



AVALIAÇÃO DE ESTRATÉGIAS PARA A GASEIFICAÇÃO DE RESÍDUOS DE BIOMASSA CONFORME ASPECTOS LOGÍSTICOS E TECNOLÓGICOS

Vitor Eduardo Monteiro de Castro

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.

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Rio de Janeiro
Março de 2020

AVALIAÇÃO DE ESTRATÉGIAS PARA A GASEIFICAÇÃO DE RESÍDUOS DE
BIOMASSA CONFORME ASPECTOS LOGÍSTICOS E TECNOLÓGICOS

Vitor Eduardo Monteiro de Castro

TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO 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 DOUTOR EM CIÊNCIAS EM
PLANEJAMENTO ENERGÉTICO.

Orientador: Prof. Dr. Alexandre Salem Szklo

Aprovada por: Prof. Dr. Alexandre Salem Szklo

Prof. Dr. Pedro Rua Rodrigues Rochedo

Profa. Dra. Bettina Susanne Hoffmann

Prof. Dr. Silvio Carlos Anibal de Almeida

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

MARÇO DE 2020

Castro, Vitor Eduardo Monteiro de

Avaliação de estratégias para a gaseificação de resíduos da biomassa conforme aspectos logísticos e tecnológicos/ Vitor Eduardo Monteiro de Castro. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE. 2020.

XXV, 230 p.: il.; 29,7 cm.

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Planejamento Energético, 2020.

Referências Bibliográficas: p. 198-205

1. Bioenergia. 2. Pré-tratamento de Biomassa. 3. Cadeia de Suprimentos. 4. Resíduos Agrícolas. I. Szklo, Alexandre Salem. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Planejamento Energético. III. Título.

« Seul l'inconnu épouvante les hommes. Mais, pour quiconque l'affronte, il n'est déjà plus l'inconnu. »

- Antoine de Saint-Exupéry

Agradecimentos

Agradeço a Deus por me permitir esse momento e ter me guiado até aqui.

Agradeço profundamente a meu orientador Prof. Alexandre Szklo, que demonstrou ser mais que um brilhante e inspirador professor, mas também um orientador extraordinário e uma pessoa incrível. Sem seu apoio essa dissertação não existiria.

Agradeço aos professores e funcionários do PPE que além terem sido emissários do conhecimento que me permitiu realizar esta dissertação, foram sempre acolhedores, me fizeram sentir incluído e estiveram sempre prontos a me orientar.

Agradeço a minha família, em especial à minha mãe Simíramis, ao meu pai Antonio e ao meu irmão Paulo, que sempre acreditaram em mim e sempre me incentivaram a perseguir meus objetivos com fé e perseverança, por todo carinho e compreensão mesmo nos momentos mais difíceis.

Agradeço à minha namorada Láila pelo apoio quando precisei, por acreditar em minha capacidade e estar ao meu lado nos bons e maus momentos, sempre sabendo me alegrar e me consolar.

Agradeço aos colegas alunos do PPE que foram mais que colegas e com quem compartilhamos muitos momentos de estudo, concentração e diversão.

Agradeço ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pelo apoio financeiro no período de realização desta dissertação.

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

AVALIAÇÃO DE ESTRATÉGIAS PARA A GASEIFICAÇÃO DE RESÍDUOS DE BIOMASSA CONFORME ASPECTOS LOGÍSTICOS E TECNOLÓGICOS

Vitor Eduardo Monteiro de Castro

Março/2020

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Programa: Planejamento Energético

As tecnologias de tratamento e uso energético de biomassa têm recebido destaque devido ao seu potencial de gerar vetores energéticos e mitigar emissões de gases do efeito estufa. Uma das tecnologias promissoras para conversão energética de biomassa é a gaseificação, processo que converte matéria orgânica sólida em gás de síntese. Contudo, a sua viabilidade técnica e econômica depende de fatores como composição da biomassa, tipo do reator de gaseificação, escala da produção, sazonalidade da biomassa, logística do transporte, tratamento intermediário e composição do gás de síntese. Este trabalho avalia a utilização de resíduos de biomassa da agricultura em cadeias de processo de gaseificação, comparando duas estratégias básicas: gaseificação centralizada e gaseificação dispersa de biomassa. Para cada estratégia são definidas cadeias de produção de gás de síntese a partir da biomassa *in natura*; e foi elaborado um modelo matemático para estimar rendimentos dos processos, energia útil final e custos nivelados por biomassa, gás de síntese e energia. Para o estudo de caso do bagaço de cana-de-açúcar em uma região relevante brasileira, os resultados mostram que a estratégia centralizada de gaseificação do resíduo bagaço possui um custo de gás de síntese nivelado inferior àquele da estratégia dispersa para condições aproximadas da realidade do processamento da cana de açúcar. As análises de sensibilidade mostram que este resultado é muito afetado por escala, taxa de desconto, tempo de vida do projeto e preço da eletricidade, contudo.

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

EVALUATION OF STRATEGIES FOR THE GASIFICATION OF BIOMASS WASTE
RESIDUES ACCORDING TO TECHNOLOGICAL AND LOGISTIC ASPECTS

Vitor Eduardo Monteiro de Castro

March/2020

Advisor: Alexandre Salem Szklo

Department: Energy Planning

The technologies for the treatment and energetic use of biomass have received prominence due to their potential to generate energy vectors and mitigate greenhouse gas emissions. One of the promising technologies for biomass energy conversion is gasification, a process that converts solid organic matter into synthesis gas. However, its technical and economic viability depends on factors such as biomass composition, gasification reactor design, scale of production, biomass seasonality, transport logistics, intermediate treatment and output synthesis gas composition. This work evaluates the use of biomass residues from agriculture in gasification process chains, comparing two basic strategies: centralized biomass gasification and dispersed biomass gasification. For each strategy, synthesis gas production chains are defined from fresh biomass; and a mathematical model was developed to estimate process yields, final available energy and leveled costs for biomass, synthesis gas and energy. For the study case of sugarcane bagasse in a relevant Brazilian region, the results show that the centralized strategy of gasification of the bagasse residue has a leveled synthesis gas cost lower than that of the dispersed strategy for conditions close to the reality of the sugar cane processing. Sensitivity analyzes show that this result is greatly affected by the production scale, discount rate, project life and electricity price, however.

Sumário

Sumário.....	viii
1. Introdução.....	1
1.1 Contextualização	1
1.2 Relevância do tema	4
1.3 Objetivos	5
1.3.1 Objetivo Geral.....	5
1.3.2 Objetivos específicos.....	5
1.4 Estrutura Geral.....	6
2 Descrição Tecnológica.....	7
2.1 Biomassa	7
2.1.1 Análise de composição da biomassa.....	9
2.1.2 Rotas de conversão da biomassa.....	14
2.2 Pré-tratamento da Biomassa.....	15
2.2.1 Secagem da biomassa	15
2.2.2 Moagem.....	18
2.2.3 Peletização e Briquetização	19
2.2.4 Torrefação	20
2.2.5 Pirólise lenta	23
2.2.6 Pirólise rápida.....	24
2.3 Gaseificação de Biomassa	25
2.3.1 Processos físico-químicos da gaseificação	28
2.3.2 Reatores de gaseificação.....	33
2.3.3 Reatores de leito fixo.....	33
2.3.4 Reatores de leito de arraste	35
2.3.5 Reatores de leito fluidizado	40
2.3.6 Peculiaridades da gaseificação com biomassa	46
2.3.7 Rotas para uso do gás de síntese	47
2.4 Logística.....	48

2.4.1	Custos de transporte de biomassa no Brasil	49
2.4.2	Armazenamento de biomassa	50
2.4.3	Estratégia de logística	52
3	Metodologia.....	54
3.1	Cultura agrícola de biomassa.....	56
3.2	Unidades de processamento.....	58
3.3	Transporte.....	60
3.4	Pré-tratamento.....	65
3.4.1	Secagem.....	66
3.4.2	Torrefação	68
3.5	Gaseificação	75
3.5.1	Ilha de Carga e Descarga	87
3.5.2	Ilha de Armazenamento	88
3.5.3	Ilha de Administração	88
3.5.4	Ilha de Alimentação de Biomassa.....	89
3.5.5	Ilha de ASU (Air Separation Unit)	90
3.5.6	Ilha de Limpeza dos Gases.....	91
3.5.7	Ilha de Custos da Torrefação.....	93
3.5.8	Ilha de Gaseificação.....	96
4	Estudo de caso: Gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar na indústria sucroenergética do Brasil.....	121
4.1	Cenário A – Gaseificação Centralizada	129
4.1.1	Cultura agrícola	129
4.1.2	Colheita.....	131
4.1.3	Carga, Descarga e Transporte.....	131
4.1.4	Processamento.....	134
4.1.5	Pré-tratamento da biomassa por torrefação	139
4.1.6	Transporte de biomassa torrefeita (biocarvão).....	144
4.1.7	Gaseificação Centralizada	144

4.1.8	Reator de <i>Sour Water-Gas Shift</i> (Cenário A)	152
4.2	Cenário B – Gaseificação dispersa	154
4.2.1	Etapas pré-gaseificação	156
4.2.2	Unidades de Gaseificação Dispersas	156
4.2.3	Reator de <i>Sour Water-Gas Shift</i> (Cenário B)	162
4.3	Resultados do caso de referência	165
4.3.1	Resultados e dados compartilhados entre os cenários.....	165
4.3.2	Resultados de custo de transporte de biomassa.....	166
4.3.3	Resultados das plantas de torrefação	167
4.3.4	Resultados dos cenários de gaseificação.....	170
4.4	Resultados do caso aprimorado.....	183
4.5	Análise de sensibilidade	189
5	Conclusões.....	194
	Referências Bibliográficas.....	198
	Anexo I – Levantamento de Usinas	206
	Anexo II – Planilhas de cálculos	210
	Anexo III – Dados de cultura e biomassa	224

Lista de figuras

Figura 2.1 - Diagrama de van Krevelen de compração da biomassa e carvão mineral. Traduzido de (BASU, 2010).	12
Figura 2.2 - Esquema simplificado dos principais conjuntos de conversão da biomassa em produtos energéticos. Traduzido de (BASU, 2010).	14
Figura 2.3 - Gráfico de rendimento mássico e rendimento energético da torrefação de bagaço de cana por temperatura de torrefação e tempo de duração de 1 hora. Traduzido de (PIMCHUAI, DUTTA e BASU, 2010).	22
Figura 2.4 - Imagens de amostras de bagaço de cana energia torrefeitos a diferentes níveis de tempo e temperatura. Retirado de (GUIMARÃES, 2016).	23
Figura 2.5 - Gráfico de produção de gases em função da temperatura de pirólise para madeira. Traduzido de (BASU, 2010).	31
Figura 2.6 - Esquemas de funcionamento das três sub-categorias de reatores de gaseificação de Leito Fixo. Da esquerda para a direita: Fluxo Ascendente, Fluxo Descendente e Fluxo Cruzado. Adaptado de (BASU, 2010).	35
Figura 2.7 - Esquema básico de um gaseificador de leito de arraste e gráfico da temperatura ao longo de sua altura. Traduzido de (PHILLIPS, 2005).	36
Figura 2.8 - Ilustração de um gaseificador Shell. Retirado de (NETL, 2020).	38
Figura 2.9 - Ilustração de gaseificador GE de arrefecimento por radiação. Retirado de (NETL, 2020).	39
Figura 2.10 - Perda de pressão em função da velocidade superficial. Retirado de (PINHO, 2012).	41
Figura 2.11 - Regimes de operação em reatores de leito fluidizado (PINHO, 2012). ..	42
Figura 2.12 - Esquema de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante. Adaptado de (HEYNE, LILIEDAHL e MARKLUND, 2013).	45
Figura 2.13 - Esquema de um gaseificador de leito fluidizado circulante. Adaptado de (HEYNE, LILIEDAHL e MARKLUND, 2013).	46
Figura 3.1 - Esquematisação da rota de conversão de biomassa por gaseificação em uma estratégia centralizada. Elaboração Própria.	55
Figura 3.2 - Esquematisação da rota de conversão de biomassa por gaseificação em uma estratégia dispersa. Elaboração Própria.	55
Figura 3.3 - Esquema dos processos de uma planta de Torrefação e Pelletização. Adaptado de (BATIDZIRAI, MIGNOT, <i>et al.</i> , 2013).	68
Figura 3.4 - Esquema de processos térmicos, conservação de massa e conservação de energia da torrefação. Elaboração própria.	71

Figura 3.5 - Esquema geral de planta de gaseificação por reator de leito de arraste. Retirado de (NETL, 2015).	76
Figura 3.6 - Esquema geral da metodologia de ilhas da planta de gaseificação centralizada (Elaboração própria).	77
Figura 3.7 – Diagrama de árvore de custos empregada em uma rota genérica de conversão da biomassa. Elaboração Própria.	81
Figura 3.8 - Diagrama do processo de gaseificação simplificado. Elaboração própria.	98
Figura 3.9 - Diagrama do Processo de <i>Sour Water-Gas Shift</i> de gás de saída de reator de gaseificação do <i>software</i> DWSIM.	101
Figura 3.10 - Esquema do processo de SWGS simplificado indicando fluxos mássicos de entrada e de saída. Elaboração própria.	102
Figura 4.1 - Cluster de biomassa de palha de cana-de-açúcar. Retirado de (SILVA, 2017)	125
Figura 4.2 - Mapa região de estudo, apresentando as localizações das usinas de cana-de-açúcar e fronteiras municipais. Gerado no <i>software</i> Google Earth Pro, a partir de dados de (IBGE, 2020a) e (UDOP, 2020).	127
Figura 4.3 - Mapa das localizações das usinas de cana-de-açúcar e do centroide geográfico da capacidade de moagem de cana-de-açúcar das usinas da região de estudo. Gerado no <i>software</i> Google Earth Pro, a partir de dados de (IBGE, 2020a) e (UDOP, 2020).	128
Figura 4.4 - Diagrama de produção sucroenergética de uma usina de cana-de-açúcar. Retirado de (CARVALHO, 2016).	135
Figura 4.5 - Gráfico de participações dos custos de capital, O&M e O&M variáveis no custo total de plantas de torrefação (caso de referência). Elaboração própria.	170
Figura 4.6 - Composição do Custo Total Nivelado das rotas de gaseificação em parcelas de custos de Capital, O&M e O&M Variáveis para os cenários A e B. Elaboração própria.	177
Figura 4.7 - Composição do Custo Total Nivelado das rotas de gaseificação em valores absolutos de custos de Capital, O&M e O&M Variáveis para os cenários A e B. Elaboração própria.	178
Figura 4.8 - Gráfico e tabela de comparação do custo total nivelado de cada ilha das rotas de gaseificação dos cenário A e B.	180

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 - Comparação qualitativa entre biomassas do tipo lenhos e do tipo herbácea.	9
Tabela 2.2 - Composição por análise elementar dos combustíveis bagaço de cana e carvão mineral.	11
Tabela 2.3 - Composição por análise imediata dos combustíveis bagaço de cana-de-açúcar e carvão mineral.	13
Tabela 2.4 - Composição imediata da biomassa do bagaço de cana em diferentes severidades de torrefação. Adaptado de (PIMCHUI, DUTTA e BASU, 2010)	22
Tabela 2.5 - Resultado da composição de gases de um gás de síntese produzido a partir de carvão mineral, obtidos experimentalmente.	27
Tabela 2.6 - Limites de tolerância de concentração de material particulado e alcatrão no gás de síntese de acordo com a aplicação. Adaptado de (MILNE, EVANS e ABATZOGLOU, 1998).	28
Tabela 2.7 - Estatística descritiva dos dados de corte, transbordo e transporte [CTT] para a safra 2016/2017 de cana-de-açúcar no estado de São Paulo. Retirado de (FRANÇOSO, BIGATON, <i>et al.</i> , 2017).	50
Tabela 4.1 - Produção de resíduos agrícolas no Brasil. (Adaptada de diversos autores).	121
Tabela 4.2 - Produção do setor sucroalcooleiro de 2014 a 2018, de seus principais produtos: Açúcar, Etanol, Energia Elétrica.	123
Tabela 4.3 - Dados da região de cluster de cana-de-açúcar do trabalho de (SILVA, 2017).	126
Tabela 4.4 - Custos de Colheita de cana-de-açúcar em localidades do Centro-Sul Brasileiro safra de 2017/2018 e amostra de dados. (PECEGE, 2018)	131
Tabela 4.5 - Custos de Carga e Descarga de biomassa em US\$/t. adaptado de (SILVA, 2017).	132
Tabela 4.6 - Custos de transporte de cana-de-açúcar calculados a partir de regressão linear, para distâncias de 5km, 10km, 25km e 100km. Elaborado a partir de (SILVA, 2017).	133
Tabela 4.7 - Custos de transporte de cana-de-açúcar calculados a partir de regressão linear, para distâncias de 5km, 10km, 25km e 100km. Elaborado a partir de (FRANÇOSO, BIGATON, <i>et al.</i> , 2017)	133

