	15582	333,6
C-1.7	Gás de Síntese	15582	333,6
C-1.8	Gás de Síntese	11869	266,5
C-1.9	Água	3713	67,1

Fonte: Elaboração própria

## 5.1.4 Remoção de Gases Ácidos

### 5.1.4.1 Absorção Física: Processo Selexol

A corrente de gás de síntese (C-2.1) proveniente da etapa de limpeza chega à primeira coluna de absorção física a uma vazão de 266,5 toneladas por hora, com teor de CO<sub>2</sub> em 35,5% (base molar) e teor de H<sub>2</sub>S em 0,014% (base molar) (Seção 5.1, Item 5.1.3). O reciclo (C-2.2) de parte do gás de síntese não convertido na Síntese de Fischer-Tropsch chega à primeira coluna de absorção física a uma vazão de 109,1 toneladas por hora, com teor de CO<sub>2</sub> em 1,9% (base molar) (Seção 5.1, Item 5.1.7).

**Tabela 5-10. Composição das Correntes de Gás de Síntese e Reciclo na 1ª. Coluna de Absorção**

Componente	Gás de Síntese (C-2.1) (fração molar)	Reciclo (C-2.2) (fração molar)
Hidrogênio (H <sub>2</sub> )	0,43226	0,68896
Monóxido de Carbono (CO)	0,18812	0,25698
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0,35500	0,01918
Metano (CH <sub>4</sub> )	0,00236	0,01558
Sulfeto de Hidrogênio (H <sub>2</sub> S)	0,00014	-
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	0,00233	0,00681
Argônio (Ar)	0,01030	0,01074
Vapor de Água (H <sub>2</sub> O)	0,00949	0,00174
Total (base molar)	1,00000	1,00000
Temperatura (°C)	60	60
Vazão Mássica (t/h)	266,5	109,1

Fonte: Elaboração própria

Para o reciclo direcionado à etapa de remoção de gases ácidos via absorção física não foram consideradas as frações dos hidrocarbonetos (produtos) formados durante a síntese. Entende-se que os produtos formados não apresentariam reatividade nesta etapa do processo, ou seja, entrariam e sairiam da unidade de absorção física sem sofrer alterações. Assim sendo, por simplificação, este estudo optou por alocar estas frações diretamente à etapa da Síntese de Fischer-Tropsch.

Os resultados obtidos para a simulação da etapa de absorção física apontam a primeira coluna de absorção como responsável pela remoção de 100% dos compostos sulfurados (H<sub>2</sub>S) e aproximadamente 75% (base molar) do CO<sub>2</sub> presente na corrente de entrada (C-2.3). A segunda coluna de absorção, por sua vez, foi responsável pela remoção de aproximadamente 20% (base molar) do CO<sub>2</sub> presente na corrente de entrada (C-2.3). O gás de síntese resultante deixa a segunda coluna da unidade de absorção física (C-2.10) a uma vazão de 177,4 toneladas por hora, com teor de CO<sub>2</sub> em 1,2% (base molar), livre de enxofre (Tabela 5-11).

**Tabela 5-11. Composição do Gás de Síntese na Saída da 2ª. Coluna de Absorção**

Componente	Gás de Síntese (C-2.10)	
	(fração molar)	Vazão Mássica (t/h)
Hidrogênio (H <sub>2</sub> )	0,69176	24,1
Monóxido de Carbono (CO)	0,26612	128,8
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0,01241	9,4
Metano (CH <sub>4</sub> )	0,00907	2,5
Sulfeto de Hidrogênio (H <sub>2</sub> S)	-	-
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	0,00546	2,6
Argônio (Ar)	0,01364	9,4
Vapor de Água (H <sub>2</sub> O)	0,00155	0,5
Total	1,00000	177,4

Fonte: Elaboração própria

Ao final do processo verificou-se a remoção de 0,06 toneladas por hora de H<sub>2</sub>S (100% de eficiência de remoção) e 184,9 toneladas por hora de CO<sub>2</sub> (95% de eficiência de remoção ou captura, quando disponível). As perdas de componentes do gás de síntese, absorvidos pelo solvente físico, foram contabilizadas em 3,5% (em peso) e não apresentaram grande comprometimento aos rendimentos do processo. O balanço de massa global relativo à etapa de absorção física é apresentado na Tabela 5-12.

**Tabela 5-12. Balanço Global Simulação da Unidade de Absorção Física (Selexol)**

Parâmetro	Resultado
Entrada de Gás de Síntese (t/h)	266,50
Reciclo de Gás Não Convertido (t/h)	109,10
Saída de Gás de Síntese (t/h)	177,40
Saída de H <sub>2</sub> S (t/h)	0,06
Saída de CO <sub>2</sub> (t/h)	184,90
Perdas (t/h)	13,24

Fonte: Elaboração própria

Segundo NREL (2010) e MEERMAN ET AL. (2011), para que o gás de síntese seja admitido ao reator de Fischer-Tropsch, os níveis de concentração de contaminantes não devem exceder 1 ppm para o enxofre (S), 10 ppm para a amônia (NH<sub>3</sub>) e 10 ppb para haletos (Tabela 5-13). Portanto, observando os resultados apresentados, verifica-se que a composição do gás de síntese que deixa a etapa de remoção de gases ácidos via absorção física atende às restrições de limpeza impostas para os padrões da Síntese de Fischer-Tropsch.

**Tabela 5-13. Máximas Concentrações Permitidas para Contaminantes no Gás de Síntese**

Parâmetro	Nível Máximo
Enxofre (S)	< 1 ppm
Haletos	< 10 ppb
Amônia	< 10 ppm

Fonte: Elaboração própria, com base em NREL (2010) e MEERMAN ET AL. (2011)

Por fim, a Tabela 5-14 apresenta a especificação (composição e vazão mássica) das correntes compreendidas pela etapa de absorção física para remoção de gases ácidos. O fluxograma de processo contendo a disposição das correntes, proveniente da simulação conduzida com auxílio do *software* Aspen HYSYS, é apresentado durante a descrição do procedimento metodológico através da Figura 4-6 (Seção 4.1, Item 4.1.5).

**Tabela 5-14. Resultados da Simulação da Unidade de Absorção Física (Processo Selexol)**

Corrente	Componente	Vazão Mássica (t/h)
C-2.1	Gás de Síntese	266,5
C-2.2	Reciclo (Gás de Síntese)	109,1
C-2.3	Gás de Síntese	375,6
C-2.4	Solvente (DEPG)	5000,0
C-2.5	Solv. + Perda + H <sub>2</sub> S + CO <sub>2</sub>	5152,7
C-2.6	Gás de Síntese	222,9
C-2.7	Gás de Síntese	222,9
C-2.8	Solvente (DEPG)	5000,0
C-2.9	Solv. + Perda + CO <sub>2</sub>	5045,5
C-2.10	Gás de Síntese	177,4

Fonte: Elaboração própria

#### 5.1.4.2 Tratamento de Enxofre: Unidade Claus + Unidade SCOT

Seguindo a eficiência de conversão do sulfeto de hidrogênio (H<sub>2</sub>S) em enxofre elementar (S), estimada em 99,8% segundo estudo conduzido por MEERMAN ET AL. (2011), praticamente a totalidade dos compostos sulfurados recolhidos durante absorção física (0,06 t/h) são convertidos em enxofre elementar, e subsequentemente disponibilizados para comercialização<sup>33</sup>. Note-se que, por simplificação, foi considerada a viabilidade técnica das Unidades Claus e SCOT, sem observar se existe uma escala mínima para a tecnologia licenciada.

---

<sup>33</sup> Em função do baixo teor de enxofre presente nos resíduos de eucalipto, a conversão de sulfeto de hidrogênio (H<sub>2</sub>S) em enxofre elementar (S) resulta em quantidades ínfimas de geração deste subproduto do processo. Neste contexto, a receita proveniente da comercialização do enxofre elementar não é considerada para o cálculo do custo nivelado do diesel biocombustível, visto que sua participação extremamente reduzida não contribuiria significativamente para a formação dos custos investigados.

### 5.1.4.3 Compressão do CO<sub>2</sub> (Opção de Captura de Carbono)

A corrente de CO<sub>2</sub> (C-3.1), proveniente da etapa de remoção de gases ácidos via absorção física, chega à etapa de compressão a uma vazão de 184,9 toneladas por hora. Os resultados para a simulação dos estágios de compressão do CO<sub>2</sub> são apresentados na Tabela 5-15.

**Tabela 5-15. Estágios de Compressão do CO<sub>2</sub> Capturado**

Estágio	Temperatura de Entrada (°C)	Temperatura de Saída (°C)	Pressão de Entrada (kPa)	Pressão de Saída (kPa)
1 (K-301)	40,0	77,4	2400	3600
2 (K-302)	40,0	77,4	3600	5400
3 (K-303)	40,0	77,4	5400	8100
4 (K-304)	40,0	68,0	8100	11000

Fonte: Elaboração própria

O fluxograma de processo contendo a disposição das correntes, proveniente da simulação conduzida com auxílio do *software* Aspen HYSYS, é apresentado durante a descrição do procedimento metodológico através da Figura 4-7 (Seção 4.1, Item 4.1.5).

Cumpra-se notar que a avaliação do sistema de captura de carbono conduzida por este estudo se restringe à etapa de captura propriamente dita (através da unidade de absorção física e subsequente compressão do carbono capturado). Destarte, a etapa de transporte e a etapa de sequestro geológico do carbono capturado não são abordadas por este trabalho.

### 5.1.5 Separação de H<sub>2</sub> via *Pressure Swing Adsorption* (PSA)

A quantidade de hidrogênio (H<sub>2</sub>) separado (base mássica) via *Pressure Swing Adsorption* (PSA) foi determinada com base na estimativa das demandas de hidrogênio (H<sub>2</sub>) relativas às unidades de hidrotreatamento (HDT) e hidrocraqueamento catalítico (HCC), pertencentes ao sistema de *upgrading* de produtos (Seção 5.1, Item 5.1.7), resultando em um total de 0,48 toneladas de H<sub>2</sub> por hora.

### 5.1.6 Síntese de Fischer-Tropsch

Com base nos dados apresentados por NREL (2010), foram determinadas as taxas de conversão do monóxido de carbono (CO), do hidrogênio (H<sub>2</sub>) e do dióxido de carbono. Os resultados (base mássica) são apresentados na Tabela 5-16.

**Tabela 5-16. Taxa de Conversão (CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>)**

Componente	Taxa de Conversão
Monóxido de Carbono (CO)	0,40
Hidrogênio (H <sub>2</sub> )	0,38
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0,0003

Fonte: Elaboração própria

Ainda tomando como base os dados apresentados por NREL (2010), as taxas de formação de água (H<sub>2</sub>O) e metano (CH<sub>4</sub>) foram determinadas em função do monóxido de carbono convertido. Os resultados (base mássica) são apresentados na Tabela 5-17.

**Tabela 5-17. Taxa de Formação (H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub>)**

Componente	Taxa de Formação
Água (H <sub>2</sub> O)	0,64
Metano (CH <sub>4</sub> )	0,0057

Fonte: Elaboração própria

As taxas de formação de hidrocarbonetos (C<sub>2</sub>-C<sub>20</sub> e C<sub>30</sub>) foram determinadas com base na proporção de alcanos e alcenos estabelecida de acordo com o estudo conduzido por MOEN (2014), e na distribuição de hidrocarbonetos formados em função do monóxido de carbono convertido, com base nos dados disponibilizados por NREL (2010). Os resultados (base mássica) são apresentados na Tabela 5-18.

**Tabela 5-18. Taxa de Formação de Hidrocarbonetos (C<sub>2</sub>-C<sub>20</sub>, C<sub>30</sub>)**

Componente	Taxa de Formação Alcanos	Taxa de Formação Alcenos
C <sub>2</sub>	0,1157	0,0000
C <sub>3</sub>	0,1765	0,0186
C <sub>4</sub>	0,1077	0,1503
C <sub>5</sub>	0,1494	0,1560
C <sub>6</sub>	0,0116	0,0092
C <sub>7</sub>	0,0140	0,0084
C <sub>8</sub>	0,0143	0,0067
C <sub>9</sub>	0,0159	0,0057
C <sub>10</sub>	0,0170	0,0046
C <sub>11</sub>	0,0179	0,0038
C <sub>12</sub>	0,0183	0,0029
C <sub>13</sub>	0,0176	0,0020
C <sub>14</sub>	0,0174	0,0016
C <sub>15</sub>	0,0172	0,0012
C <sub>16</sub>	0,0167	0,0010
C <sub>17</sub>	0,0160	0,0009
C <sub>18</sub>	0,0150	0,0009
C <sub>19</sub>	0,0143	0,0008
C <sub>20</sub>	0,0136	0,0008
C <sub>30</sub>	0,0129	0,0007

Fonte: Elaboração própria

A partir da composição (vazões mássicas de entrada) da corrente de gás de síntese proveniente da unidade de separação de hidrogênio, foi determinada a composição (vazões mássicas de saída) da corrente de produtos resultantes da Síntese de Fischer-Tropsch. Os resultados encontram-se na Tabela 5-19.

**Tabela 5-19. Gás de Síntese (Entrada) e Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch (Saída)**

Componente	Gás de Síntese (t/h)	Produtos de Fischer-Tropsch		
		Alcanos (t/h)	Alcenos (t/h)	Total (t/h)
CO	128,83	-	-	77,30
H <sub>2</sub>	23,62	-	-	14,56
CO <sub>2</sub>	9,44	-	-	9,43
H <sub>2</sub> O	0,48	-	-	33,62
CH <sub>4</sub>	2,51	-	-	2,81
C <sub>2</sub>	0,00	9,10	0,96	10,05
C <sub>3</sub>	0,00	5,55	7,75	13,30
C <sub>4</sub>	0,00	7,70	8,04	15,74
C <sub>5</sub>	0,00	0,60	0,48	1,08
C <sub>6</sub>	0,00	0,72	0,43	1,16
C <sub>7</sub>	0,00	0,74	0,34	1,08
C <sub>8</sub>	0,00	0,82	0,29	1,11
C <sub>9</sub>	0,00	0,88	0,24	1,12
C <sub>10</sub>	0,00	0,92	0,19	1,12
C <sub>11</sub>	0,00	0,94	0,15	1,09
C <sub>12</sub>	0,00	0,91	0,10	1,01
C <sub>13</sub>	0,00	0,90	0,08	0,98
C <sub>14</sub>	0,00	0,88	0,06	0,95
C <sub>15</sub>	0,00	0,86	0,05	0,91
C <sub>16</sub>	0,00	0,83	0,05	0,87
C <sub>17</sub>	0,00	0,78	0,04	0,82
C <sub>18</sub>	0,00	0,74	0,04	0,78
C <sub>19</sub>	0,00	0,70	0,04	0,74
C <sub>20</sub>	0,00	0,66	0,04	0,70
C <sub>30</sub>	0,00	8,95	0,51	9,46
N <sub>2</sub>	2,64	-	-	2,64
Argônio	9,42	-	-	9,42
<b>Total</b>	<b>176,94</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>213,85</b>

Fonte: Elaboração própria

Diante dos resultados expostos, a vazão de reciclo de gás não convertido necessária ao processo foi estimada em 36,91 toneladas por hora. Portanto, a simulação da Síntese de Fischer-Tropsch resultou no aporte de 176,94 toneladas de gás de síntese por hora e 36,91 toneladas de reciclo por hora, para a formação de 213,85 toneladas de produtos por hora, conforme aponta o balanço global apresentado na Tabela 5-20.

**Tabela 5-20. Balanço Global Simulação da Síntese de Fischer-Tropsch**

Parâmetro	Resultado
Entrada de Gás de Síntese (t/h)	176,94
Reciclo de Gás Não Convertido (t/h)	36,91
Saída de Produtos de Fischer-Tropsch (t/h)	213,85

Fonte: Elaboração própria

### 5.1.7 *Upgrading* de Produtos

#### 5.1.7.1 *Separação dos Produtos Formados*

O primeiro estágio de separação dos produtos formados consiste num processo de resfriamento para eliminação de água e separação do gás não convertido, reciclado ao processo. Os resultados obtidos, provenientes da simulação utilizando o *software* Aspen HYSYS, são apresentados na Tabela 5-21.

**Tabela 5-21. Primeiro Estágio de Separação dos Produtos Formados**

Parâmetro	Resultado
Entrada de Produtos de Fischer-Tropsch (t/h)	213,85
Saída de Produtos de Fischer-Tropsch (t/h)	25,75
Saída de Gás Não Convertido – Reciclo (t/h)	154,70
Saída de Água (t/h)	33,40

Fonte: Elaboração própria

A corrente total de gás não convertido (C-4.5), cuja vazão mássica foi estimada em 154,70 toneladas por hora, foi dividida em duas correntes de reciclo redirecionadas ao processo: (i) a primeira corrente de reciclo direcionada à etapa de síntese, a uma vazão de 36,91 toneladas por hora, conforme determinado no Item 5.1.6; e (ii) a segunda corrente de reciclo direcionada à etapa de remoção de gases ácidos, a uma vazão de 109,10 toneladas por hora, conforme especificado no Item 5.1.4. O excedente foi purgado com o ensejo de manutenção da qualidade do gás de síntese que alimenta o processo, e de ajuste das vazões de trabalho. As vazões de reciclo e as respectivas unidades de destino são especificadas na Tabela 5-22.

**Tabela 5-22. Vazões de Reciclo do Gás Não Convertido**

Unidade de Destino do Reciclo	Vazão de Reciclo (t/h)
Remoção de Gases Ácidos	109,10
Síntese de Fischer-Tropsch	36,91
Purga	8,69
Total	154,70

Fonte: Elaboração própria

Os produtos separados (C-4.3) foram encaminhados à seção de colunas de destilação (segundo estágio de separação dos produtos), resultando na seguinte distribuição de correntes: (i) do topo da primeira coluna foi separada a corrente de GLP (C-4.7), a uma vazão de 4,2 toneladas por hora; (ii) do topo da segunda coluna foi separada a corrente de nafta (C-4.10), a uma vazão de 3,79 toneladas por hora; (iii) do topo da terceira coluna foi separada a corrente de diesel (C-4.13), a uma vazão de 8,69 toneladas por hora; e (iv) do fundo da terceira coluna foi separada a corrente de gasóleo (C-4.14), a uma vazão de 9,01 toneladas por hora.

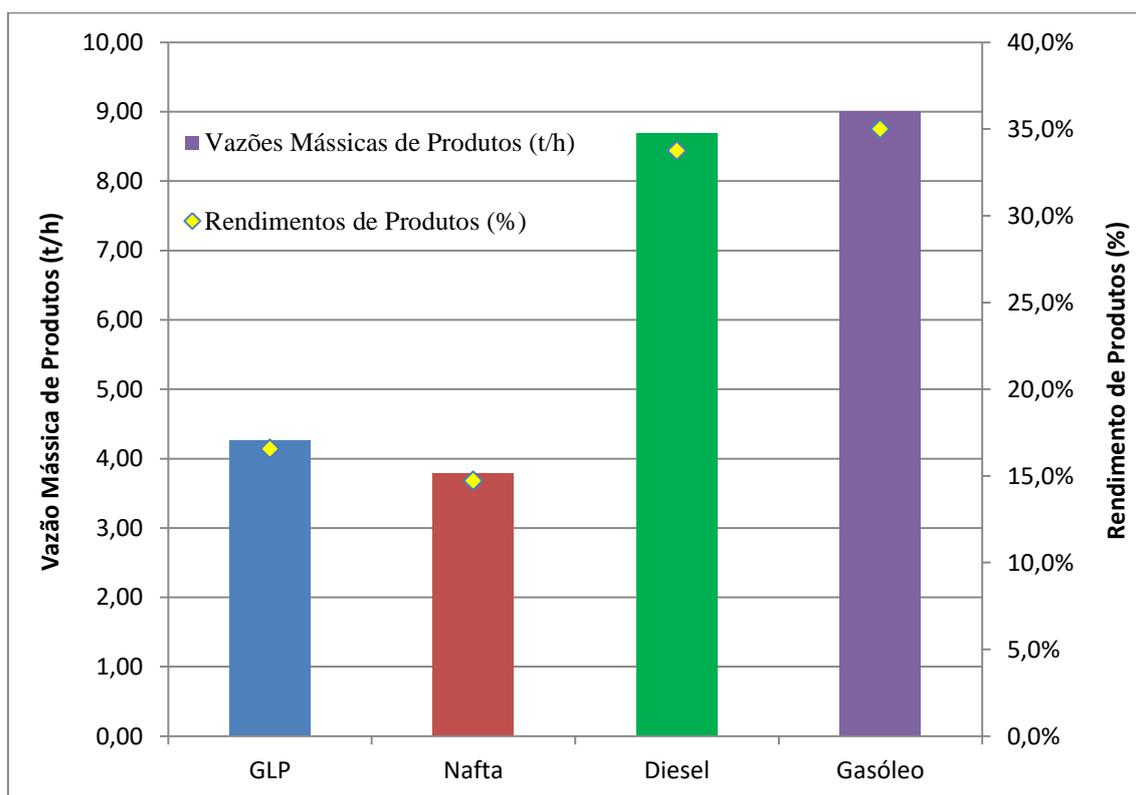
As vazões dos produtos formados e os rendimentos preliminares do processo encontram-se na Tabela 5-23. As correntes de diesel e gasóleo foram respectivamente encaminhadas às unidades de hidrotreatamento (HDT) e hidrocraqueamento catalítico (HCC), com o ensejo de enriquecer os rendimentos finais do processo, melhorando a

qualidade dos produtos formados, com foco fundamental na formação de diesel biocombustível de alta cetanagem e baixo teor de enxofre.

**Tabela 5-23. Rendimentos Preliminares de Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch**

Produto	Frações Hidrocarbonetos	Seção de Destilação Vazão Mássica (t/h)	Rendimento de Produtos (%)
GLP	C <sub>1</sub> -C <sub>4</sub>	4,26	16,54
Nafta	C <sub>4</sub> -C <sub>12</sub>	3,79	14,72
Diesel	C <sub>8</sub> -C <sub>18</sub>	8,69	33,74
Gasóleo	C <sub>16</sub> -C <sub>30</sub>	9,01	35,00
Total	-	25,75	100,0

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-5: Rendimentos Preliminares de Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch**

Fonte: Elaboração própria

Por fim, a Tabela 5-24 apresenta a especificação (composição e vazão mássica) das correntes compreendidas pela etapa de separação de produtos formados (*upgrading* de produtos). O fluxograma de processo contendo a disposição das correntes, proveniente da simulação conduzida com auxílio do *software* Aspen HYSYS, é apresentado durante a descrição do procedimento metodológico através da Figura 4-9 (Seção 4.1, Item 4.1.8).

**Tabela 5-24. Resultados da Simulação da Etapa de Separação dos Produtos Formados**

Corrente	Componente	Vazão Mássica (t/h)
C-4.1	Produtos FT + Gás + Água	213,85
C-4.2	Produtos FT + Gás + Água	213,85
C-4.3	Produtos FT	25,75
C-4.4	Água	33,40
C-4.5	Gás Não Convertido	154,70
C-4.6	Produtos FT	25,75
C-4.7	GLP	4,26
C-4.8	Produtos FT	21,49
C-4.9	Produtos FT	21,49
C-4.10	Nafta	3,79
C-4.11	Produtos FT	17,70
C-4.12	Produtos FT	17,70
C-4.13	Diesel	8,69
C-4.14	Gasóleo	9,01

Fonte: Elaboração própria

#### 5.1.7.2 Hidrotratamento (HDT)

A corrente de diesel biocombustível que deixa a seção de destilação (C-4.13) chega à unidade de hidrotratamento a uma vazão de 8,69 toneladas por hora. O teor de alcenos (base molar) em sua composição é apresentado na Tabela 5-25.

**Tabela 5-25. Teor de Alcenos na Corrente de Diesel – Unidade de Hidrotratamento (HDT)**

Alceno C <sub>n</sub>	Fração Molar	Vazão Molar (kmol/h)
C <sub>2</sub>	0,00	0,00
C <sub>3</sub>	0,00	0,00
C <sub>4</sub>	0,00	0,01
C <sub>5</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub>	0,00	0,01
C <sub>7</sub>	0,00	0,04
C <sub>8</sub>	0,01	0,29
C <sub>9</sub>	0,02	0,61
C <sub>10</sub>	0,02	0,83
C <sub>11</sub>	0,04	1,60
C <sub>12</sub>	0,15	5,70
C <sub>13</sub>	0,13	5,12
C <sub>14</sub>	0,12	4,55
C <sub>15</sub>	0,10	4,04
C <sub>16</sub>	0,09	3,57
C <sub>17</sub>	0,08	3,08
C <sub>18</sub>	0,07	2,69
C <sub>19</sub>	0,06	2,34
C <sub>20</sub>	0,05	2,02
C <sub>30</sub>	0,07	2,61
Total	1,00	39,10

Fonte: Elaboração própria

A vazão molar de alcenos resultante corresponde a 39,10 kmol/h. Portanto, a demanda estequiométrica de hidrogênio (H<sub>2</sub>) necessária para atender à unidade de hidrotratamento (HDT) é estimada em 39,10 kmol/h. Em base mássica, a demanda de hidrogênio é estimada em 0,08 toneladas por hora. Considerando o excesso de 100%, a demanda de hidrogênio relativa à unidade de hidrotratamento (HDT) é estabelecida em 0,16 toneladas por hora (tomando como padrão uma unidade de HDS branda). Por fim, a corrente de diesel que deixa o hidrotratamento em direção ao pool de diesel apresenta vazão de 8,77 toneladas por hora.

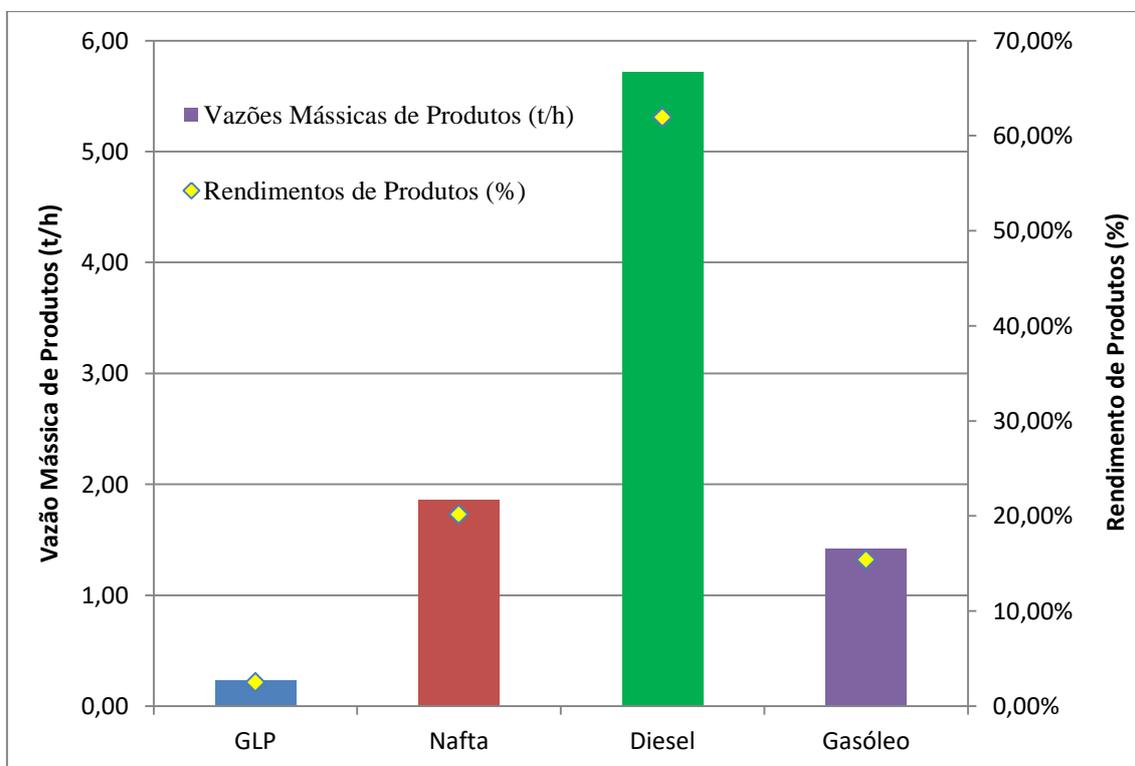
### 5.1.7.3 Hidrocraqueamento Catalítico (HCC)

A corrente de gasóleo que deixa a seção de destilação chega à unidade de hidrocraqueamento catalítico (HCC) a uma vazão de 9,01 toneladas por hora. A partir dessa carga de entrada, foram determinadas as vazões mássicas de produtos resultantes e os respectivos rendimentos. Os resultados obtidos são apresentados na Tabela 5-26 e ilustrados na Figura 5-6.

**Tabela 5-26. Rendimentos da Unidade de Hidrocraqueamento Catalítico (HCC)**

Produto	Unidade HCC Vazão Mássica (t/h)	Rendimento de Produtos (%)
GLP	0,23	2,49
Nafta	1,86	20,17
Diesel <sup>(A)</sup>	5,71	61,93
Gasóleo	1,42	15,40
Total	9,22	100,00

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-6: Rendimentos da Unidade de Hidrocraqueamento Catalítico (HCC)**

Fonte: Elaboração própria

A demanda crua de hidrogênio (H<sub>2</sub>) necessário à unidade de hidrocraqueamento catalítico (HCC) foi determinada através da diferença entre a vazão total de produtos formados e a vazão da carga de entrada (gasóleo). A demanda resultante foi calculada em 0,21 toneladas de hidrogênio por hora, o que corresponde a 36,28 m<sup>3</sup>/bbl. Visto que a demanda calculada mostrou-se inferior à demanda típica para unidades de craqueamento catalítico brando (56,00 m<sup>3</sup>/bbl), optou-se por considerar a demanda típica teórica, que corresponde a uma vazão de aproximadamente 0,32 toneladas de hidrogênio por hora.

### 5.1.8 Demanda de Eletricidade

A demanda de eletricidade foi determinada com base no estudo conduzido por NREL (2010), resultando em um total de aproximadamente 51 MW para a planta sem captura e 52 MW para a planta com captura (Tabela 5-27). O consumo anual de eletricidade calculado com base na disponibilidade anual da planta (7446 horas), resultou em um total de 379.746 MWh para a planta sem captura e 387.192 MWh para a planta com captura.