Tabela 4.8 - Comparação da produção de bagaço excedente em usina de cana-de-açúcar típica para o caso referência e o caso aprimorado. Adaptado de (SANTOS, 2012).....	137
Tabela 4.9 - Comparação de Capacidades e Custos entre uma planta de torrefação sem armazenamento de biomassa e uma planta com armazenamento de biomassa. Elaboração própria.....	141
Tabela 4.10 – Composição por análise imediata e elementar do carvão betuminoso Illinois n.6, biomassa do bagaço da cana energia, biomassa do bagaço da cana energia torreficado e biomassa de resíduos de madeira torreficados.....	146
Tabela 4.11 - Comparação entre as características dos reatores de leito de arraste dos trabalhos de (WEILAND, NORDWAEGER, <i>et al.</i> , 2014) e (NETL, 2015).	150
Tabela 4.12 - Comparação entre dados de entrada do SWGS e resultados (dados de saída) do SWGS no cenário A. Elaboração própria.....	153
Tabela 4.13 - Características físicas biomassa de resíduos de casca e cavacos de madeira de <i>Southern Pine</i> e biomassa do bagaço da cana de açúcar.	157
Tabela 4.14 - Comparação entre as características dos reatores de leito fluidizado borbulhante dos trabalhos de (WORLEY e YALE, 2012) e (PORCU, SOLLAI, <i>et al.</i> , 2019).....	160
Tabela 4.15 - Comparação entre dados de entrada do SWGS e resultados (dados de saída) do SWGS no cenário B. Elaboração própria.....	164
Tabela 4.16 – Parâmetros base para os cálculos, comuns para todos os cenários, a partir de dados do caso de referência.	165
Tabela 4.17 - Fatores de escala das plantas de processamento e ilhas das rotas de gaseificação de biomassa.....	166
Tabela 4.18 - Custo total médio de transporte da usina à planta de gaseificação nivelado por biocarvão e por H ₂ +CO.....	167
Tabela 4.19 - Dados de entrada e resultados de rendimento do processo de torrefação de bagaço.....	168
Tabela 4.20 - Resultados de custos das plantas de torrefação do cenário A.	169
Tabela 4.21 - Comparação dos resultados de Capacidade Total de produção e consumo de cada cenário (A e B), para o caso de referência. Elaboração própria.....	171
Tabela 4.22 - Comparação dos resultados de Rendimentos de produção e consumo de cada cenário (A e B), para o caso de referência. Elaboração Própria.....	173
Tabela 4.23 - Comparação dos resultados de Custos Nivelados agregados de cada cenário (A e B), para o caso de referência. Elaboração Própria.....	175
Tabela 4.24 – Parâmetros base para os cálculos, comuns para todos os cenários, a partir de dados do caso aprimorado. Elaboração própria.	183

Tabela 4.25 - Comparação dos custos de torrefação entre o caso referência e o caso aprimorado. Elaboração própria.....	184
Tabela 4.26 - Comparação dos resultados de Capacidade Total de produção e consumo dos cenários A e B, para o caso de referência e caso aprimorado. Elaboração própria	185
Tabela 4.27 - Comparação dos resultados de Custos Nivelados agregados de cada cenário (A e B), para os casos de referência e aprimorado. Elaboração Própria	187
Tabela 4.28 - Sensibilidade em relação à fração de bagaço excedente do Custo Total Nivelado por H ₂ +CO dos cenários A e B.	189
Tabela 4.29 - Sensibilidade em relação à taxa de desconto do Custo Total Nivelado por H ₂ +CO dos cenários A e B.....	190
Tabela 4.30 - Sensibilidade em relação à Vida Útil de projeto do Custo Total Nivelado por H ₂ +CO dos cenários A e B.	191
Tabela 4.31 - Sensibilidade em relação ao preço da energia elétrica do Custo Total Nivelado por H ₂ +CO dos cenários A e B.	191
Tabela 4.32 - Sensibilidade em relação ao Custo de armazenamento de biomassa <i>in natura</i> do Custo Total Nivelado por H ₂ +CO dos cenários A e B.....	192

Lista de Símbolos e Nomenclatura

A_i	Coeficiente do polinômio de regressão do valor de Cp_i em função da temperatura.	
B	Fração de biomassa “seca” (umidade 20%) desviada do reator de torrefação para a combustão de forma a complementar a demanda de calor do processo.	
B_i	Coeficiente do polinômio de regressão do valor de Cp_i em função da temperatura.	
CAP_q	Capacidade anual do equipamento/infraestrutura instalado ou a Capacidade da ilha considerada para o cálculo q .	[t/ano]
$CAP_{ref.}$	Capacidade anual do equipamento/infraestrutura instalado ou a Capacidade da planta/ilha considerada como referência para os cálculos de custo.	[t/ano]
$CAP_{trans,j}$	Capacidade individual (por veículo ou por equipamento) de transporte de biomassa j anual.	[t/ano]
$CAR_{méd,j}$	Carga média dos veículos (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j .	[t]
$C_{CBTP,q}$	Custo Básico Total da Planta ou CBTP do cálculo q .	[US\$]
$C_{CTPE,q}$	Custo Total da Planta Entregue do cálculo q .	[US\$]
$C_{CTPP,q}$	Custo Total da Planta Paga do cálculo q .	[US\$]
$C_{Des,q}$	Custo variável de descarte de escória/resíduos do cálculo q .	[US\$/t]
$C_{Des,ref.}$	Custo variável de descarte de escória/resíduos de referência.	[US\$/t]
$CEPCI_{ano\ base}$	Valor do índice CEPCI no ano de base.	
$CEPCI_{ano\ ref.}$	Valor do índice CEPCI no ano de referência.	
$C_{MO,q,6\ meses}$	Custo de 6 meses de mão-de-obra de operação da planta do cálculo q .	[US\$]

$C_{MO,q}$	Custo anual de mão de obra de operação da planta do cálculo q .	[US\$/ano]
$C_{O\&M (Gaseif.),q}$	Custo de Operação e Manutenção Nivelado da ilha de gaseificação do cálculo q .	[US\$]
$C_{O\&M,q}$	Custo de O&M Nivelado do por φ_q Total, do cálculo q .	[US\$]
$C_{TN,médio}$	Custo Total Nivelado médio de um conjunto de unidades de processamento.	[US\$/t]
$C_{TN,u}$	Custo Total Nivelado de uma unidade de processamento u .	[US\$/t]
$C_{TPA,q}$	Custo Total Nivelado da Planta/Ilha Anualizado no cálculo q .	[US\$]
$C_{Total,\varphi,q}$	Custo Total Nivelado da planta/ilha por pelo fluxo φ_q .	
$C_{Total,\varphi,q}$	Custo Total Nivelado da planta, no cálculo q .	[US\$/x]
$C_{Var\ água,q}$	Custo variável do consumo de água nivelado por φ_q , no cálculo q .	[US\$/t]
$C_{Var,p,q}$	Custo variável de um processo p no cálculo q , por unidade fluxo φ_q .	
$C_{Var,\varphi,q}$	Custo Variável Total da planta/ilha na base do fluxo φ_q .	
$C_{ajustado,p}$	Valor do custo do equipamento/infraestrutura p instalado em moeda de base de cálculo \square $base$ e no ano de base $ano\ base$	[US\$]
$C_{energia,j}$	Custo Variável energia ou combustível gastos no transporte por biomassa j transportada.	[US\$/t.km]
$C_{estoque,q}$	Custos de Estoque do cálculo q .	[US\$]
$C_{finam.,q}$	Custos de financiamento do cálculo q .	[US\$]
C_i	Coefficiente do polinômio de regressão do valor de Cp_i em função da temperatura.	
$C_{imposto,j}$	Custo Total anual de impostos por biomassa j transportada anualmente.	[US\$/t]
$C_{m,q}$	Custo O&M da componente m (Manutenção e Reparos, Reinvestimento ou Seguro) do cálculo q .	[US\$]

$C_{manut,j}$	Custo Variável da manutenção de veículos ou equipamentos utilizados no transporte de biomassa por biomassa j transportada.	[US\$/t.km]
$Cons_{el,p,q}$	Consumo de energia elétrica do equipamento p por massa de biomassa torrefeita no cálculo q .	[GWh/t]
$C_{oper,j}$	Custo Variável de remuneração de operadores e/ou motoristas de veículos ou equipamentos utilizados no transporte de biomassa por biomassa j transportada.	[US\$/t.km]
$C_{outros,q}$	Custos de capital classificados como “outros”, do cálculo q .	[US\$]
$C_{p,q}$	Custo do equipamento/infraestrutura p instalado, na base de cálculos e para a capacidade.	[US\$]
$C_{p,q}$ 1 mês	Custo da fração de 1 mês da componente anual de custo de capital p do cálculo q .	[US\$]
$C_{p1,mist.}$	Calor Específico a pressão constante do gás no estado termodinâmico 1.	[GJ/t.K]
$C_{p2,mist.}$	Calor Específico a pressão constante do gás no estado termodinâmico 2.	[GJ/t.K]
C_{p_i}	Calor Específico a pressão constante da espécie química (ou componente da mistura de gases) i .	[GJ/t.K]
$C_{p_{mist.gases}}$	Calor Específico a pressão constante da mistura de gases.	[GJ/t.K]
$C_{prop. outros,q}$	Outros custos de proprietário, do cálculo q .	[US\$]
$C_{q,l}$	Custo de Capital de “Outros” z (Contingência, Indiretos ou BOP), para o cálculo q .	[US\$]
$C_{referência,p}$	Valor do custo do equipamento/infraestrutura p instalado em moeda de referência α_{refe} no ano de referência ano_{ref} .	[US\$]
$C_{renov,j}$	Custo Total anual de construção de infraestrutura e de renovação da frota de veículos ou equipamentos por biomassa j transportada anualmente.	[US\$/t]
$C_{seguro,j}$	Custo Total anual de seguro de veículos e equipamentos por biomassa j transportada anualmente.	[US\$/t]
$C_{terreno,q}$	Custo de terreno do cálculo q .	[US\$]

$C_{trans,fixo}$	Custo fixo anual da frota de veículos por capacidade de massa anual transportada.	[US\$/t]
$C_{trans,j}$	Custo Nivelado de Transporte da biomassa j .	[R\$/t]
$C_{trans,var}$	Custo variável do transporte por massa transportada * distância.	[US\$/t.km]
Cz_a	Fração mássica de cinzas na na amostra de combustível a .	
Cz_b	Fração mássica de cinzas na na amostra de combustível b .	
D_i	Coefficiente do polinômio de regressão do valor de Cp_i em função da temperatura.	
$EXG_{\frac{base}{ref}}$	Relação de taxa de câmbio de moeda α $base$ (Ex.: US\$) para moeda α ref .	
FA_q	Fator de Anuidade do cálculo q .	
$FA_{trans,j}$	Fator de Anuidade de veículo ou equipamento no período de vida útil do veículo ou equipamento utilizados no transporte de biomassa j .	
FC_q	Fator de Capacidade da planta/ilha no cálculo q .	
FD_q	Fator de Disponibilidade da planta/ilha no cálculo q .	
$FO_{trans,j}$	Fator de Ociosidade.	
FP_l	Fator de Proporcionalidade em relação aos custos de equipamentos e infraestrutura instalados.	
FP_m	Fator de Proporcionalidade em relação ao $C_{total\ planta,q}$.	
FS_q	Fator de Sazonalidade da planta/ilha no cálculo q .	
h_{lv}	Calor latente de evaporação da água à pressão de 1 atm e temperatura de 100°C.	[GJ/t]
H^j	Fração de hidrogênio na composição elementar da biomassa j .	
$IMP_{unid,j}$	Valor de Impostos e Taxas sobre veículos ou equipamento (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j	[US\$/ano]
$LAT_{centr.,j}$	Coordenada de Latitude geográfica do centroide de produção de j .	[°]
LAT_u	Latitude da unidade de processamento u .	[°]

$LONG_{centr.,j}$	Coordenada de Longitude geográfica do centroide de produção de j .	[°]
$LONG_u$	Longitude da unidade de processamento u .	[°]
$MM_{gás,SWGS,q}$	Massa Molar aparente da mistura de gases que compõem o gás bruto saído do processo de SWGS do cálculo q .	[kg/kmol]
MM_i	Massa Molar de uma substância simples i .	[kg/kmol]
$MM_{mist.gases}$	Massa molar aparente de uma mistura de gases.	[kg/kmol]
$P_{água,ref.}$	Preço de referência do volume de água.	[US\$/m ³]
PCI_{bio}	Poder Calorífico Inferior da biomassa alimentada ao reator de gaseificação.	[GJ/t]
PCI_{gs}	Poder Calorífico Inferior do gás na saída do reator de gaseificação.	[GJ/t]
PCI_j (úmida)	Poder Calorífico Inferior da biomassa j úmida.	[GJ/t]
PCI_j (seca)	Poder Calorífico Inferior da biomassa j seca.	[GJ/t]
$PCI_{j,trat(k)}$	Poder Calorífico Inferior da biomassa j tratada pelo tratamento k .	[GJ/t]
$PCI_{j,bio}$ "crua"	Poder Calorífico Inferior da biomassa "crua" (<i>in natura</i>).	[GJ/t]
$PCI_{j,bio}$ "seca"	Poder Calorífico Inferior da biomassa j que passou pela secagem e tem teor de umidade fixo em 20%.	[GJ/t]
$PCI_{j,volat.}$	Poder Calorífico Inferior dos gases volatilizados da biomassa j .	[GJ/t]
PCS_j (seca)	Poder Calorífico Superior da biomassa j seca.	[GJ/t]
PC_i	Poder calorífico da substância componente i da mistura de gases.	[GJ/t]
$PC_{mist.gases,mas.}$	Poder calorífico (PCS ou PCI) da mistura de gases em base mássica.	[GJ/t]
$PC_{mist.gases,vol.}$	Poder calorífico (PCS ou PCI) da mistura de gases em base volumétrica STP.	[MJ/Nm ³]
$PC_{mist.gases}$	Poder calorífico da mistura de gases.	[GJ/t]
$POT_{el,p,q}$	Potência elétrica consumida pelo processo p no cálculo q .	[GW]
$PROD_{j,u}$	Produção de j da unidade de processamento u	[t/ano]

$PROD_{jw; anual}$	Produção anual de biomassa do produto j da cultura w .	[t/ano]
$PROD_{w; anual}$	Produção anual de biomassa do total da cultura w .	[t/ano]
$P_{comb,j}$	Preço do combustível ou energia utilizada nos veículos ou equipamentos de transporte de biomassa j .	[US\$/x]
$P_{el,q,ref.}$	Preço de referência da energia elétrica considerado para a ilha/planta do cálculo q .	[US\$/GWh]
$Perda_{trans,j}$	Fração de perdas de massa de biomassa j durante o transporte.	
$P_{manut,trans,j}$	Preço médio de cada manutenção do veículo ou equipamento utilizado no de transporte de biomassa j .	[US\$]
$P_{oper,trans,j}$	Valor pago como salário-hora ao operador do veículo (nesse caso o motorista) ou equipamento utilizado no de transporte de biomassa j .	[US\$/h]
$P_{p anual,ref.}$	Valor de referência gasto anualmente com o insumo p .	[US\$/ano]
$P_{unid,j}$	Preço de renovação de veículos ou equipamento (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j .	[US\$]
Q_{evap}	Calor de evaporação necessário para remover a água de uma biomassa que possui teor de umidade U_{antes} e atingir o teor de umidade U_{depois} , em base de biomassa úmida (antes da secagem)	[GJ/t]
$REND_{i; anual}$	Rendimento espacial anual de biomassa do total da cultura i .	[t/km]
$REND_{ji; anual}$	Rendimento espacial anual de biomassa da parte j da cultura w .	[t/km]
$RE_{j,torr.}$	Rendimento Energético do tratamento de torrefação sobre a biomassa j .	
$RE_{j,trat(k)}$	Rendimento Energético do tratamento k sobre a biomassa j .	
$RM_{j,trat(k)}$	Rendimento Mássico do tratamento k sobre a biomassa j .	

$RM_{j,torr.}$	Rendimento Mássico do tratamento de torrefação sobre a biomassa j .	
$RM_{torr.real}$	Rendimento Mássico Real da planta de torrefação (considerando as perdas de biomassa queimada para manter os processos).	
$R_{a \rightarrow b}$	Razão de proporcionalidade do fluxo $\varphi_{q,a}$ para o fluxo $\varphi_{q,b}$	
$R_{cinzas a \rightarrow b}$	Razão entre a fração de cinzas na amostra de combustível a e a fração de cinzas na amostra de combustível b .	
$R_{cinzas q \rightarrow ref.}$	Razão entre a fração de cinzas na amostra de combustível do cálculo q e a fração de cinzas na amostra de combustível de referência.	[US\$/t]
$SEG_{unid,j}$	Valor do Seguro de veículos ou equipamento (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j	[US\$/ano]
T	Temperatura da espécie química considerada.	[K]
T_1	Temperatura do gás no estado termodinâmico 1.	[K]
T_2	Temperatura do gás no estado termodinâmico 2.	[K]
U_{antes}	Teor de umidade em base mássica seca da biomassa "úmida" (antes de passar pelo tratamento da secagem).	
U_{depois}	Teor de umidade em base mássica seca da biomassa "seca" (depois de passar pelo tratamento da secagem).	
$U_{j,bio "crua"}$	Teor de umidade em base mássica seca da biomassa "crua" (<i>in natura</i> , antes de passar pela secagem).	
$U_{j,bio "seca"}$	Teor de umidade em base mássica seca da biomassa j que passou pela secagem, tem valor fixo em 20%.	
U_j	Teor de Umidade da biomassa j em base mássica seca.	
$U_{mid_{remov.}}$	Fração em massa de água removida da biomassa "úmida" (antes de passar pelo tratamento da secagem).	