**Tabela 5-27. Demanda de Eletricidade (MW)**

Unidade	Escala Simulação	Demanda Elétrica (MW)
Unidade de Pré-Tratamento	4320 t biomassa/d	6,87
Unidade de Separação de Ar <sup>(A)</sup>	-	29,50
Unidade de Gaseificação <sup>(A)</sup>	-	6,60
Unidade de Tratamento de Enxofre <sup>(A)</sup>	-	1,80
Unidade de Separação de H <sub>2</sub> (PSA)	11,52 t H <sub>2</sub> /d	0,40
Unidade de Síntese de Fischer-Tropsch	618 t FT/d	2,39
Unidades de Hidroprocessamento (HDT e HCC)	618 t FT/d	3,24
Unidade de Compressão do CO <sub>2</sub>	4440 t CO <sub>2</sub> /d	1,11
Total Planta Madura Sem Captura = 50,80 MW		
Total Planta Madura Com Captura = 51,91 MW		

<sup>(A)</sup> As demandas relativas às unidades de separação de ar, gaseificação e tratamento de enxofre foram diretamente fornecidas pelo *software* IECM.

Fonte: Elaboração própria

### 5.1.9 Rendimentos Finais: Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch

As vazões mássicas finais de produtos da Síntese de Fischer-Tropsch, determinadas com base nos vazões mássicas de produtos que deixam a seção de destilação e nas vazões mássicas de produtos que deixam as unidades de hidrotratamento (HDT) e hidrocraqueamento catalítico (HCC), bem como os rendimentos finais de produtos formados no processo, são apresentados na Tabela 5-28 e ilustrados através da Figura 5-7.

**Tabela 5-28. Rendimentos Finais de Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch**

Produto	Destilação <sup>34</sup> Vazão Mássica (t/h)	HDT <sup>35</sup> Vazão Mássica (t/h)	HCC <sup>36</sup> Vazão Mássica (t/h)	Total Vazão Mássica (t/h)	Rendimento Final (%)
GLP	4,26	-	0,23	4,49	17,2
Nafta	3,79	-	1,86	5,65	21,7
Diesel	8,69 <sup>(A)</sup>	8,77	5,71	14,48	55,6
Gasóleo	9,01 <sup>(B)</sup>	-	1,42	1,42	5,5
Total	25,75	8,77	9,22	26,04	100,0

<sup>(A)</sup> A corrente de diesel que deixa a seção de destilação é encaminhada à unidade de hidrotratamento (HDT), com o intuito de melhorar a qualidade do diesel formado.

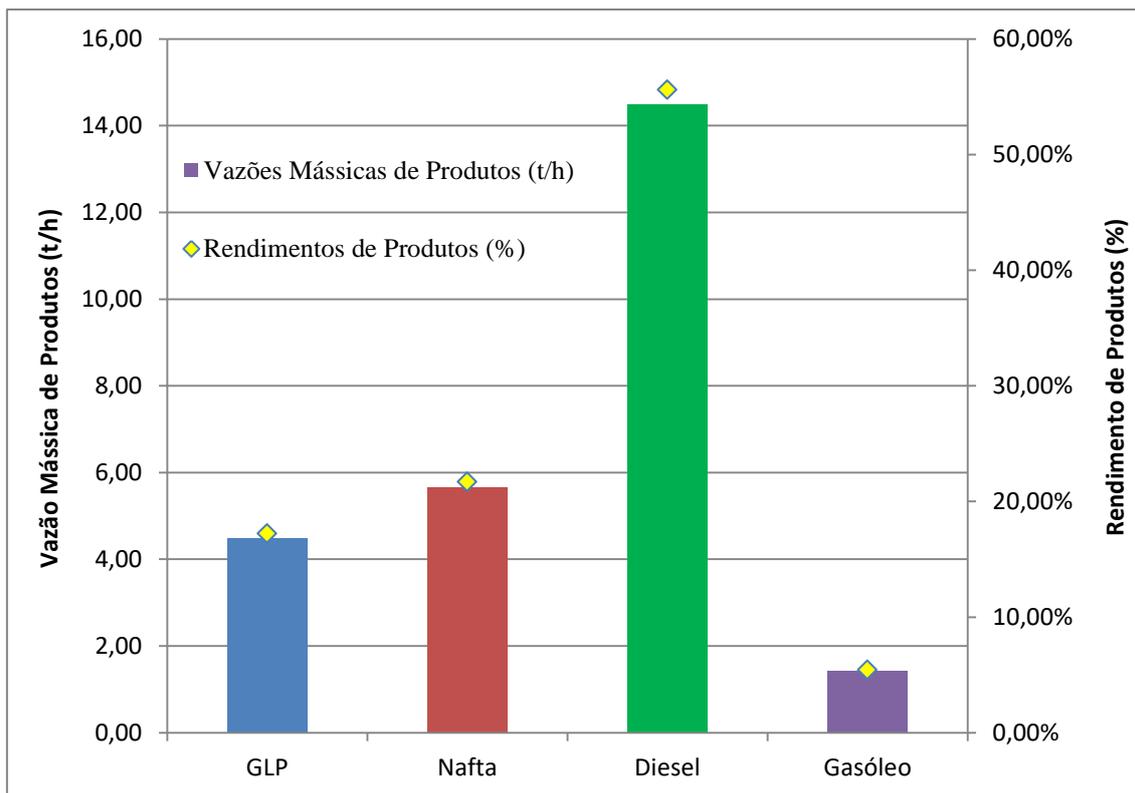
<sup>(B)</sup> A corrente de gasóleo que deixa a seção de destilação é encaminhada à unidade de hidrocraqueamento catalítico (HCC), com o intuito de melhorar os rendimentos relativos às frações mais leves (GLP, nafta e, especialmente, diesel).

Fonte: Elaboração própria

<sup>34</sup> Seção de destilação (Seção 5.1, Item 5.1.7, Subitem 5.1.7.1).

<sup>35</sup> Unidade de Hidrotratamento (HDT) (Seção 5.1, Item 5.1.7, Subitem 5.1.7.2).

<sup>36</sup> Unidade de Hidrocraqueamento Catalítico (HCC) (Seção 5.1, Item 5.1.7, Subitem 5.1.7.3).

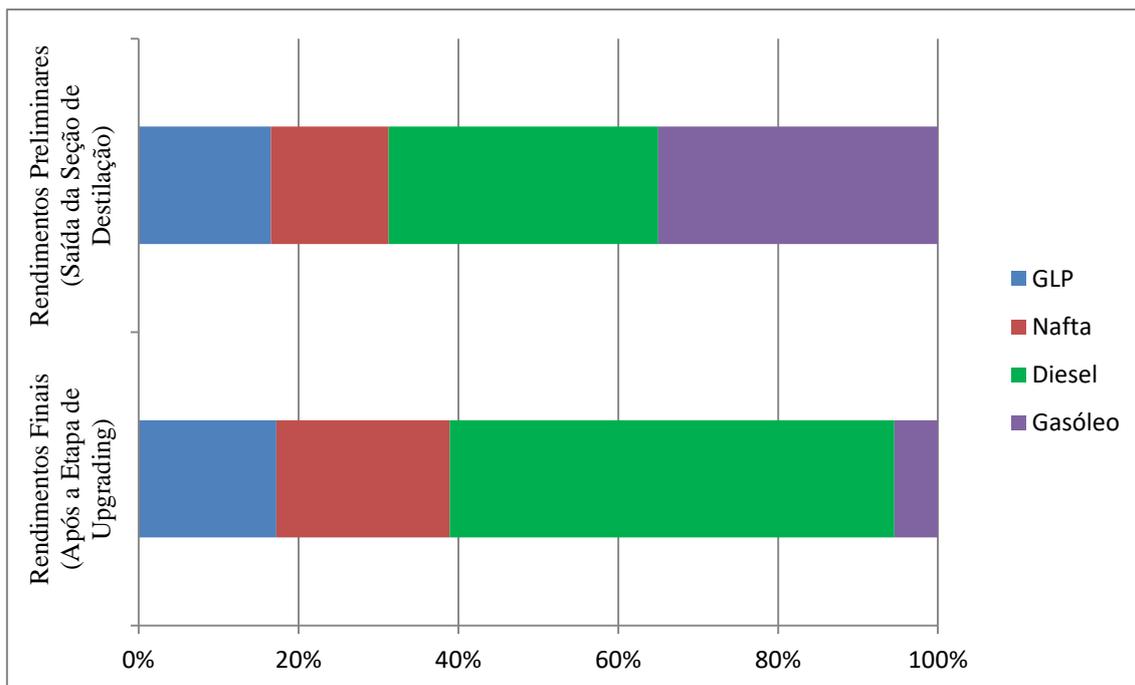


**Figura 5-7: Rendimentos Finais em Produtos da Síntese de Fischer-Tropsch**

Fonte: Elaboração própria

Os resultados apontam predominância significativa da produção de diesel biocombustível, em detrimento dos demais produtos. Os rendimentos finais em diesel biocombustível correspondem a aproximadamente 55,6% dos produtos totais. Segundo estudos conduzidos por NREL (2010) e SWANSON ET AL. (2010), são esperados rendimentos em diesel em torno de 61,0%. Contudo, em suas análises os autores optam por alocar hidrocarbonetos mais pesados ao pool do diesel, contribuindo para os maiores rendimentos observados. Portanto, visto que para este estudo as frações mais pesadas (gasóleo) foram separadas com o intuito de produzir um diesel biocombustível de maior qualidade, os rendimentos em diesel foram considerados satisfatórios.

Comparando os rendimentos preliminares aos rendimentos finais (Figura 5-8), é conspícua a contribuição das etapas de *upgrading* de produtos para o aumento dos rendimentos das frações mais leves, especialmente frações de diesel biocombustível. Neste contexto, observa-se redução expressiva da fração de gasóleo formado, que se redistribui para a formação de frações mais leves, em decorrência do craqueamento dos hidrocarbonetos mais pesados durante a etapa de hidrocraqueamento catalítico (HCC).



**Figura 5-8: Rendimentos Preliminares versus Rendimentos Finais (Produtos de Fischer-Tropsch)**

Fonte: Elaboração própria

Finalmente, os resumos dos balanços de massa e energia resultantes da simulação do processo referente à planta madura são apresentados na Tabela 5-29 e na Tabela 5-30, respectivamente.

**Tabela 5-29. Resumo do Balanço de Massa – Planta Madura**

Parâmetro	Planta Madura Sem Captura de Carbono	Planta Madura Com Captura de Carbono
Entrada de Biomassa (t/h)	179,60	179,60
Gás de Síntese Formado (t/h)	271,30	271,30
Produtos de Fischer-Tropsch (t/h)	25,75	25,75
GLP (t/h)	4,49	4,49
Nafta (t/h)	5,65	5,65
Diesel (t/h)	14,48	14,48
Gasóleo (t/h)	1,42	1,42
CO <sub>2</sub> Capturado (t/h)	-	184,90

Fonte: Elaboração própria

**Tabela 5-30. Resumo do Balanço de Energia – Planta Madura**

Parâmetro	Planta Madura Sem Captura de Carbono	Planta Madura Com Captura de Carbono
Entrada de Biomassa ( $MW_{HHV}$ ) <sup>(A)</sup>	845,5	845,5
Gás de Síntese Formado ( $MW_{HHV}$ )	590,0	590,0
GLP ( $MW_{HHV}$ ) <sup>(B)</sup>	61,6	61,6
Nafta ( $MW_{HHV}$ ) <sup>(C)</sup>	74,6	74,6
Diesel ( $MW_{HHV}$ ) <sup>(D)</sup>	181,6	181,6
Gasóleo ( $MW_{HHV}$ ) <sup>(E)</sup>	17,9	17,9
Eficiência (% HHV)	39,7	39,7
Demanda Elétrica (MW)	51,0	52,0

Nota:

O balanço de energia foi calculado a partir dos dados de poder calorífico superior a seguir:

<sup>(A)</sup> Poder Calorífico Superior da Biomassa (Resíduo de Eucalipto) = 16,91 MJ/kg (ECN 2016)

<sup>(B)</sup> Poder Calorífico Superior do Gás Liquefeito de Petróleo (GLP) = 49,35 MJ/kg (EPE 2015)

<sup>(C)</sup> Poder Calorífico Superior da Nafta = 47,54 MJ/kg (EPE 2015)

<sup>(D)</sup> Poder Calorífico Superior do Diesel = 45,15 MJ/kg (EPE 2015)

<sup>(E)</sup> Poder Calorífico Superior do Gasóleo = 45,36 MJ/kg (EPE 2015)

Fonte: Elaboração própria

Tomando a disponibilidade horária anual da planta simulada (7446 horas), definida com base no fator de capacidade da unidade de gaseificação (85%), foram determinados: (i) o aporte de biomassa, estimado em 1.337.302 toneladas por ano; (ii) a produção de GLP, estimada em 33.433 toneladas por ano; (iii) a produção de nafta, estimada em 42.070 toneladas por ano; (iv) a produção de diesel biocombustível, estimada em 107.818 toneladas por ano; e (v) a produção de gasóleo, estimada em 10.573 toneladas por ano. Os resultados estão dispostos na Tabela 5-31.

**Tabela 5-31. Resumo do Balanço de Massa Anual – Planta Madura**

Parâmetro	Planta Madura Sem Captura de Carbono	Planta Madura Com Captura de Carbono
Entrada de Biomassa (t/ano)	1.337.302	1.337.302
Produção de GLP (t/ano)	33.433	33.433
Produção de Nafta (t/ano)	42.070	42.070
Produção de Diesel Biocombustível (t/ano)	107.818	107.818
Produção de Gasóleo (t/ano)	10.573	10.573
CO <sub>2</sub> Capturado (t/ano)	-	1.376.765

Fonte: Elaboração própria

Por fim, tomando os dados de poder calorífico anteriormente apresentados (Tabela 5-30), foram determinados: (i) o aporte energético de biomassa, estimado em 22.613.770 GJ/ano; (ii) a produção em base energética de GLP, estimada em 1.557.962 GJ/ano; (iii) a produção em base energética de nafta, estimada em 1.876.215 GJ/ano; (iv) a produção em base energética de diesel biocombustível, estimada em 4.572.905 GJ/ano; e (v) a produção em base energética de gasóleo, estimada em 454.154 GJ/ano. Os resultados estão dispostos na Tabela 5-32.

**Tabela 5-32. Resumo do Balanço de Energia Anual – Planta Madura**

Parâmetro	Planta Madura Sem Captura de Carbono	Planta Madura Com Captura de Carbono
Entrada de Biomassa (GJ/ano)	22.613.770	22.613.770
Produção de GLP (GJ/ano)	1.557.962	1.557.962
Produção de Nafta (GJ/ano)	1.876.215	1.876.215
Produção de Diesel Biocombustível (GJ/ano)	4.572.905	4.572.905
Produção de Gasóleo (GJ/ano)	454.154	454.154
Consumo de Eletricidade (MWh)	379.746	387.192

Fonte: Elaboração própria

## 5.2 Análise Econômica

### 5.2.1 Investimento em Capital Total (TCI)

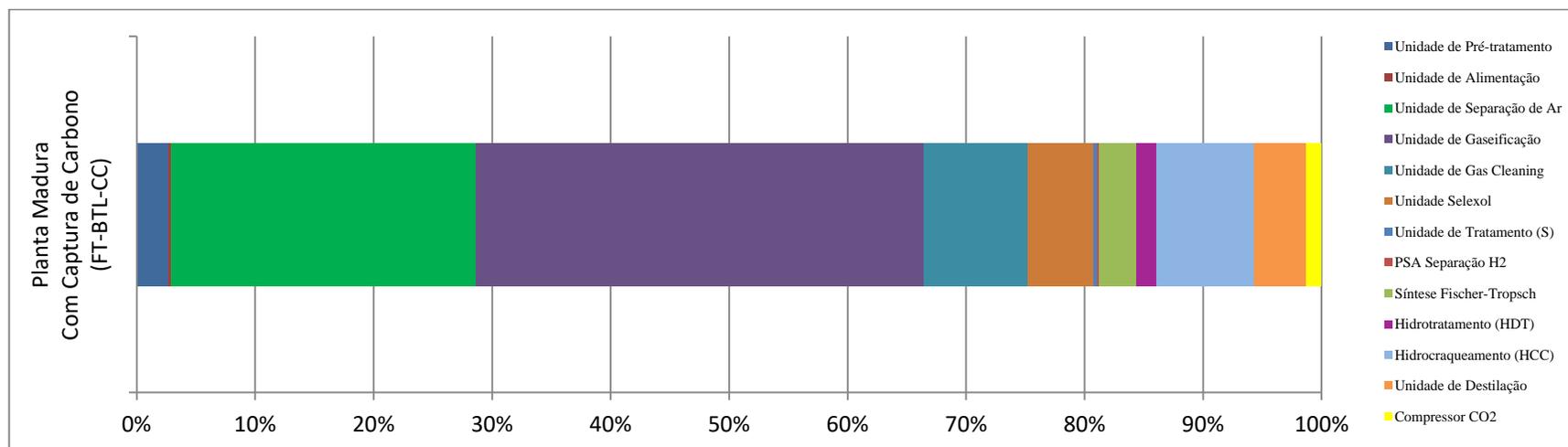
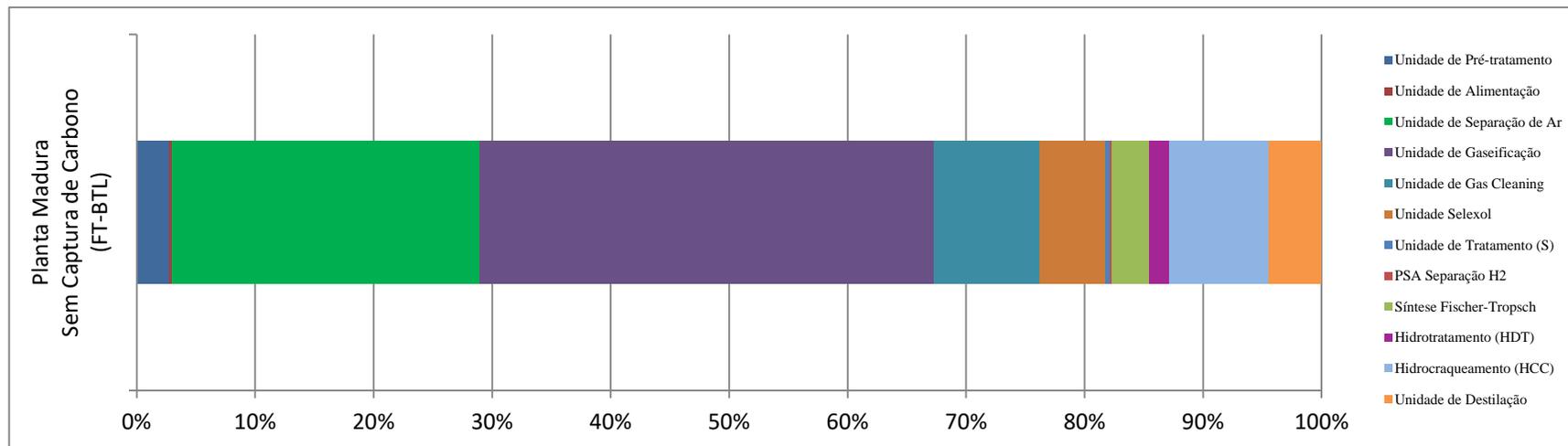
Para determinação dos custos totais de capital (investimento), foram inicialmente avaliados os custos totais de equipamentos adquiridos, tomando como base custos de referência provenientes da literatura, conforme descrito no procedimento metodológico (Seção 4.2, Item 4.2.1). Os resultados dos custos de equipamentos relativos a cada unidade do processo são apresentados na Tabela 5-33.

**Tabela 5-33. Custos de Equipamentos Para Cada Unidade de Processo**

Unidade de Processo	Escala Simulada	Custo de Equipamento (US\$) 2015
Unidade de Pré-Tratamento	4.320 t biomassa/d	16.896.623,21
Unidade de Alimentação	4.320 t biomassa/d	1.346.885,70
Unidade de Separação de Ar	2.280 t oxidante/d	161.789.507,14
Unidade de Gaseificação	4.320 t biomassa/d	238.502.044,68
Unidade de Limpeza do Gás de Síntese	6.528 t syngas/d	55.488.832,95
Unidade de Absorção Física (Selexol)	185 t CO <sub>2</sub> /h	34.576.694,18
Unidade de Tratamento de Enxofre	1.379 kg S/d	2.301.562,85
Unidade de Separação de Hidrogênio (PSA)	11.512 kg H <sub>2</sub> /d	657.445,88
Unidade de Síntese (Fischer-Tropsch)	268 MWth FT	20.187.499,04
Unidade de Upgrading (Colunas de Destilação)	269 m <sup>3</sup> carga/d	10.495.501,23
Unidade de Hidrotratamento (HDT)	236 m <sup>3</sup> carga/d	51.974.716,81
Unidade de Hidrocrackeamento Catalítico (HCC)	829 m <sup>3</sup> carga/d	27.834.025,06
Compressão de CO <sub>2</sub> (Captura de Carbono)	4.440 t CO <sub>2</sub> /d	7.895.537,65

Fonte: Elaboração própria

Para a planta madura de conversão sem captura de carbono, os custos totais de equipamentos adquiridos (exclusa a unidade de compressão de CO<sub>2</sub>) foram calculados em US\$ 622.051.338,72. Para a planta madura de conversão com captura de carbono, inclusa a unidade de compressão do CO<sub>2</sub> capturado, os custos totais de equipamentos adquiridos foram calculados em US\$ 629.946.876,38. A composição de custos para ambos os casos encontra-se na Figura 5-9.



**Figura 5-9: Composição de Custos de Equipamentos por Unidade de Processo**

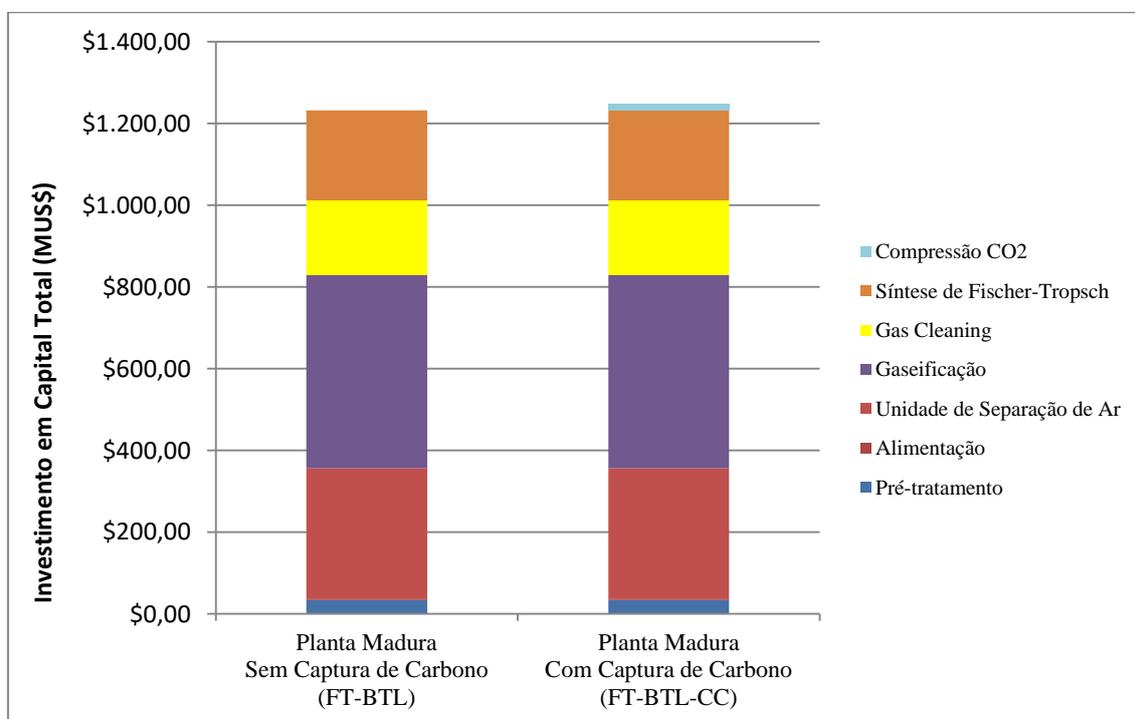
Fonte: Elaboração própria

O investimento em capital total foi então determinado, com base no procedimento metodológico descrito na Seção 4.2, Item 4.2.1. Os resultados são apresentados na Tabela 5-34. A composição do investimento em capital total por unidade de processo é apresentado na Figura 5-10.

**Tabela 5-34. Investimento em Capital Total (TCI)**

Composição dos Custos	Planta Madura Sem Captura (US\$)	Planta Madura Com Captura (US\$)
Custo Total de Equipamentos Adquiridos (TPEC)	622.051.338,72	629.946.876,38
Custos Instalados Totais (TIC)	933.077.008,09	944.920.314,56
Custos de Contingência (CC)	186.615.401,62	188.984.062,91
Investimento em Capital Fixo (FCI)	1.119.692.409,70	1.133.904.377,48
Capital de Giro (WC)	111.969.240,97	113.390.437,75
<b>Investimento em Capital Total (TCI)</b>	<b>1.231.661.650,68</b>	<b>1.247.294.815,22</b>

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-10: Composição do Investimento em Capital Total por Unidade de Processo**

Fonte: Elaboração própria

Diante do exposto, é interessante notar que a introdução do sistema de captura de carbono não induziu alterações expressivas em termos de investimento em capital total, correspondendo a um aumento de apenas 1,3% dos custos totais de investimento. Este resultado corrobora a expectativa apresentada por VAN VLIET ET AL. (2009) de oportunidade singular para captura de carbono em unidades de produção de biocombustíveis líquidos via Síntese de Fischer-Tropsch, visto que a remoção de CO<sub>2</sub> é imperativa para aumentar a reatividade do processo, resultando em uma corrente pronta para captura sem custos adicionais significativos.

### 5.2.2 Custo Nivelado do Diesel (FT) Biocombustível

Para a determinação dos custos nivelados do diesel biocombustível produzido através da metodologia previamente descrita (Seção 4.2, Item 4.2.2) foram utilizados os parâmetros disponíveis na Tabela 5-35, determinados de acordo com os resultados obtidos para a simulação da planta madura de conversão.

**Tabela 5-35. Parâmetros Para o Cálculo do Custo Nivelado do Diesel Biocombustível**

Parâmetro	Planta Madura Sem Captura	Planta Madura Com Captura
Fator de Recuperação do Capital (FRC)	0,1175	0,1175
Investimento em Capital Total (TCI) (US\$)	1.231.661.650,68	1.247.294.815,22
Custos de Operação & Manutenção (O&M) (US\$)	49.266.466,03	49.891.792,61
Custo Anual de Biomassa (US\$/ano) <sup>(A)</sup>	9.045.508,02	9.045.508,02
Custo Anual de Eletricidade (US\$/ano) <sup>(A)</sup>	58.480.884,00	59.627.568,00
Receita da Venda de GLP (US\$/ano) <sup>(A)</sup>	13.491.269,02	13.491.269,02
Receito da Venda de Nafta (US\$/ano) <sup>(A)</sup>	20.764.384,44	20.764.384,44
Total Diesel Biocombustível Produzido (GJ/ano) <sup>(A)</sup>	4.572.905	4.572.905

<sup>(A)</sup> Os balanços anuais de consumo de biomassa e eletricidade, e formação de produtos (GLP, nafta e diesel biocombustível), utilizados para os cálculos dos custos e receitas apresentados encontram-se dispostos na Tabela 5-31 e na Tabela 5-32.

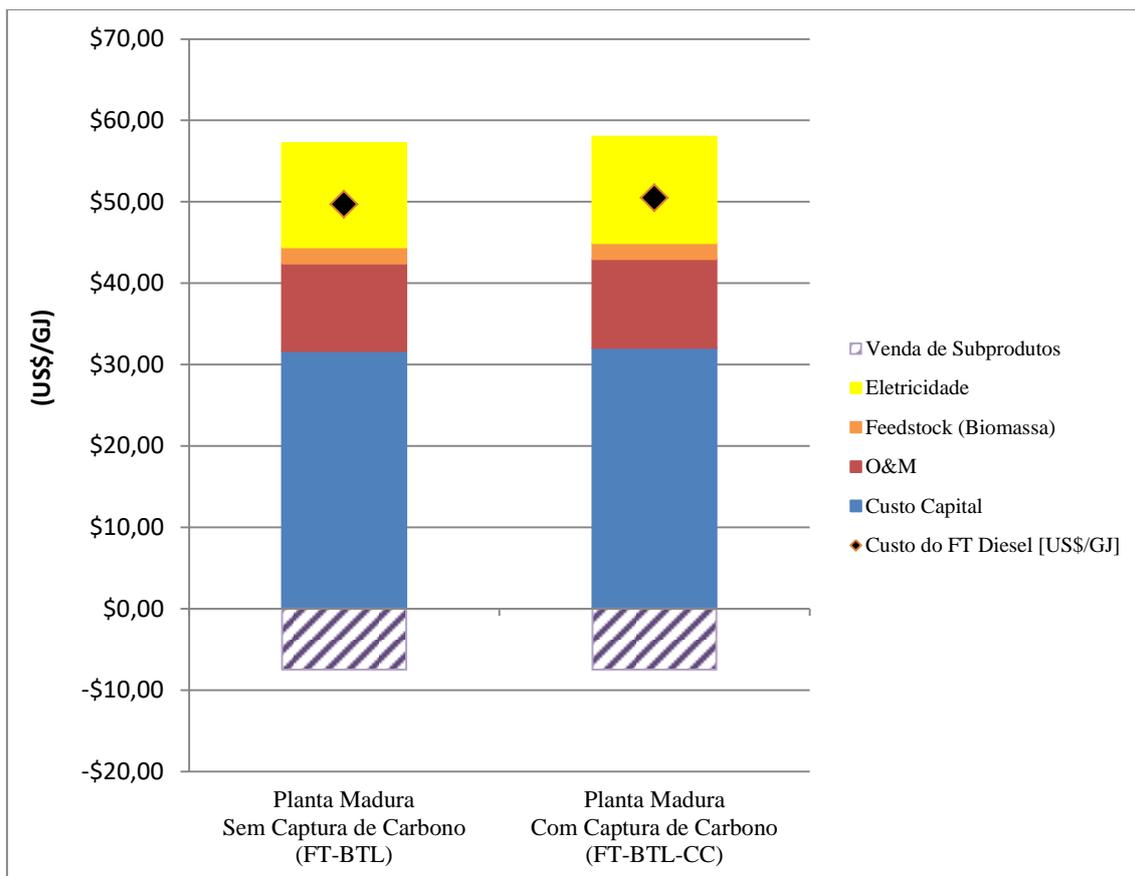
Fonte: Elaboração própria

Os resultados apontaram o custo nivelado do diesel biocombustível para a planta madura de conversão sem captura de carbono de US\$ 49,69/GJ, o que corresponde a US\$ 1,63/litro. Já para a planta madura de conversão com captura de carbono, o custo nivelado foi calculado em US\$ 50,47/GJ, o que corresponde a US\$ 1,66/litro. O conjunto de resultados é apresentado na Tabela 5-36, e ilustrado através da Figura 5-11.