$V_{\acute{a}gua,q}$	volume de água consumida em um período determinado, no cálculo q .	[m ³ /ano]
X_{jw}	Fração mássica do produto j da cultura w .	
d_j	Distância de transporte da biomassa j .	[km]
$d_{méd,j}$	Distância Média de deslocamento (por viagem) do transporte de biomassa j	[km]
$d_{trans,j}$	Distância anual percorrida pelo veículo (quilometragem anual) no transporte de biomassa j .	[km/ano]
$f_{manut,trans,j}$	Frequência de manutenções do veículo ou equipamento utilizado no transporte de biomassa j .	[ano ⁻¹]
\dot{m}_{bio}	Fluxo de massa de biomassa que é alimentada ao reator de gaseificação.	[t/ano]
$\dot{m}_{bio \text{ aux } secagem}$	Massa equivalente de biomassa “crua” desviada para auxiliar no suprimento de energia térmica para a secagem.	[t/ano]
$\dot{m}_{bio \text{ aux } torr.}$	Massa equivalente de biomassa “crua” desviada para auxiliar no suprimento de energia térmica para a torrefação.	[t/ano]
$\dot{m}_{bio \text{ "crua"}}$	Fluxo de massa de biomassa “crua” (<i>in natura</i> , antes de passar pela secagem).	[t/ano]
$\dot{m}_{bio \text{ "seca"}}$	Fluxo mássico de biomassa que passou pela secagem e tem teor de umidade fixo em 20%.	[t/ano]
$\dot{m}_{bio \text{ torr.}}$	Fluxo mássico de biomassa torrefeita que sai do reator de torrefação.	[t/ano]
$\dot{m}_{gs,SWGS,q}$	Fluxo de massa do gás bruto saído do processo de SWGS (todas as componentes do gás medidas inclusas), no cálculo q .	[t/ano]
\dot{m}_{gs}	Fluxo de massa dos gases de saída do reator de gaseificação.	[t/ano]
$\dot{m}_{H_2+CO,q}$	fluxo de massa de H ₂ e CO apenas (as duas componentes isoladas do resto do gás e somadas), no cálculo q .	[t/ano]
\dot{m}_{oxi}	Fluxo de massa de gases oxidantes (Gás oxigênio ou ar atmosférico) que são alimentados ao reator de gaseificação.	[t/ano]

\dot{m}_{res}	Fluxo de massa de resíduos como cinzas, escória e material carbonizado não convertido.	[t/ano]
$\dot{m}_{torr. \rightarrow volatil.}$	Fluxo de massa de gases volatilizados destinados a suprir a demanda de energia térmica da torrefação.	[t/ano]
\dot{m}_{vapor}	Fluxo de massa de vapor d'água injetado no reator de gaseificação.	[t/ano]
$\dot{m}_{volat.}$	Fluxo mássico de material volatilizado no reator de torrefação.	[t/ano]
$n_{ref.}$	Número de trens paralelos na planta de referência para cálculo de custo.	
$n_{trens,q}$	Número de trens paralelos na planta do cálculo q .	
r_q	Taxa de Desconto aplicada sobre o projeto no cálculo q .	[%a.a.]
r_{trans}	Taxa de desconto aplicada no valor dos veículos ou equipamento (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j .	[% a.a.]
$t_{útil,q}$	Tempo de operação útil da ilha/planta durante um ano no cálculo q .	[h/ano]
t_q	Período de vida útil/ duração do projeto cálculo q .	[ano]
t_{trans}	Período de tempo de vida útil do veículo ou equipamento utilizado no transporte de biomassa j .	[ano]
$v_{méd,j}$	Velocidade em média de deslocamento do veículo utilizado no transporte de biomassa j durante a viagem.	[km/h]
x_i	Fração mássica da substância componente i da mistura de gases.	
$y_{SWGS,i}$	Fração molar da substância componente i no gás bruto saído do processo de SWGS.	
y_i	Fração molar da substância componente i da mistura de gases.	
¤	Moeda (valor monetário).	

Letras gregas

α	Fator de adição de trem.	
β_p	Fator de Escala do equipamento/infraestrutura instalado p ou da Ilha considerada.	
$\Delta q_{1 \rightarrow 2}$	Taxa de calor recuperado no trocador de calor por massa de gás que recebe o fluxo de gás no estado termodinâmico 1 e o devolve no estado termodinâmico 2.	[GJ/ano]
$\Delta Q_{torr.}$	Calor de torrefação demandado pelo reator de torrefação.	[GJ]
η_{CGE}	CGE ou Eficiência de Gás Frio, na saída do reator de gaseificação.	
$\eta_{comb.}$	Eficiência de transferência de calor da combustão.	
$\eta_{comb.}$	Eficiência do equipamento de secagem.	
$\eta_{trans,j}$	Rendimento de combustível ou energia no deslocamento do veículo ou equipamento utilizado no transporte de biomassa j .	[km/x]
$\eta_{troc.}$	Eficiência de troca de calor do trocador de calor considerado.	
$\rho_{i,STP}$	Massa específica da substância componente i da mistura de gases em condições STP (<i>Standard Temperature and Pressure</i>).	[t/Nm ³]
φ_q	Variável de nivelamento, podendo ser uma medida de fluxo de massa produzida/processada na planta/ilha ou fluxo de energia gerada ou consumida na planta/ilha.	
$\varphi_{q,a}$	Valor do fluxo de a nos cálculos q .	
$\varphi_{q,b}$	Valor do fluxo de b nos cálculos q .	

1. Introdução

1.1 Contextualização

O fornecimento de energia é uma questão primordial da vida do ser humano. Na busca pela energia o ser humano transitou entre diversas formas e fontes de energia, saindo de uma matriz dominada pela biomassa para fornecimento de calor, passando um período de advento do carvão, adentrando na era do petróleo e finalmente chegando ao momento atual onde a matriz ainda é dominada pelo petróleo e carvão, mas com diversas outras fontes alternativas ganhando espaço e sendo promovidas. (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008); (BORGES, SILVA, *et al.*, 2016); (IRENA, 2019)

Contudo, a crescente preocupação com a ameaça das mudanças climáticas provocadas pelas emissão de GEEs (Gases do Efeito Estufa), em especial o dióxido de carbono, tem pressionado não só os governos mas toda a sociedade a expandir o uso de fontes alternativas de energia que reduzam o impacto das emissões provenientes da queima de combustíveis fósseis. (BORGES, SILVA, *et al.*, 2016); (MORAES, MASSOLA, *et al.*, 2017)

Dentre as fontes de energia alternativa, a biomassa ressurge como uma fonte não só limpa no contexto de emissões de carbono, mas também renovável e capaz de suprir a demanda de diferentes setores. A biomassa para fins energéticos pode ter diferentes origens, incluindo de culturas vegetais, resíduos agrícolas, florestas e indústria. Também possui diversas rotas de conversão através das quais pode ser gerado calor de aquecimento, energia elétrica, combustíveis líquidos tradicionais e avançados e gases combustíveis. (BORGES, SILVA, *et al.*, 2016); (SIKARWARA, ZHAO, *et al.*, 2017)

A bioenergia deve ter um papel crucial e crescente na transição energética de diversos setores da economia (como o transporte aéreo e marítimo e indústrias dependentes de insumos de fontes fósseis) onde não existe outra alternativa de fonte de energia renovável que não seja a bioenergia de combustíveis líquidos avançados originados de fontes sustentáveis (TAGOMORI, 2017). Também é uma fonte de energia à qual podem ser associadas tecnologias que realizam a captura de carbono, possibilitando realizar “emissões negativas” de carbono, os chamados BECCS (*Biomass Energy with Carbon Capture and Storage*). (ROGELJ, POPP, *et al.*, 2018); (IRENA, 2019)

Diversas projeções de IAMs (*Integrated Assessment Models*) têm apontado que a bioenergia pode se tornar uma das maiores fontes de energia do mundo no século XXI, substituindo combustíveis fósseis e contribuindo para a mitigação das emissões de gases do efeito estufa (CARBO, 2011); (HANSSEN, DAI OGLOU, *et al.*, 2019). Estima-se que a oferta de energia atual de cerca de 24 EJ por ano possa aumentar para uma oferta de 75 a 245 EJ por ano em 2050, fazendo com que a bioenergia aumente sua parcela de participação na oferta global de energia de 4,2% para 10 a 35% em 2050. (HANSSEN, DAI OGLOU, *et al.*, 2019)

Estima-se que o perfil de consumo de biomassa do mundo irá se alterar, transitando de um uso predominantemente “tradicional”, na cocção de alimentos e aquecimento de ambientes, para um uso “moderno”, na geração de energia elétrica e produção de combustíveis líquidos. Com um crescimento de oferta de energia primária de aproximadamente 10% ao ano das aplicações modernas da biomassa, é projetado que essas aplicações, que eram 19% da oferta interna de bioenergia mundial, podem chegar 57% no ano de 2030. (IRENA, 2014)

A oferta de bioenergia pode ser expandida através do uso de fontes de biomassa ainda pouco aproveitadas, como os resíduos agrícolas de diversos cultivos e do melhor aproveitamento da biomassa que já é utilizada através da aplicação de tecnologias alternativas para a conversão energética da biomassa (IRENA, 2014). Ademais, o uso dos resíduos de biomassa não destinados ou aproveitáveis ao consumo humano ou animal é recomendado para que os cultivos de produção de alimentos e os biomas naturais não sofram pressão de substituição por cultivos energéticos. (HANSSEN, DAI OGLOU, *et al.*, 2019)

No entanto, o uso dos resíduos agrícolas e florestais de biomassa como fonte de energia constitui um desafio pois estes devem ser coletados em sua forma largamente dispersa, nos locais onde se encontram, e serem transportados e armazenados, de forma que retenham suas qualidades na conversão energética, para serem utilizados em unidades de conversão de escala viável economicamente. (IRENA, 2018)

A gaseificação é um dos processos termoquímicos que pode ser empregado na conversão de biomassa em energia, além disso é considerada como uma das rotas mais eficazes nessa conversão. Produzindo o chamado gás de síntese a partir de material orgânico rico em carbono, esse processo já é conhecido desde o início do século XIX e desde então tem sido empregado em rotas de conversão de carvão mineral e resíduos de petróleo. Porém, é a partir do uso desse processo alimentado por biomassa que se abrem as portas de uma ampla gama de possíveis rotas e produtos energéticos

renováveis, incluindo a síntese de combustíveis líquidos avançados, gases combustíveis, gás hidrogênio e energia elétrica, através da produção do gás de síntese resultante da gaseificação. (BASU, 2010); (SIKARWARA, ZHAOA, *et al.*, 2017)

Os avanços nas tecnologias de gaseificação e os múltiplos usos do gás de síntese que ela produz permitiram a integração da gaseificação com vários processos industriais para produzir matérias-primas químicas e gerar energia, tornando a gaseificação uma das opções de tecnologia precursora de biorefinarias. (SIKARWARA, ZHAOA, *et al.*, 2017)

O Brasil possui grande potencial de produção de bioenergia através de fontes como a biomassa de resíduos agrícolas. Segundo o Balanço Energético Nacional de 2019, a energia da biomassa foi responsável por cerca de 25,8% da oferta interna de energia do país em 2018, e a maior parte dessa parcela é de produtos derivados da cana de açúcar (17,4%). (EPE, 2019)

As projeções do Plano Nacional de Energia 2050 apontam para um crescimento da produção de biomassa para fins energéticos no Brasil de um total de 205 Mtep em 2015 para um total 530 Mtep em 2050, com a biomassa de resíduos agrícolas saindo de 48 Mtep (em 2015) para 165 Mtep (em 2050) e o bagaço de cana-de-açúcar saindo de 38 Mtep (em 2015) para 68 Mtep (em 2050). Esse aumento é explicado em parte pelo aumento da área cultivada, mas também pelo aumento da produtividade. Com a adoção da cana energia, é esperado que a produtividade de cana de açúcar em tonelada por hectare cresça de cerca de 77 t/ha em 2015 para 99 t/ha em 2050, aumentando a densidade por áreas de biomassa de resíduos da cana-de-açúcar disponíveis. (MME, 2018)

A cana-de-açúcar é responsável pela maior produção agrícola de Brasil (IBGE, 2020). O plantio dessa cultura já fornece resíduos (bagaço, palha e pontas) que são utilizados para fins energéticos, ou seja, já possuem uma cadeia de logística construída para essa fonte de bioenergia. Portanto, essa cultura é forte candidata para o desenvolvimento da alternativa de gaseificação de biomassa. (HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005); (ENSINAS, NEBRA, *et al.*, 2007)

Observa-se que o Brasil possui ainda um significativo potencial de bioenergia a ser explorado, e a gaseificação é uma rota tecnológica que pode transformar esse potencial em produtos energéticos valiosos, em especial ao fornecer alternativas renováveis para combustíveis derivados de fontes fósseis. (MME, 2018)

No entanto, é necessário superar desafios econômicos e tecnológicos do uso da biomassa dispersa para fins energéticos. A logística complexa da cadeia produtiva e os custos elevados e dificuldades de operação impostas por uma matéria heterogênea, sazonal e de baixa densidade energética são os maiores desafios presentes (ATASHBAR, LABADIE e PRINS, 2018); (IRENA, 2018); (HETLANDA, YOWARGANAB, *et al.*, 2016)

1.2 Relevância do tema

Como foi apresentado na contextualização (seção 1.1), a biomassa oferece um importante potencial de energia renovável e de baixo, nulo ou até mesmo negativo saldo de emissões de carbono¹. A tendência mundial é que este potencial seja mais explorado no futuro próximo, tendo em vista o cumprimento de metas de redução das emissões de carbono fóssil na atmosfera para reduzir os efeitos do aquecimento global GEEs (MME, 2018); (HANSSEN, DAI OGLOU, *et al.*, 2019), (IRENA, 2019) e (ROGELJ, POPP, *et al.*, 2018).

No Brasil e no mundo a questão de como aproveitar de maneira economicamente viável o potencial energético da biomassa de resíduos agrícolas e florestais dispersos no campo ainda não está resolvida e existem diversas rotas possíveis para a conversão dessa biomassa (MORAES, MASSOLA, *et al.*, 2017); (ATASHBAR, LABADIE e PRINS, 2018). Além disso, é possível que a biomassa seja a única fonte não-fóssil capaz de produzir determinados combustíveis e insumos da indústria química que não possuem substitutos. Por sua vez, a gaseificação de biomassa é uma rota tecnológica promissora para se converter biomassa nesses produtos (IRENA, 2019).

Portanto, existe a possibilidade de projetos de gaseificação de biomassa serem desenvolvidos como forma de suprir as novas demandas de energia. Nesse contexto, o estudo da implantação de projetos de gaseificação de biomassa dispersa é de interesse para se calcular o potencial de produção por meio dessa rota, assim como encontrar soluções de configuração de plantas, equipamentos e a dispersão de suas unidades de

¹ O saldo de emissões de carbono é a diferença entre a quantidade de carbono que é liberado na atmosfera e a quantidade de carbono absorvido da atmosfera no ciclo de vida de uma atividade. O saldo é positivo quando as emissões superam as absorções, nulo quando são iguais e negativo quando as absorções superam as emissões (nesse caso ocorrem as chamadas emissões negativas). (MATTOS, 2018)

conversão que minimizem os custos associados à essa atividade e auxiliem na escolha da logística de distribuição e da tecnologia de equipamentos utilizados.

O presente trabalho se insere nesse contexto como uma ferramenta de análise de diferentes configurações de rota de conversão de biomassa por gaseificação que permite calcular os custos e a produção de energia associados à essa rota, a partir de diversos parâmetros e sensível a diferentes cenários possíveis de se encontrar na indústria da biomassa e bioenergia.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo Geral

Este trabalho procura modelar e comparar, técnica e economicamente, rotas de conversão de biomassa por via do processo de gaseificação, conforme duas estratégias de logística e tecnologia:

Cenário A: Uma estratégia de centralização da conversão da biomassa, onde a biomassa é transportada de centros de processamento de menor escala para uma única planta central onde se realiza o processo de gaseificação por meio de um reator de tecnologia de leito arraste;

Cenário B: Uma estratégia de dispersão da conversão de biomassa, onde a biomassa é convertida através do processo de gaseificação, diretamente nos centros de processamento, por meio de um reator de leito fluidizado borbulhante.

1.3.2 Objetivos específicos

- Definir as etapas, tecnologias e equipamentos utilizados em cada estratégia de rota de conversão de biomassa por gaseificação.
- Levantar dados de produção de biomassa para um estudo de caso específico.
- Determinar o potencial de produção de energia e produtos energéticos de cada rota.
- Calcular o Custo Total Nivelado, por diferentes variáveis de interesse, de cada rota de conversão de biomassa.