**Tabela 5-36. Custo Nivelado do Diesel Biocombustível**

Custo Nivelado do Diesel Biocombustível	Planta Madura Sem Captura	Planta Madura Com Captura
Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (US\$/GJ)	49,69	50,47
Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (US\$/litro)	1,63	1,66

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-11: Composição do Custo Nivelado do Diesel Biocombustível**

Fonte: Elaboração própria

Analogamente ao observado para os custos de investimento em capital total, os resultados apontam que o sistema de captura de carbono não representou alterações substanciais para os custos nivelados do biocombustível produzido, correspondendo a um aumento de apenas 1,84%. Mais uma vez reforça-se a expectativa de oportunidade singular para a introdução de sistemas de captura de carbono à rota tecnológica aqui investigada.

Com o intuito de averiguar a coerência dos resultados obtidos, foram avaliadas as faixas de custo obtidas pelos seguintes estudos disponíveis na literatura: VAN VLIET ET AL. (2009), NREL (2010), SWANSON ET AL. (2010), MEERMAN ET AL. (2012) e MEERMAN ET AL. (2013). Os dados disponibilizados apontam custos nivelados de diesel biocombustível produzido a partir da conversão da biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch numa faixa de US\$ 22,20/GJ a US\$ 40,25/GJ (Tabela 5-37).

**Tabela 5-37. Custo Nivelado do Diesel Biocombustível – Dados da Literatura**

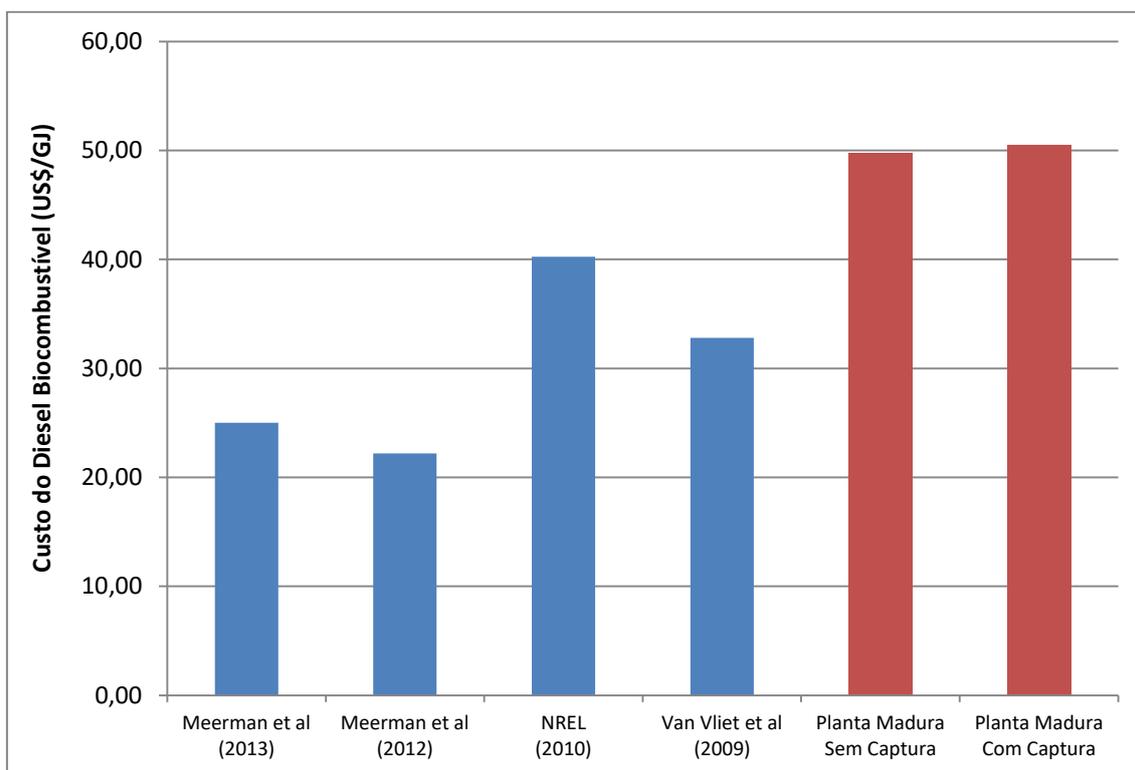
Referência Bibliográfica	Custo Nivelado <sup>(A)</sup> Diesel FT (US\$/GJ)
VAN VLIET ET AL. (2009)	32,80
NREL (2010); SWANSON ET AL. (2010)	40,25
MEERMAN ET AL. (2012)	22,20
MEERMAN ET AL. (2013)	25,00

<sup>(A)</sup> Os custos foram trazidos a dólares de 2015 com base no Índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*).

Fonte: Elaboração própria

MEERMAN ET AL. (2012) apontam custos nivelados de US\$ 22,20/GJ. MEERMAN ET AL. (2013) estabelecem custos nivelados de US\$ 25,00/GJ. Já VAN VLIET ET AL. (2009) apontam custos nivelados de US\$ 32,80/GJ. Para os três estudos citados, são utilizados o mesmo tipo de biomassa (eucalipto) e o mesmo tipo de gaseificador (leito de arraste EF Shell) escolhidos por este estudo. Contudo, a composição dos custos nivelados considera cenários de precificação de carbono, de modo que a comercialização do carbono capturado abate parte dos custos incorridos, tornando-os mais favoráveis.

NREL (2010) e SWANSON ET AL. (2010) apontam custos nivelados de US\$ 40,20/GJ (mais próximos aos custos calculados por este estudo). O estudo conduzido pelos autores utiliza o mesmo tipo de gaseificador (leito de arraste EF Shell) escolhido por este estudo. Entretanto, a tipologia da biomassa utilizada é diferente: os autores optam pela palha de milho, em detrimento do eucalipto. Além disso, a unidade de conversão simulada pelos autores não inclui a captura de carbono, que acaba vertido para a atmosfera. A Figura 5-12 apresenta a comparação entre os custos nivelados calculados por este estudo e os custos nivelados disponíveis na literatura.



**Figura 5-12: Custos Nivelados do Diesel Biocombustível - Comparação com Dados da Literatura**

Fonte: Elaboração própria

### 5.2.3 Análise de Sensibilidade

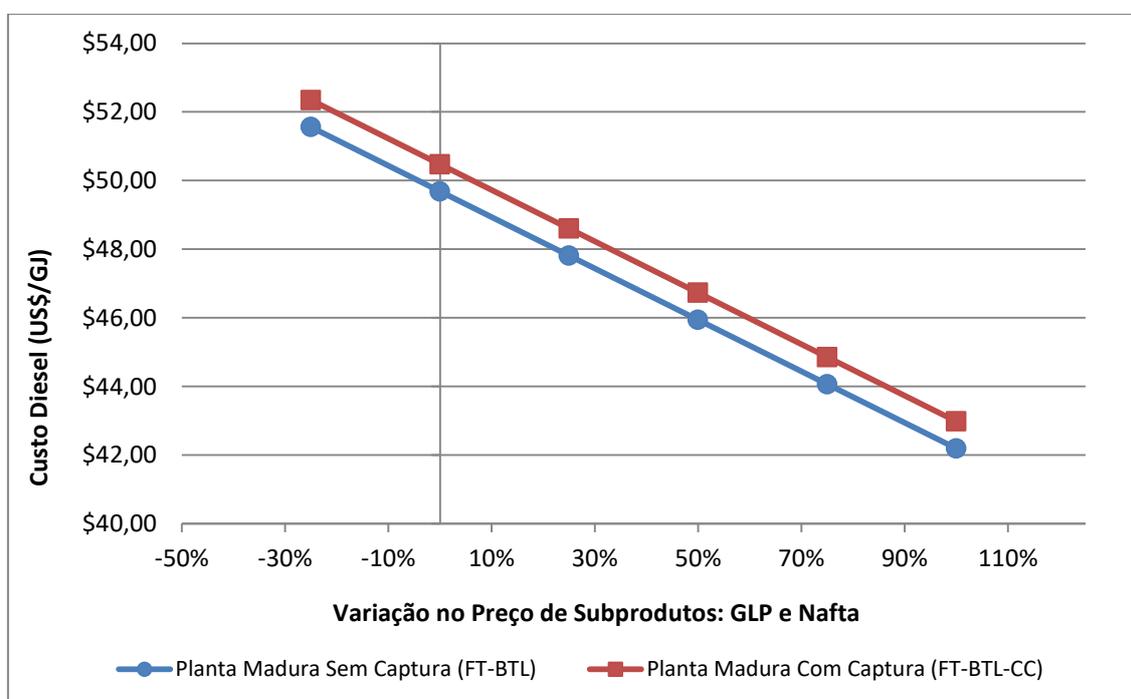
#### 5.2.3.1 Preços de Derivados (Subprodutos): GLP e Nafta

Os resultados da análise de sensibilidade do custo nivelado do diesel biocombustível frente a variações nos preços dos subprodutos (GLP e nafta) são apresentados na Tabela 5-38 e na Figura 5-13.

**Tabela 5-38. Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações nos Preços de Subprodutos**

Variação	Preço de GLP (US\$/t)	Preço de Nafta (US\$/t)	Planta Sem Captura Custo Nivelado Diesel FT (US\$/GJ)	Planta Com Captura Custo Nivelado Diesel FT (US\$/GJ)
- 25%	306,06	370,25	51,56	52,35
0	408,08	493,67	49,69	50,47
+25%	510,10	617,08	47,81	48,60
+50%	612,12	740,50	45,94	46,73
+75%	714,14	863,92	44,07	44,86
+100%	816,16	987,33	42,19	42,98

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-13: Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações nos Preços de Subprodutos**

Fonte: Elaboração própria

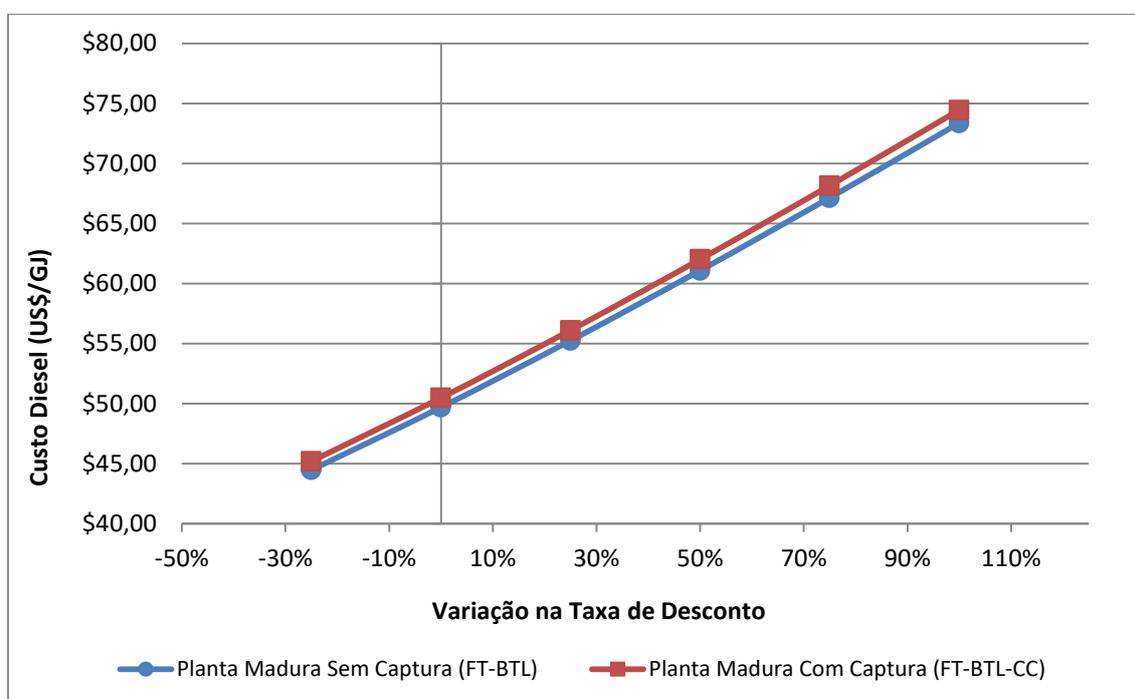
### 5.2.3.2 Taxa de Desconto

Os resultados da análise de sensibilidade do custo nivelado do diesel biocombustível frente a variações na taxa de desconto utilizada são apresentados na Tabela 5-39 e na Figura 5-14.

**Tabela 5-39. Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações na Taxa de Desconto**

Varição	Taxa de Desconto (% a.a.)	Planta Sem Captura Custo Nivelado Diesel FT (US\$/GJ)	Planta Com Captura Custo Nivelado Diesel FT (US\$/GJ)
-25%	7,5	44,47	45,19
0	10,0	49,69	50,47
+25%	12,5	55,24	56,10
+50%	15,0	61,08	62,01
+75%	17,5	67,13	68,14
+100%	20,0	73,36	74,45

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-14: Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações na Taxa de Desconto**

Fonte: Elaboração própria

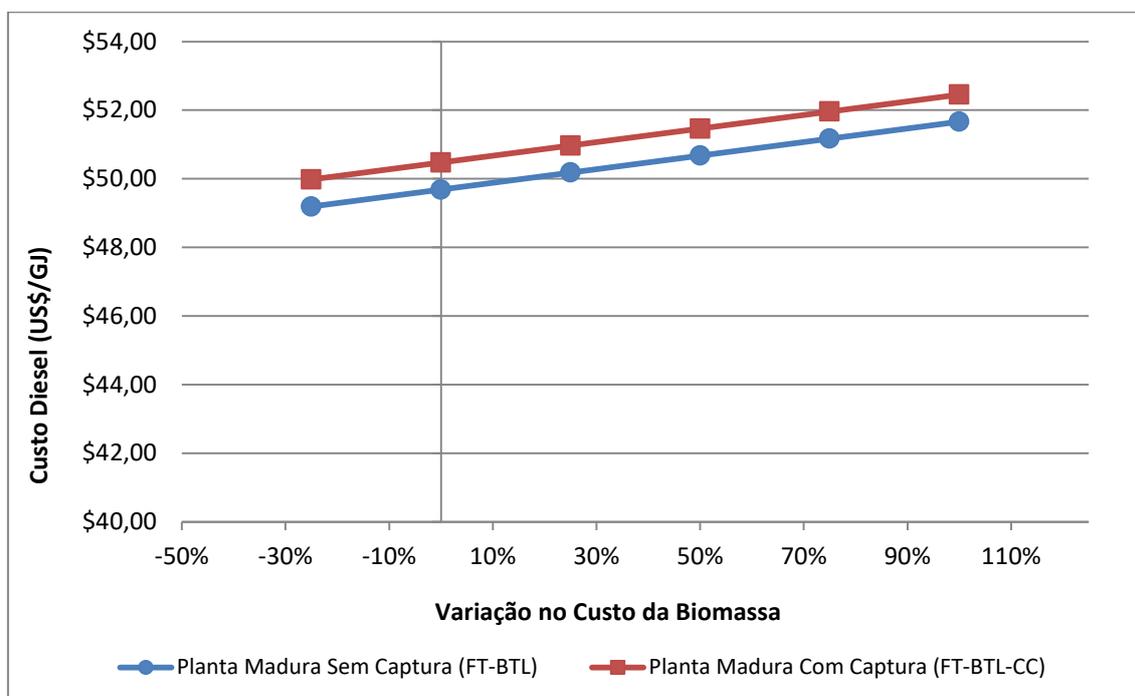
### 5.2.3.3 Custo de Biomassa

Os resultados da análise de sensibilidade do custo nivelado do diesel biocombustível frente a variações nos custos de biomassa (resíduos de eucalipto) são apresentados na Tabela 5-40 e na Figura 5-15.

**Tabela 5-40. Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações no Custo de Biomassa**

Variação	Custo de Biomassa (US\$/GJ)	Planta Sem Captura Custo Nivelado Diesel FT (US\$/GJ)	Planta Com Captura Custo Nivelado Diesel FT (US\$/GJ)
- 25%	0,30	49,19	49,98
0	0,40	49,69	50,47
+25%	0,50	50,18	50,97
+50%	0,60	50,67	51,46
+75%	0,70	51,17	51,96
+100%	0,80	51,66	52,45

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-15: Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações no Custo da Biomassa**

Fonte: Elaboração própria

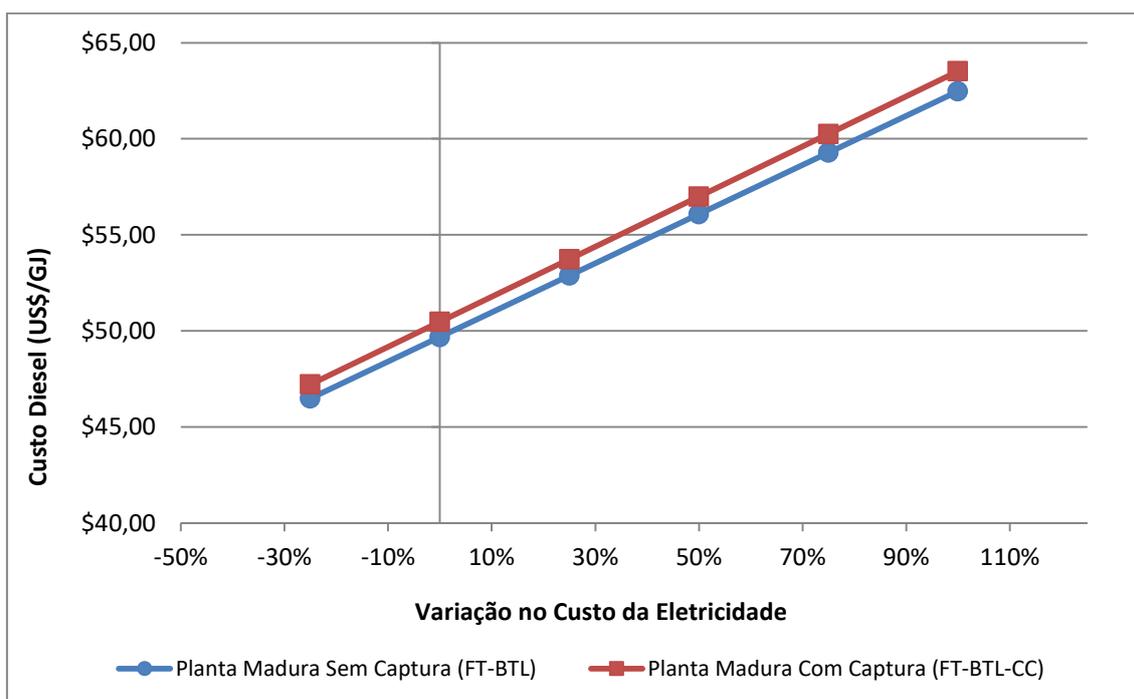
#### 5.2.3.4 Preço de Eletricidade

Os resultados da análise de sensibilidade do custo nivelado do diesel biocombustível frente a variações no preço de eletricidade utilizado são apresentados na Tabela 5-41 e na Figura 5-16.

**Tabela 5-41. Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações no Preço de Eletricidade**

Varição	Preço de Eletricidade (US\$/MWh)	Planta Sem Captura Custo Nivelado Diesel FT (US\$/GJ)	Planta Com Captura Custo Nivelado Diesel FT (US\$/GJ)
- 25%	115,50	46,49	47,21
0	154,00	49,69	50,47
+25%	192,50	52,88	53,73
+50%	231,00	56,08	56,99
+75%	269,50	59,28	60,25
+100%	308,00	62,47	63,51

Fonte: Elaboração própria

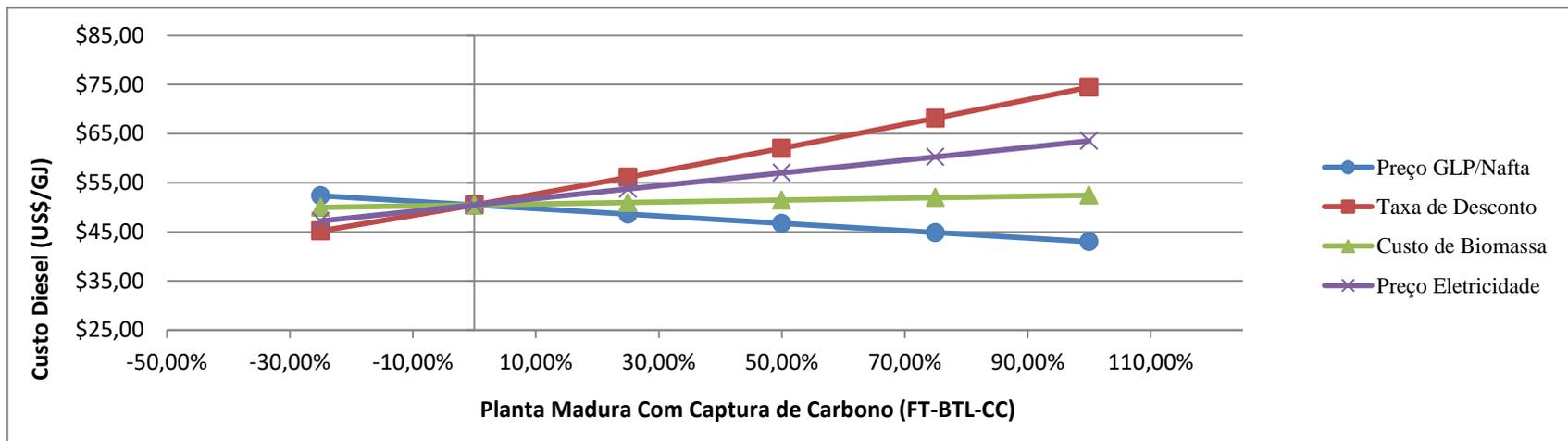
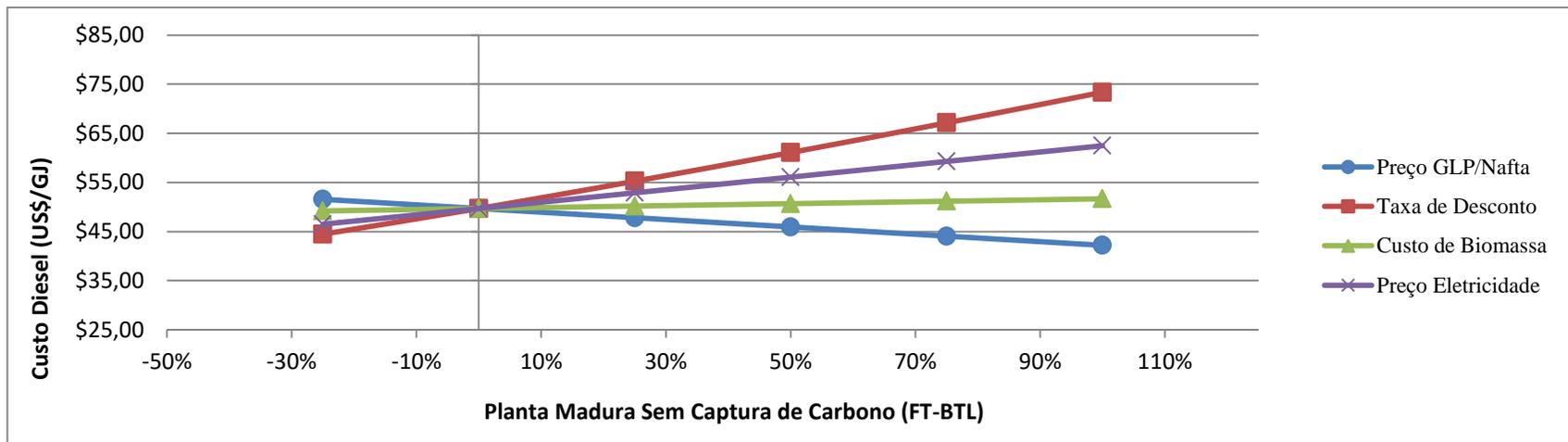


**Figura 5-16: Sensibilidade do Custo Nivelado – Variações no Preço da Eletricidade**

Fonte: Elaboração própria

### 5.2.3.5 Resultados Comparados

O conjunto de resultados da análise de sensibilidade, para ambas as plantas maduras investigadas (sem e com captura de carbono) é apresentado na Figura 5-17.



**Figura 5-17: Resultados da Análise de Sensibilidade**

Fonte: Elaboração própria

Diante dos resultados apresentados, percebe-se que os custos nivelados do diesel biocombustível apresentam sensibilidade moderada aos preços dos subprodutos, aproximando-se dos resultados obtidos por NREL (2010) para aumento de 100% nestes preços. Além disso, em função do caráter capital intensivo da rota tecnológica investigada, os custos nivelados do diesel biocombustível mostraram-se altamente sensíveis a taxa de desconto utilizada, o que numa economia como a brasileira impõe riscos ao processo proposto. Por outro lado, os custos nivelados do diesel biocombustível apresentaram pouca sensibilidade frente a variações no custo de biomassa, o que era esperado visto que o processo trata do reaproveitamento de resíduos com reduzido valor comercial, para os quais são associados apenas custos de transporte. Por outro lado, vale ressaltar que para o uso de culturas energéticas dedicadas (em detrimento do uso exclusivo de resíduos) o custo seria bastante superior, o que implicaria em maior impacto de variações no custo da biomassa sobre os custos nivelados do biocombustível.

#### 5.2.4 Custos Nivelados de Captura do CO<sub>2</sub>

Para a determinação dos custos de captura de carbono através da metodologia previamente descrita (Seção 4.2, Item 4.2.4) foram utilizados os parâmetros disponíveis na Tabela 5-42, determinados de acordo com os resultados obtidos para a simulação da planta madura de conversão. Note-se que o custo de captura se relaciona apenas ao custo do sistema de captura. O custo de abatimento relativo ao carbono evitado (diferente do custo de captura) é determinado na Seção 5.2, Item 5.2.5, Subitem 5.2.5.3.

**Tabela 5-42. Parâmetros Para o Cálculo do Custo Nivelado de Captura**

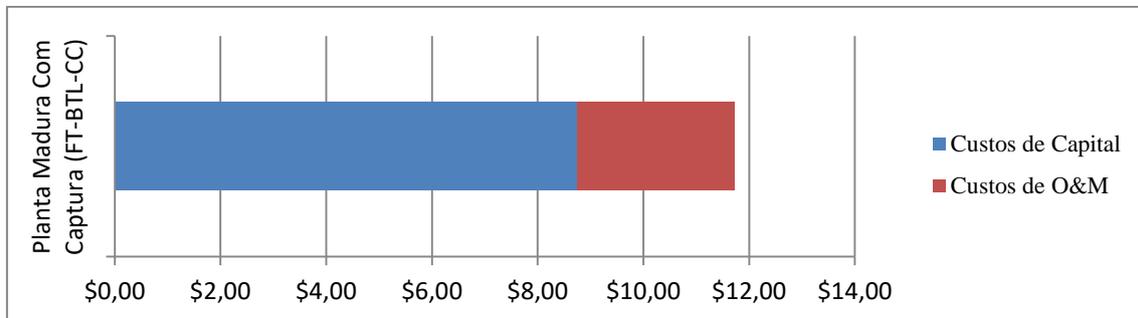
Parâmetro	Planta Madura Com Captura
Fator de Recuperação do Capital (FRC)	0,1175
Investimento em Capital Total (TCI) (US\$) <sup>(A)</sup>	102.570.439,88
Custos de Operação & Manutenção (O&M) (US\$)	4.102.817,60
CO <sub>2</sub> Capturado (tCO <sub>2</sub> /ano) <sup>(B)</sup>	1.376.765

<sup>(A)</sup> O investimento em capital total refere-se apenas à unidade de absorção física (Selexol) e à unidade de compressão do carbono capturado.

<sup>(B)</sup> O balanço anual de carbono capturado encontra-se disposto na Tabela 5-31.

Fonte: Elaboração própria

Os resultados apontaram um custo nivelado relativo à etapa de captura de carbono (exclusas as etapas de transporte e sequestro geológico) de US\$ 11,73/tCO<sub>2</sub>. Os custos de capital são responsáveis por 74,6% dos custos de captura, ao passo que os custos de operação e manutenção correspondem a 25,4% (Figura 5-18).



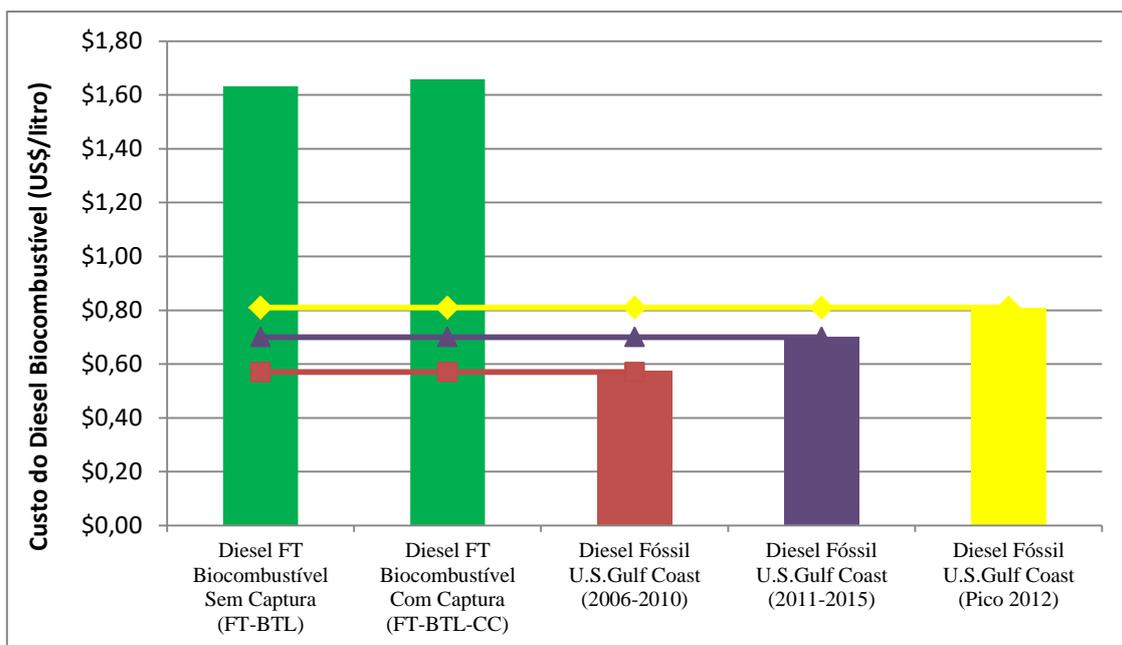
**Figura 5-18: Custo Nivelado de Captura de Carbono**

Fonte: Elaboração própria

## 5.2.5 Análise de Competitividade

### 5.2.5.1 Análise Comparativa de Custos: Diesel FT vs Diesel Fóssil

A análise comparativa dos custos do diesel biocombustível produzido frente aos preços do diesel fóssil (convencional), tomando como base os preços do diesel fóssil observados na Costa do Golfo (U.S. Gulf Coast), é apresentada na Figura 5-19.



**Figura 5-19: Custo do Diesel Biocombustível versus Custo do Diesel Fóssil**

Fonte: Elaboração própria

Os custos nivelados do diesel biocombustível produzido, tanto para a planta de conversão sem captura de carbono quanto para a planta de conversão com captura de carbono, mostraram-se significativamente superiores aos preços praticados para o diesel fóssil na Costa do Golfo, em todos os patamares avaliados. Portanto, o diesel biocombustível produzido não se coloca competitivo frente ao diesel de origem fóssil. Neste contexto, pode-se inferir que ganhos de competitividade dependerão de políticas climáticas e energéticas que ofereçam incentivos à produção de biocombustíveis líquidos em detrimento da produção fóssil, visto que a rota tecnológica investigada não se mostra custo-competitiva sem os mesmos. Dentre as principais políticas e estímulos à rota tecnológica proposta destacam-se os investimentos em pesquisa, desenvolvimento e inovação (PD&I) e os mecanismos de precificação do carbono.

#### 5.2.5.2 Preço de Break-Even do Óleo Marcador

O preço de *break-even* do óleo marcador foi determinado com base nos preços do diesel fóssil observados na Costa do Golfo (U.S. Gulf Coast) e nos preços do óleo marcador WTI – Cushing Oklahoma. Os resultados são apresentados na Tabela 5-43.

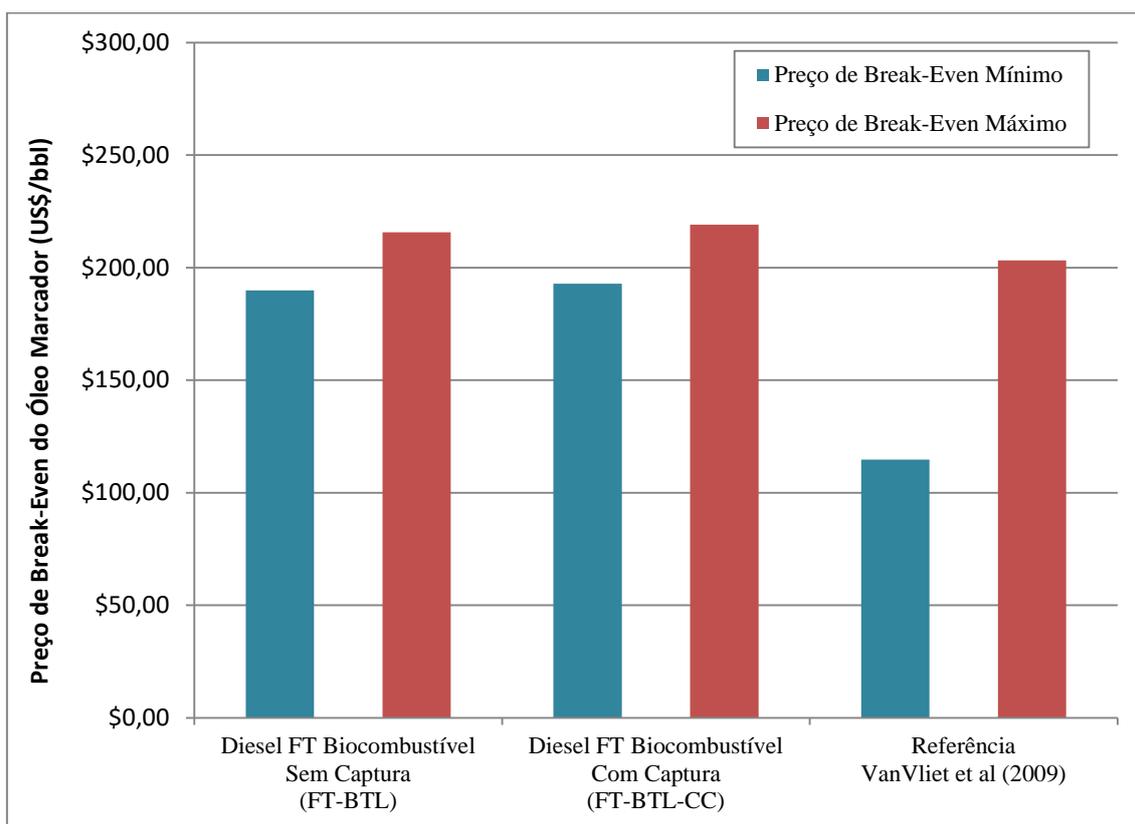
**Tabela 5-43. Preço de Break-Even do Óleo Marcador**

	Preço de Break-Even do Óleo Marcador (US\$/bbl)		
	Patamar 2006-2010 U.S. Gulf Coast	Patamar 2011-2015 U.S. Gulf Coast	Pico 2012 U.S. Gulf Coast
Planta Madura Sem Captura (FT-BTL)	215,66	199,14	189,82
Planta Madura Com Captura (FT-BTL-CC)	219,09	202,30	192,84

Fonte: Elaboração própria

Para a planta de conversão sem captura de carbono, o preço de *break-even* do óleo marcador foi avaliado em uma faixa de US\$ 189,82/bbl a US\$ 215,66/bbl. Já para a planta de conversão com captura de carbono, o preço de *break-even* do óleo marcador foi avaliado em uma faixa de US\$ 192,84/bbl a US\$ 219,09/bbl. Assim sendo, verifica-se que o diesel biocombustível produzido somente seria competitivo a preços do óleo marcador numa faixa de aproximadamente US\$ 190,00/bbl.

VAN VLIET ET AL. (2009) estimam preços de *break-even* do óleo marcador para diesel biocombustível, produzido a partir de biomassa lenhosa (madeira), numa faixa de US\$ 114,78/bbl a US\$ 203,26/bbl. Neste contexto, embora os preços efetivos do óleo marcador se mostrem inferiores aos preços calculados, pode-se considerar que os resultados obtidos por este estudo encontram-se próximos ao previsto pela literatura. A Figura 5-20 apresenta a análise comparativa entre os preços *break-even* do óleo marcador resultantes deste estudo e dados disponíveis na literatura.



**Figura 5-20: Preço de Break-Even do Óleo Marcador**

Fonte: Elaboração própria

Por fim, é importante notar que para a análise aqui conduzida não foram considerados prêmios adicionais do diesel biocombustível frente ao diesel fóssil, em função de sua alta qualidade, baixíssimo teor de enxofre e alta cetanagem. Neste sentido, pode-se considerar que este estudo foi conservador em sua avaliação relativa ao preço de *break-even* do óleo marcador.

### 5.2.5.3 Valor do Carbono Evitado (Análise Well-to-Wheel)

Os resultados da análise *well-to-wheel* aplicada à rota tecnológica de conversão da biomassa (resíduos de eucalipto) para produção de diesel biocombustível encontram-se dispostos na Tabela 5-44. Os resultados da análise *well-to-wheel* aplicada à cadeia de produção do diesel fóssil (convencional) são apresentados na Tabela 5-45.

**Tabela 5-44. Resultados da Análise Well-to-Wheel – Diesel Biocombustível (FT)**

Fase da Cadeia	Emissões de CO <sub>2</sub> (tCO <sub>2</sub> /ano)	
	Planta Madura Sem Captura (FT-BTL)	Planta Madura Com Captura (FT-BTL-CC)
Produção & Colheita de Eucalipto	-2.307.439	-2.307.439
Preparo & Transporte de Eucalipto	650.241	650.241
Conversão da Biomassa	1.377.510	-
Produção Externa de Eletricidade	47.240	48.167
Uso do Diesel Biocombustível	338.852	338.852
Uso da Gasolina (Nafta)	130.022	130.022
Uso do GLP	98.307	98.307
Uso do Óleo Combustível (Gasóleo)	35.152	35.152
Total	369.884	-1.006.699

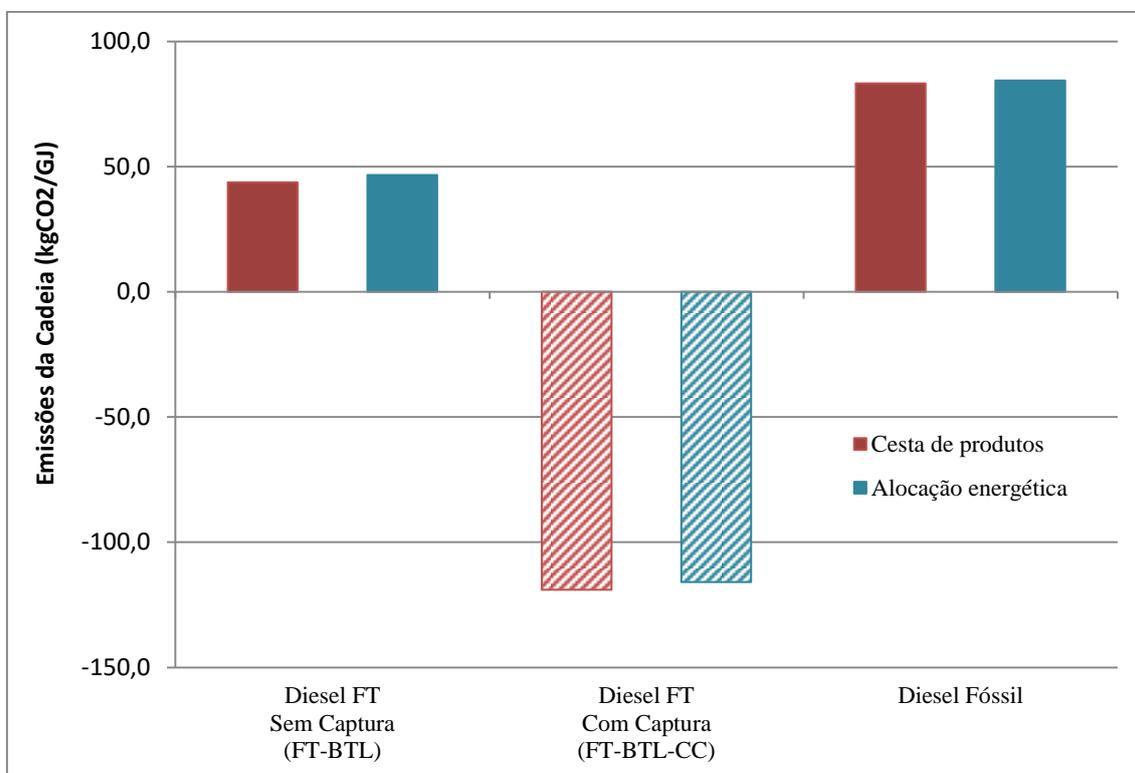
Fonte: Elaboração própria

**Tabela 5-45. Resultados da Análise *Well-to-Wheel* – Diesel Fóssil**

Fase da Cadeia	Emissões de CO <sub>2</sub> (tCO <sub>2</sub> /ano)
Exploração, Produção & Refino de Petróleo	101.704
Uso do Diesel Fóssil	338.852
Uso da Gasolina	130.022
Uso do GLP	98.307
Uso do Óleo Combustível	35.152
<b>Total</b>	<b>704.037</b>

Fonte: Elaboração própria

As emissões da cadeia em base energética para ambas as abordagens previamente estabelecidas (cesta de produtos e alocação energética) são ilustradas através da Figura 5-21.



**Figura 5-21: Emissões *Well-to-Wheel* – Diesel Biocombustível versus Diesel Fóssil**

Fonte: Elaboração própria

Os resultados para os cálculos do total de carbono evitado e do valor do carbono evitado (com base no preço médio do diesel fóssil para o período 2011-2015) são apresentados na Tabela 5-46.

**Tabela 5-46. Valor do Carbono Evitado (US\$/tCO<sub>2</sub>)**

	Cesta de Produtos		Alocação Energética <sup>(A)</sup>	
	Planta Madura Sem Captura (FT-BTL)	Planta Madura Com Captura (FT-BTL-CC)	Planta Madura Sem Captura (FT-BTL)	Planta Madura Com Captura (FT-BTL-CC)
Carbono Evitado (tCO <sub>2</sub> /ano)	334.153	1.710.736	172.815	916.170
Valor do Carbono Evitado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	387,43	78,12	749,13	145,87

<sup>(A)</sup> O cálculo do carbono evitado neste caso considerou a seguinte alocação energética:  
 Cadeia bioenergética = 54,0% diesel biocombustível (resultados da simulação)  
 Cadeia fóssil = 46,5% diesel fóssil (ANP 2016a)

Fonte: Elaboração própria

Observando os resultados apresentados, é notável a disparidade entre o valor do carbono evitado relativo à planta de conversão sem captura de carbono e o valor do carbono evitado relativo à planta de conversão com captura de carbono. Neste sentido, para cenários de precificação de carbono, a opção pela rota tecnológica com opção de captura mostra-se consideravelmente mais adequada. Ou em outras palavras, como a captura de carbono é intrínseca à rota, existe clara vantagem econômica em produzir diesel biocombustível com captura de carbono por esta rota.

Os valores do carbono evitado obtidos para a planta de conversão com captura de carbono tanto na abordagem pela cesta de produtos (US\$ 78,12/tCO<sub>2</sub>) quanto na abordagem por alocação energética (US\$ 145,87/tCO<sub>2</sub>) mostram-se compatíveis com os resultados relativos à captura de carbono em unidades de geração elétrica<sup>37</sup> apontados por HOFFMANN (2010), aos resultados relativos à captura de carbono em unidades de craqueamento catalítico fluido (FCC) em refinarias<sup>38</sup> apontados por ROCHEDO ET AL.

<sup>37</sup> Em média US\$ 58,00/tCO<sub>2</sub> para unidades de geração IGCC com captura de carbono.

<sup>38</sup> Em média US\$ 74,00/tCO<sub>2</sub> para unidades de craqueamento catalítico fluido (FCC).

(2016), e aos resultados relativos à captura de carbono em processos industriais<sup>39</sup> apontados por OLIVEIRA (2015) e ROCHEDO ET AL. (2016).

Por fim, é importante ressaltar o caráter preliminar da análise conduzida por este estudo, visto que alguns dos fatores de emissão foram aproximados pela literatura, não estando especificamente identificados à produção brasileira de eucalipto. Destarte, estudos futuros se fazem necessários para análise mais aprofundada em torno da produção nacional de eucalipto com o intuito de estabelecer fatores de emissão em maior nível de detalhamento, mais próximos da realidade brasileira.

### 5.3 Planta Pioneira e Curva de Aprendizagem

#### 5.3.1 Planta Pioneira *versus* Planta Madura (FOAK vs NOAK)

Os investimentos em capital total relativos às plantas maduras<sup>40</sup> e às plantas pioneiras, para ambas as unidades de conversão simuladas (sem e com captura de carbono), são apresentados na Tabela 5-47.

**Tabela 5-47. Investimento em Capital Total (TCI) Planta Madura *versus* Planta Pioneira**

Investimento em Capital Total (TCI) (US\$)			
NOAK		FOAK	
Planta Madura <sup>(A)</sup> Sem Captura (FT-BTL)	Planta Madura <sup>(A)</sup> Com Captura (FT-BTL-CC)	Planta Pioneira Sem Captura (FT-BTL)	Planta Pioneira Com Captura (FT-BTL-CC)
1.026.384.708,90	1.039.412.346,02	2.280.854.908,66	2.309.805.213,38

<sup>(A)</sup> Para a planta madura, contabiliza-se o investimento em capital total, exclusivos os custos de contingência.

Fonte: Elaboração própria

<sup>39</sup> Em média US\$ 102,00/tCO<sub>2</sub> para o setor de cimento e US\$ 116,00/tCO<sub>2</sub> para siderurgia.

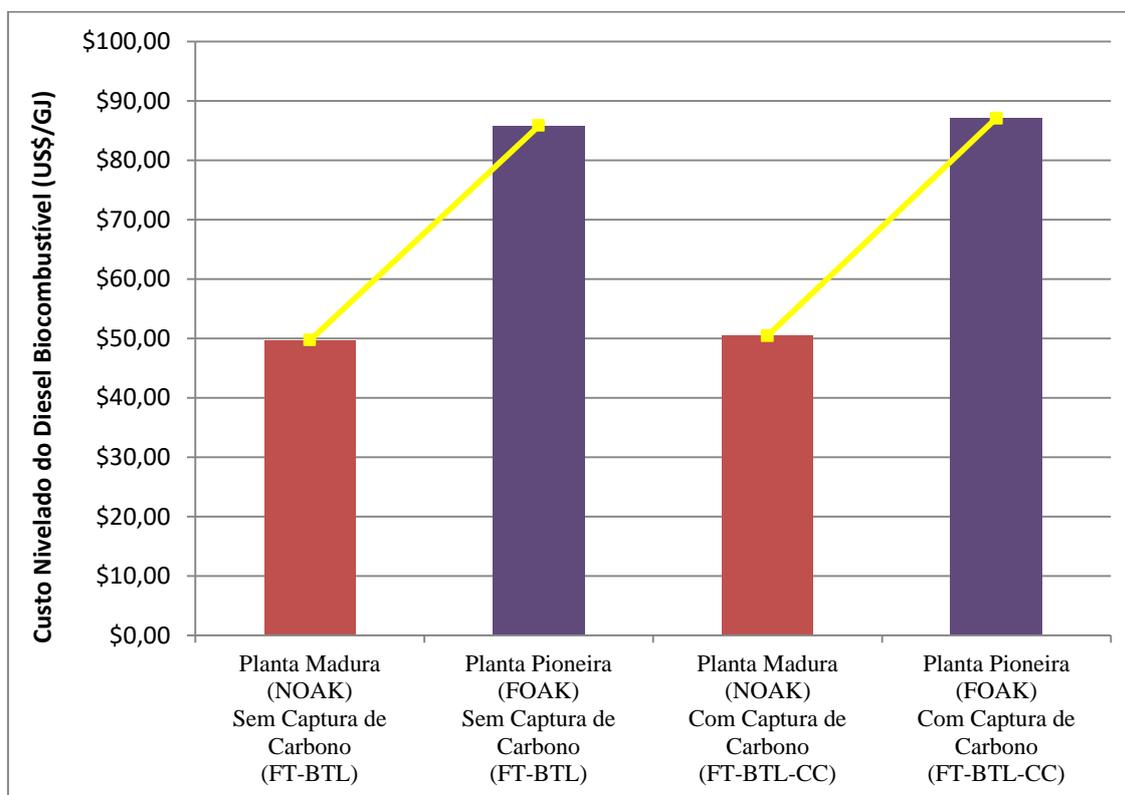
<sup>40</sup> Excluídos os custos de contingência.

A partir dos resultados apresentados para os investimentos em capital total, foram determinados os custos nivelados do diesel biocombustível relativos à planta pioneira. Os resultados obtidos para ambas as plantas maduras e plantas pioneiras encontram-se dispostos na Tabela 5-48 e na Figura 5-22.

**Tabela 5-48. Custo Nivelado do Diesel Biocombustível Planta Madura versus Planta Pioneira**

Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (US\$/GJ)			
NOAK		FOAK	
Planta Madura Sem Captura (FT-BTL)	Planta Madura Com Captura (FT-BTL-CC)	Planta Pioneira Sem Captura (FT-BTL)	Planta Pioneira Com Captura (FT-BTL-CC)
49,69	50,47	85,81	87,06

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-22: Custo Nivelado do Diesel Biocombustível Planta Madura versus Planta Pioneira**

Fonte: Elaboração própria

Os resultados indicam aumento no custo nivelado do diesel biocombustível para a planta pioneira sem captura de carbono de 72,7%. Já para a planta pioneira com captura de carbono, os resultados indicam aumento no custo nivelado do diesel biocombustível de 72,5%. Os aumentos expressivos apresentados pela análise da planta pioneira são considerados razoáveis, uma vez que a rota tecnológica investigada se caracteriza por ser fortemente capital intensiva.

### 5.3.2 Curva de Aprendizagem

A partir das curvas de aprendizagem tecnológica construídas para ambas as plantas de conversão (sem e com captura de carbono) (Figura 5-23), pode-se observar que: (i) a uma taxa de aprendizado de 6% os custos de investimento capital total atingem os patamares estabelecidos para a planta madura na 995ª unidade; (ii) a uma taxa de aprendizado de 8% os custos de investimento em capital total atingem os patamares estabelecidos para a planta madura na 168ª unidade; e (iii) a uma taxa de aprendizado de 10% os custos de investimento em capital total atingem os patamares estabelecidos para a planta madura na 58ª unidade <sup>41</sup>.

**Tabela 5-49. Curva de Aprendizagem – FOAK to NOAK**

FOAK TO NOAK Planta Madura: Nth Enésima Unidade		
R=0,06	R=0,08	R=0,10
995	168	58

Fonte: Elaboração própria

Para o caso mais extremo, em que a transição à planta madura acontece apenas na 995ª unidade, a oferta total de diesel biocombustível em termos de energia atingiria em torno de 4,6 EJ/ano, o corresponde a aproximadamente 10% da atual demanda global por diesel e aproximadamente 42% da oferta esperada para biocombustíveis

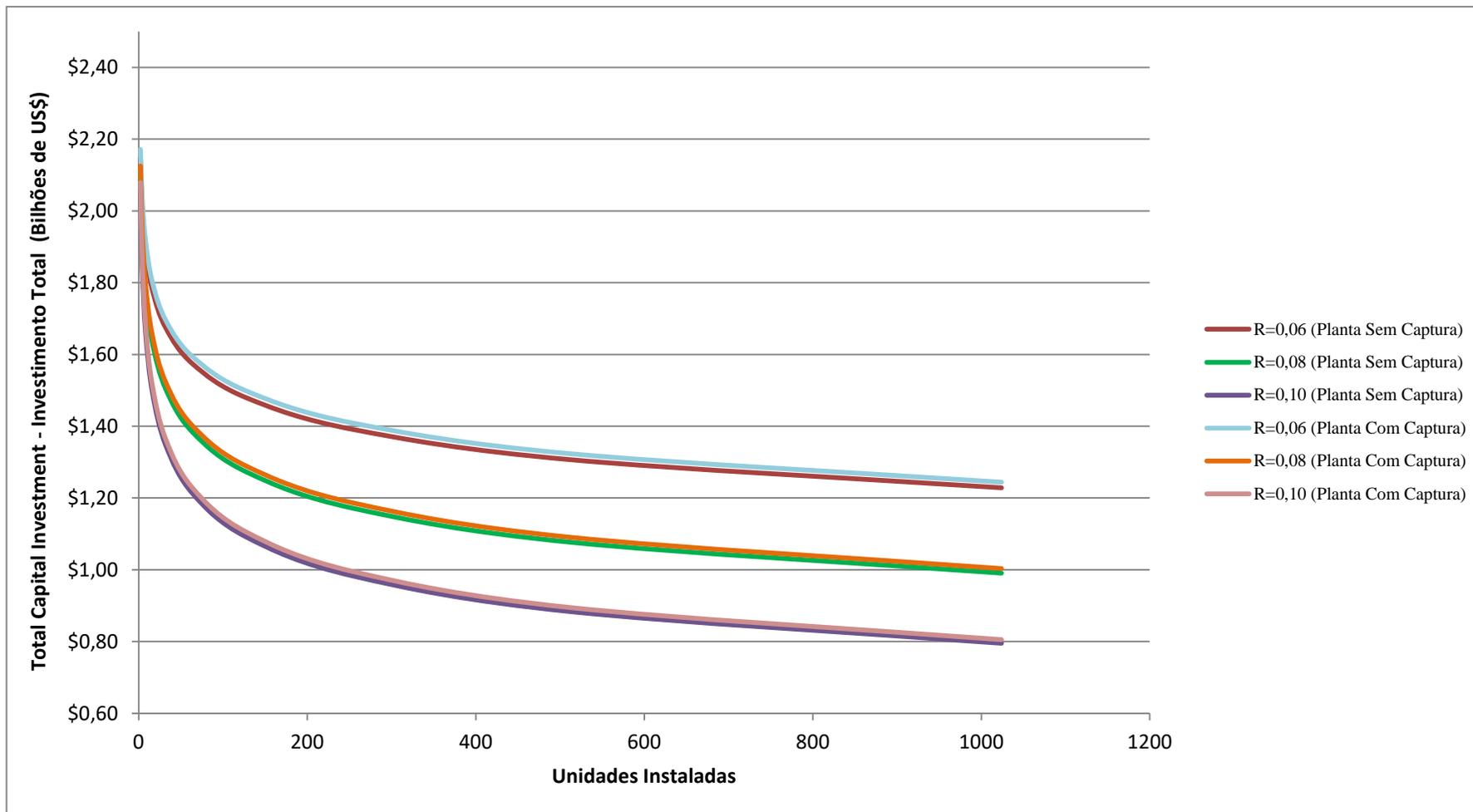
<sup>41</sup> Patamares de investimento em capital total para a planta madura (Seção 5.2, Item 5.2.1):

Planta Madura (NOAK) Sem Captura de Carbono: TCI = US\$ 1.231.661.650,68.

Planta Madura (NOAK) Com Captura de Carbono: TCI = US\$ 1.247.294.815,22.

líquidos avançados em 2050 (IEA 2015). Sendo assim, embora as capacidades acumuladas resultantes sejam elevadas, a oferta resultante de diesel pode ser considerada razoável.

Ganhos de escala para a unidade padrão de conversão considerada (ou seja, aumentos na capacidade de conversão de biomassa e conseqüentemente na produção resultante de biocombustível) se traduziriam em menores números de unidades acumuladas necessárias para se chegar à planta madura. Neste contexto, avalia-se que a aprendizagem tecnológica poderia vir também do comissionamento de plantas similares, com foco em produtos diferentes, tais quais o biojet e a gasolina automotiva, ou mesmo plantas de gaseificação de biomassa com foco na geração elétrica (BIGCC – *Biomass Integrated Gasification Combined Cycle*). Diante do exposto, evidencia-se a crucial importância de políticas públicas que busquem apoiar primeiros projetos relativos à rota tecnológica investigada, estimulando ganhos em aprendizado tecnológico, em especial investimentos em pesquisa, desenvolvimento e inovação (PD&I).



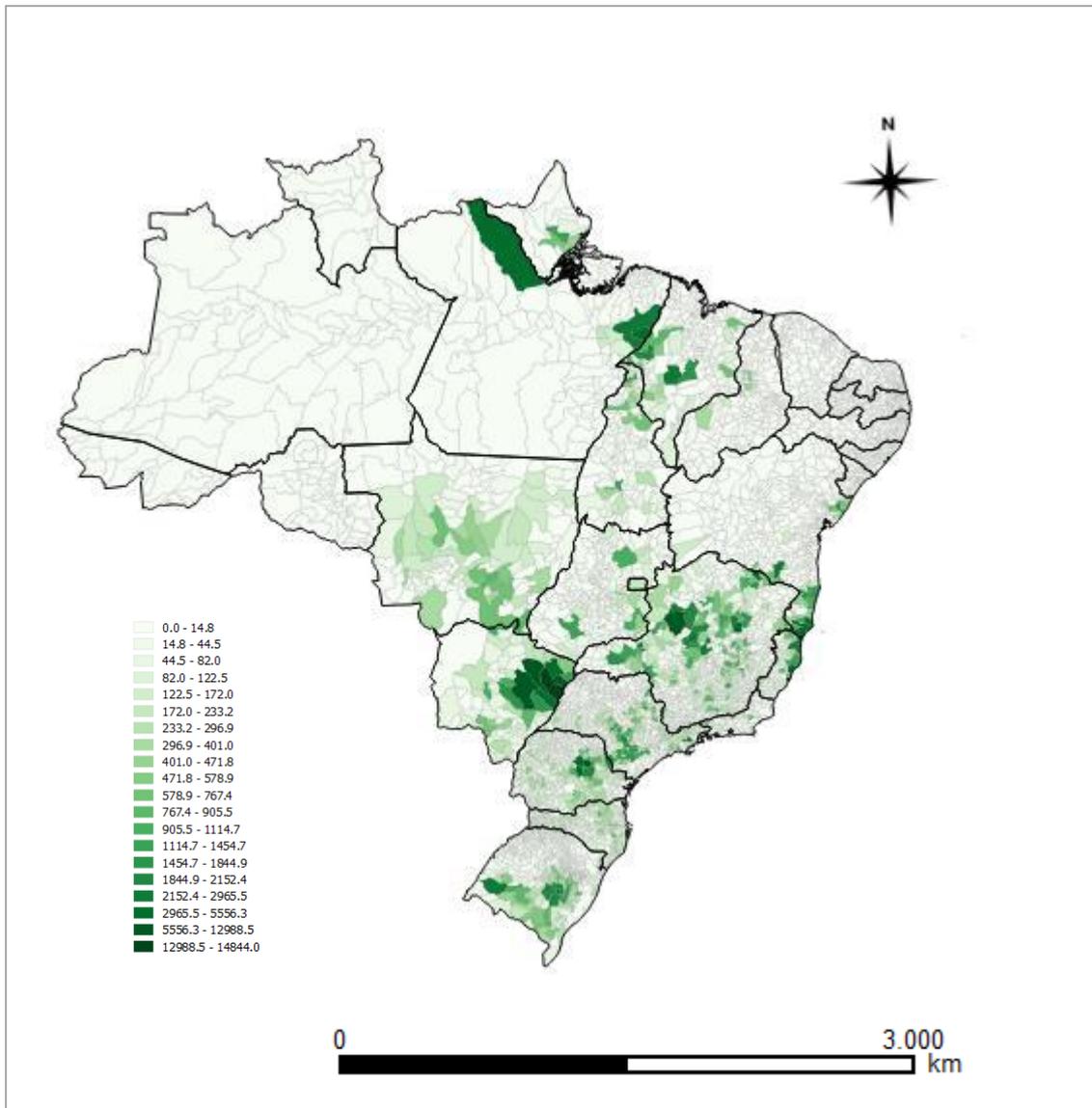
**Figura 5-23: Curva de Aprendizagem Tecnológica**

Fonte: Elaboração própria

## 5.4 Produção de Diesel Biocombustível (FT) no Brasil

### 5.4.1 Disponibilidade de Biomassa nos Âmbitos Nacional e Regional

A disponibilidade geográfica de resíduos de eucalipto no Brasil é apresentada através da Figura 5-24, proveniente do *software* QGIS. Os potenciais disponíveis por região são especificados através da Tabela 5-50 e da Figura 5-25. Em termos de energia primária, foi identificado um potencial disponível a nível nacional de 987.291 TJ/ano.