- Determinar as condições (se possível) em que as rotas de conversão de biomassa se equivalem economicamente.
- Fazer uma análise de sensibilidade das variáveis que mais influem sobre o resultado dos cálculos.

1.4 Estrutura Geral

Além do capítulo introdutório, esta dissertação inclui mais quatro capítulos que são resumidamente descritos dessa forma:

- 2) Estado da Arte:** Revisão da literatura relativa ao tema da dissertação, onde são apresentadas e explicadas as tecnologias de conversão de biomassa, com destaque para a gaseificação e a torrefação, que serão aplicadas na metodologia.
- 3) Metodologia:** Seleção de componentes tecnológicos, argumentos que justifiquem as escolhas da modelagem e metodologia propriamente dita da modelagem, onde são descritas as equações do modelo e a seleção de dados de entrada para esse modelo.
- 4) Estudo de caso e resultados:** Descrição do estudo de caso da gaseificação do resíduo de biomassa bagaço de cana-de-açúcar junto da indústria energética em uma região de estudo no Brasil, apresentação de hipóteses e parâmetros escolhidos para a modelagem, apresentação e análise (quantitativa e qualitativa) dos resultados obtidos através dos cálculos da modelagem e análise de sensibilidade dos resultados à variáveis de entrada do modelo.
- 5) Conclusões:** Resumo dos resultados considerados mais relevantes, discussão das questões levantadas sobre o tema frente aos resultados, conclusões gerais, listas de limitações do estudo e lista de sugestões para estudos posteriores.

2 Descrição Tecnológica

2.1 Biomassa

A definição de Biomassa pela *United Nations Framework Convention on Climate Change* (UNFCCC, 2005) é:

“Um material orgânico biodegradável não fossilizado que se origina de plantas, animais ou micro-organismos. Incluindo também produtos e subprodutos, lixo e resíduos de agricultura, desflorestamento e indústrias relacionadas, assim como frações orgânicas biodegradáveis e não fosseis de resíduos urbanos e industriais.” (tradução livre do texto original em inglês)

Essa definição incorpora toda a biomassa no geral, porém outras divisões também são realizadas. Uma divisão simples é entre o tipo de ser vivo que originou a biomassa, como já é mencionado na definição da (UNFCCC, 2005), ou seja, vegetal, animal, e microorganismos. (BASU, 2010) divide a biomassa em “virgem”, que é aquela de florestas, campos, cultivos de alimentos e fontes de energia, vegetação aquática e algas; e os resíduos de biomassa, que são aqueles derivados da biomassa “virgem” e podem ser divididos nas seguintes categorias:

- i) Resíduos sólidos da agricultura (Ex.: Resíduos da agricultura, rebanhos e esterco)
- ii) Resíduos florestais (Ex.: Folhas, cascas de árvores e cobertura do solo)
- iii) Resíduos urbanos.
- iv) Resíduos industriais.

Ademais, existe um tipo de biomassa vegetal de grande abundância de interesse por não ser fonte de alimento humano, a biomassa lignocelulósica. Este tipo de biomassa provém de material fibroso ou lenhoso presente nas plantas e a sua estrutura molecular é constituída primariamente por moléculas ou polímeros de Celulose, Hemicelulose e Lignina. (BASU, 2010)

Cada uma das três moléculas básicas da biomassa lignocelulósica possui características própria e formam também estruturas distintas. Essas moléculas podem ser descritas como:

Celulose

É descrita como o polímero orgânico mais abundante no planeta e o principal componente molecular da estrutura da parede celular da biomassa vegetal. Sua fórmula química genérica é $(C_6H_{10}O_5)_n$. A celulose forma uma longa cadeia de alta polimerização (cerca de 10.000 monômeros) e grande peso molecular (cerca de 500.000). Forma uma estrutura cristalina que é a base de sustentação para a maior parte da biomassa no planeta. É insolúvel em água e, em geral, responde por 40 a 44% da massa de madeiras secas. (BASU, 2010)

Hemicelulose

A hemicelulose é outro constituinte da parede das células de uma planta. Diferente da celulose que possui uma resistente estrutura cristalina, a hemicelulose tem molécula desorganizada e de estrutura amorfa de pouca resistência. Forma cadeias de menor polimerização que a celulose (cerca de 100 a 200 monômeros) e é representada pela fórmula genérica $(C_5H_8O_4)_n$ (BASU, 2010).

Lignina

A Lignina é um polímero complexo de fenil-propano de alto grau de ramificação encontrado no espaço intercelular das plantas e é responsável por manter as células adjacentes coesas. Constitui um polímero tridimensional e o segundo mais abundante do planto (superado apenas para a celulose). Este é um importante constituinte da biomassa linocelulósicas, pois a lignina é o agente que mantém a coesão das fibras de da biomassa. A Lignina é altamente insolúvel em água. Madeiras pesadas contêm cerca de 18 a 25% de lignina e as madeiras leves contêm de 25 a 35% de lignina (em massa de madeira seca) (BASU, 2010).

O presente trabalho tem foco na biomassa lignocelulósica de resíduos sólidos da agricultura, logo, quando o termo biomassa é mencionado sem especificação, entenda-se que se trata da biomassa vegetal lignocelulósica.

Ainda existe outra divisão entre tipos de biomassa lignocelulósica. Esta pode ser do tipo herbácea ou não-herbácea (também chamada de lenhosa) (IRENA, 2018). Aqui existe uma distinção relevante pois esses dois tipos de biomassa possuem, em geral,

diferentes características relevantes para o uso, transporte e conversão. A tabela 2.1 apresenta um comparativo de características desses dois tipos de biomassa.

Tabela 2.1 - Comparação qualitativa entre biomassas do tipo lenhos e do tipo herbácea.

Biomassa lenhosa	Biomassa herbácea
Alta concentração de lignina	Baixa concentração de lignina
Baixo a médio teor de cinzas	Alto teor de cinzas
Alta temperatura de fusão de cinzas	Baixa temperatura de fusão de cinzas
Volumosa	Muito volumosa
Lenta decomposição	Rápida decomposição
Produção contínua	Produção sazonal

Fonte: (IRENA, 2018).

A tabela 2.1 é útil para uma comparação qualitativa entre tipos de biomassa. Mais adiante essas características e suas influências nos processos de conversão da biomassa são explicadas.

2.1.1 Análise de composição da biomassa

A biomassa, assim como outros materiais combustíveis, pode analisada pela sua composição por dois métodos principais e relevantes: A análise de composição imediata e a análise composição elementar. A biomassa também pode ser analisa e classificada de acordo com seu poder calorífico, este sendo a energia térmica na forma de calor liberada pela combustão completa de uma determinada massa ou volume de combustível. É uma medida importante da energia potencial disponível para uma quantidade de biomassa. A composição imediata, composição elementar e o poder calorífico são chamados de características fundamentais de um combustível/fonte de energia. (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008)

Quando feita a análise da composição, geralmente os dados são fornecidos em base seca, isto é, o combustível ou material é considerado na sua forma seca, desprovida de umidade, já que a umidade é um valor que pode variar dependendo de diferentes fatores externos, entre eles: temperatura da amostra, pressão atmosférica e umidade relativa do ar onde a amostra se encontra (BASU, 2010). Sendo assim, a análise do combustível é mais consistente para uma amostra sem umidade. A própria umidade pode de um combustível pode ser estimada em base seca, necessitando apenas relacionar a quantidade de água do combustível com a matéria seca que ele possui.

De forma geral, a biomassa *in natura* (aquela que não passou externo por nenhum processo que altere suas características) tem alto teor de umidade, podendo chegar a mais de 90% da massa, pois a planta para crescer e manter suas funções biológicas necessita de água. Nos vegetais a umidade (a água) é geralmente absorvida do solo através das raízes e transportada por capilares no caule e galhos até as folhas onde ocorre a fotossíntese e outras reações químicas e processos biológicos da planta (BASU, 2010).

A presença de umidade na biomassa é de maneira geral indesejável, pois adiciona massa sem poder calórico, aumentando o custo de transporte por unidade de energia de biomassa, provoca um aumento dos equipamentos e sistemas que transportam e processam a biomassa (aumentando custos de capital), diminui a eficiência de processos térmicos que utilizam a biomassa úmida pois é necessário gastar energia para evaporar a água da umidade e a biomassa úmida é mais susceptível à degradação biológica. (IRENA, 2018)

2.1.1.1 Composição elementar

A matéria da biomassa é constituída em sua maior parte de átomos de Carbono, Oxigênio e Hidrogênio, com a presença de quantidades menores de Nitrogênio, Enxofre, Cloro além de elementos inorgânicos que fazem parte da parcela chamada de cinzas (IRENA, 2018). A análise de composição elementar fornece as frações presentes em um material/amostra de cada um desses elementos. As informações que essa análise revela podem ser úteis para classificar diferentes amostras de biomassa e ajudam a prever resultados de transformações termoquímicas ao permitir a aplicação da conservação de massa para cada elemento.

É também uma maneira de comparar amostras de diferentes tipos de biomassa, pois existem relações que preveem, por exemplo, o poder calorífico de um combustível a partir das suas frações de elementos básicos com a relação de Mendeliev (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008). Além disso, a proporção entre os elementos que constituem um material orgânico pode fornecer informações que ajudam a o classificar e também são base para realizar comparações entre materiais orgânicos, como a biomassas (BASU, 2010).

A tabela 2.2 apresenta uma análise elementar de composição de combustíveis de diferentes origens e caraterísticas.

Tabela 2.2 - Composição por análise elementar dos combustíveis bagaço de cana e carvão mineral.

Combustível:	Bagaço de cana	Carvão Betuminoso
Fonte:	(HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005)	(NETL, 2015)
Análise elementar (em base mássica seca)		
Carbono (%)	44,6	71,72
Hidrogênio (%)	5,8	5,06
Oxigênio (%)	44,5	7,75
Nitrogênio (%)	0,6	1,41
Enxofre (%)	0,1	2,82
Cloro (%)	0,02	0,33
Cinzas ² (%)	2,2	10,91

Observa-se na tabela 2.2 que a biomassa tem uma concentração de oxigênio alta em comparação com o carvão mineral, essa é uma característica típica da biomassa, que apesar de variar muito, pode-se dizer genericamente que tem um valor em torno de 40% a 45%, em massa. Esse oxigênio faz da biomassa um combustível de baixa qualidade, pois reduz o potencial de liberação de energia das suas ligações químicas e, portanto, reduz o seu poder calorífico. (IRENA, 2018)

O carbono é geralmente o elemento de maior concentração nos combustíveis orgânicos e concentrações maiores de carbono tendem a valores de poder calorífico maiores, existindo uma correlação entre a concentração de carbono de um combustível e seu poder calorífico. Essa relação é ilustrada na figura 2.1.

A concentração de hidrogênio na biomassa é aproximadamente constante (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008).

O Enxofre e Cloro estão presente em quantidades muito pequenas na biomassa e em geral a biomassa possui menos desses elementos do que o carvão mineral e a maioria das amostras de biomassa não contém nenhum enxofre. (BASU, 2010).

² As cinzas na análise elementar agregam todos os outros elementos presentes na amostra analisada.

A figura 2.1 mostra um diagrama de van Krevelen da biomassa e alguns combustíveis fósseis do tipo carvão mineral.

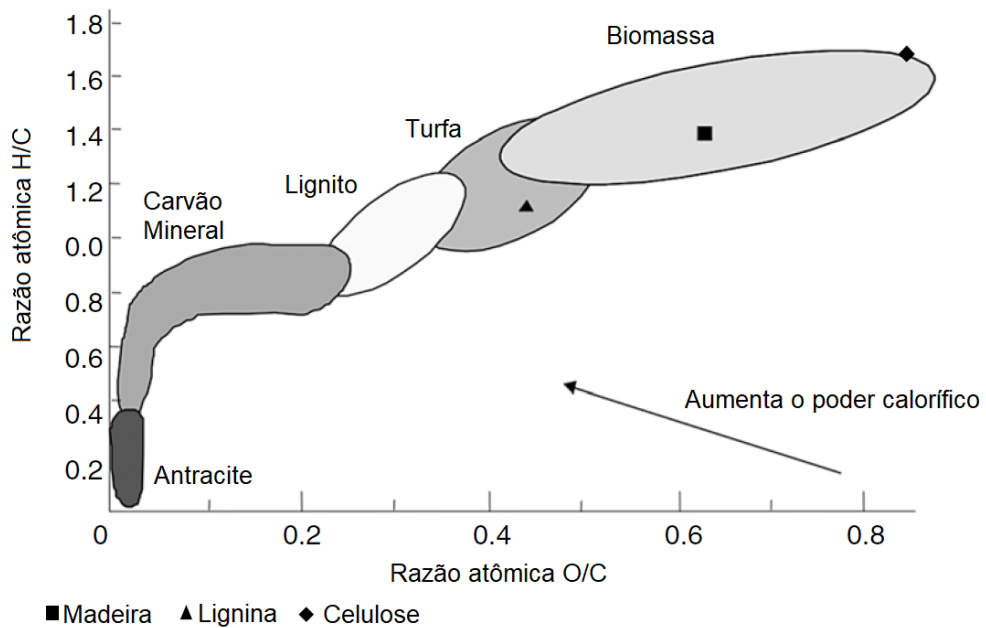


Figura 2.1 - Diagrama de van Krevelen de comparação da biomassa e carvão mineral. Traduzido de (BASU, 2010).

O diagrama da figura 2.1 é interessante para ilustrar como a biomassa e outros combustíveis se comparam em relação à razão de O/C e H/C. Observa-se que a biomassa tende a possuir concentrações (em base molar) de Oxigênio e Hidrogênio superiores ao carvão. Esse diagrama também aponta que o poder calorífico do combustível cresce na direção contrária do crescimento da razão O/C (BASU, 2010).

2.1.1.2 Composição imediata

A composição por análise imediata fornece uma divisão do combustível em carbono fixo, material volátil, umidade e cinzas. A tabela 2.3 mostra uma análise de composição imediata para as mesmas amostras da tabela 2.2.

Tabela 2.3 - Composição por análise imediata dos combustíveis bagaço de cana-de-açúcar e carvão mineral.

Combustível:	Bagaço de cana	Carvão Betuminoso
Fonte:	(HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005)	(NETL, 2015)
Análise imediata (em base mássica seca)		
Carbono fixo (%)	18,0	49,72
Matéria volátil (%)	79,9	39,37
Cinzas (%)	2,2	10,91
Umidade (%)	50,2	11,12
Poder Calorífico Inferior (MJ/kg)	18,1	29,54

A análise imediata é obtida aquecendo o combustível/amostra a uma alta temperatura em ambiente ausente em oxigênio e medindo a massa antes e depois do processo. Na biomassa e outros combustíveis ocorre a volatilização nessas condições, quando parte da sua massa se separa na forma de gases (matéria volátil), do material sólido que se mantém sólido. A partir desse processo são determinadas as frações de voláteis (material que volatilizado), carbono fixo (material sólido combustível) e cinzas (material sólido não-combustível) (BASU, 2010); (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008). A umidade é obtida por processo semelhante e é determinada a parte

Uma característica típica da biomassa é a alto teor de material volátil na sua composição por análise imediata, como pode ser observado na tabela 2.3. Essa quantidade de voláteis que a biomassa possui é consequência da quebra de moléculas grandes como da hemicelulose em moléculas de menor peso molecular que se desprendem da matéria sólida da biomassa na forma de gases não-condensáveis e condensáveis (GUIMARÃES, 2016). Os gases condensáveis são aqueles que em temperatura próxima da temperatura ambiente se condensam e formam o “bioóleo” ou também chamado alcatrão, e os gases não-condensáveis são aqueles formados por compostos de menor peso molecular que permanecem gases em temperatura ambiente, este é o caso do H₂, CO, CH₄, CO₂ etc. (SÁNCHEZ, 2010).

As cinzas são materiais inorgânicos e não possuem poder calorífico apreciável. Uma característica importante das cinzas para algumas aplicações é o seu ponto de fusão, pois as cinzas podem se fundir em determinadas aplicações que atinjam temperatura suficientemente alta (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008). Nas próximas seções a

questão do ponto de fusão das cinzas e seus efeitos é retomada ao tratar de equipamentos específicos.

2.1.2 Rotas de conversão da biomassa

Existem diversas rotas tecnológicas para a conversão de biomassa em produtos tecnológicos. As rotas podem ser divididas em dois grandes ramos: As rotas termoquímicas e a rotas bioquímicas.

A figura 2.2 mostra um esquema dos principais conjuntos de rotas de conversão da biomassa.