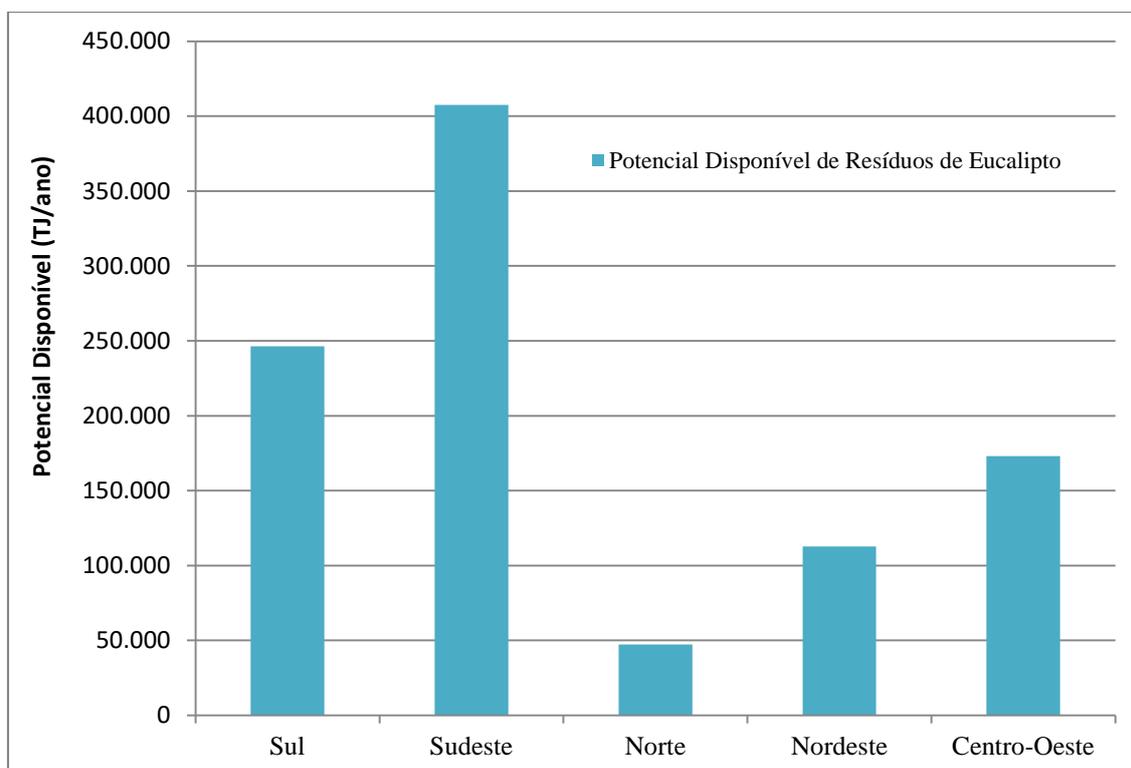
**Figura 5-24: Disponibilidade de Resíduos de Eucalipto no Brasil**

Fonte: Elaboração própria (*Software* QGIS)

**Tabela 5-50. Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto por Região do Brasil**

Região	Potencial Disponível Resíduos de Eucalipto (t/ano)	Potencial Disponível Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)	Participação (%)
Sul	15.888.958	246.438	25,0
Sudeste	26.273.719	407.505	41,3
Norte	3.053.037	47.353	4,8
Nordeste	7.275.890	112.849	11,4
Centro-Oeste	11.163.505	173.146	17,5
Total Brasil	63.655.110	987.291	100,0

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-25: Disponibilidade de Resíduos de Eucalipto no Brasil**

Fonte: Elaboração própria

O potencial disponível de resíduos de eucalipto concentra-se predominantemente nas regiões Sudeste e Sul do país, responsáveis por uma fatia de aproximadamente 66,3% do potencial disponível total. Para a região Sudeste destaca-se o potencial

observado no interior do estado de Minas Gerais. Já para a região Sul, percebe-se o potencial bem distribuído entre os estados do Paraná e Rio Grande Sul.

A região Centro-Oeste, responsável por 17,5% do potencial disponível total também apresenta participação significativa, com potencial expressivamente concentrado no estado do Mato Grosso do Sul. Para as regiões Norte e Nordeste do país os potenciais disponíveis mostram-se consideravelmente reduzidos, com destaques para o estado do Pará (Norte) e Maranhão (Nordeste), e sul da Bahia (Nordeste).

#### 5.4.2 Potencial Técnico (Sem Clusters) de Produção de Diesel Biocombustível

Se completamente utilizado, desconsiderando a formação de *clusters* regionais e as questões logísticas de coleta e distribuição da biomassa, o potencial disponível de resíduos de eucalipto se traduziria em um potencial técnico (sem clusters)<sup>42</sup> para a produção de diesel totalizando aproximadamente 6.611.407 m<sup>3</sup> de diesel biocombustível por ano (o que requereria o comissionamento de aproximadamente 48 módulos de conversão), conforme apresentado na Tabela 5-51.

**Tabela 5-51. Potencial Técnico (Sem Clusters) para Produção de Diesel Biocombustível no Brasil**

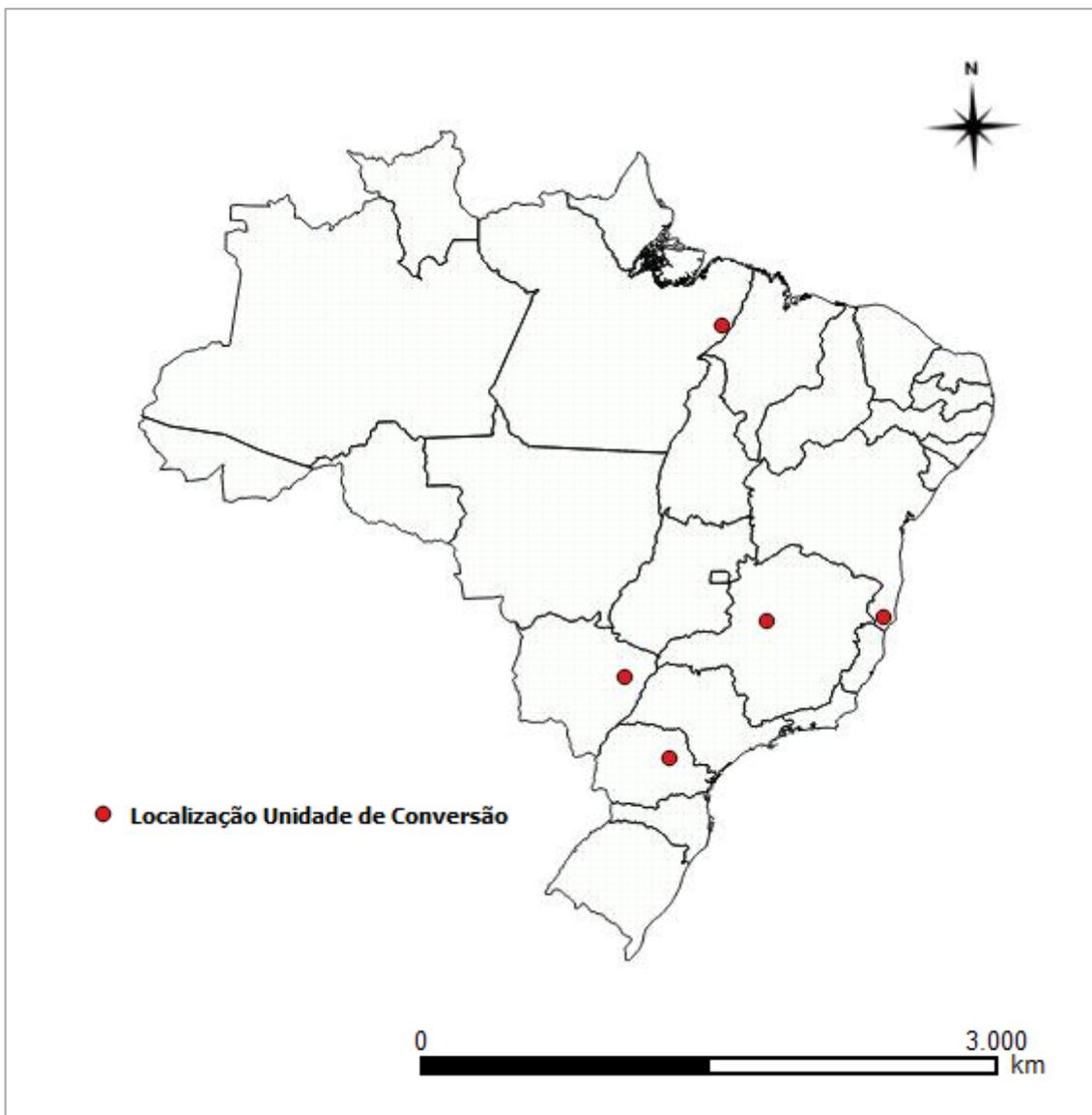
Região	Potencial Técnico Produção de Diesel Biocombustível (m <sup>3</sup> /ano)	Potencial Técnico Produção de Diesel Biocombustível (TJ/ano)	Participação (%)
Sul	1.650.274	54.212	25,0
Sudeste	2.728.866	89.643	41,3
Norte	317.097	10.417	4,8
Nordeste	755.695	24.825	11,4
Centro-Oeste	1.159.475	38.089	17,5
Total Brasil	6.611.407	217.185	100,0

Fonte: Elaboração própria

<sup>42</sup> O potencial técnico (sem clusters) foi determinado com base na capacidade anual de conversão da biomassa por parte de um módulo da planta simulada. A capacidade anual de conversão foi determinada de acordo com o dimensionamento da planta madura (180 toneladas por hora), resultando em aproximadamente 1.340.280 toneladas por ano (Seção 5.1, Item 5.1.2).

### 5.4.3 Localização Geográfica das Unidades de Conversão (*Clusters Regionais*)

Utilizando o Método de Kernel, foram identificados os *clusters* regionais (pontos que concentram densidade de bioenergia) e suas respectivas coordenadas, resultando na determinação da localização geográfica mais adequada para o comissionamento das unidades de conversão. Os resultados são apresentados através da Figura 5-26 e da Tabela 5-52. Os mapas de calor gerados encontram-se disponíveis no material complementar (Anexo II).



**Figura 5-26: Localização Geográfica das Unidades de Conversão de Biomassa (*Clusters Regionais*)**

Fonte: Elaboração própria (*Software QGIS*)

**Tabela 5-52. Localização Geográfica das Unidades de Conversão por Região**

Região	Estado	Município	Código IBGE
Sul	Paraná	Telêmaco Borba	4127106
Sudeste	Minas Gerais	João Pinheiro	3136306
Norte	Pará	Ulianópolis	1508126
Nordeste	Bahia	Teixeira de Freitas	2931350
Centro-Oeste	Mato Grosso do Sul	Três Lagoas	5008305

Fonte: Elaboração própria

#### 5.4.4 Potencial de Produção de Diesel (FT) Biocombustível no Brasil

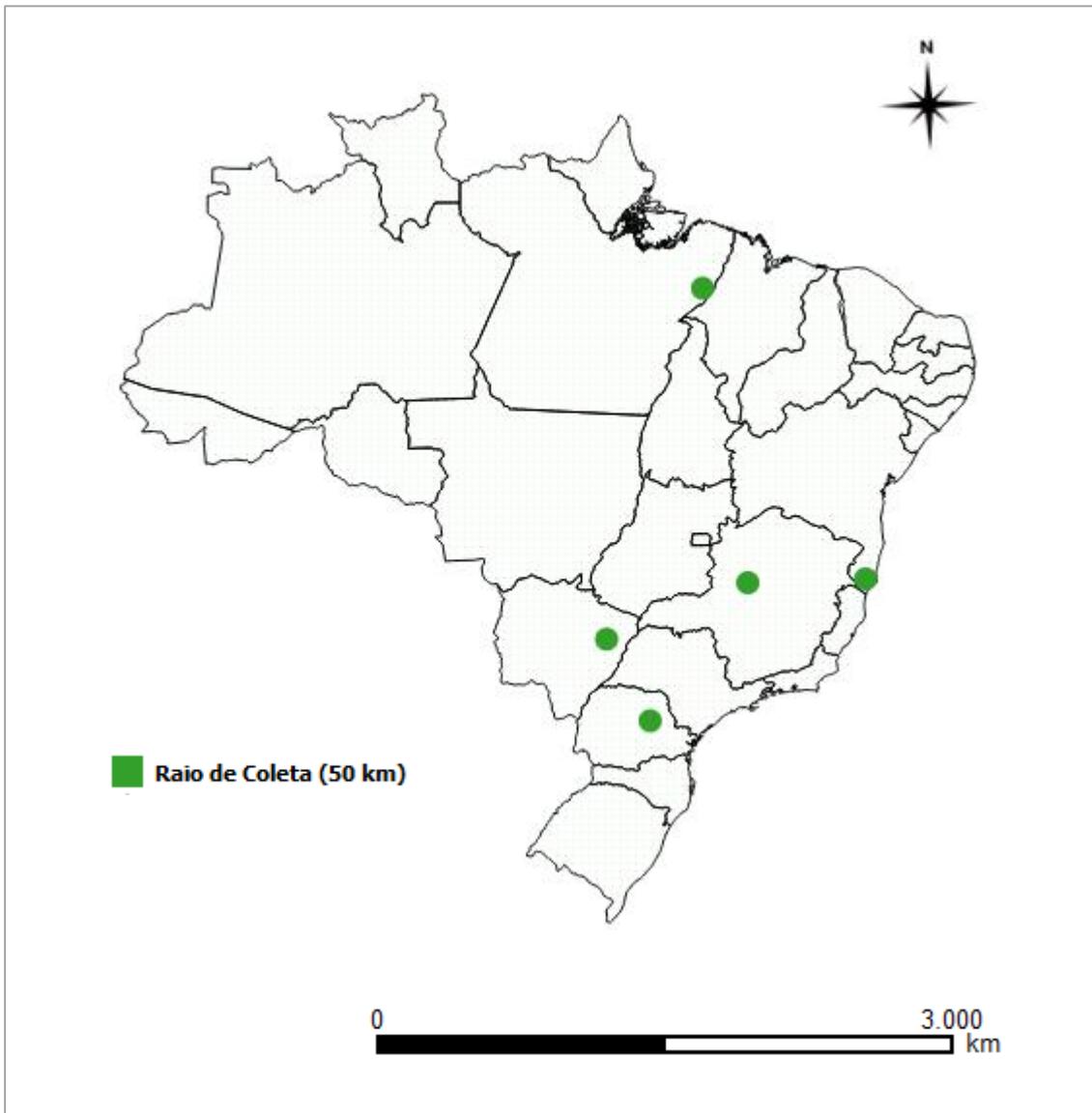
##### 5.4.4.1 *Potencial Técnico Por Clusters de Produção de Diesel (FT) Biocombustível*

Determinado o raio de coleta de 50 km em torno dos *clusters* regionais identificados, foram contabilizados os potenciais disponíveis de resíduos de eucalipto relativos à região de coleta estabelecida. Os resultados são apresentados através da Tabela 5-53 e da Figura 5-27. A especificação de cada município pertencente à região de coleta estabelecida encontra-se disponível no material complementar (Anexo III).

**Tabela 5-53. Potencial Disponível de Resíduos de Eucalipto por Cluster (Raio de Coleta 50 km)**

Região (Cluster)	Potencial Técnico Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)	Potencial Técnico Resíduos de Eucalipto (t/ano)
Sul	39.555	2.550.281
Sudeste	35.474	2.287.177
Norte	15.783	1.017.609
Nordeste	38.338	2.471.829
Centro-Oeste	78.260	5.045.783
Total Brasil	207.410	13.372.679

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-27: Raio de Coleta de Resíduos de Eucalipto por *Cluster*Regional**

Fonte: Elaboração própria (*Software* QGIS)

O número de módulos por região foi determinado com base nos potenciais técnicos previamente determinados (Tabela 5-53) e na capacidade de conversão da unidade de processo, estabelecida em 1.340.280 toneladas de resíduos de eucalipto por ano (180 toneladas por hora) (Seção 5.1, Item 5.1.2). Os resultados são apresentados na Tabela 5-54.

**Tabela 5-54. Número de Módulos de Conversão por Cluster Regional**

Região	Potencial Técnico Resíduos de Eucalipto (t/ano)	Número de Módulos (Fração) <sup>(A)</sup>	Número de Módulos (Total)
Sul	2.550.281	1,90	2
Sudeste	2.287.177	1,71	2
Norte	1.017.609	0,76	1
Nordeste	2.471.829	1,84	2
Centro-Oeste	5.045.783	3,76	4
Total Brasil	13.372.679	-	11

<sup>(A)</sup> O caráter fracionário do número de módulos determinado é ajustado pelo fator de capacidade da unidade de conversão (completa). Por exemplo, para um número de módulos 1,90 entendem-se duas unidades de conversão, funcionando ambas a 95% de capacidade.

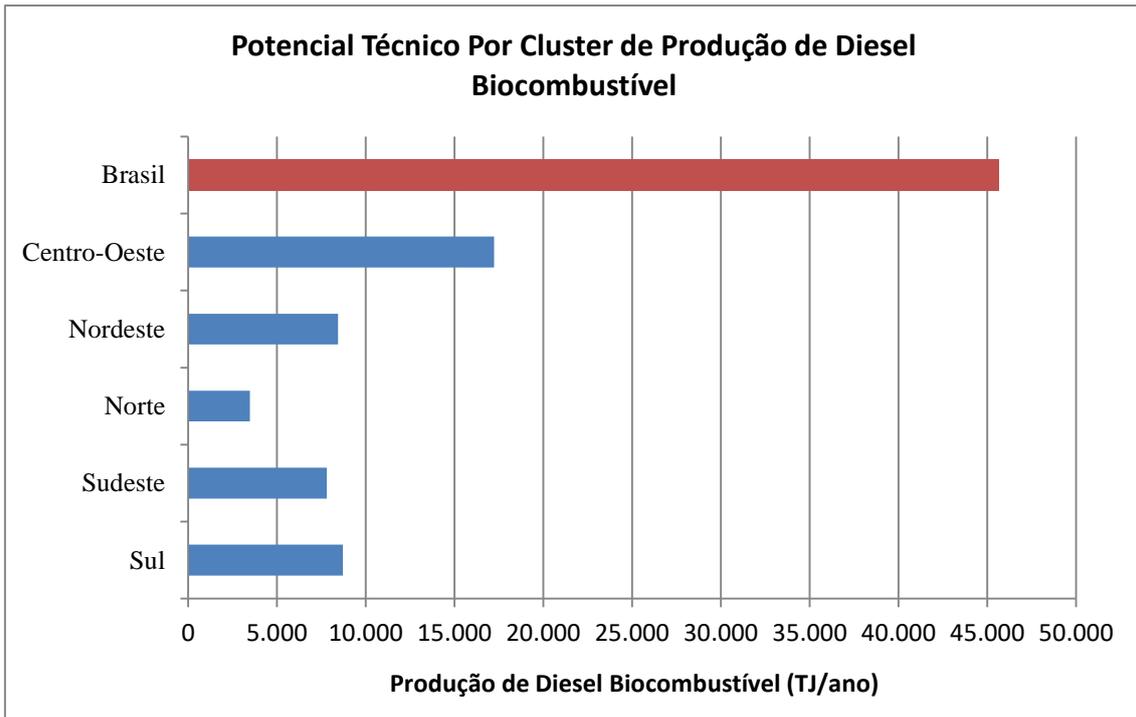
Fonte: Elaboração própria

Por fim, foram determinados os potenciais técnicos por clusters de produção anual de diesel biocombustível nos âmbitos regional e nacional, comparando-os aos potenciais técnicos de produção previamente determinados (Seção 5.4, Item 5.4.1), conforme apresentado na Tabela 5-55 e ilustrado através da Figura 5-28 e Figura 5-29.

**Tabela 5-55. Potencial de Produção Anual de Diesel Biocombustível – Brasil e Regiões**

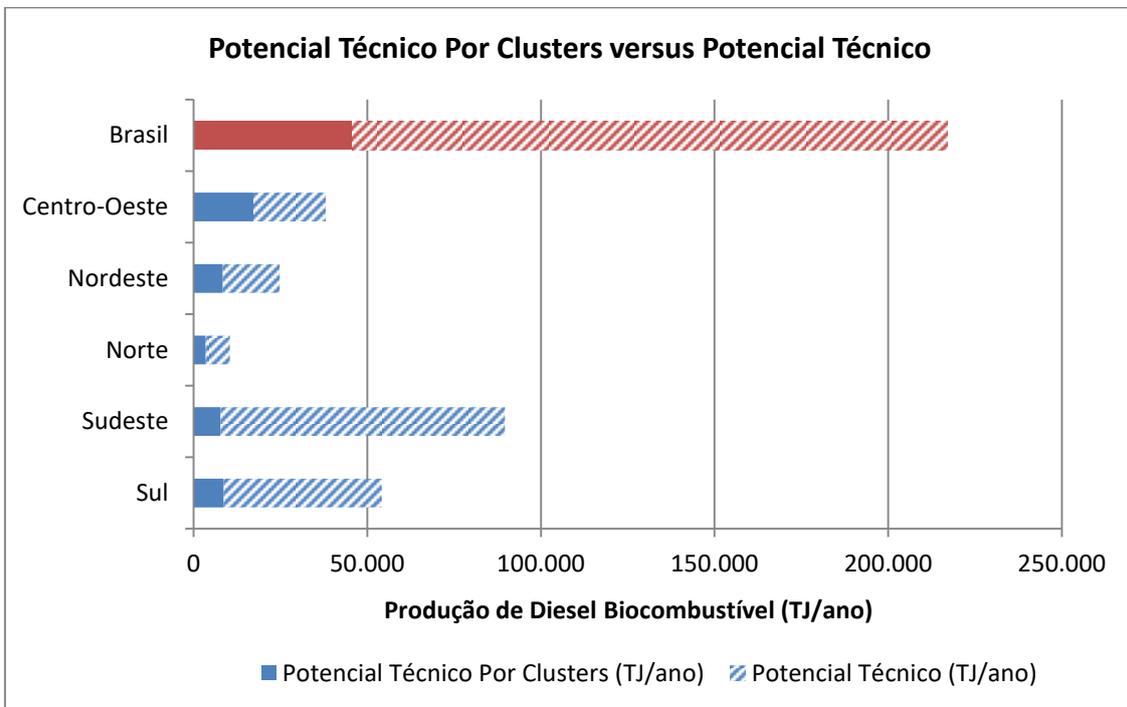
Região	Potencial Técnico (Clusters) de Produção de Diesel Biocombustível (TJ/ano)	Potencial Técnico de Produção de Diesel Biocombustível (TJ/ano)	Potencial Regional Desenvolvido (%)
Sul	8.701	54.212	16,0%
Sudeste	7.804	89.643	8,7%
Norte	3.472	10.417	33,3%
Nordeste	8.434	24.825	34,0%
Centro-Oeste	17.216	38.089	45,2%
Total Brasil	45.626	217.185	21,0%

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-28: Produção de Diesel Biocombustível (Clusters) – Brasil e Regiões**

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-29: Potencial Técnico Por Clusters versus Potencial Técnico – Brasil e Regiões**

Fonte: Elaboração própria

É interessante observar a preponderante participação da Região Centro-Oeste para a produção de diesel biocombustível, responsável por aproximadamente 38% da produção nacional estimada. A Região Centro-Oeste compreende em torno de 13% da demanda nacional por diesel fóssil verificada no período 2010-2015, com tendência de crescimento, segundo dados disponibilizados pela Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (ANP 2016c). Uma vez que a região não abriga nenhuma refinaria de petróleo, a produção de diesel biocombustível a partir de resíduos de eucalipto pode vir a apresentar vantagens competitivas para complementariedade do abastecimento da crescente demanda por este derivado na região.

Além disso, cumpre notar que o dimensionamento de apenas um *cluster* por região (com raio de coleta de 50 km) resultou no desenvolvimento de 21,0% do potencial técnico relativo à conversão de resíduos de eucalipto em diesel biocombustível no Brasil. Dentre as cinco regiões do país, a Região Centro-Oeste foi aquela que apresentou maior desenvolvimento de seu potencial técnico, atingindo 45,2% do total.

Diante do exposto, argumenta-se que para maior tradução do potencial técnico em potencial efetivo de produção de diesel biocombustível sejam necessários: (i) o comissionamento de um número maior *clusters* por região, (ii) a consideração de raios de coleta mais abrangentes, mesmo que resultem em aumento nos custos da biomassa, e (iii) a possibilidade de inclusão de outras matérias-primas, tais quais os resíduos de pinus e biomassas lenhosas semelhantes.

#### 5.4.4.2 Custos Relativos ao Diesel Biocombustível (FT) Produzido no Brasil

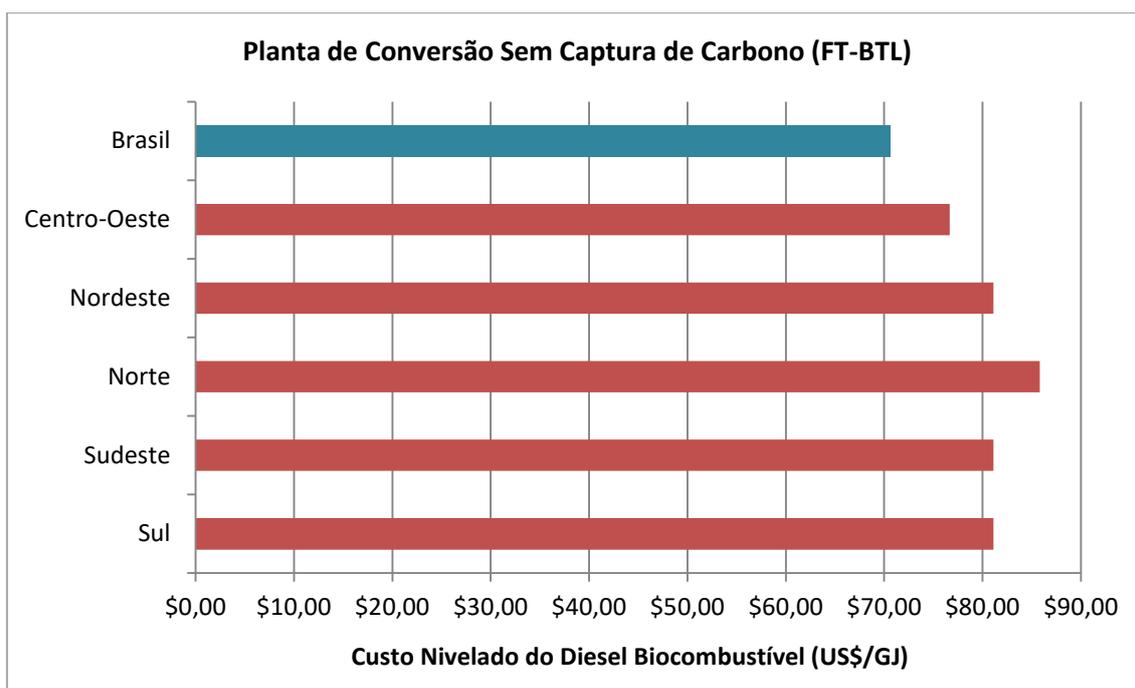
Considerando plantas de conversão sem captura de carbono, os investimentos em capital total relativos ao enésimo módulo e os respectivos custos nivelados do diesel biocombustível produzido são apresentados na Tabela 5-56. Para plantas de conversão sem captura de carbono, a Figura 5-30 apresenta os custos nivelados do diesel biocombustível no âmbito regional (considerando o desenvolvimento independente de cada região do país) e no âmbito nacional (considerando o desenvolvimento conjunto de todas as regiões, ou seja, de modo que o valor para o âmbito nacional compreende todo o aprendizado tecnológico acumulado).

**Tabela 5-56. Resultados para o Enésimo Módulo (Planta Sem Captura) – Brasil e Regiões**

Região	Investimento em Capital Total (TCI) (US\$)	Número de Módulos	Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (US\$/GJ)
Sul	2.144.003.614,14	2	81,10
Sudeste	2.144.003.614,14	2	81,10
Norte	2.280.854.908,66	1	85,81
Nordeste	2.144.003.614,14	2	81,10
Centro-Oeste	2.015.363.397,29	4	76,67
Brasil	1.841.345.592,43	11	70,68 <sup>(A)</sup>

<sup>(A)</sup> Corresponde ao aprendizado acumulado em todo o Brasil; não é a média das regiões.

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-30: Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (FT-BTL) – Brasil e Regiões**

Fonte: Elaboração própria

Considerando plantas de conversão com captura de carbono, os investimentos em capital total relativos ao enésimo módulo e os respectivos custos nivelados do diesel biocombustível produzido são apresentados na Tabela 5-57. Para plantas de conversão com captura de carbono, a Figura 5-31 apresenta os custos nivelados do diesel

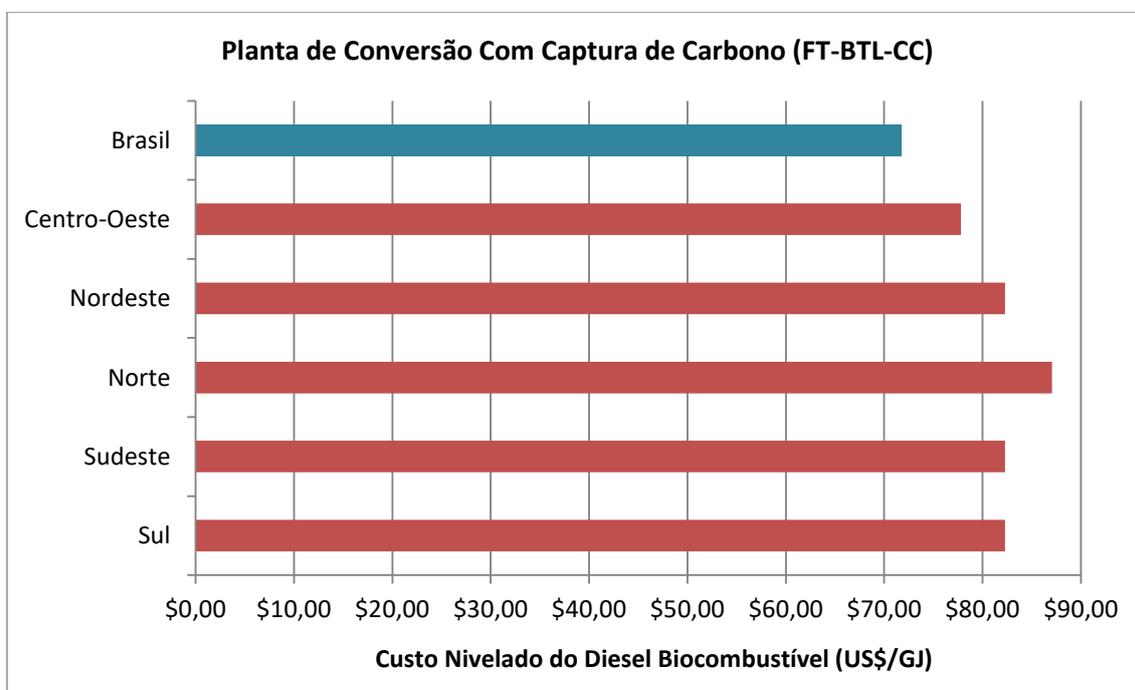
biocombustível no âmbito regional (considerando o desenvolvimento independente de cada região do país) e no âmbito nacional (considerando o desenvolvimento conjunto de todas as regiões, ou seja, de modo que o valor para o âmbito nacional compreende todo o aprendizado tecnológico acumulado).

**Tabela 5-57. Resultados para o Enésimo Módulo (Planta Com Captura) – Brasil e Regiões**

Região	Investimento em Capital Total (TCI) (US\$)	Número de Módulos	Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (US\$/GJ)
Sul	2.171.216.900,57	2	82,29
Sudeste	2.171.216.900,57	2	82,29
Norte	2.309.805.213,38	1	87,06
Nordeste	2.171.216.900,57	2	82,29
Centro-Oeste	2.040.943.886,54	4	77,80
Brasil	1.864.717.318,44	11	71,73 <sup>(A)</sup>

<sup>(A)</sup> Corresponde ao aprendizado acumulado em todo o Brasil; não é a média das regiões.

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-31: Custo Nivelado do Diesel Biocombustível (FT-BTL-CC) – Brasil e Regiões**

Fonte: Elaboração própria

#### 5.4.4.3 Contribuição do Diesel Biocombustível (FT): Oferta e Importações de Diesel

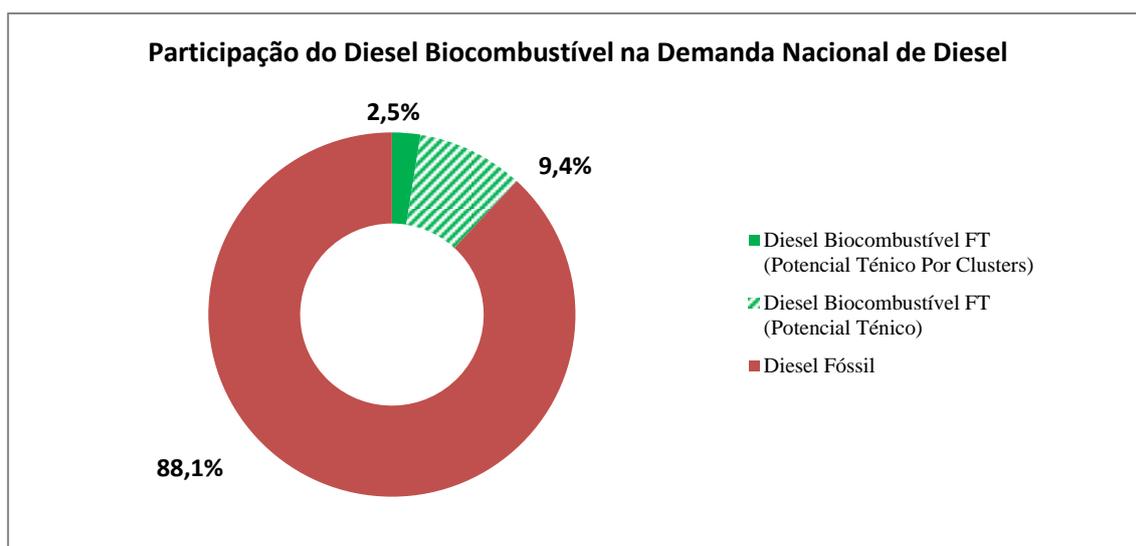
Quando adotada a formação de um cluster por região, a contribuição oferecida pelo diesel biocombustível produzido frente à demanda por diesel fóssil no âmbito nacional foi estimada em 2,5%. Por outro lado, o potencial técnico de produção de diesel biocombustível foi estimado em aproximadamente 11,9% da demanda observada. Os resultados são apresentados na Tabela 5-58 e na Figura 5-32.

**Tabela 5-58. Participação do Diesel Biocombustível na Demanda Nacional de Diesel**

Região	Produção de Diesel Biocombustível (m <sup>3</sup> /ano)	Venda de Diesel Fóssil (2010-2015) (m <sup>3</sup> /ano)	Participação do Diesel Biocombustível (%)
Sul	264.880	10.583.245	0,48
Sudeste	237.553	23.472.199	0,43
Norte	105.692	5.568.150	0,19
Nordeste	256.731	9.079.895	0,46
Centro-Oeste	524.070	6.832.895	0,94
Total Brasil	1.388.926	55.536.383	2,50

Potencial Teórico = 6.611.407 m<sup>3</sup>/ano (11,9% da demanda observada)

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-32: Participação do Diesel Biocombustível para a Demanda Nacional de Diesel**

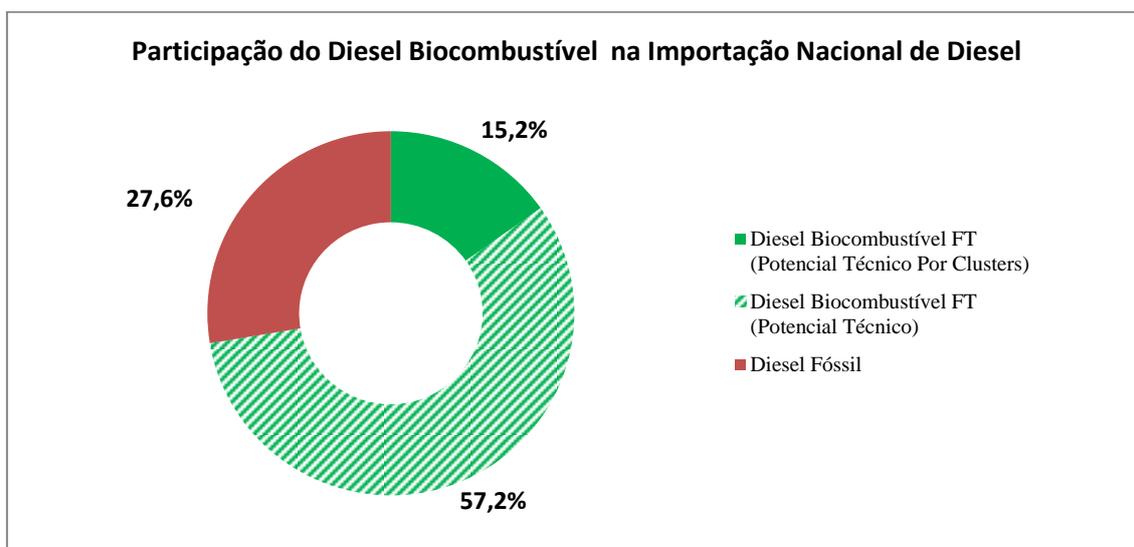
Fonte: Elaboração própria

Quando adotada a formação de um cluster por região, a contribuição oferecida pelo diesel biocombustível produzido frente à importação de diesel fóssil no âmbito nacional foi estimada em 15,2%. Por outro lado, o potencial técnico de produção de diesel biocombustível foi estimado em aproximadamente 72,4% da importação observada. Os resultados são apresentados na Tabela 5-58 e na Figura 5-33.

**Tabela 5-59. Participação do Diesel Biocombustível na Importação Nacional de Diesel**

	Produção de Diesel Biocombustível (m <sup>3</sup> /ano)	Importação de Diesel Fóssil (m <sup>3</sup> /ano) (2010-2015)	Participação do Diesel Biocombustível (%)
Brasil	1.388.926	9.134.707	15,20
Potencial Teórico = 6.611.407 m <sup>3</sup> /ano (72,4% da importação observada)			

Fonte: Elaboração própria



**Figura 5-33: Participação do Diesel Biocombustível para a Importação Nacional de Diesel**

Fonte: Elaboração própria

Observando os resultados apresentados, pode-se inferir que a contribuição do diesel biocombustível frente à demanda por diesel fóssil, nos âmbitos nacional e regional, é reduzida. Ainda assim, a oferta de diesel biocombustível aqui determinada pode apresentar valiosa contribuição para localidades onde se identificam demandas

importantes por esse combustível, e que se encontram geograficamente mais afastadas dos grandes parques refinadores brasileiros.

Além disso, cumpre notar que, embora a produção ofertada do diesel biocombustível tenha se mostrado diminuta frente à demanda observada, sua contribuição frente às importações nacionais mostraram-se promissoras. Atualmente, o Brasil importa volumes significativos de óleo diesel, em função de um parque refinador que não acompanhou o ritmo de crescimento da demanda e do teor cada vez mais restritivo de especificações para este combustível. Neste contexto, a introdução do diesel biocombustível (especificado em alta qualidade) resultaria em importante contribuição para a redução da dependência de importações, gerando impactos positivos sobre o saldo comercial do país.

Por fim, reforça-se a expectativa de que a participação do diesel biocombustível se eleve na medida em que: (i) novos *clusters* sejam comissionados no país, visto que para este estudo considerou-se apenas um *cluster* por região (o que acabou por limitar o desenvolvimento do potencial teórico total observado, tanto para cada região individualmente quanto para todo o país), (ii) raios de coleta mais abrangentes sejam considerados, aumentando o potencial técnico de biomassa para conversão (e conseqüentemente favorecendo o desenvolvimento do potencial teórico total), e (iii) matérias-primas complementares sejam consideradas, tais quais resíduos de pinus e outros resíduos semelhantes, contribuindo para diversificar a produção de diesel biocombustível e enriquecer sua participação frente ao mercado nacional de combustíveis e de biocombustíveis líquidos.

## 6. Considerações Finais

Este estudo visou à avaliação do potencial de produção de diesel biocombustível a partir da conversão termoquímica da biomassa via Síntese de Fischer-Tropsch no Brasil, de forma a estimar em que medida e a que custos o diesel biocombustível produzido seria capaz de contribuir para a oferta nacional deste combustível líquido e para a redução de emissões de CO<sub>2</sub> relativas ao setor de energia e subsetor de transportes (seja por sua natureza renovável ou adicionalmente por sua associação à captura de carbono).

Conforme demonstrado no segundo capítulo, o consumo brasileiro de derivados de petróleo, especialmente de óleo diesel, vem apresentando significativo crescimento ao longo dos anos. Neste contexto, em função de um esquema de refino deficiente em hidrotratamento e das cada vez mais restritivas especificações dos combustíveis líquidos, a produção nacional de óleo diesel não tem sido suficiente para atender ao aumento da demanda, sendo complementada por um crescente teor de importações. Portanto, sugere-se a avaliação da possibilidade de introdução de diesel biocombustível com o intuito de amenizar a criticidade da oferta de óleo diesel no cenário nacional.

No terceiro capítulo foi apresentada a rota tecnológica selecionada para a produção do diesel biocombustível: conversão termoquímica da biomassa seguida de Síntese de Fischer-Tropsch. Foram discutidas as principais características técnicas relativas às etapas componentes do processo, inclusos os tipos de reatores de gaseificação e reatores de síntese disponíveis, e os impactos resultantes das condições de operação sobre os rendimentos obtidos. Neste sentido, observou-se que os gaseificadores de leito fluidizado e os gaseificadores de leito de arraste se mostram mais aptos à gaseificação da biomassa, embora o desenvolvimento em larga escala desta tecnologia ainda não esteja completamente consolidado.

A metodologia utilizada para a avaliação da rota tecnológica selecionada foi apresentada no quarto capítulo, indicando o procedimento utilizado para a análise técnica através da simulação das diversas etapas componentes do processo (com auxílio dos *softwares* IECM, Aspen HYSYS e Microsoft Excel), e para a análise econômica através das estimativas de custos de produção, preços de *break-even* do óleo marcador e valor do carbono evitado. Adicionalmente apresentaram-se as metodologias utilizadas para análise da planta pioneira (frente à simulação da planta madura), para a construção

da curva de aprendizagem tecnológica e para a estimativa do potencial disponível de biomassa e dos potenciais de produção do diesel biocombustível, nos âmbitos nacional e regional.

Por fim, os resultados obtidos foram dispostos no quinto capítulo. Para a simulação do processo, a biomassa escolhida envolveu os resíduos de eucalipto, em função da maior compatibilidade de biomassas lenhosas para o processo de gaseificação, diante do maior teor de carbono (e consequentemente maior poder calorífico) e dos baixos teores de cinzas e contaminantes. A etapa de gaseificação resultou no aporte (em base horária) de 179,6 toneladas de resíduos de eucalipto e de 93,4 toneladas de oxidante (95% de oxigênio), para a produção de 271,3 toneladas de gás de síntese. A conversão de carbono foi estimada em 99,5% e a *cold gas efficiency* em 69,8%.

As etapas de limpeza do gás de síntese, para remoção de contaminantes e ajuste de composição, e a etapa de remoção de gases ácidos resultaram em um gás de síntese limpo (ajustado para H<sub>2</sub>:CO igual a 2,3) livre de particulados, compostos nitrogenados, compostos halogenados e compostos sulfurados (apresentando aproximadamente 100% de remoção de particulados, amônia, cloreto de hidrogênio e enxofre). Adicionalmente, o dióxido de carbono produzido ao longo do processo foi removido do gás de síntese com 95% de eficiência. A opção de captura de carbono e a subsequente etapa de compressão resultaram em uma corrente de aproximadamente 184,9 toneladas de CO<sub>2</sub> por hora.

Para a etapa de Síntese de Fischer-Tropsch, houve o aporte de aproximadamente 176,94 toneladas por hora de gás de síntese tratado e 36,91 toneladas por hora de gás de reciclo (gás não convertido), resultando na produção de 213,85 toneladas por hora de produtos totais (inclusive o gás não convertido). A taxa de conversão do monóxido de carbono foi estabelecida em 40%. A subsequente etapa de *upgrading* de produtos resultou na separação de 154,70 toneladas por hora de gás não convertido (das quais 36,91 t/h foram recicladas à etapa de síntese e 109,10 t/h foram recicladas à etapa de remoção de gases ácidos, além de 8,69 t/h de purga para ajuste de vazão).

Os rendimentos preliminares indicaram as produções horárias de 4,26 toneladas de GLP (16,6%), 3,79 toneladas de nafta (14,7%), 8,69 toneladas de diesel biocombustível (33,7%) e 9,01 toneladas de gásóleo (35,0%). Estes rendimentos foram

aprimorados pelas etapas de hidrocraqueamento catalítico e hidrotratamento dos produtos, resultando em produções horárias finais estimadas em 4,49 toneladas de GLP (17,2%), 5,65 toneladas de nafta (21,7%), 14,48 toneladas de diesel biocombustível (55,6%) e 1,42 toneladas de gásóleo (5,5%). Neste ponto, cumpre ressaltar a importante contribuição da etapa de *upgrading* de produtos para enriquecimento dos rendimentos obtidos, com destaque para o hidrocraqueamento catalítico responsável pelo aproveitamento de boa parte dos produtos mais pesados (gásóleo), convertendo-os em frações médias, especialmente na faixa do diesel.

Neste contexto, o dimensionamento da unidade de conversão levou ao aporte de 845,5 MW<sub>HHV</sub> em termos de biomassa (em base mássica 180,0 t/h) para a produção de aproximadamente 590 MW<sub>th</sub> em termos de gás de síntese (em base mássica aproximadamente 271,5 t/h). As demandas elétricas para a unidade sem captura de carbono e a unidade com captura de carbono foram estimadas em 51 MW e 52 MW, respectivamente. Por fim, para um fator de capacidade anual estabelecido em 85%, a produção de diesel biocombustível foi estimada em 107.818 toneladas por ano, o que corresponde a 4.572.905 GJ de diesel biocombustível por ano.

Passando à análise econômica, os investimentos em capital total relativos à planta madura foram estimados em US\$ 1.231.661.650,68 para a unidade de conversão sem captura de carbono, e em US\$ 1.247.294.815,22 para a unidade de conversão com captura de carbono. Os custos nivelados do diesel biocombustível relativos à planta madura foram estimados em US\$ 49,69/GJ para a unidade de conversão sem captura de carbono, e em US\$ 50,47/GJ para a unidade de conversão com captura de carbono. Portanto, a introdução do sistema de captura de carbono resultou em um aumento de apenas 1,30% nos custos totais de investimento e 1,84% nos custos nivelados, corroborando as expectativas identificadas na literatura para introdução do sistema de captura sem custos adicionais significativos.

As análises de sensibilidade para avaliação dos custos nivelados do diesel biocombustível identificaram sensibilidade moderada a variações nos preços de subprodutos e nos preços da eletricidade. Os custos nivelados do diesel biocombustível apresentaram conspícua insensibilidade frente a variações no custo da biomassa, o que é coerente visto que o processo trata do reaproveitamento de resíduos para os quais estão associados apenas custos de transporte. Por outro lado, a análise indicou alta

sensibilidade dos custos nivelados frente a variações na taxa de desconto, em função principalmente do caráter capital intensivo da rota tecnológica investigada.

A análise comparativa entre os custos nivelados estimados para o diesel biocombustível produzido e os preços praticados para o diesel fóssil na Costa do Golfo indicou que o diesel biocombustível produzido não se coloca competitivo frente ao diesel de origem fóssil (convencional). Neste contexto, evidencia-se a significativa necessidade de políticas climáticas e energéticas que ofereçam incentivos para promover a competitividade da produção de biocombustíveis a partir de rotas como a investigada por este estudo, em detrimento da produção fóssil.

O preço de *break-even* do óleo marcador relativo à unidade de conversão sem captura de carbono foi avaliado em uma faixa de US\$ 189,82/bbl a US\$ 215,66/bbl. Já para a unidade de conversão com captura de carbono, o preço de *break-even* do óleo marcador foi avaliado em uma faixa de US\$ 192,84/bbl a US\$ 219,09/bbl. Os resultados obtidos mostram-se compatíveis com os resultados apresentados pela literatura. Além disso, é importante notar que este estudo foi conservador em sua análise, não considerando prêmios adicionais em função da alta qualidade do diesel biocombustível produzido (alta cetanagem, baixo teor de enxofre) frente ao diesel fóssil.

O valor do carbono evitado foi determinado em caráter preliminar, em vista das limitações relacionadas ao nível de detalhamento relativo aos fatores de emissão utilizados. O valor de carbono evitado relativo à unidade de conversão sem captura de carbono foi estimado em US\$ 387,43/tCO<sub>2</sub> para a abordagem pela cesta de produtos e em US\$ 749,13/tCO<sub>2</sub> para a abordagem por alocação energética. Já para a unidade de conversão com captura de carbono, o valor de carbono evitado foi de US\$ 78,12/tCO<sub>2</sub> para a abordagem pela cesta de produtos e de US\$ 145,87/tCO<sub>2</sub> para a abordagem por alocação energética. A captura de carbono nesta rota tende a apresentar custo relativamente baixo, o que leva a emissões de carbono fortemente negativas. Estes resultados, associados às estimativas de custos de investimento e custos nivelados do biocombustível demonstram que, para cenários de precificação de carbono, a captura de carbono se coloca intrínseca à rota tecnológica investigada. De fato, para reduzidas diferenças em termos de custos e para o valor de carbono evitado estimado, próximo às faixas previstas para cenários de precificação, não faria sentido o desenvolvimento da rota tecnológica não associada à captura de carbono.

A análise da planta pioneira apresentou investimento em capital total para a unidade de conversão sem captura de carbono de US\$ 2.280.854.908,66, o que corresponde a custos nivelados do diesel biocombustível de US\$ 85,81/GJ (72,7% superiores aos custos nivelados relativos à planta madura). Já para a unidade de conversão com captura de carbono, o investimento em capital total foi estimado em US\$ 2.309.805.213,38, o que corresponde a custos nivelados do diesel biocombustível de US\$ 87,06/GJ (72,5% superiores aos custos nivelados relativos à planta madura).

A construção da curva de aprendizagem para diferentes taxas de aprendizado tecnológico possibilitou a avaliação do número de unidades necessárias para atingir os patamares da planta madura. Para uma taxa de aprendizagem  $R=0,06$ , os custos de investimento em capital total atingem os patamares estabelecidos para a planta madura na 995ª unidade. Para uma taxa de aprendizagem  $R=0,08$ , os custos de investimento em capital total atingem os patamares estabelecidos para a planta madura na 168ª unidade. Para uma taxa de aprendizagem  $R=0,10$ , os custos de investimento em capital total atingem os patamares estabelecidos para a planta madura na 58ª unidade.

Neste ponto, pode-se argumentar que ganhos de escala para a unidade padrão considerada para a avaliação da planta madura se traduziriam em menores números de unidades acumuladas necessárias para atingir os patamares estabelecidos. Além disso, o aprendizado tecnológico poderia vir do comissionamento de plantas similares, com foco em produtos diferentes, tal qual o biojet ou a gasolina automotiva, ou mesmo plantas de gaseificação da biomassa com foco na geração de eletricidade e energia térmica. Reforça-se, portanto, a crucial importância de políticas climáticas e energéticas que apoiem primeiros projetos relativos à rota tecnológica aqui investigada. Dentre as principais políticas e estímulos à rota tecnológica proposta destacam-se o investimento em pesquisa, desenvolvimento e inovação (PD&I), e os mecanismos de precificação de carbono.

Passando à etapa de georreferenciamento, o potencial disponível de resíduos de eucalipto no Brasil foi estimado em 987.291 TJ/ano. Se completamente desenvolvido, este potencial disponível de biomassa resultaria em potencial teórico de produção de diesel biocombustível de 217.185 TJ/ano, o que em termos de volume corresponde a 6.611.407 m<sup>3</sup>/ano. A distribuição regional dos potenciais estimados indica proeminência na participação da Região Sudeste com 41,3% dos potenciais estimados, da Região Sul com 25,0% dos potenciais estimados, e da Região Centro-Oeste com 17,5% dos

potenciais estimados. A Região Nordeste e a Região Norte correspondem a 11,4% e 4,8% dos potenciais estimados, respectivamente.

A avaliação da formação de *clusters* resultou na localização de 2 módulos de conversão em Minas Gerais (Região Sudeste), 2 módulos de conversão no Paraná (Região Sul), 4 módulos de conversão no Mato Grosso do Sul (Região Centro-Oeste), 2 módulos de conversão na Bahia (Região Nordeste) e 1 módulo de conversão no Pará (Região Norte). Os custos do diesel biocombustível (determinados com base na curva de aprendizagem construída) quando considerado o desenvolvimento individual de cada região resultaram em: US\$ 76,67/GJ para a Região Centro-Oeste, US\$ 81,10/GJ para as Regiões Sudeste, Sul e Nordeste, e US\$ 85,81/GJ para a Região Norte. Por outro lado, quando considerado o desenvolvimento conjunto de todas as regiões o custo do diesel biocombustível foi estimado em US\$ 70,68/GJ.

A análise por *clusters* resultou em um potencial técnico relativo aos resíduos de eucalipto estimado em 207.410 TJ/ano, que por sua vez resultou em um potencial dimensionado relativo à produção de diesel biocombustível estimado em 45.626 TJ/ano, o que corresponde a 21,0% do potencial teórico determinado. Quando comparado à demanda verificada para óleo diesel, o potencial dimensionado se mostrou capaz de contribuir com 2,5% da média apresentada para o período 2010-2015, ao passo que o potencial teórico total resultaria na contribuição de 11,9%. Já quando comparado às importações verificadas para óleo diesel, o potencial dimensionado se mostrou capaz de contribuir com 15,2% da média apresentada para o período 2010-2015, ao passo que o potencial teórico total resultaria na contribuição de 72,4%.

Diante do exposto, embora o teor de participação verificado para atendimento da crescente demanda se mostre reduzido, o atendimento ao volume de importações se mostra promissor. Dessa forma, argumenta-se que a produção de diesel biocombustível via Síntese de Fischer-Tropsch pode ser interessante para lidar com um parque refinador que não acompanhou o ritmo de crescimento da demanda e com as dificuldades decorrentes do recrudescimento das especificações vigentes (em função de um diesel biocombustível especificado em alta qualidade), apresentando potencial importante de contribuição para redução da crescente dependência de importações, gerando impactos positivos sobre a balança comercial do país.

Por fim, reforça-se a expectativa de que a produção de diesel biocombustível possa oferecer valiosa contribuição na medida em que novos *clusters* sejam comissionados no país (visto que para este estudo considerou-se a formação de apenas um *cluster* por região), raios de coleta mais abrangentes sejam avaliados e fontes de biomassa semelhantes sejam consideradas (especialmente outros resíduos de biomassa lenhosa). Assim, espera-se fomentar a diversificação da matriz energética nacional, enriquecendo a participação de biocombustíveis a partir de um produto de origem renovável (biomassa lignocelulósica), resultante de rota tecnológica facilmente associada à captura de carbono, em detrimento da produção fóssil que tem dominado o mercado de combustíveis.

No tocante às limitações, as principais dificuldades enfrentadas por este estudo relacionam-se à adaptação do software IECM para simulação de uma unidade de gaseificação 100% alimentada à biomassa, visto que a ferramenta foi desenvolvida para trabalhar com alimentação a carvão mineral. Além disso, a simulação das etapas subsequentes do processo, com auxílio do software Aspen HYSYS adotaram algumas simplificações, principalmente para a simulação da etapa de remoção de gases ácidos (visto que o pacote termodinâmico disponível apresenta limitações próprias) e para a simulação da etapa de síntese (visto que não foi utilizado um modelo cinético para determinação da mistura de produtos). Não obstante, os resultados obtidos se coadunam com os resultados compilados na literatura científica, o que indica que as simplificações de engenharia de processos adotadas foram adequadas.

Finalmente, para estudos futuros recomenda-se:

- Simulação da etapa de gaseificação em ferramenta mais apropriada a lidar com as particularidades da alimentação 100% a biomassa;
- Simulação da etapa de remoção de gases ácidos em maior nível de detalhe;
- Simulação da etapa de síntese incorporando o modelo cinético, para melhor avaliar a distribuição de produtos formados;
- Avaliar em maior nível de detalhe os fatores de emissão utilizados para o cálculo do valor do carbono evitado, com o intuito de melhor representar a realidade brasileira tanto para a produção de biomassa quanto para o funcionamento do refino nacional;

- Considerar a formação de mais *clusters* por região (em detrimento da formação de apenas um *cluster* conduzida por este estudo);
- Considerar a utilização de raios de coleta mais abrangentes (em detrimento do raio de 50 km estabelecido por este estudo);
- Avaliar matérias-primas complementares para a produção de diesel biocombustível, em especial os resíduos de biomassa semelhantes aos resíduos de eucalipto (inicialmente sugere-se a investigação dos resíduos de pinus);
- Avaliar plantas multi-produtos, tais quais unidades de conversão com foco na produção de diesel e querosene de aviação biocombustíveis;
- Avaliar quais políticas e mecanismos de incentivo seriam mais apropriadas à promoção de rotas inovadoras como a rota proposta por este estudo;
- Avaliar o transporte, sequestro ou uso do CO<sub>2</sub> capturado.

## Referências Bibliográficas

- ABRAF, 2013. *Anuário Estatístico - Associação Brasileira de Produtores de Florestas Plantadas*, Brasília, Brasil.
- AIL, S.S. & DASAPPA, S., 2016. Biomass to liquid transportation fuel via Fischer Tropsch synthesis - Technology review and current scenario. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 58, pp.267–286. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2015.12.143>.
- ANP, 2016a. *Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2016*, Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (ANP). Brasil.
- ANP, 2016b. *Preços Médios Ponderados Semanais Praticados por Produtores e Importadores de Derivados de Petróleo (2013-2016)*, Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (ANP). Brasil.
- ANP, 2016c. *Venda de Derivados Combustíveis de Petróleo*, Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (ANP). Brasil.
- AZAR, C. ET AL., 2010. The feasibility of low CO<sub>2</sub> concentration targets and the role of bio-energy with carbon capture and storage (BECCS). *Climatic Change*, 100(1), pp.195–202.
- BALAT, M. ET AL., 2009a. Main routes for the thermo-conversion of biomass into fuels and chemicals. Part 1: Pyrolysis systems. *Energy Conversion and Management*, 50(12), pp.3147–3157.
- BALAT, M. ET AL., 2009b. Main routes for the thermo-conversion of biomass into fuels and chemicals. Part 2: Gasification systems. *Energy Conversion and Management*, 50(12), pp.3158–3168.
- BARROS, M.M. DE, 2014. *ANÁLISE DA FLEXIBILIDADE DO REFINO DE PETRÓLEO PARA LIDAR COM CHOQUES DE DEMANDA DE GASOLINA NO BRASIL*. Tese de D.Sc. - Programa de Planejamento Energético, Universidade Federal do Rio de Janeiro (PPE/COPPE/UFRJ).
- BCB, 2016. Banco Central do Brasil. Available at: <http://www.bcb.gov.br/>.
- BONFÁ, M.H.P., 2011. *Diesel S10: impacto sobre o rendimento do parque de refino brasileiro em 2020 e propostas mitigadoras*. Universidade Federal do Rio de

- Janeiro (COPPE/UFRJ).
- BRASIL, 2016. *Nationally Determined Contribution (NDC) Brazil*, Ministério do Meio Ambiente (MMA), Brasília, Brasil.
- COLLOT, A.-G., 2006. Matching gasification technologies to coal properties. *International Journal of Coal Geology*, 65, pp.191–212.
- VAN DER DRIFT, A., BOERRIGTER, H. & CODA, B., 2004. Entrained flow gasification of biomass. *ECN - Energy Centre of the Netherlands*, (April), p.58. Available at: <https://www.ecn.nl/publications/PdfFetch.aspx?nr=ECN-C--04-039>.
- EIA, 2016. PETROLEUM & OTHER LIQUIDS - Spot Prices.
- ELLIOTT, D.C. ET AL., 2015. Hydrothermal liquefaction of biomass: Developments from batch to continuous process. *Bioresource Technology*, 178, pp.147–156.
- EPE, 2016. *Balanço Energético Nacional - Ano Base 2015*, Empresa de Pesquisa Energética (EPE). Brasil.
- EPE, 2015. *Balanço Energético Nacional - BEN 2015*, Available at: [https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio\\_Final\\_BEN\\_2015.pdf](https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2015.pdf).
- EPE, 2017. Balanço Energético Nacional - Séries Históricas Completas. Available at: <https://ben.epe.gov.br/BENSeriesCompletas.aspx> [Accessed January 30, 2017].
- GATTI, M. ET AL., 2014. Review, modeling, Heat Integration, and improved schemes of Rectisol®-based processes for CO<sub>2</sub> capture. *Applied Thermal Engineering*, 70(2), pp.1123–1140. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.05.001>.
- GUEDES, F.P.C., 2015. *AVALIAÇÃO DE ALTERNATIVAS PARA REDUÇÃO DO USO FINAL DE ENERGIA NO SETOR DE REFINO DE PETRÓLEO BRASILEIRO E ESTIMATIVA DE CUSTOS DE ABATIMENTO DE EMISSÕES DE GASES DE EFEITO ESTUFA*. Dissertação de M.Sc. Programa de Planejamento Energético, Universidade Federal do Rio de Janeiro (PPE/COPPE/UFRJ).
- HIGMAN, C., 2016. *State of the Gasification Industry: Worldwide Gasification and Syngas Databases 2016 Update*, Gasification & Syngas Technologies Conference, Vancouver, Canada.
- HOFFMANN, B.S., 2010. *O ciclo combinado com gaseificação integrada e a captura de*

*CO2: Uma solução para mitigar as emissões de CO2 em termelétricas a carvão em larga escala no curto prazo?* Universidade Federal do Rio de Janeiro (COPPE/UFRJ).