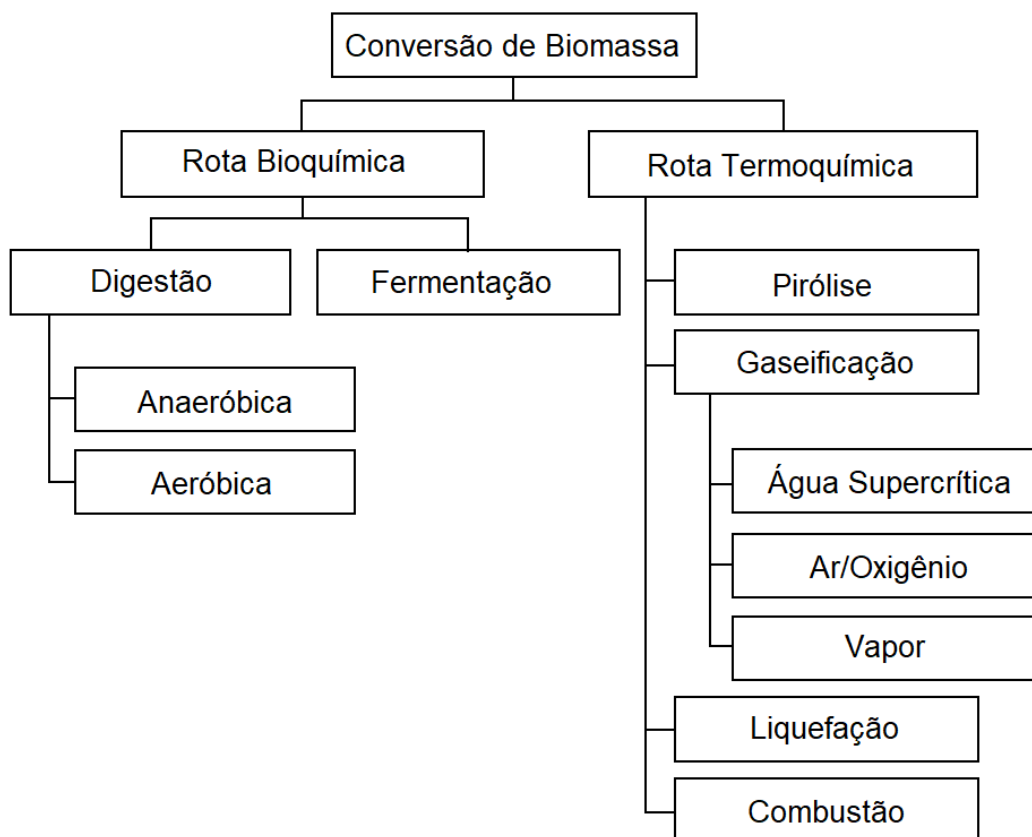


Figura 2.2 - Esquema simplificado dos principais conjuntos de conversão da biomassa em produtos energéticos. Traduzido de (BASU, 2010).

Diferentemente de outras fontes de energia líquidas ou gasosas, a biomassa não é facilmente manipulada, armazenada, transportada, além de normalmente ser um sólido volumoso, de baixa densidade mássica e energética. Essas características gerais fazem com que o uso da biomassa em seu estado natural seja uma forma inconveniente de vetor energético. Porém, é também um motivador para desenvolver tecnologias que

possam converter a biomassa em um produto que possua menos inconveniências e melhores características para uso como vetor energético (BASU, 2010).

Nas próximas seções são apresentadas algumas tecnologias de conversão da biomassa que estão dentro do escopo deste trabalho. Ressalta-se que na realidade existem centenas (se não milhares) de rotas de conversão da biomassa, variando na técnica de conversão utilizada, na biomassa de origem e no produto que a rota entrega. Este trabalho tem foco nas tecnologias termoquímicas de conversão da biomassa, em especial a gaseificação.

2.2 Pré-tratamento da Biomassa

A Biomassa em seu estado natural, e em especial a biomassa de plantas ainda verdes e/ou recém colhida possui densidade mássica e densidade energética baixas, o que torna o seu uso mais difícil, principalmente por causa dos grandes volumes a serem transportados e que possuem pouca energia associados (HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005); (IRENA, 2018).

O pré-tratamento tem o objetivo de converter a biomassa em um vetor energético mais adequado às operações a jusante na cadeia produtiva. Os pré-tratamentos da biomassa podem ser classificados pela sua natureza como biológicos, físicos ou químicos (SILVA, 2017).

Por esses motivos é interessante, do ponto de vista do uso de grandes quantidades de biomassa, realizar um pré-tratamento na biomassa para alterar suas características e assim obter um produto intermediário de maior qualidade (SILVA, 2017); (IRENA, 2018).

A seguir são introduzidas algumas técnicas de tratamento da biomassa antes de seu uso final que se propõem a auxiliar no uso e transporte da biomassa.

2.2.1 Secagem da biomassa

A secagem é uma das técnicas mais comuns de tratamento da biomassa, sendo utilizada como etapa anterior à maioria dos processos térmicos envolvendo biomassa (HAQUE e SOMERVILLE, 2013). A biomassa *in natura* possui um elevado teor de umidade (i.e.: água) compondo parte da massa medida da biomassa e para a maioria

das aplicações energéticas é desejável a redução desse teor de umidade. (ROOS, 2008) afirma que a biomassa para combustão em caldeiras deve ter um teor de umidade abaixo de 55% ou 65%, e que o teor ótimo para essa aplicação utilizando combustível madeira é de 10% a 15%. O autor afirma que na gaseificação a tolerância ao teor de umidade na biomassa varia, porém gaseificadores de leito fixo ascendente e feito fluidizado toleram teores e umidade até 50% e 65%, respectivamente.

Existem diversas técnicas de secagem de biomassa, a provavelmente mais simples seria a secagem ao ar livre coberta ou com exposição ao tempo. É uma técnica lenta e o teor de umidade final se mantém em torno de 15% a 35%. Não é recomendada para biomassas que possuem alto teor de umidade, pois a biomassa tende a sofrer decomposição biológica durante o período de residência. Se beneficia do calor da radiação solar, porém depende das condições meteorológicas para a sua eficácia da necessidade de grandes espaços abertos e secos onde seja possível espalhar o material da biomassa para a ser seco e exige operação de mistura da biomassa para homogeneização. (ROOS, 2008)

Outra opção para a secagem é uso de processos de secagem por aquecimento direto. Esses processos são comuns em diversas indústrias que necessitam secar seus produtos, e utilizam fluidos aquecidos (ar, vapor ou gases de exaustão de um processo quente) em contato direto com a biomassa para elevar sua temperatura e provocar evaporação da água presente que é carregada na forma de vapor pelo fluido (AMOS, 1998). Deve se atentar para o risco de incêndio ao operar esses tipos de gaseificador com ar ou gases de exaustão. Existem diversos tipos de secador dentro dessa categoria, incluindo: secadores de tambor rotativo, secadores pneumáticos (*flash*), secadores de disco, secadores por esteira rolante, secadores por cascata e secadores de vapor superaquecido. Porém os secadores de tambor rotativo são os mais utilizados na secagem de biomassa. (AMOS, 1998); (ROOS, 2008).

Os secadores de aquecimento direto uso de tambores rotativos com injeção de ar quente podem ter grande capacidade (0,15 a 70 t/h de biomassa) (LIPPEL, 2020), de evaporação da água de umidade presente na biomassa e são construídos em diversos tamanhos segundo às necessidades da planta/cliente. (HAQUE e SOMERVILLE, 2013)

Entre as vantagens estão: maior controle sobre a evaporação promovida, grande capacidade de secagem (HAQUE e SOMERVILLE, 2013), maiores capacidades, menores custos de manutenção, maior flexibilidade ao tamanho de partícula, possibilidade de uso de calor ou vapor de processo e podem aceitar gases em alta temperatura (tipicamente operam com gases entre 232°C e 1093°C). Desvantagens:

Custo maior de aquisição de equipamentos, maior risco de incêndio e mais dificuldade no controle da umidade final. (AMOS, 1998)

Em secadores *flash* (pneumáticos) a biomassa é mantida em suspensão pelo escoamento do fluido de secagem (em geral gases de exaustão). São flexíveis quanto à biomassa alimentada, mais compactos do que secadores rotativos e possuem um menor risco de incêndio. Porém, somente em grandes escalas tendem a ser eficientes em custo, deve ser alimentado com partículas pequenas e a recuperação de calor no equipamento é difícil. (AMOS, 1998); (ROOS, 2008).

Secadores de vapor super aquecido são semelhantes aos secadores *flash* em sua operação, com a diferença de no lugar de gases de exaustão ou ar, utilizam vapor super aquecido como fluido da secagem. Permite a recuperação de calor do equipamento com facilidade pois o fluido para secagem é vapor sem presença de ar, não possui risco de incêndio e secagem mais rápida. Este secador possui a desvantagem necessitar de quantidades significativas de vapor de processo e ter um custo elevado devido aos materiais caros do equipamento. (AMOS, 1998); (ROOS, 2008).

Os secadores de esteira rolante a biomassa (ou outro material a ser seco) é espalhado sobre esteiras perfuradas que se transportam a biomassa em um movimento contínuo enquanto um fluido de secagem (tipicamente gases de exaustão) é soprado por ventiladores sobre biomassa. Podem ser utilizados vários desses equipamentos em série para controle da umidade. Utilizam fluidos a baixas temperaturas (cerca de 90°C a 200°C) o que reduz o risco de incêndio, possui um custo de capital comparável ao dos secadores rotativos, porém, custos de O&M superiores àqueles dos secadores rotativos. (ROOS, 2008)

Secadores de cascata podem ser entendidos como um tipo de secador em leito fluidizados, a biomassa (ou outro material a ser seco) é introduzida em uma câmara onde é injetado um fluxo de ar quente que ergue o material até que este caia de volta a porção inferior da câmara, e o material seco é retirado por aberturas nas laterais da câmara. São geralmente utilizados na secagem de grãos e operam em temperaturas intermediárias aos secadores rotativos e secadores por esteira rolante. (AMOS, 1998) (ROOS, 2008)

O autor (ROOS, 2008) faz uma apresentação concisa das tecnologia de secagem de biomassa, descrevendo as características de cada tipo de secador, suas vantagens e desvantagens técnicas, econômicas e ambientais, além de discutir considerações na escolha de secadores, integração com caldeiras e sistemas de gaseificação.

O autor (AMOS, 1998) faz uma apresentação geral de tecnologias de secagem e seus equipamentos, descrevendo os equipamentos e sua operação e vantagens e desvantagens de maneira semelhante à (ROOS, 2008). No entanto, o documento desse autor também contém uma análise de custos de capital extensa.

2.2.2 Moagem

A moagem é um processo de redução do tamanhos das partículas de um material e geralmente é entendido que a moagem ou trituração é o processo que reduz o tamanho médio das partículas do material a menos de 80 μm (GIL, RAMOS e ROMÁN, 2009). A redução do tamanho das partículas de biomassa é utilizada em processos que necessitem de um material com uma alta razão de área por volume, como na combustão ou na produção de combustíveis de alta densidade, porém, possui também outras vantagens como: facilidade de separar o material por tamanho, aumento da densidade aparente, facilidade de manuseio e secagem, custos de transporte reduzido, secagem durante a própria moagem, homogeneização das características físicas do material e aumento da eficiência de conversão energética (GIL, RAMOS e ROMÁN, 2009). Contudo esse pode ser um processo custoso energeticamente e o autor afirma que o consumo de energia para realização da moagem se situa entre 0,5% e 10% do valor do poder calorífico da biomassa.

No entanto, é necessário um gasto de energia para promover essa fragmentação mecânica. (NEWBOLT, 2018) fez um estudo teórico e experimental de da moagem de biomassa e encontrou valores de cerca de 12 a 50 kWh/t de biomassa de energia consumida na moagem de biomassa.

(SILVA, 2017) afirma que a energia específica de moagem da biomassa pode variar de 10 a 10 kWh/t de biomassa, e utiliza em seu estudo de pré-tratamentos da biomassa valores de consumo específico de energia de moagem de 25 a 83 kWh/t de biomassa (o autor estudou biomassa *in natura* e torrefeita).

(BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013) em seu estudo afirmam que a energia específica para moer biomassa torrefeita varia de entre 10 e 350 kWh/t de biomassa, explicando que dependendo do grau de severidade da torrefação e do tipo de biomassa, esse consumo específico varia consideravelmente. A torrefação e seu efeito na moagem são mais discutidos em próximas seções.

2.2.3 Peletização e Briquetização

Os processos de pelletização e briquetização realizam a compactação e conformação da biomassa em materiais de formato definido e maior densidade, também são chamados de densificação (DIAS, SOUZA, *et al.*, 2012). Ao aplicar uma alta pressão e aquecimento em um curto intervalo de tempo sobre a biomassa acontece a fusão de polímeros presentes na matéria orgânica que conferem coesão ao pellet ou briquete e assim estes mantêm a suas formas. Pode ocorrer de a biomassa não ter propriedades capazes de produzir coesão natural do pellet e nesses casos podem ser usados aditivos agregadores. (DIAS, SOUZA, *et al.*, 2012) (PIRRAGLIA, GONZALEZ e SALONI, 2013)

É interessante realizar essa operação de pelletização ou briquetização para padronizar o formato e tamanho da biomassa e facilitar o projeto de equipamentos que utilizam esse material.

A principal diferença entre o pellet e o briquete é o tamanho. O pellet tem tamanho reduzido e geralmente mede de 6 mm a 16 mm de diâmetro e 25 mm a 30 mm de comprimento. Já o briquete tem tamanho maior, medindo mais de 50 mm de diâmetro e 250 mm a 400 mm de comprimento. Essa diferença de tamanho os distingue em relação ao seu transporte manipulação, onde os pellets são manipulados como grãos e os briquetes como objetos individuais, semelhantes à lenha vegetal. (DIAS, SOUZA, *et al.*, 2012)

A pelletização e a briquetização podem ser realizadas com o sem torrefação prévia, no entanto, cada tipo de biomassa terá um limite de severidade da torrefação que pode ser aplicada até quando ainda é possível formar os pellets e briquetes, pois a torrefação reduz a capacidade de coesão das partículas de biomassa e quanto mais severo o tratamento térmico, mais frábil serão os pellets e briquetes. (SILVA, 2017)

É necessário realizar a moagem ou trituração da biomassa e antes da pelletização ou briquetização para que as partículas de biomassa entrem nos moldes do formato dos pellets e briquetes. A biomassa também não pode possuir alto teor de umidade, sendo a faixa de 15% a 20% de umidade em base mássica a mais adequada para o processo de pelletização. (DIAS, SOUZA, *et al.*, 2012)

A maior vantagem da produção de pellets ou briquetes a partir da biomassa é a redução do volume da biomassa, pois nesses processos a biomassa in natura tem seu volume reduzido expressivamente, com o volume de biomassa de madeira (serragem, casca,

palha etc.) podendo ser reduzido em 4 a 6 vezes, e em certos casos até 11 vezes. (DIAS, SOUZA, *et al.*, 2012)

2.2.4 Torrefação

A biomassa tem uma composição que varia conforme a sua cultura de origem, como foi apresentado em seções anteriores, porém, é possível caracterizar a biomassa *in natura*, “crua”, em um intervalo geral. Em termos qualitativos, a biomassa *in natura* apresenta resultados de análise de composição imediata caracterizados por alta concentração de matéria volátil e concentrações menores de carbono fixo e cinzas, como mostra a tabela 2.3. Para reduzir a concentração de voláteis presentes na biomassa é possível aplicar o processo de torrefação.

O processo de torrefação é uma transformação termoquímica que pode ser considerada um caso específico da pirólise. A torrefação promove a redução de matéria volátil na biomassa ao elevar sua temperatura (acima de 200°C), quebrar grandes cadeias de polímeros e outras substâncias orgânicas de alto peso molecular presentes na sua estrutura e extraí-las na forma de compostos de menor peso molecular no estado gasoso ou líquido (GUIMARÃES, 2016). Portanto, a torrefação altera quimicamente a biomassa, reduz a massa final e aumenta a proporção de carbonos fixos em relação à matéria volátil. A redução de proporção de voláteis está quase sempre associada a um aumento do poder calorífico da biomassa tratada por torrefação (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013).

A torrefação é parte do processo utilizado nas carvoarias para produzir carvão vegetal a partir de resíduos de biomassa lenhosa, porém neste processo são atingidas temperaturas mais elevadas (até 400°C) (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008), podendo ser considerado início do processo de pirólise (descrito na próxima seção). (GUIMARÃES, 2016) afirma que realizar a torrefação em temperaturas acima de 300°C não é interessante pois a perda voláteis é muito alta e os rendimentos do processo caem drasticamente.

Considerando seus efeitos, a torrefação tem aplicação específica onde é desejada uma maior proporção de carbono fixo em relação à matéria volátil e uma maior densidade de energia, na forma de poder calorífico superior ou inferior. Essas aplicações podem ser a combustão em caldeiras industriais, ou a gaseificação em reatores que necessitam de

um combustível mais padronizado. (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008); (PIMCHUAI, DUTTA e BASU, 2010)

Entre as vantagens da torrefação podem ser citadas: A torrefação aumenta o poder calorífico da biomassa (e, portanto, a densidade energética), na maioria dos casos é um processo autossuficiente energeticamente (mas ainda necessita de energia/calor para partida) (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013), a biomassa torrefeita é de mais fácil manipulação no transporte e operações de carga e descarga, a biomassa torrefeita é hidrofóbica e menos propensa à decomposição biológica, o armazenamento e o transporte da biomassa torrefeita possui custos menores e os gastos de energia com moagem/trituração são reduzidos com a torrefação, pois a biomassa torrefeita é mais frágil e quebradiça (a torrefação aumenta a friabilidade³). (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008); (PIMCHUAI, DUTTA e BASU, 2010)

Entre as desvantagens podem ser citadas: Parte do poder calorífico original da biomassa associado à matéria volátil é perdido (Redução de rendimento energético, ver figura 2.4) e quanto mais severo for o processo, maior será esta perda. O controle de tempo de residência e de temperatura é crítico para obter a biomassa com as qualidades desejadas e manter a eficiência do processo, os custos de uma planta de torrefação são elevados (em comparação às outras técnicas de tratamento) (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013).