HOFFMANN, B.S., 2013. *O POTENCIAL TERMELÉTRICO A CARVÃO NO RIO GRANDE DO SUL DIANTE RESTRIÇÕES DE DISPONIBILIDADE DE ÁGUA E OBJETIVOS DE REDUÇÃO DE EMISSÕES DE CO2, APLICANDO A QUEIMA EM LEITO FLUIDIZADO*. Tese de D.Sc. - Programa de Planejamento Energético, Universidade Federal do Rio de Janeiro (PPE/COPPE/UFRJ).

IBGE, 2013. SIDRA - Sistema IBGE de Recuperação Automática. Available at: <http://www.sidra.ibge.gov.br/>.

IEA, 2007. *Bioenergy Project Development & Biomass Supply*, International Energy Agency, OECD/IEA. Paris, France.

IEA, 2016. International Energy Agency: Subtopic Bioenergy. Available at: <https://www.iea.org/topics/renewables/subtopics/bioenergy/> [Accessed October 17, 2016].

IECM, 2009. *IECM User Manual*, Department of Engineering & Public Policy (EPP) – Carnegie Mellon University (CMU). Pittsburgh, Pennsylvania (USA).

IPCC, 2014. *Climate Change 2014: Mitigation of Climate Change. Contribution of Working Group III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*, Cambridge, United Kingdom, and New York, NY, USA.

IPCC, 2006. *IPCC Guidelines for National Greenhouse Gases Inventories*, IGES, Japan.

IPCC, 2005. *IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. Prepared by Working Group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change*, Cambridge, United Kingdom, and New York, USA.

JOHNSON, N., PARKER, N. & OGDEN, J., 2014. How negative can biofuels with CCS take us and at what cost? Refining the economic potential of biofuel production with CCS using spatially-explicit modeling. *Energy Procedia*, 63, pp.6770–6791. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2014.11.712>.

JONG, S. DE ET AL., 2015. The feasibility of short-term production strategies for renewable jet fuels – a comprehensive techno-economic comparison. *Biofuels*,

*Bioproducts and Biorefining*, 6(3), pp.246–256.

- KAPETAKI, Z. ET AL., 2015. Process simulation of a dual-stage Selexol process for 95% carbon capture efficiency at an integrated gasification combined cycle power plant. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 39, pp.17–26. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.04.015>.
- KHAN, A.A. ET AL., 2009. Biomass combustion in fluidized bed boilers: Potential problems and remedies. *Fuel Processing Technology*, 90(1), pp.21–50.
- KRIEGLER, E. ET AL., 2014. The role of technology for achieving climate policy objectives: Overview of the EMF 27 study on global technology and climate policy strategies. *Climatic Change*, 123(3–4), pp.353–367.
- LAPUERTA, M. ET AL., 2010. Potential for reducing emissions in a diesel engine by fuelling with conventional biodiesel and Fischer-Tropsch diesel. *Fuel*, 89(10), pp.3106–3113.
- LUQUE, R., CAMPELO, J. & CLARK, J., 2011. *Handbook of Biofuels Production*, Cambridge, United Kingdom: Woodhead Publishing Limited.
- MACHADO, L.R., 2014. *DIMENSIONAMENTO DE SISTEMA DE CORTE, CARREGAMENTO E TRANSPORTE DO EUCALIPTO*. Escola de Economia de São Paulo (EESP) - Fundação Getúlio Vargas (FGV).
- MCTIC, 2016. *Terceira Comunicação Nacional do Brasil à Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima*, Brasília, Brasil.
- MEERMAN, J.C. ET AL., 2011. Performance of simulated flexible integrated gasification polygeneration facilities, Part A: A technical-energetic assessment. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15, pp.2563–2587.
- MEERMAN, J.C. ET AL., 2012. Performance of simulated flexible integrated gasification polygeneration facilities, Part B: Economic evaluation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16(8), pp.6083–6102.
- MEERMAN, J.C. ET AL., 2013. Technical and economic prospects of coal- and biomass-fired integrated gasification facilities equipped with CCS over time. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 16, pp.311–323.
- MOEN, K., 2014. *Modelling and Optimization of a GTL Plant*, Norwegian University of

- Science and Technology (NTNU). Trondheim, Norway.
- NETL, 2013. *Technology Learning Curve (FOAK to NOAK)*, National Energy Technology Laboratory (NETL) U.S. Department of Energy (DOE).
- NETL/DOE, 2013. *Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants - Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity*, National Energy Technology Laboratory (NETL) U.S. Department of Energy (DOE). Available at: <http://www.netl.doe.gov/research/energy-analysis/search-publications/vuedetails?id=1024>.
- NREL, 2012. *Biomass Gasification Technology Assessment Consolidated Report*, National Renewable Energy Laboratory. Colorado, US.
- NREL, 2010. *Techno-Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification*, National Renewable Energy Laboratory. Colorado, US.
- OLIVEIRA, C.C.N. DE, 2015. POTENCIAL TÉCNICO E ECONÔMICO DA APLICAÇÃO DE ROTAS DE CAPTURA DE CARBONO EM PROCESSOS INDUSTRIAIS BRASILEIROS. , 1, pp.1–18.
- PANWAR, N.L., KOTHARI, R. & TYAGI, V. V., 2012. Thermo chemical conversion of biomass - Eco friendly energy routes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16(4), pp.1801–1816.
- PATEL, M., ZHANG, X. & KUMAR, A., 2016. Techno-economic and life cycle assessment on lignocellulosic biomass thermochemical conversion technologies: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 53, pp.1486–1489.
- PORTUGAL-PEREIRA, J. ET AL., 2015. Agricultural and agro-industrial residues-to-energy: Techno-economic and environmental assessment in Brazil. *Biomass and Bioenergy*, 81(April), pp.521–533.
- PROCESSAMENTO DIGITAL, 2014. Mapa de Densidade de Kernel. Available at: <http://www.processamentodigital.com.br/2014/09/07/qgis24-mapa-de-densidade-de-kernel/> [Accessed July 10, 2016].
- ROCHEDO, P.R.R., 2011. *Análise econômica sob incerteza da captura de carbono em termelétricas a carvão: retrofitting e capture-ready*. Universidade Federal do Rio de Janeiro (COPPE/UFRJ). Available at:

- <http://ppe.ufrj.br/ppe/production/tesis/prochedo.pdf>.
- ROCHEDO, P.R.R. ET AL., 2016. Carbon capture potential and costs in Brazil. *Journal of Cleaner Production*, 131, pp.280–295.
- RODRIGUES, N. & LOSEKANN, L., 2015. Análise da demanda por óleo diesel no Brasil. *5th Latin American Energy Economics Meeting*.
- ROY, P., 2016. *Characterization of biomass as a feedstock of alternate fuels*, University of Guelph, Ontario, Canada.
- SILVA, M.I.M.T. DA, 2015. *Estudo de mitigação de gases de efeito estufa na produção de petróleo brasileira - ênfase off-shore*. Universidade Federal do Rio de Janeiro (COPPE/UFRJ). Available at: <http://www.ppe.ufrj.br/ppe/production/tesis/imperio.pdf>.
- STENDARDO, S. ET AL., 2016. High quality syngas production via steam-oxygen blown bubbling fluidised bed gasifier. *Energy*, 103, pp.697–708. Available at: <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0360544216302559>.
- SWANSON, R.M. ET AL., 2010. Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification. *Fuel*, 89, pp.S11–S19.
- SZKLO, A.S., ULLER, V.C. & BONFÁ, M.H., 2012. *Fundamentos do Refino de Petróleo - Tecnologia e Economia* 3a. Edição., Rio de Janeiro: Editora Interciência.
- TOOR, S.S., ROSENDAHL, L. & RUDOLF, A., 2011. Hydrothermal liquefaction of biomass: A review of subcritical water technologies. *Energy*, 36(5), pp.2328–2342.
- VITAL, M.H.F., 2007. Impacto Ambiental de Florestas de Eucalipto. *Revista do BNDES*, 14(28), pp.235–276.
- VAN VLIET, O.P.R., FAAIJ, A.P.C. & TURKENBURG, W.C., 2009. Fischer-Tropsch diesel production in a well-to-wheel perspective: A carbon, energy flow and cost analysis. *Energy Conversion and Management*, 50(4), pp.855–876. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2009.01.008>.
- WANG, L. ET AL., 2008. Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production. *Biomass and Bioenergy*, 32(7), pp.573–581.
- WOOD ENERGY, 2016. Wood Energy: List and values of wood fuel parameters.

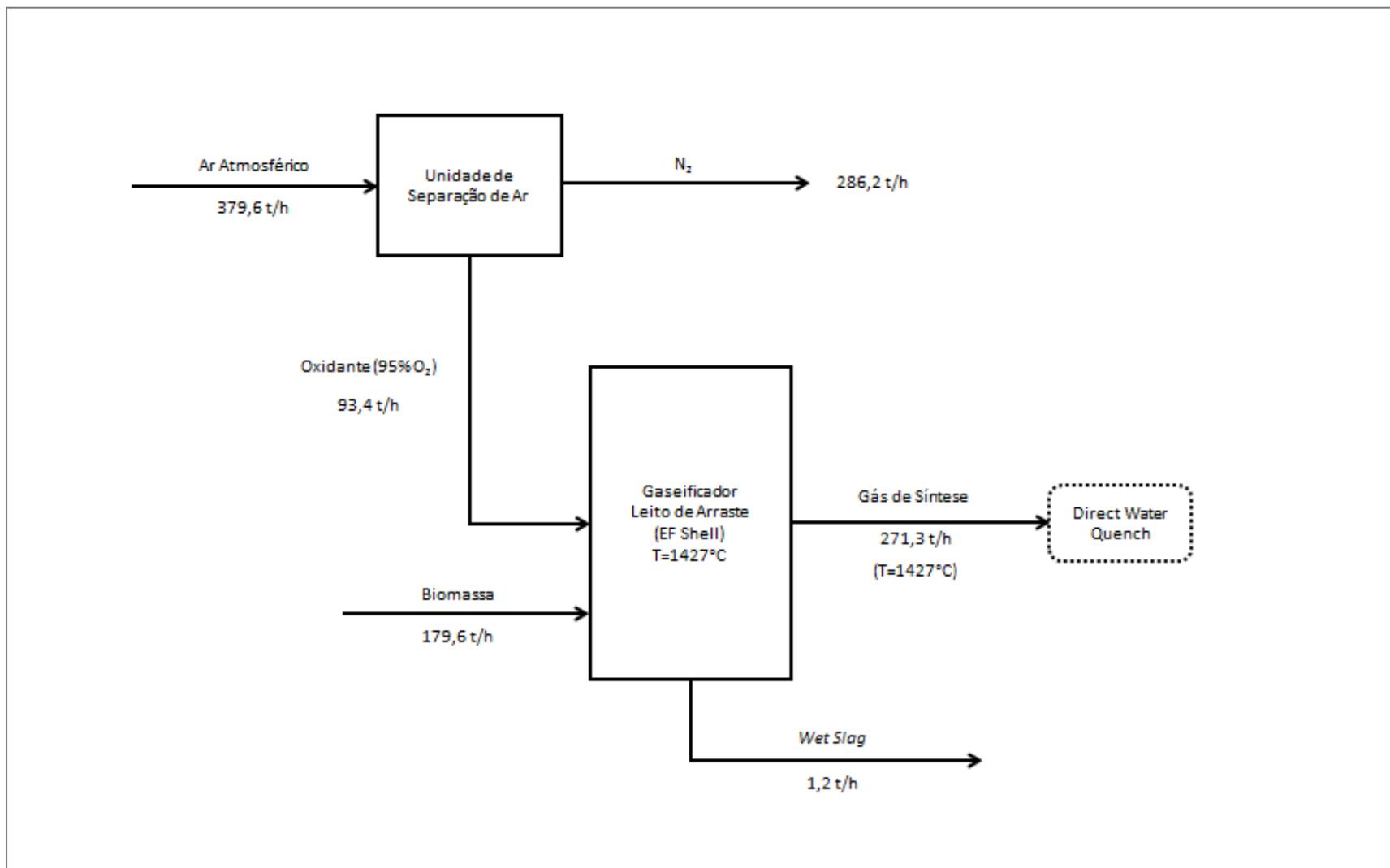
Available at: <http://www.woodenergy.ie/woodasafuel/> [Accessed December 4, 2016].

XEBEC, 2016. Pressure Swing Adsorption (PSA). Available at: <http://www.xebecinc.com/technology-what-is-psa.php> [Accessed December 29, 2016].

XIAO, J. ET AL., 2016. Thermal effects on breakthrough curves of pressure swing adsorption for hydrogen purification. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(19), pp.8236–8245.

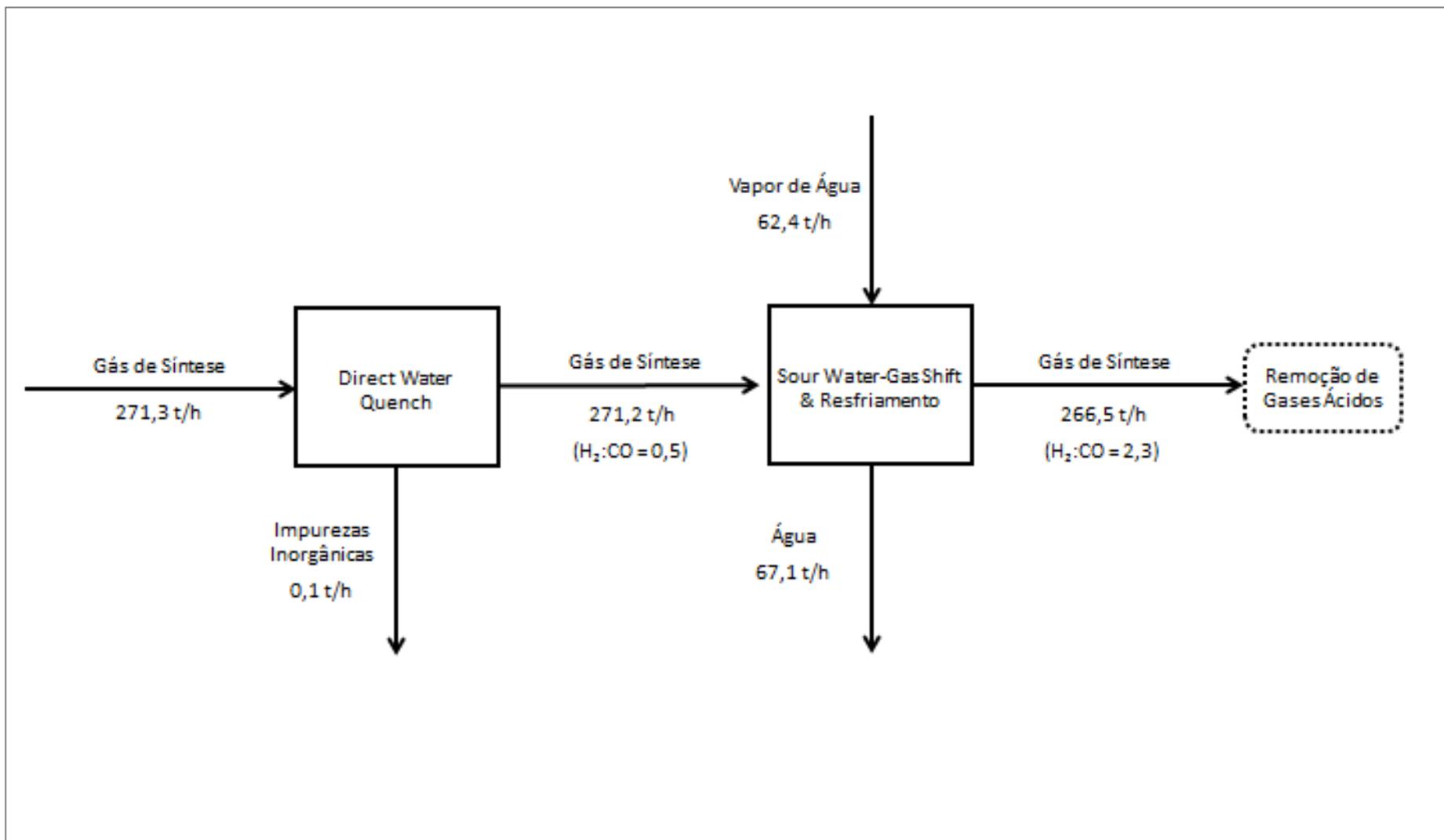
## **Anexo I**

O Anexo I apresenta os fluxogramas simplificados do processo, detalhando cada etapa individualizada, inclusos os balanços gerais de massa e principais parâmetros de operação.



**Figura I-A: Etapa de Gaseificação**

Fonte: Elaboração própria



**Figura I-B: Etapa de Limpeza e Ajuste de Composição do Gás de Síntese**

Fonte: Elaboração própria

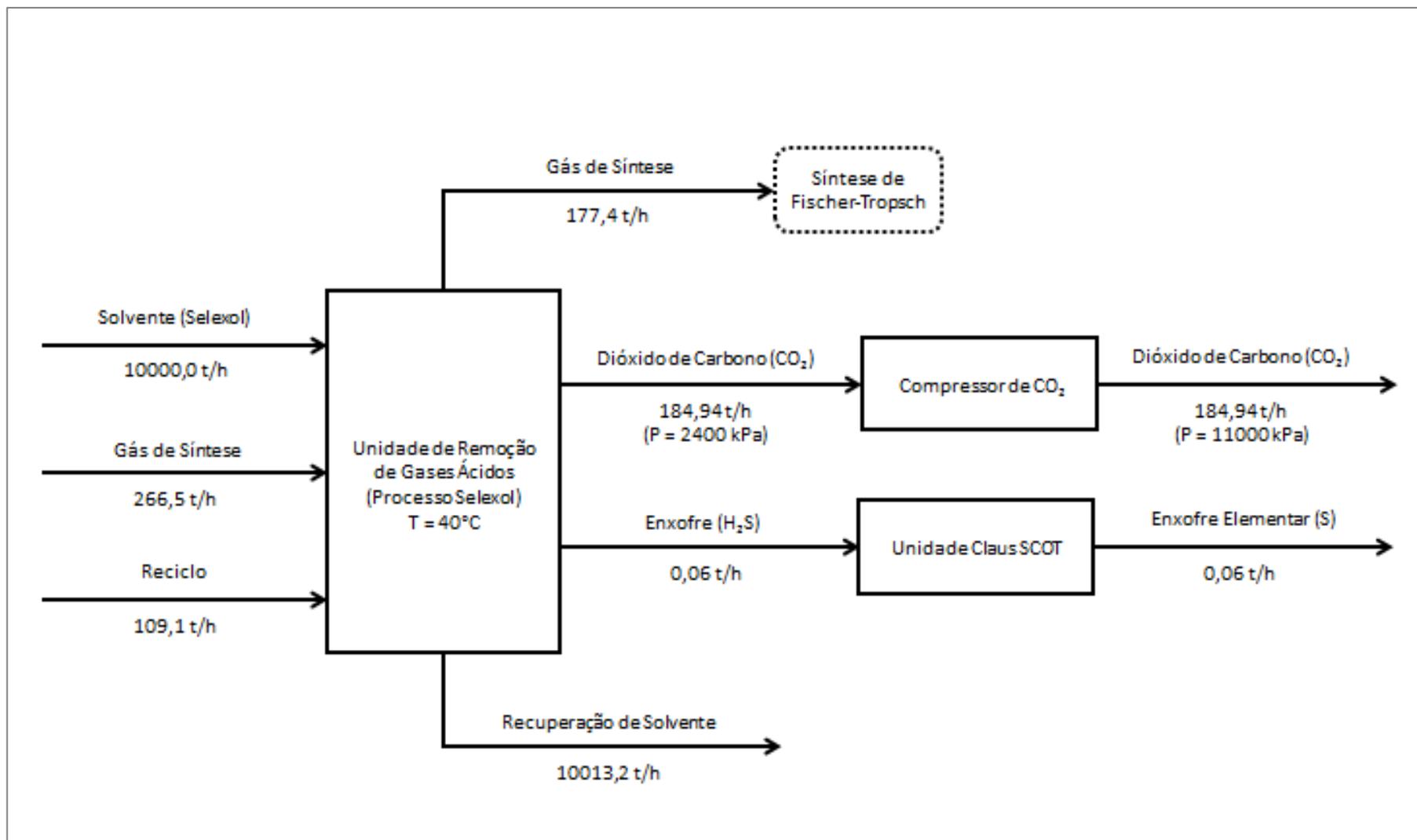
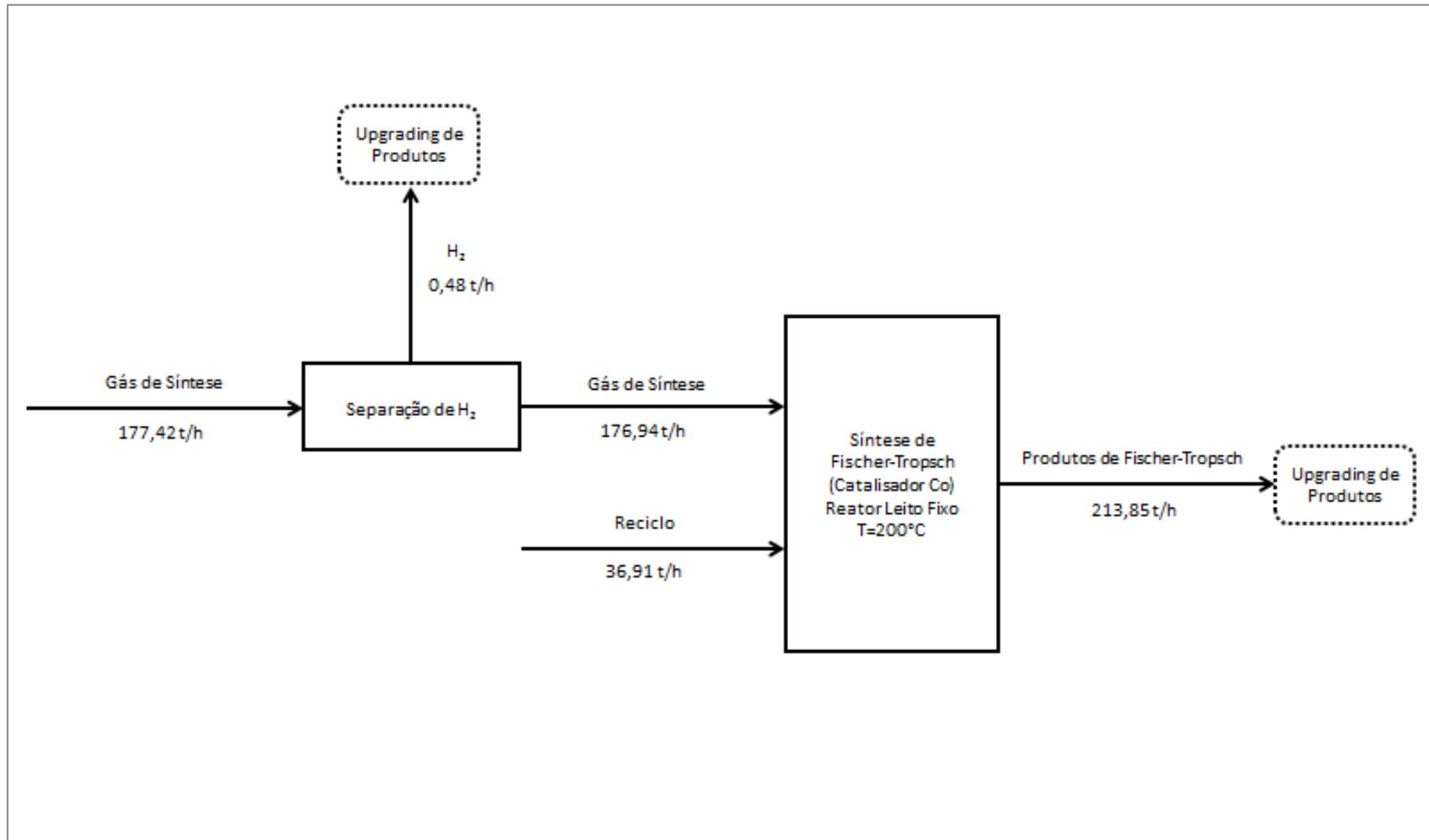


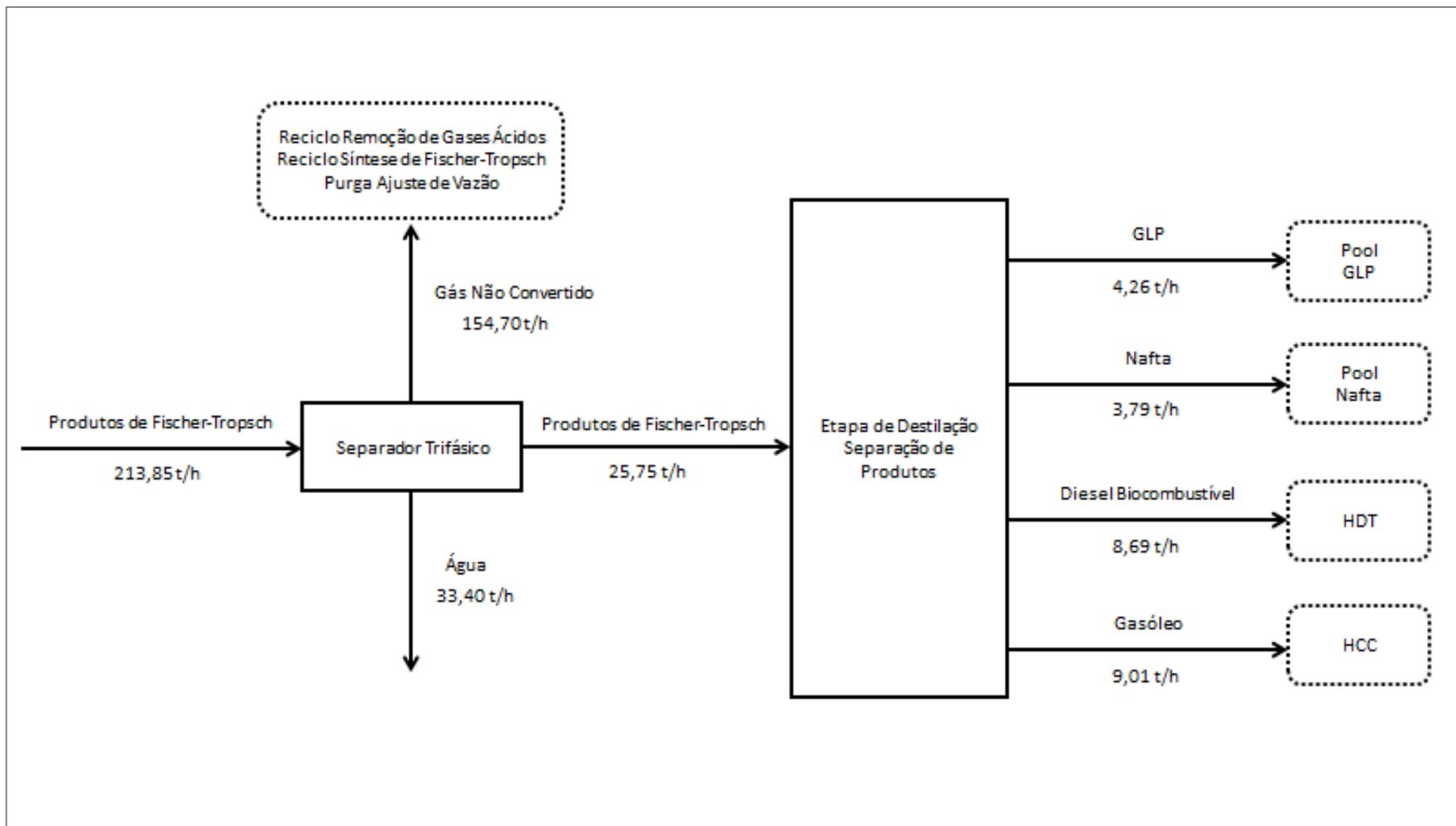
Figura I-C: Etapa de Remoção de Gases Ácidos