A tabela 2.4 apresenta valores de composição imediata da biomassa de bagaço de cana-de-açúcar após passar por processo de torrefação a diferentes níveis de temperatura (mantido o tempo de 1 hora). Observa-se como o teor de carbono fixo e o poder calorífico superior da biomassa aumenta com o aumento da severidade da torrefação. Também é observado que o teor de voláteis diminui e de cinzas aumenta, consequência da desvolatilização, pela qual a matéria volátil é removida da biomassa, diminuindo a massa no sólido restante e, portanto, aumentando o teor de cinzas. (PIMCHUAI, DUTTA e BASU, 2010)

³ Propriedade de materiais que indica a facilidade ou propensão de se partirem com facilidade produzindo fragmentos menores.

Tabela 2.4 - Composição imediata da biomassa do bagaço de cana em diferentes severidades de torrefação. Adaptado de (PIMCHUAI, DUTTA e BASU, 2010)

Biomassa do bagaço de cana	Composição Imediata (% massa, seca)			Poder calorífico superior (MJ/kg)
	Voláteis	Cinzas	Carbono fixo	
<i>in natura</i>	89,52	2,03	8,45	15,44
Torrefeito a 250°C, 1h	68,79	3,04	28,17	21,02
Torrefeito a 270°C, 1h	62,59	3,03	34,38	21,89
Torrefeito a 300°C, 1h	42,04	4,28	53,68	24,39

A figura 2.3 apresenta um gráfico do rendimento mássico e rendimento energético da torrefação de bagaço de cana para os três diferentes regimes de torrefação apresentados na tabela 2.4). Esse gráfico mostra como existe uma relação de compromisso ao torrefazer a biomassa, pois o processo de torrefação pode aumentar o poder calorífico da biomassa e melhorar características da biomassa como vetor energético, no entanto, quanto maior a severidade da torrefação da biomassa (maiores temperaturas e tempos de exposição), maiores são as perdas de massa e de energia contida na biomassa. (GUIMARÃES, 2016)

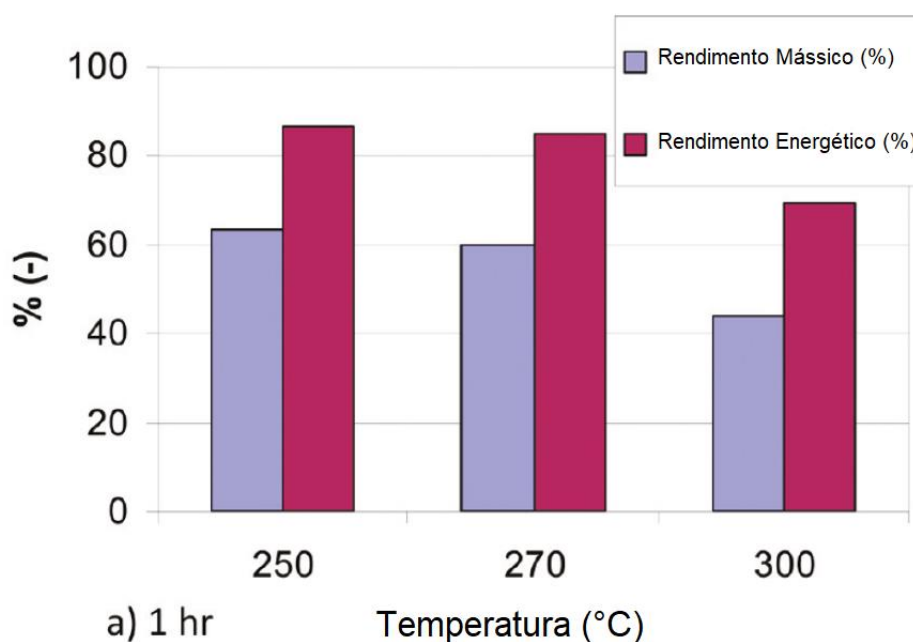


Figura 2.3 - Gráfico de rendimento mássico e rendimento energético da torrefação de bagaço de cana por temperatura de torrefação e tempo de duração de 1 hora. Traduzido de (PIMCHUAI, DUTTA e BASU, 2010).

A figura 2.4 apresenta imagens da aparência de amostras de biomassa de bagaço de cana submetida a diferentes níveis de torrefação (duração de 15, 30 e 45 min, e temperatura de 200°C, 230°C e 260°C).

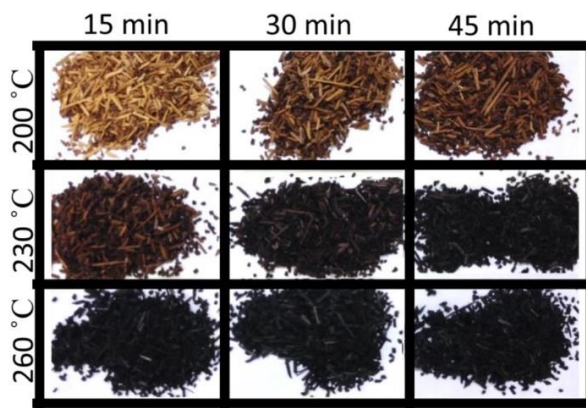


Figura 2.4 - Imagens de amostras de bagaço de cana energia torrefeitos a diferentes níveis de tempo e temperatura. Retirado de (GUIMARÃES, 2016).

O tratamento de torrefação é uma alternativa interessante para alterar a biomassa e torná-la compatível com processos onde é necessária uma concentração maior de carbono fixo e um combustível/insumo de maior poder calorífico. As características do processo de pré-tratamento por torrefação justificam a escolha deste como pré-tratamento da biomassa nos casos estudados no presente trabalho e será explorado em mais detalhes nos próximos capítulos.

2.2.5 Pirólise lenta

A pirólise é um processo termoquímico no qual uma matéria orgânica (como a biomassa) é aquecida na ausência de uma atmosfera oxidante (como o ar) até temperaturas em que ocorre a liberação da matéria volátil presente nela e produzindo um resíduo sólido rico em carbono (carvão) (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008). Não existe uma temperatura fixa para a pirólise, que se processa em um conjunto de reações químicas complexas, mas a pirólise ocorre, em geral, entre 300°C e 650°C (BASU, 2010).

Um dos usos mais comuns da pirólise é na produção de carvão vegetal. A indústria siderúrgica no Brasil utiliza os chamados “fornos de superfície” para produzir carvão vegetal necessário às suas atividades. Geralmente é produzido a partir de biomassa

lenhosa (madeira). O processo que transforma a biomassa em carvão vegetal é a pirólise lenta. (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008)

A pirólise lenta é um tipo de pirólise onde a matéria orgânica é exposta a temperaturas de 400°C a 600°C por longos períodos de residência (da ordem de minutos a horas) em um ambiente pobre ou ausente em oxigênio. Nessas condições ocorrem transformações químicas na matéria orgânica da biomassa, começando pela torrefação, com a expulsão de voláteis provenientes da hemicelulose e celulose do material da biomassa (GUIMARÃES, 2016), e ao se elevar mais a temperatura ocorrem outras reações que provocam a quebra das moléculas de lignina da biomassa e aumentam a concentração de carbono na matéria sólida. Os produtos são uma matéria sólida de alta concentração de carbono, gases formados a partir de matéria volátil e sua decomposição em moléculas simples (como H₂, CO, CO₂, CH₄, H₂O, ...) e líquidos formados a partir de compostos de maior peso molecular resultados da decomposição, o bio-óleo. (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008)

Esse processo pode ser considerado uma torrefação com uma etapa a mais, em maior temperatura que possibilita a degradação térmica da lignina. Na prática a diferença entre o processo de torrefação e o processo de pirólise é apenas a temperatura e o tempo de residência aos quais a biomassa é exposta. (GUIMARÃES, 2016)

A pirólise é parte do processo de gaseificação e um dos conjuntos de reações que produzem os gases típicos da gaseificação (BASU, 2010).

2.2.6 Pirólise rápida

O processo de pirólise resulta em diferentes tipos de produtos, dependendo da temperatura e do tempo de residência aos quais é submetida a biomassa. A pirólise lenta tende a formar produtos gasosos e sólidos em maior quantidade. Porém, se a pirólise for realizada em temperaturas mais altas (cerca de 650°C) e tempo de residência menor (da ordem de alguns segundos), existe uma tendência a formar maiores quantidades de produtos líquidos (genericamente chamados de bio-óleo), além dos produtos sólidos e gasosos. (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008)

O Bio-óleo é composto por um vasto conjunto de matéria orgânica decomposta termicamente e condensável em temperaturas abaixo da temperatura do reator de pirólise. Esse produto geralmente é indesejável para as aplicações onde existe foco no aproveitamento de gases e de sólidos (como a gaseificação) por causa da sua tendência

de aderir a superfícies sólidas, formar incrustações e se combinar às cinzas e materiais inorgânicos da biomassa formando um lodo (chamado de *slag*) de alta viscosidade dentro dos equipamentos que operam com os produtos de pirólise da biomassa. Por outro lado, o bio-óleo, por ser um líquido, tem um potencial de transporte por tubulações e bombeamento que pode torná-lo um interessante vetor energético. (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008)

Entretanto, o bio-óleo também possui propriedades que tornam a sua manipulação e transporte complexos. Esse líquido possui uma fração de umidade elevada (entre 15% e 30%) e pH baixo (cerca de 2,5) o que o torna corrosivo dentro dos equipamentos que o transportam, portanto o custo de seu transporte é elevado pela necessidade de uso de materiais especiais anticorrosivos, além das manutenções mais frequentes para remoção das incrustações. Além disso, o bio-óleo é considerado um material instável quimicamente e as suas características tem baixa persistência. (SÁNCHEZ, 2010).

Outro inconveniente do bio-óleo é a alta concentração de oxigênio na sua composição elementar, reduzindo o seu poder calorífico (situado entre 16 e 19 MJ/kg) (SÁNCHEZ, 2010).

2.3 Gaseificação de Biomassa

Dentre as rotas tecnológicas de conversão termoquímica da biomassa uma das mais conhecidas e utilizada a mais de um século é a gaseificação. (SÁNCHEZ, 2010)

A gaseificação já foi muito utilizada através da história, tendo sido um dos primeiros meios de obtenção de gás canalizado para iluminação e aquecimento em grandes cidades (SÁNCHEZ, 2010). O uso do carvão mineral como insumo se difundiu rapidamente devido ao maior rendimento, grande disponibilidade de jazidas de carvão mineral e homogeneidade desse material. Já no final do séc. XIX a iluminação a gás começou a ser trocada pela iluminação elétrica e o gás da gaseificação de carvão para aquecimento e cocção de alimentos começou a ser trocado pelo gás obtido do petróleo. No entanto, o gás produzido a partir de carvão mineral ainda seria produzido em muitas localidades com menor acesso ao petróleo. No período da segunda guerra mundial, as quedas de abastecimento de combustível pressionavam à busca de fontes alternativas de combustível para os veículos de transporte movidos à combustão interna e uma das alternativas utilizadas era o uso de sistemas compactos de gaseificação para produção de gás que era utilizados como combustível nos veículos e em uma escala industrial

surgiram processos de conversão do gás de síntese da gaseificação em combustíveis líquidos sintéticos (BASU, 2010). Na África do Sul do período de segregação (entre as décadas de 50 e 90 do séc. XX) um embargo de combustíveis e derivados de petróleo forçou o governo sul-africano a buscar alternativas de produção de combustíveis líquidos. A solução encontrada foi a gaseificação de carvão mineral sul-africano integrada a um processo de síntese de hidrocarbonetos a partir de gás de síntese conhecida como síntese de Fischer-Tropsch, que possibilitou a produção de combustíveis líquidos sintéticos em grandes plantas da Sasol (BASU, 2010). Mais recentemente a rota tecnológica da gaseificação tem sido incluída em muitos trabalhos acadêmicos com a intenção de converter biomassa de resíduos agrícolas em combustível e bioenergia de origem renovável, baixo impacto ambiental e menor emissão de carbono (SIKARWARA, ZHAOA, *et al.*, 2017). Muitas plantas piloto de gaseificação têm sido desenvolvidas com o intuito de explorar essa rota mais sustentável de produção de energia (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008); (SÁNCHEZ, 2010); (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016);

A gaseificação tem como principal objetivo transformar matéria orgânica sólida, ou líquida, rica em carbono em “gás de síntese”. Esse gás é uma mistura de gases composta de Gás Hidrogênio (H_2), Gás Monóxido de Carbono (CO), Gás Dióxido de Carbono (CO_2), Gás Metano (CH_4), Vapor d'Água e outros gases e hidrocarbonetos leves em menor quantidade (tais como Etano e Propano) (BASU, 2010). Essa mistura de gases possui poder calorífico útil na geração de energia e/ou potencial químico para síntese de combustíveis (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016); (TAGOMORI, 2017). A tabela 2.5 apresenta uma análise da composição de gases de um gás síntese resultante de processo de gaseificação de carvão.

Além dos gases H_2 , CO, CO_2 e CH_4 , também podem estar presentes em pequena quantidade outros gases indesejáveis para geração de energia e síntese de combustíveis, tais como o Ácido Sulfídrico (H_2S) e o Ácido Clorídrico (HCl), que são considerados contaminantes, e Gás Nitrogênio (N_2) que também pode estar presente e, dependendo do processo e das aplicações, é indesejável por ser inerte e diluir o gás. (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016).

Tabela 2.5 - Resultado da composição de gases de um gás de síntese produzido a partir de carvão mineral, obtidos experimentalmente.

Composição de gás de síntese bruto da planta Sotacarbo (seco, % vol.)	
H ₂	18,89%
CO	18,07%
CO ₂	9,47%
CH ₄	1,51%
N ₂	51,28%
H ₂ S	0,1%
COS	0,0%
O ₂	0,74%
Combustível:	Carvão mineral (sul africano)
Gás oxidante:	Ar atmosférico + vapor d'água

Fonte: (PETTINAU, CALÌ, *et al.*, 2015)

A tabela 2.5 apresenta, como um exemplo, a composição medida experimentalmente dos gases na saída de um gaseificador do tipo leito fixo localizado no Centro de pesquisas da Sotacarbo, em Carbonia, Itália. Este gaseificador estava trabalhando com carvão mineral do tipo betuminoso e sendo insuflado com ar atmosférico e vapor d'água como meio oxidante. (PETTINAU, CALÌ, *et al.*, 2015)

Na gaseificação também são geradas substâncias chamadas de voláteis condensáveis, que são em geral compostos orgânicos de maior peso molecular e se condensam em temperatura ambiente. Esses compostos formam a maior parte do "Alcatrão" e "Bioóleo" que na maioria das aplicações de gaseificação são contaminantes indesejáveis e formam incrustações nos equipamentos da gaseificação e à jusante. (SÁNCHEZ, 2010); (BASU, 2010).

Também é formado material orgânico sólido carbonizado resíduo do processo de gaseificação (material rico em carbono), além de material inorgânico sólido: as cinzas, escória e material particulado no reator. A quantidade de material orgânico carbonizado formado depende do tipo de tecnologia de gaseificação e das condições de operação. Já o material inorgânico (cinzas e escória) depende do combustível utilizado na gaseificação. (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016)

Em diversas aplicações do gás de síntese, o alcatrão e o material particulado devem ser removidos ou ao menos terem suas concentrações reduzidas o suficiente para

serem empregados, pois estes materiais podem provocar entupimentos e incrustações danosas em equipamentos sensíveis (VAN PAASEN, BOERRIGTER, *et al.*, 2005). A tabela 2.6 apresenta valores de tolerância de concentração de alcatrão (e de particulados) em gases de síntese para algumas aplicações típicas dos gases.

Tabela 2.6 - Limites de tolerância de concentração de material particulado e alcatrão no gás de síntese de acordo com a aplicação. Adaptado de (MILNE, EVANS e ABATZOGLOU, 1998).

Aplicação	Particulados (g/Nm³)	Alcatrão (g/Nm³)
Combustão direta	Sem limite especificado	Sem limite especificado
Produção de gás para síntese F-T	0,02	0,1
Turbina a gás	0,1 a 120	0,05 a 5
Motor de combustão interna	30	50 a 100
Transporte em dutos	-	50 a 500 (para o compressor)
Células de combustível	-	< 1,0

Como mostra a tabela 2.6, também há um limite para material particulado, isto é, sólidos em suspensão no gás de síntese formado para algumas aplicações. Este material particulado é removido através de ciclones que, geralmente, são integrados ao reator de gaseificação e sua saída (WORLEY e YALE, 2012). Além disso, alguns gaseificadores possuem filtros cerâmicos que impedem a passagem das partículas. (NETL, 2015).

Em resumo o processo de gaseificação é uma oxidação parcial e controlada de matéria orgânica na presença de altas temperaturas (que podem variar muito, desde 600°C até 1500°C de acordo com a técnica e equipamentos) (BASU, 2010). Existe uma grande diversidade de insumos que podem ser utilizados como matéria orgânica que alimenta o processo, entre eles: carvão mineral, resíduos sólidos urbanos, resíduos sólidos industriais e biomassa vegetal (SIKARWARA, ZHAOA, *et al.*, 2017).

2.3.1 Processos físico-químicos da gaseificação

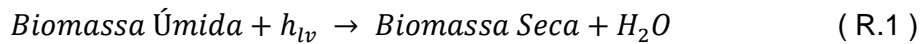
A gaseificação é um processo complexo do ponto de vista químico, pois envolve várias reações de químicas ocorrendo simultaneamente. São reações heterogêneas (reagentes e produtos de fases físicas diferentes) e homogêneas (reagentes e produtos em mesma fase física), e reações exotérmicas e endotérmicas ocorrendo em simultaneidade.

As reações do processo de gaseificação são divididas nos seguintes conjuntos:

- **Secagem⁴**
- **Reações de Pirólise**
- **Reações de Gaseificação (ou Redução)**
- **Reações de Combustão (Ou oxidação completa)**

2.3.1.1 Reação de secagem

A “reação” de secagem é basicamente um modelo em que o combustível úmido é o reagente e os produtos são o combustível seco e a água evaporada. A utilidade de representar a secagem dessa maneira é acrescentar a necessidade de consumo de energia para a evaporação da água presente na biomassa.

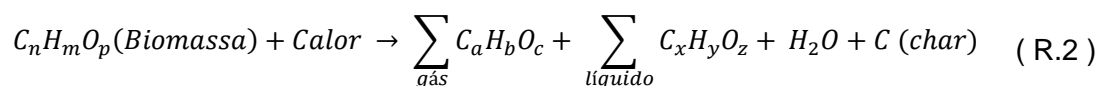


Onde h_{lv} é o calor latente de evaporação da água (cerca de 2260 kJ/kg). (BORGNAKKE, 2009).

Esse é um dado importante pois quanto maior o teor de umidade da biomassa alimentada ao reator, maior será o consumo de energia na forma de calor para evaporar a água, e esse calor não é recuperável. (SIKARWARA, ZHAOA, *et al.*, 2017)

2.3.1.2 Reação de pirólise

As reações de pirólise ocorrem em grandes cadeias de polímeros presentes na biomassa sendo quebradas em moléculas menores de gás, líquido e sólido (*char*) (BASU, 2010). O processo pode ser representado pela reação:



Algumas modelagens consideram a composição em massa de Celulose, Hemicelulose e Lignina (os principais polímeros que formam a biomassa vegetal, como apresentado

⁴ A secagem da biomassa reagente do processo pode ser modelada como uma reação química do processo sendo útil essa representação em modelagem de cinética de reação dentro do reator.

na seção 2.1) para realizar a decomposição dessas cadeias de polímeros em moléculas menores de acordo com modelos de base experimental ou teóricos matemáticos (GERBER, BEHRENDT e OEVERMANN, 2010). No entanto a modelagem completa desse conjunto de reações é complexa, pois existem mais de 300 substâncias produto da pirólise catalogadas, incluindo grande quantidade de compostos orgânicos de alto peso molecular. (SÁNCHEZ, 2010)

Apesar de a pirólise produzir um grande número de compostos complexos, dentre os gases algumas substâncias simples se destacam como sendo a maior proporção, em massa, de produtos das reações, entre as quais pode-se citar: Gás Monóxido de Carbono (CO), Gás Dióxido de Carbono (CO₂), Vapor d'Água (H₂O), Gás Metano (CH₄), Gás Etano (C₂H₆), Gás Eteno (C₂H₄). Uma abordagem na modelagem considera que a pirólise produz os gases citados e compostos de material carbonizado (*char*, substâncias sólidas de alto teor de carbono), alcatrão (*tar*, substâncias voláteis condensáveis) e cinzas (substâncias sólidas inorgânicas). Dessa forma é possível modelar a pirólise de maneira simplificada ao reunir a maior parte dos compostos produzidos dentro da classificação genérica de alcatrão ou material carbonizado. Essa modelagem simplificada também pode ter mais de um estágio de reações, como, por exemplo, o craqueamento de alcatrão sendo um estágio subsequente da pirólise. (BASU, 2010); (GERBER, BEHRENDT e OEVERMANN, 2010); (WORLEY e YALE, 2012)

Na literatura existe divergência em considerar o conjunto de reações de pirólise como majoritariamente endotérmico ou majoritariamente exotérmico (BASU, 2010), Esse caráter é difícil de ser definido pois há grande número de reações químicas acontecendo e provocando interações entre si, além de fatores como temperatura, pressão e composição da biomassa que podem alterar o equilíbrio energético médio das reações. Para (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016), as reações de pirólise são endotérmicas.

A Fig. 2.5 apresenta um gráfico de frações dos principais gases produzidos na pirólise em função da temperatura de pirólise para uma amostra de madeira. Observa-se que diferentes temperaturas maximizam ou minimizam a produção de cada gás componente e a composição geral pode ser alterada drasticamente pela temperatura de pirólise.

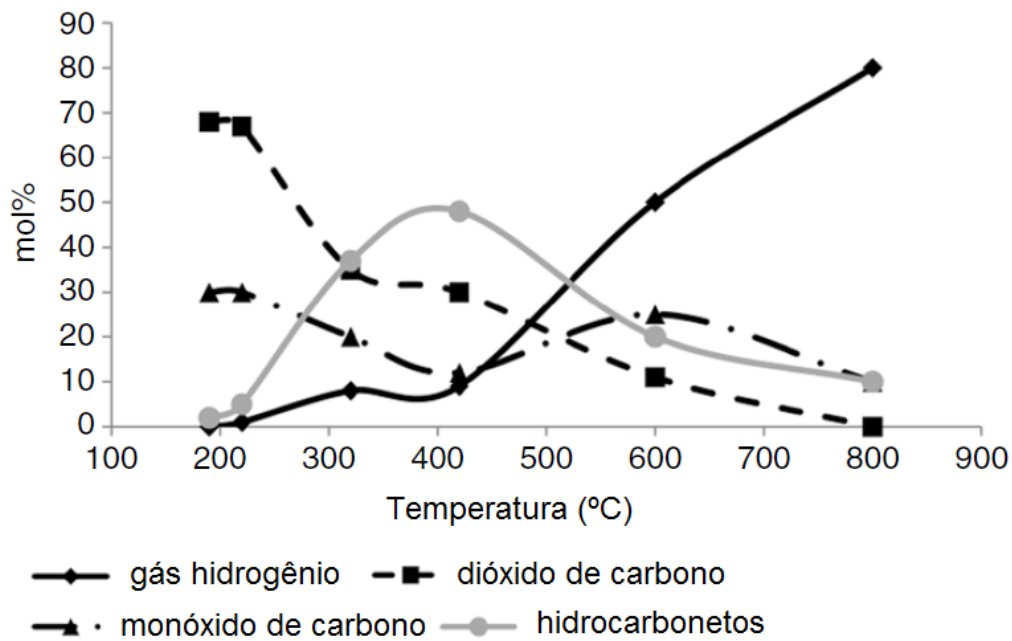
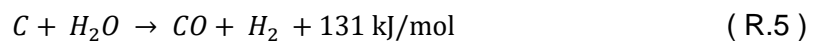


Figura 2.5 - Gráfico de produção de gases em função da temperatura de pirólise para madeira. Traduzido de (BASU, 2010).

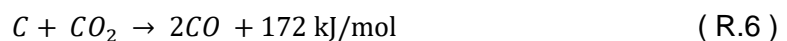
2.3.1.3 Reações de gaseificação

As reações de gaseificação propriamente ditas devem ser diferenciadas do processo de gaseificação como um todo (BASU, 2010). Na literatura existe um conjunto de reações que são ditas de gaseificação. A seguir é apresentada uma lista contendo as reações de gaseificação:

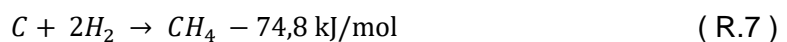
– Reação de gaseificação com vapor



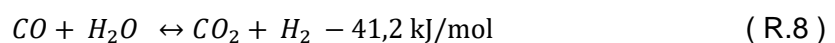
– Reação de Bouduard



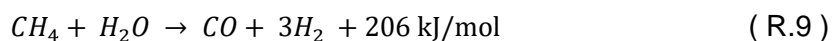
– Reação de metanação



– Reação de deslocamento gás-água (*Water-gas shift*)



– Reação de reforma do metano com vapor



As reações de gaseificação podem ser resumidas como as reações que promovem a produção de H₂, CO e CH₄ (as principais substâncias de conteúdo energético do gás de síntese) e CO₂.

As três primeiras reações (R.5, R.6 e R.7) são heterogêneas, isto é, possuem reagentes e produtos de fases diferentes. Neste caso, uma fase sólida do *char* (representada pelo Carbono C) e os outros reagentes e produtos na fase gasosa.

As duas outras reações (R.8: reação de deslocamento gás-água e R.9: reação de reforma do metano com vapor) são homogêneas, isto é, todos os produtos e reagentes pertencem à mesma fase, neste caso fase gasosa.

Observando o calor de formação de cada reação, verifica-se que de forma geral as reações de gaseificação são endotérmicas e existe a necessidade de fornecer energia para que elas se mantenham.

A reação de deslocamento gás-água (*water-gas shift*) é utilizada também fora do reator ou em uma região separada do reator de gaseificação para ajustar a proporção de Gás Hidrogênio (H₂) para Gás Monóxido de Carbono (CO) sendo importante para controlar a especificação do gás de síntese de acordo com o seu uso (como apresentado adiante). (TAGOMORI, 2017)

2.3.1.4 Reações de combustão

As reações e combustão são basicamente a oxidação de substâncias da biomassa ou resultantes da biomassa. As reações de oxidação do *char* e em alguns casos dos gases voláteis são necessárias para manter o equilíbrio termodinâmico do processo. Neste trabalho são consideradas reações de combustão aquelas que provocam a completa oxidação dos reagentes, de modo que oxidações parciais são consideradas parte das reações de gaseificação. (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016)

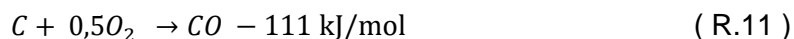
A importância das reações de combustão está em liberar calor para manter a temperatura do reator e favorecer as reações de pirólise de gaseificação. Os produtos das reações de combustão são considerados inertes ou sem poder calorífico apreciável, logo não contribuem para o conteúdo energético do gás de síntese.

Seguem as principais reações de combustão. Lembra-se que os compostos complexos incluídos no conjunto de alcatrão também podem sofrer combustão, mas não são representados aqui por sua grande variedade e complexidade.

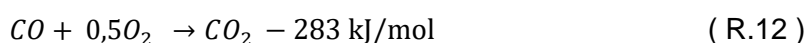
– Oxidação completa do carbono



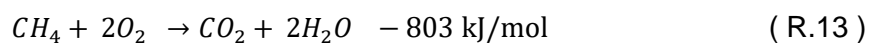
– Oxidação parcial do carbono⁵



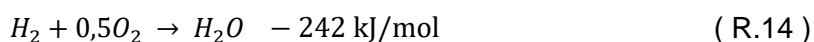
– Oxidação do monóxido de carbono



– Oxidação do metano



– Oxidação do hidrogênio



2.3.2 Reatores de gaseificação

Definidas as principais reações do processo de gaseificação, esta subseção apresenta os diferentes tipos de reator de gasificação, os equipamentos onde ocorre o processo de gaseificação.

2.3.3 Reatores de leito fixo

Reatores de leito fixo são basicamente recipientes fechados e com isolamento térmico onde o combustível é introduzido e se acumula na parte inferior, permanecendo nesta enquanto sofre as reações. Ao mesmo tempo, um agente oxidante (Ar, oxigênio, vapor d'água ou uma combinação destes) é insuflado dentro do recipiente e alimenta as

⁵ Alguns autores consideram a R.11 como parte das reações de oxidação do carbono, como (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016) e o presente trabalho, e outros consideram essa reação parte das reações de gaseificação, parte das reações de carbono, como (BASU, 2010).

reações de combustão que, por sua vez, geram o calor necessário para promover as reações de pirólise e gaseificação. (NETL, 2020)

Em reatores de leito fixo, como o nome já implica, o material sólido se acumula na região inferior do reator e não se move, ou seja, permanece “fixo” em sua posição formando o leito. A região onde não se acumulam as partículas e se mantém “vazia” de sólidos, contendo basicamente gases, é chamada de zona livre ou *freeboard*.

Estes reatores são os mais antigos em utilização. Os reatores de leito fixo são adequados para plantas de pequeno e médio porte, pois existem dificuldades em se manter uma conversão regular ao longo de um leito fixo com uma grande área. Os gases produzidos por estes equipamentos geralmente possuem baixos poderes caloríficos (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008).

Existem “zonas” de reação delimitadas dentro dos reatores de leito fixo. As zonas são: secagem, pirólise (ou desvolatilização), gaseificação e combustão. Estas zonas são encontradas em sequência, com a zona de combustão sendo aquela região mais próxima da injeção de oxidante (ar, oxigênio, vapor d’água) e a zona de secagem aquela mais distante da injeção de oxidante e, normalmente, mais próxima da saída de gases. (NETL, 2020)

Existem três sub-categorias básicas de reatores de leito fixo: Fluxo Ascendente, Fluxo Descendente e Fluxo Cruzado (BASU, 2010). A figura 2.6 apresenta esquematizações de cada uma das subcategorias de reatores de leito fixo.

As vantagens de reatores de leito fixo são: baixo custo de construção e operação, flexibilidade de insumos/combustível neles inseridos, pouca complexidade de operação (possui poucos equipamentos associados), baixa necessidade de oxidantes, capacidade de operar em temperaturas baixas, aceitam alimentação de partículas de diferentes tamanhos e alta eficiência CGE (*Cold Gas Efficiency*) quando contabilizado o alcatrão. (BASU, 2010); (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016).

As desvantagens de reatores de leito fixo são: Baixa eficiência de conversão de matéria orgânica em gás de síntese (se removido o alcatrão)⁶, alta produção de alcatrão (cerca de 10% a 20% em massa para reatores de leito fixo de fluxo ascendente) (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016), contaminantes no gás de síntese, baixo poder calorífico do gás produzido, tamanho das partículas de combustível deve ser bem

⁶ Segundo (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016), reatores e gaseificação de leito fixo produzem uma fração sólida 20 a 25% em massa de material sólido carbonizado, enquanto reatores de leito fluidizado produzem uma fração de sólidos de 5 a 10% em massa.

especificado para poder controlar o processo e em grandes escalas tendem a ter problemas de não uniformidade de temperatura. (WORLEY e YALE, 2012)

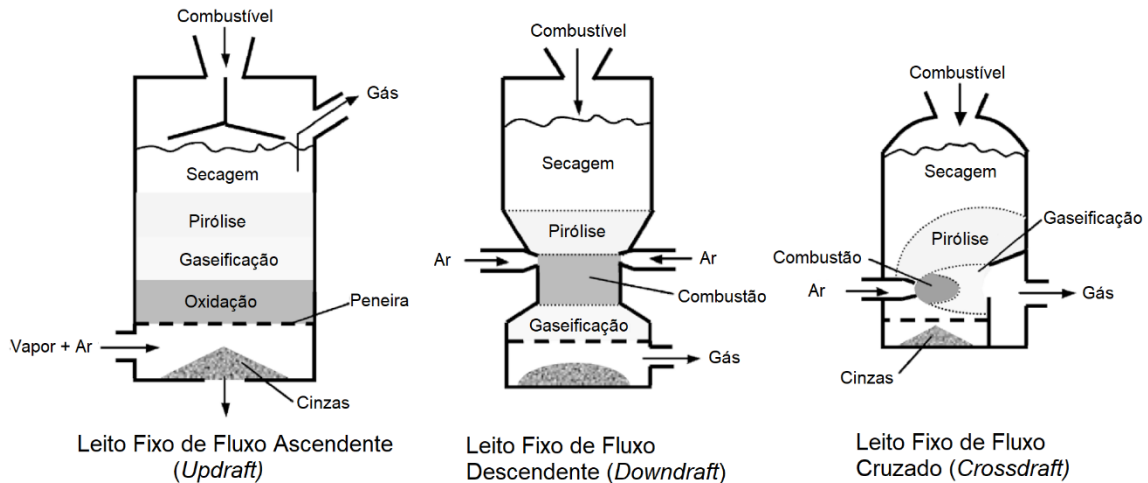


Figura 2.6 - Esquemas de funcionamento das três sub-categorias de reatores de gaseificação de Leito Fixo. Da esquerda para a direita: Fluxo Ascendente, Fluxo Descendente e Fluxo Cruzado. Adaptado de (BASU, 2010).