Fonte: Elaboração própria



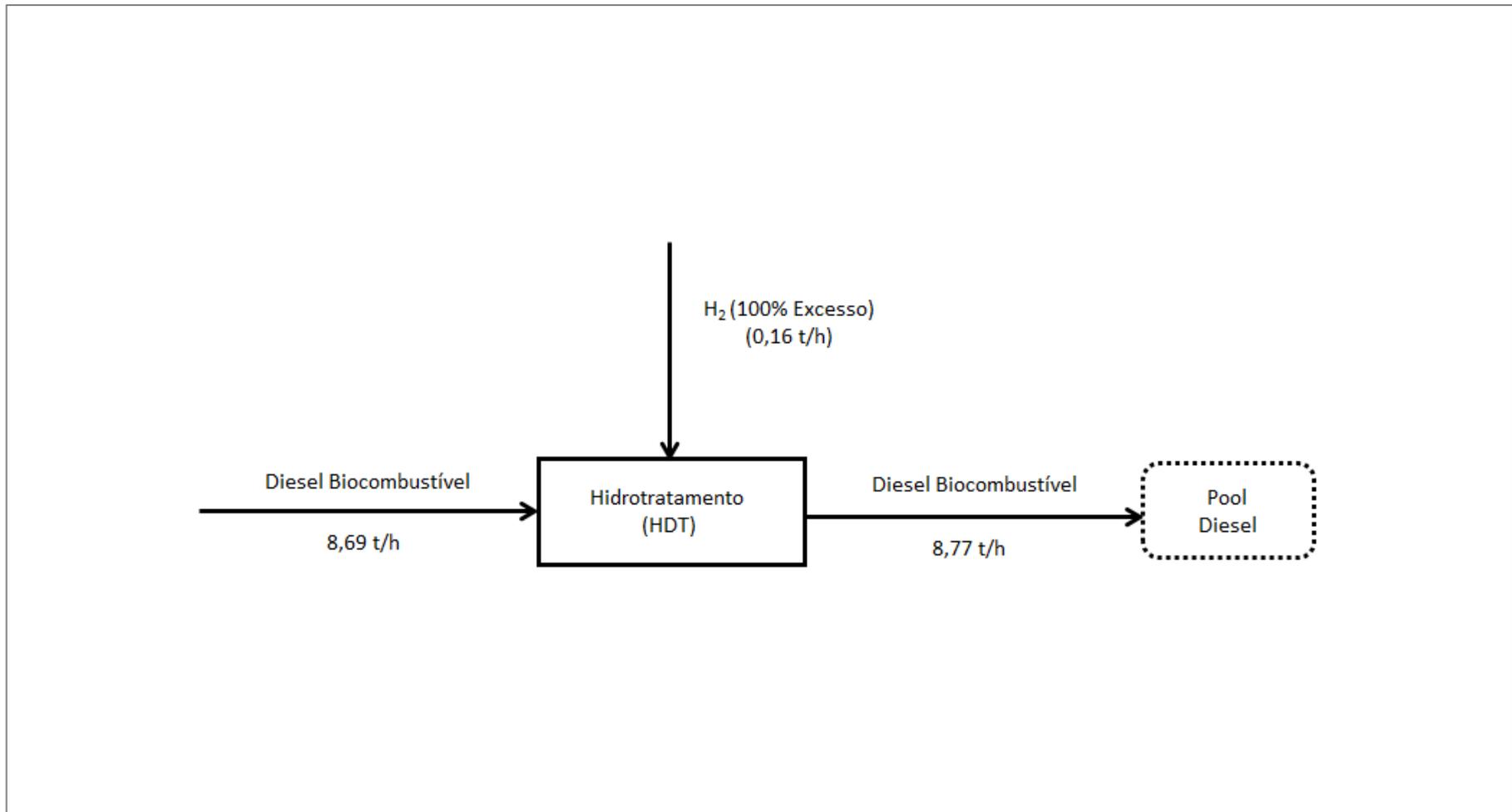
**Figura I-D: Etapa de Síntese de Fischer-Tropsch**

Fonte: Elaboração própria



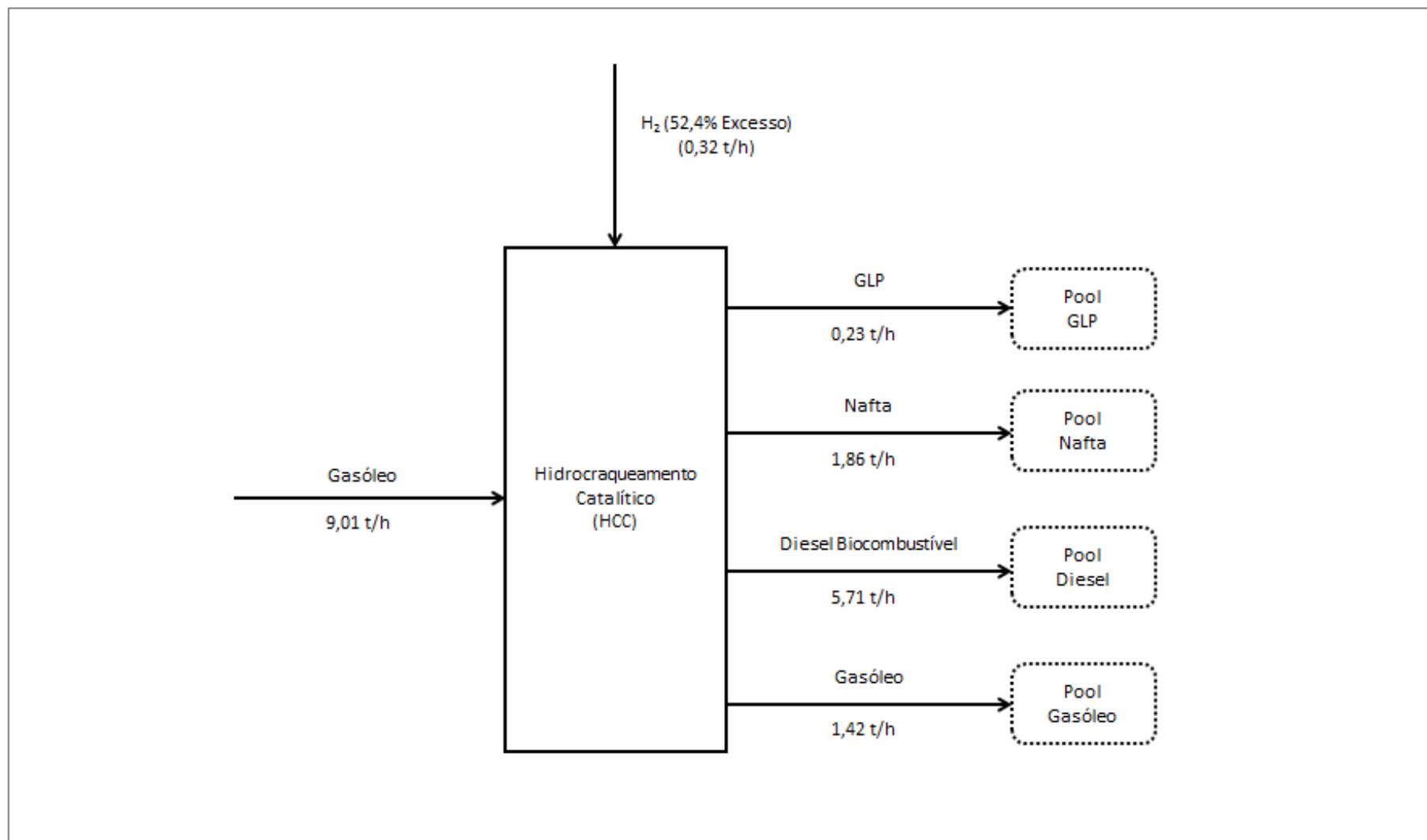
**Figura I-E: Etapa de Upgrading de Produtos (Unidade de Destilação)**

Fonte: Elaboração própria



**Figura I-F: Etapa de Upgrading de Produtos (Unidade de Hidrotratamento)**

Fonte: Elaboração própria

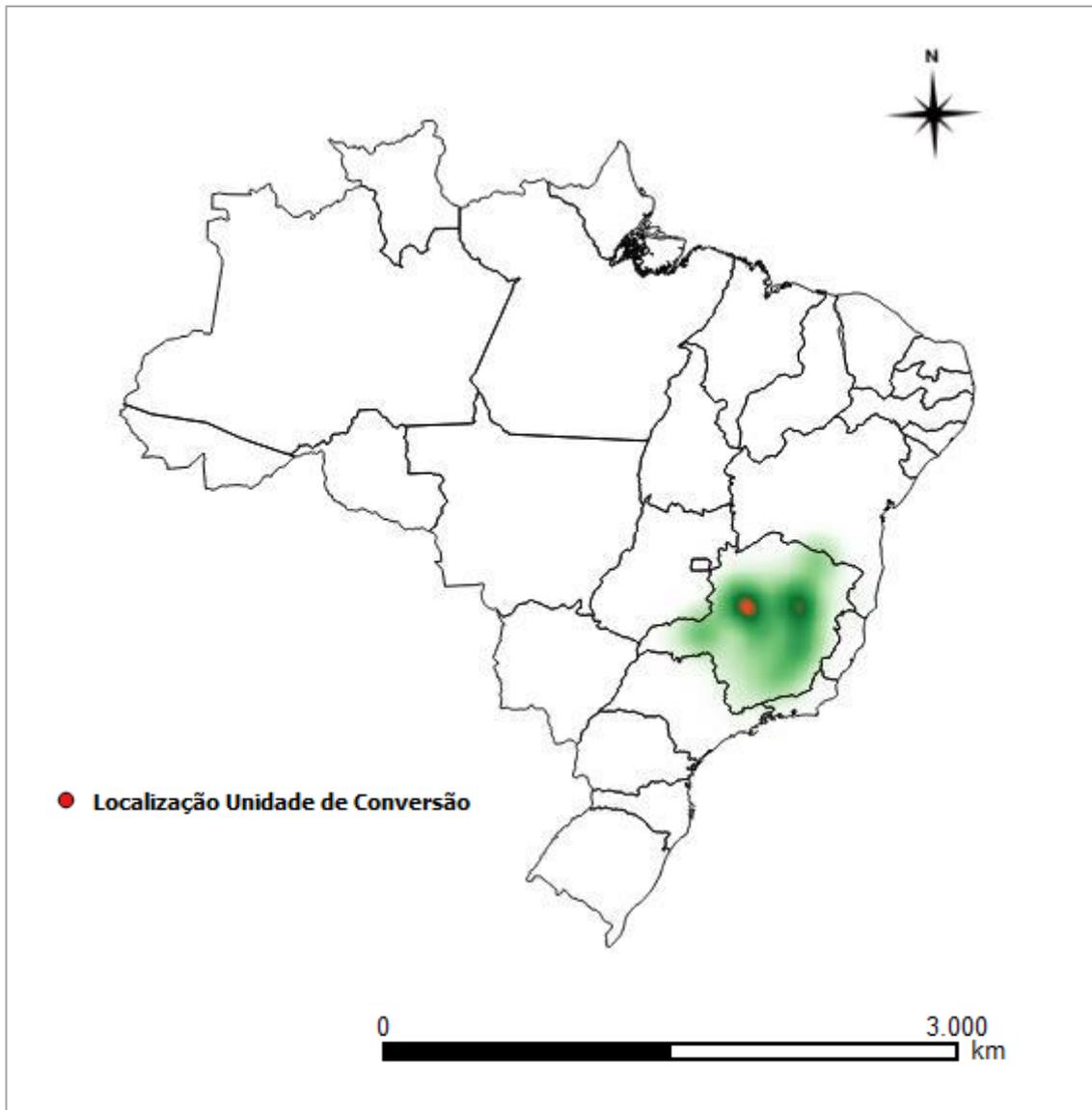


**Figura I-G: Etapa de Upgrading de Produtos (Unidade de Hidrocraqueamento Catalítico)**

Fonte: Elaboração própria

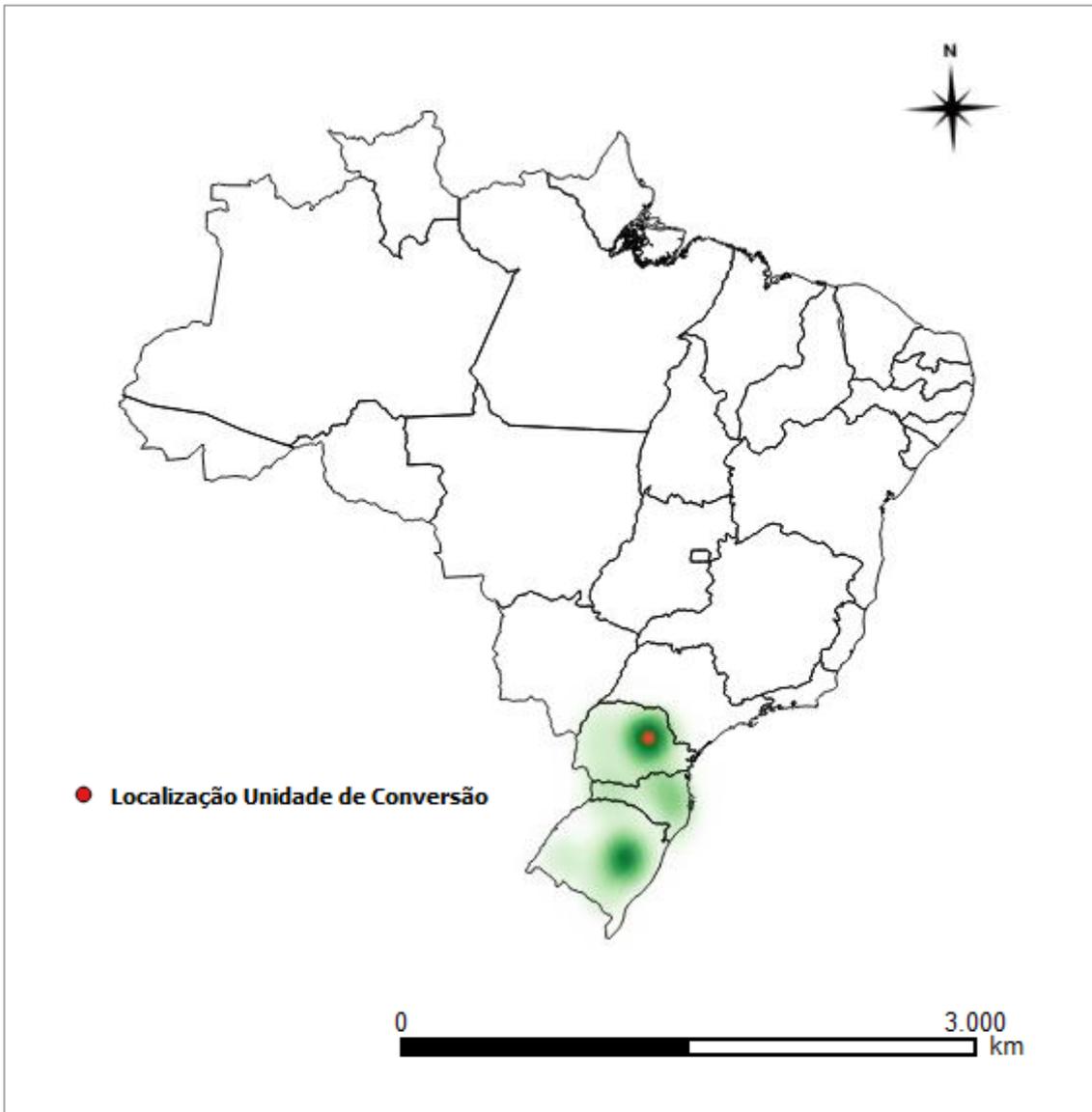
## Anexo II

O Anexo II apresenta os mapas de calor obtidos para as diferentes regiões do Brasil: Sudeste, Sul, Norte, Nordeste e Centro-Oeste.



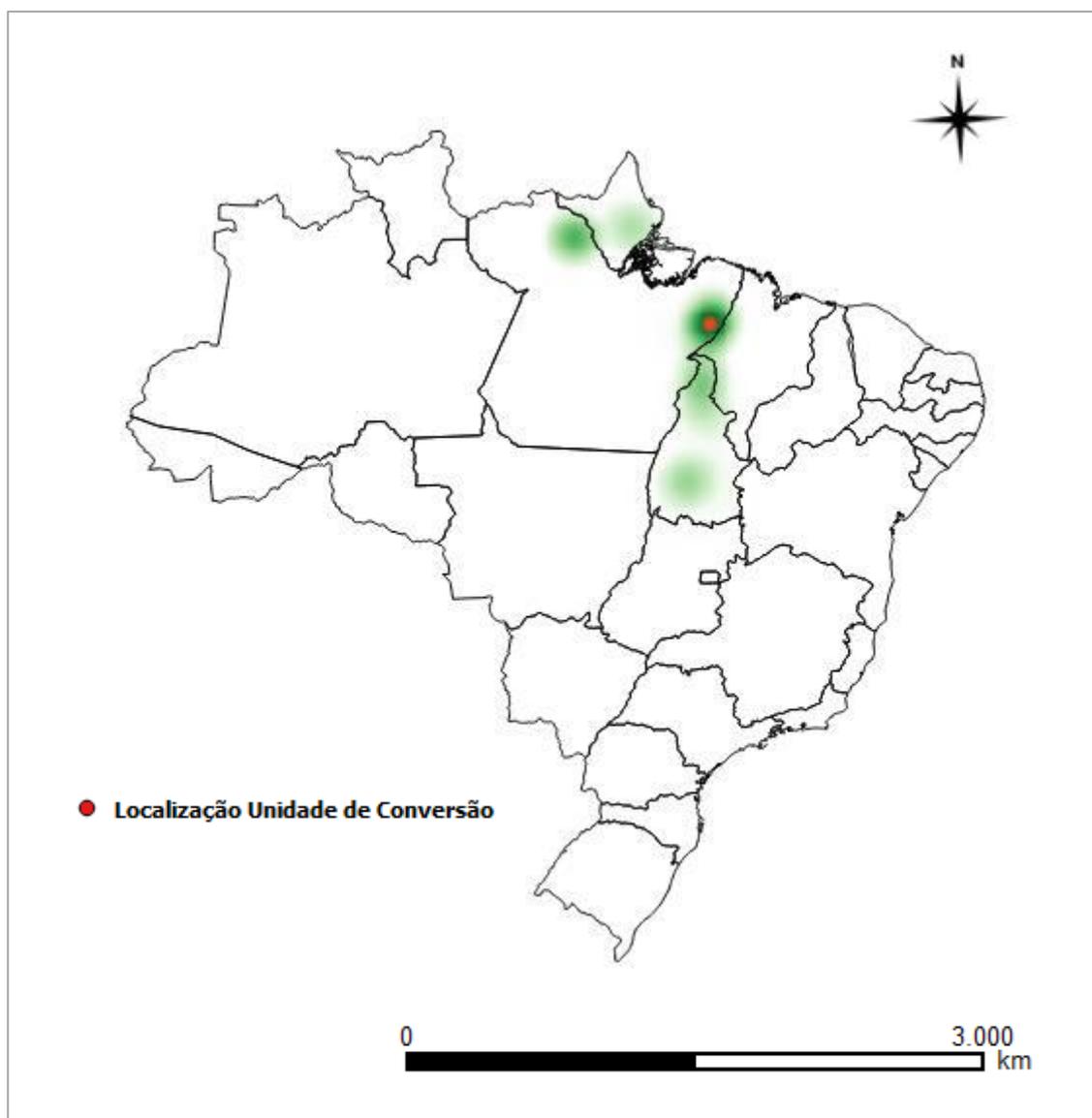
**Figura II-A: Mapa de Calor (Método Kernel) Região Sudeste**

Fonte: Elaboração própria (*Software QGIS*)



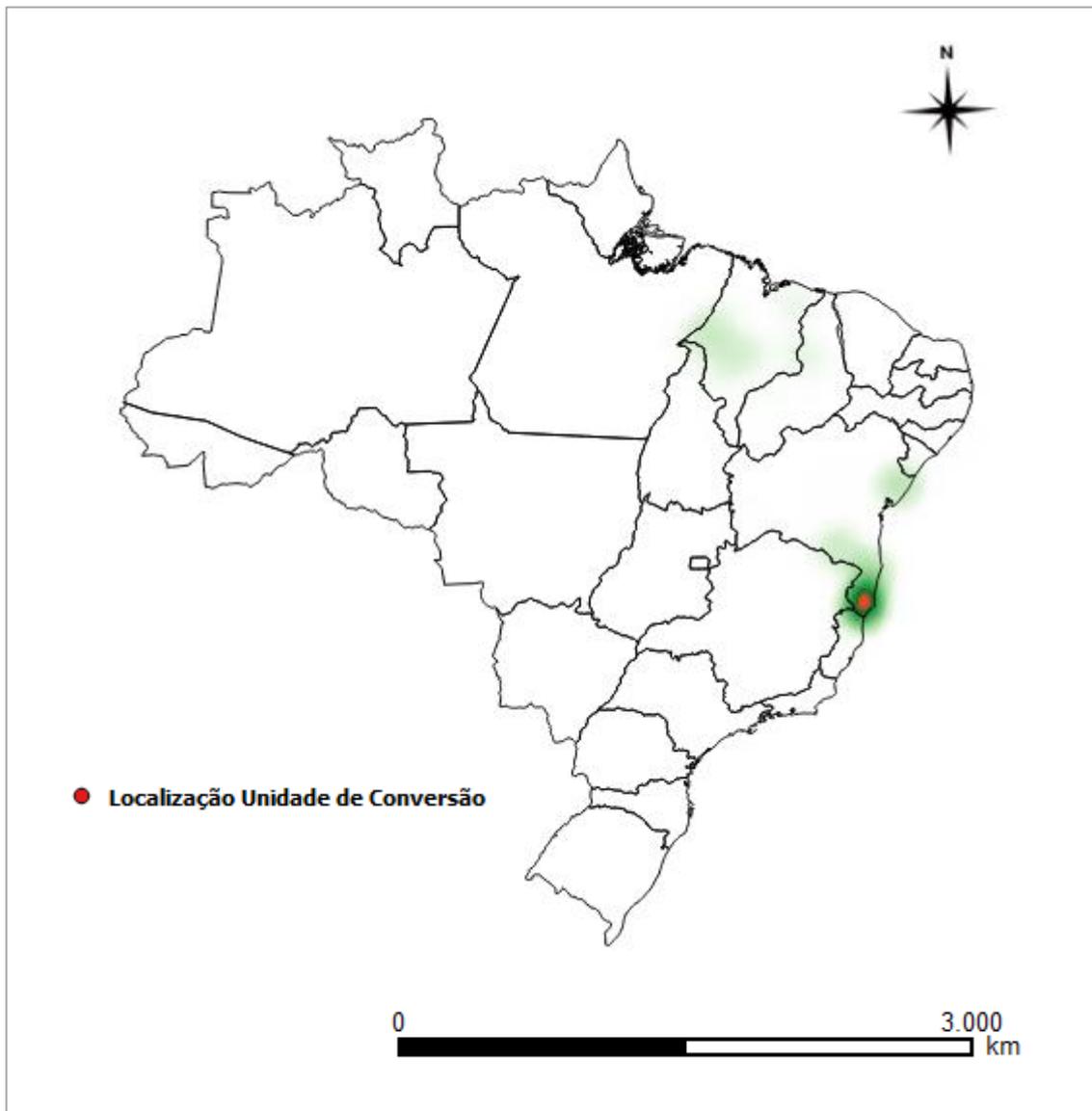
**Figura II-B: Mapa de Calor (Método Kernel) Região Sul**

Fonte: Elaboração própria (*Software QGIS*)



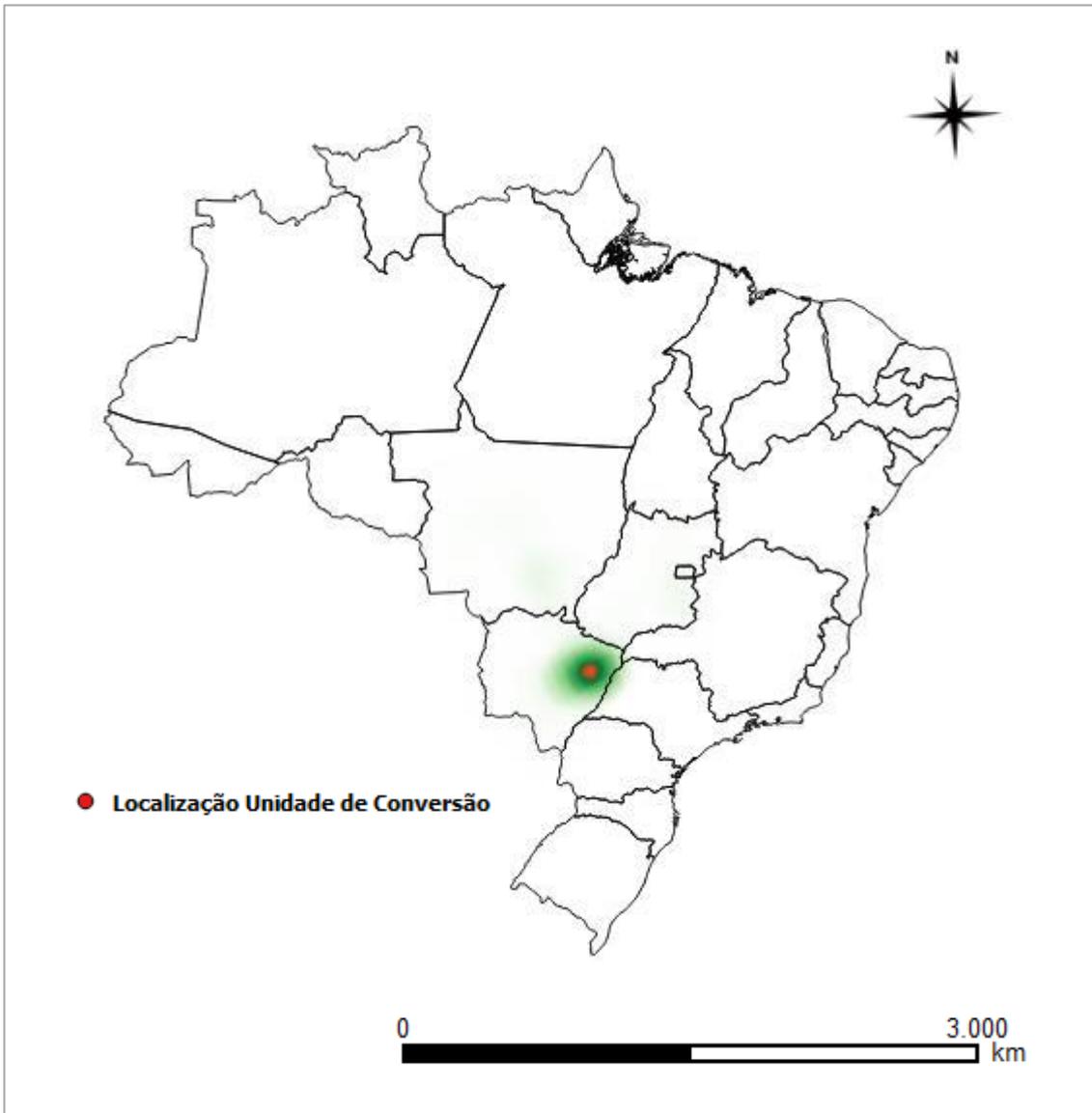
**Figura II-C: Mapa de Calor (Método Kernel) Região Norte**

Fonte: Elaboração própria (*Software QGIS*)



**Figura II-D: Mapa de Calor (Método Kernel) Região Nordeste**

Fonte: Elaboração própria (*Software* QGIS)



**Figura II-E: Mapa de Calor (Método Kernel) Região Centro-Oeste**

Fonte: Elaboração própria (*Software* QGIS)

### Anexo III

O Anexo III apresenta os potenciais técnicos de resíduos de eucalipto resultantes da abordagem por *clusters* para as diferentes regiões do Brasil.

**Tabela III-A. Potenciais Técnicos de Resíduos de Eucalipto: Região Sudeste**

Código IBGE	Município	UF	Potencial Técnico Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)	Potencial Técnico Resíduo de Eucalipto (t/ano)
3109402	Buritizeiro	MG	4.047,9	260.988,750
3136306	João Pinheiro	MG	18.890,4	1.217.947,500
3138104	Lassance	MG	4.119,0	265.567,500
3143500	Morada Nova de Minas	MG	3.551,0	228.937,500
3161700	São Gonçalo do Abaeté	MG	149,1	9.615,375
3169356	Três Marias	MG	4.716,9	304.120,575
Total Região Sudeste			35.474	2.287.177

Fonte: Elaboração própria, com base em SIDRA (IBGE 2013)

**Tabela III-B. Potenciais Técnicos de Resíduos de Eucalipto: Região Sul**

Código IBGE	Município	UF	Potencial Técnico Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)	Potencial Técnico Resíduo de Eucalipto (t/ano)
4101606	Arapoti	PR	1.704,4	109.890,0
4104907	Castro	PR	497,1	32.051,3
4107009	Curiúva	PR	1.846,4	119.047,5
4107751	Figueira	PR	262,2	16.904,7
4109708	Ibaiti	PR	277,0	17.857,1
4110078	Imbaú	PR	1.796,7	115.842,4
4117305	Ortigueira	PR	7.434,7	479.349,3
4119400	Piraí do Sul	PR	198,8	12.820,5
4121703	Reserva	PR	6.391,5	412.087,5
4126207	Sapopema	PR	710,2	45.787,5
4127106	Telêmaco Borba	PR	12.612,5	813.186,0
4127502	Tibagi	PR	3.976,9	256.410,0
4128534	Ventania	PR	1.846,4	119.047,5
Total Região Sul			39.554,9	2.550.281,3

Fonte: Elaboração própria, com base em SIDRA (IBGE 2013)

**Tabela III-C. Potenciais Técnicos de Resíduos de Eucalipto: Região Norte**

Código IBGE	Município	UF	Potencial Técnico Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)	Potencial Técnico Resíduo de Eucalipto (t/ano)
1502939	Dom Eliseu	PA	4.261,0	274.725,0
1505502	Paragominas	PA	4.261,0	274.725,0
1508126	Ulianópolis	PA	5.723,9	369.047,3
2105427	Itinga do Maranhão <sup>(A)</sup>	MA	1.537,2	99.111,6
Total Região Norte			15.783,1	1.017.608,9

<sup>(A)</sup> O município de Itinga do Maranhão foi considerado em função de sua proximidade ao cluster determinado para a Região Norte.

Fonte: Elaboração própria, com base em SIDRA (IBGE 2013)

**Tabela III-D. Potenciais Técnicos de Resíduos de Eucalipto: Região Nordeste**

Código IBGE	Município	UF	Potencial Técnico Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)	Potencial Técnico Resíduo de Eucalipto (t/ano)
2900801	Alcobaça	BA	6.123,2	394.789,0
2906907	Caravelas	BA	10.633,0	685.557,9
2912806	Ibirapuã	BA	1.610,4	103.827,7
2915601	Itamaraju	BA	23,9	1.538,5
2918902	Lajedão	BA	477,1	30.760,0
2921104	Medeiros Neto	BA	702,4	45.283,8
2922003	Mucuri	BA	8.060,9	519.724,8
2923001	Nova Viçosa	BA	7.572,6	488.241,3
2925501	Prado	BA	854,3	55.082,4
2931350	Teixeira de Freitas	BA	1.800,6	116.089,6
2933257	Vereda	BA	479,8	30.934,0
Total Região Nordeste			38.338,1	2.471.829,0

Fonte: Elaboração própria, com base em SIDRA (IBGE 2013)

**Tabela III-E. Potenciais Técnicos de Resíduos de Eucalipto: Região Centro-Oeste**

Código IBGE	Município	UF	Potencial Técnico Resíduos de Eucalipto (TJ/ano)	Potencial Técnico Resíduo de Eucalipto (t/ano)
5000203	Água Clara	MS	16.759,9	1.080.585,0
5002308	Brasilândia	MS	8.237,9	531.135,0
5007109	Ribas do Rio Pardo	MS	24.855,7	1.602.562,5
5008305	Três Lagoas	MS	28.406,6	1.831.500,0
Total Região Centro-Oeste			78.260,1	5.045.782,5

Fonte: Elaboração própria, com base em SIDRA (IBGE 2013)