2.3.4 Reatores de leito de arraste

Em reatores de leito de arraste ocorre a entrada conjunta do combustível e agente oxidante. Nestes reatores são atingidas altas temperaturas (Até 1600°C) e altas pressões (até 80 bar), além de alta turbulência do escoamento e altas taxas de reação química. A alta temperatura provoca a fusão de cinzas e forma um filme de escória com camadas sólidas e líquidas nas paredes do reator. As paredes são geralmente feitas de material refratário e, em alguns reatores, arrefecido por bombeamento de um fluido de arrefecimento (em geral água). Produz um gás de síntese mais limpo, ou seja, com quantidades muito baixas de alcatrão, cinzas e outros contaminantes no gás produzido. (NETL, 2020); (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016).

A figura 2.7 apresenta um esquema genérico de reator de leito de arraste e um gráfico da temperatura no seu interior em função da altura do equipamento.

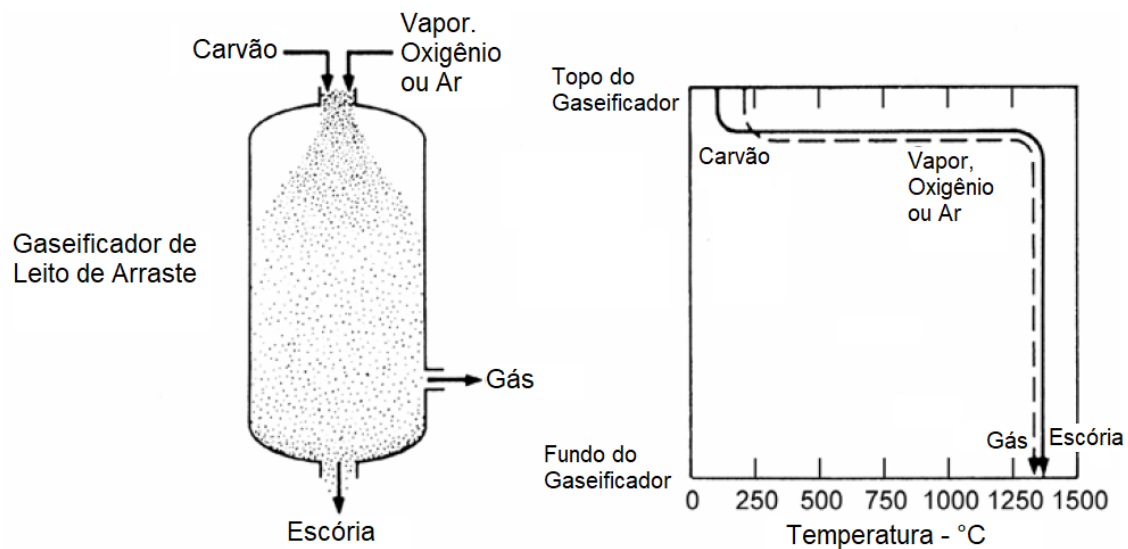


Figura 2.7 - Esquema básico de um gaseificador de leito de arraste e gráfico da temperatura ao longo de sua altura. Traduzido de (PHILLIPS, 2005).

Existem diferentes modelos de reatores de leito de arraste de acordo com a tecnologia desenvolvida por diferentes empresas que fabricam este equipamento. Alguns dos reatores de leito de arraste mais comuns são o modelo Shell Technology, o modelo GE/Texaco, CB&I E-Gas™/ConocoPhillips (NETL, 2020).

Este tipo de reator normalmente possui grande escala e complexidade de operação.

Características gerais dos gaseificadores de leito de arraste (NETL, 2020):

- i) Flexibilidade de combustível; pode aceitar uma variedade de matérias-primas sólidas.
- ii) Grande demanda de oxidantes.
- iii) Pode trabalhar tanto com oxigênio quanto ar insuflado, mas a maioria das plantas comerciais utiliza oxigênio.
- iv) Temperatura uniforme dentro do reator.
- v) Operação em *slagging* (cinzas/escória fundida dentro do reator)
- vi) Curto tempo de residência da matéria alimentada ao reator.
- vii) Alta eficiência de conversão de carbono, porém, uma baixa eficiência termodinâmica *cold gas efficiency*.
- viii) Alto nível de calor sensível no gás do produto (a recuperação de calor é necessária para elevar a eficiência.)
- ix) Ambientalmente mais benigno; O gás síntese produzido consiste principalmente de H₂, CO e dióxido de carbono (CO₂) com traços de outros contaminantes que podem ser removidos a jusante do reator.
- x) A escória vítrea produzido no reator é inerte e facilmente descartada.

(BOERRIGTER e RAUCH, 2006) afirma que o gás produzido por reatores de gaseificação de leito de arraste é livre de alcatrão e de compostos orgânicos como impurezas.

Por causa da alta pressão e temperatura de trabalho dos reatores de leito de arraste, a operação desses equipamentos (comparada a outras tecnologias de gaseificação) é mais complexa e resulta em maiores custos. Porém, a flexibilidade de alimentação de combustíveis e a alta qualidade do gás de síntese (poucos contaminantes e alto poder calorífico) pode compensar os custos superiores. (TAGOMORI, 2017)

Dentre os gaseificadores de leito de arraste, existem dois tipos de alimentação de combustível: *dry feeding* (Alimentação com combustível seco) e *slurry feeding* (Alimentação com combustível em “lama”, misturado com água). O reator mais comum a utilizar combustível seco é o da Shell, e o mais comum a utilizar combustível em “lama”, é o da GE. (TAGOMORI, 2017).

2.3.4.1 Gaseificador Shell

O gaseificador Shell possui uma tecnologia bem estabelecida na gaseificação de carvão mineral. Foi concebido na década de 1950 para produzir gás de síntese a partir de gases e líquidos de refinaria. Em 1972 a Shell desenvolveu um processo de gaseificação com carvão mineral e posteriormente gaseificadores integrados a ciclos combinados para geração de energia elétrica. Atualmente existem mais de 50 gaseificadores desse tipo em operação ao redor do mundo (NETL, 2020).

O gaseificador em si é uma câmara onde as paredes internas são arrefecidas com circulação de água por tubos presentes no seu interior e sobre a qual é formada uma “membrana” de escória solidificada que protege a parede contra a erosão. Este gaseificador é alimentado por quatro injetores de combustível e oxidante nas laterais. A escória produzida pelas cinzas fundidas é retirada por uma saída na porção inferior do reator, e o gás produzido é retirado pelo topo do reator (a figura 2.8 apresenta um esquema desse reator). O gás que sai do reator deve ser arrefecido, e para isso é feito primeiro uma injeção de reciclagem de gás produzido e resfriado, e depois o gás é direcionado para um trocador de calor para resfriá-lo ainda mais. (PHILLIPS, 2005); (NETL, 2020)

A alimentação de combustível é realizada com carvão pulverizado e seco, transportado para o gaseificador com um fluxo de nitrogênio. O gaseificador é capaz de operar em pressões de até 40 bar. (PHILLIPS, 2005)

Uma das maiores vantagens desse tipo de gaseificador é a flexibilidade de alimentação de combustível, pois, esse equipamento pode utilizar diversos tipos de carvão e resíduos sólidos do petróleo. A maior desvantagem é o custo de capital maior do equipamento, por causa do sistema de tubos de água e da alimentação de combustível seco.

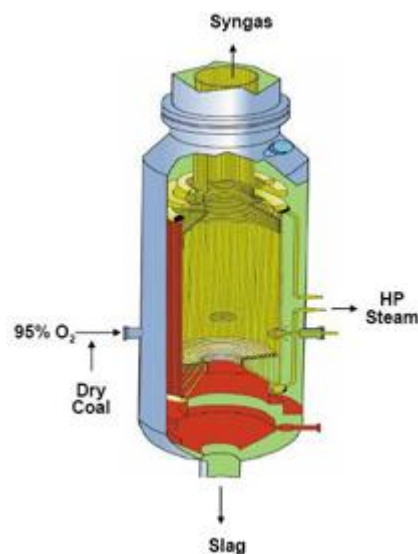


Figura 2.8 - Ilustração de um gaseificador Shell. Retirado de (NETL, 2020).

2.3.4.2 Gaseificador GE/Texaco

Este gaseificador foi concebido pela Texaco e começou a ser operado na década de 1950, até que a tecnologia foi comprada pela GE em 2004. São alimentados com gás natural, óleo pesado de refino, carvão mineral e *petcoke* (resíduos sólidos do petróleo). Existem mais de 60 plantas comerciais operando com este gaseificador. (NETL, 2020)

O reator consiste em uma câmara para resistir à pressurização e um interior de tijolos refratários que contêm os gases e materiais em alta temperatura. A alimentação é realizada no topo do gaseificador, utilizando *slurry* injetado junto com oxigênio, e na parte inferior do reator é feita a retirada de escória e do gás produzido pelo reator. (PHILLIPS, 2005)

Este gaseificador tem três opções de arrefecimento: Aspersão de água, resfriamento por radiação e resfriamento por radiação e convecção. Na opção da aspersão de água,

o gás e a escória são forçados a passar por um “banho” de água no fundo do gaseificador que provoca a solidificação da escória enquanto o gás produzido é saturado de vapor d’água. A opção de resfriamento por radiação utiliza uma câmara comprida e entremeada de tubos de arrefecimento por onde água é circulada, o gás produzido e a escória passam por essa região do reator e são resfriados a uma temperatura abaixo da temperatura de fusão das cinzas (escória) e ao final o gás e a escória passam por uma lavagem com água. E a opção de resfriamento por radiação e convecção é semelhante à opção de resfriamento por radiação, porém ao final da câmara, apenas a escória passa por uma lavagem com água, já que o gás é direcionado para um trocador de calor convectivo. (PHILLIPS, 2005).

A figura 2.9 Apresenta uma ilustração do esquema de funcionamento de um reator de gaseificação GE de arrefecimento por radiação.

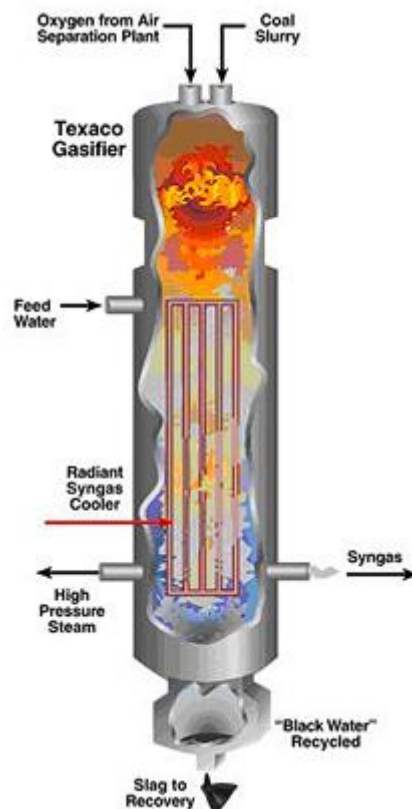


Figura 2.9 - Ilustração de gaseificador GE de arrefecimento por radiação. Retirado de (NETL, 2020).

2.3.4.3 Gaseificador CB&I E-Gas™/ConocoPhillips

Este gaseificador foi desenvolvido originalmente por Global Energy, Destec and Dow, na década de 1970. A ConocoPhillips já foi detentora de seus direitos, mas atualmente a tecnologia pertence à CB&I. Ele é alimentado com *slurry* de carvão mineral (assim como o gaseificador da GE), porém este gaseificador funciona em dois estágios, recebendo uma parte da alimentação de *slurry* por dois injetores laterais, opostos, na sua parte inferior, junto com o oxigênio (primeiro estágio) e mais a outra parte da alimentação ocorre na porção superior do reator, mas sem injeção de oxigênio, onde ocorrem predominantemente reações endotérmicas da gaseificação, alimentadas pelo calor produzido no primeiro estágio abaixo. Este gaseificador possui boa flexibilidade de operação do segundo estágio, permitindo controle no ajuste do gás através do controle desse estágio, além de uma temperatura de saída dos gases mais baixa. (PHILLIPS, 2005); (NETL, 2020)

O gás produzido neste gaseificador sai a cerca de 1038°C, e então é resfriado por tubos de caldeira até cerca de 593°C, produzindo vapor saturado na troca de calor. Depois de resfriado o gás passa por um equipamento de remoção de particulados e cinzas a seco e por fim uma lavagem com água. (NETL, 2020)

Essas tecnologias comerciais apresentadas aqui já são maduras e testadas para grandes escalas de operação (mais de 1250 toneladas de carvão por dia). (NETL, 2020).

2.3.5 Reatores de leito fluidizado

Os reatores de leito fluidizado são aqueles em que as partículas de material sólido (principalmente) do leito do reator entram em um estado de fluidização: Quando existem gases em escoamento entre as partículas que compõem o leito em uma velocidade tal que as partículas são carregadas e essa mistura gás-sólido se comporta como um fluido. Na maioria dos casos, para esse tipo de reator, o leito é constituído de areia (agente inerte), *char* e agentes catalisadores em proporções que variam de acordo com o objetivo do processo. O material sólido do leito é fluidizado com vapor de água, ar, oxigênio ou alguma combinação destes que é chamada de agente fluidizante (BASU, 2010).

Para que esse estado de fluidização aconteça é necessário que os gases em escoamento em meio às partículas sólidas atinjam uma velocidade, chamada de velocidade mínima de fluidização, quando a perda de carga que as partículas provocam no escoamento é equivalente ao peso das próprias partículas do leito (PINHO, 2012). Um gráfico de perda de pressão por velocidade superficial das partículas é apresentado na figura 2.10, mostrando a transição entre leito fixo e leito fluidizado.

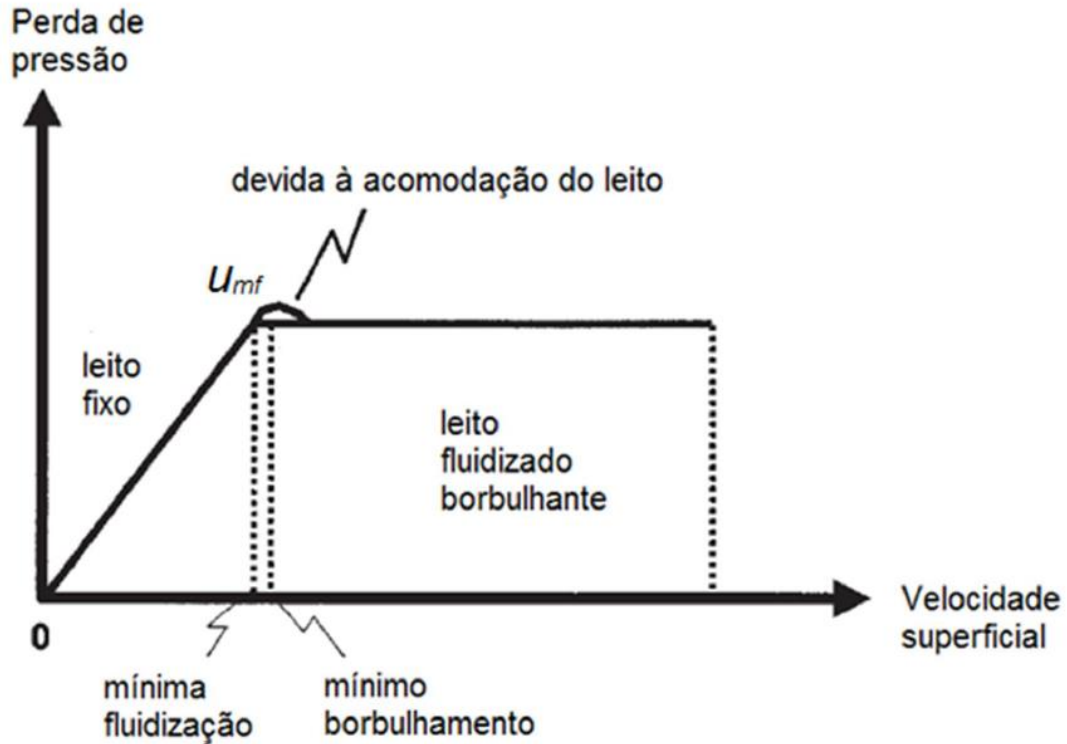


Figura 2.10 - Perda de pressão em função da velocidade superficial. Retirado de (PINHO, 2012).

Ao se elevar a velocidade dos gases em meio ao leito, se transita entre os diferentes regimes de fluidização. A figura. 2.11 ilustra o comportamento das partículas do leito do reator de acordo com o regime de fluidização. Abaixo da velocidade mínima de fluidização o leito pode ser considerado fixo. Ao atingir a velocidade de fluidização mínima o leito passa a ser fluidizado. Aumentando a velocidade dos gases se transita para um regime fluidizado borbulhante que se mantém até a velocidade atingir a velocidade terminal de queda das partículas do leito, quando a velocidade terminal das partículas é ultrapassada inicia-se o transporte pneumático das partículas do leito e não existe mais região definida de leito e região livre (*freeboard*). (PINHO, 2012)

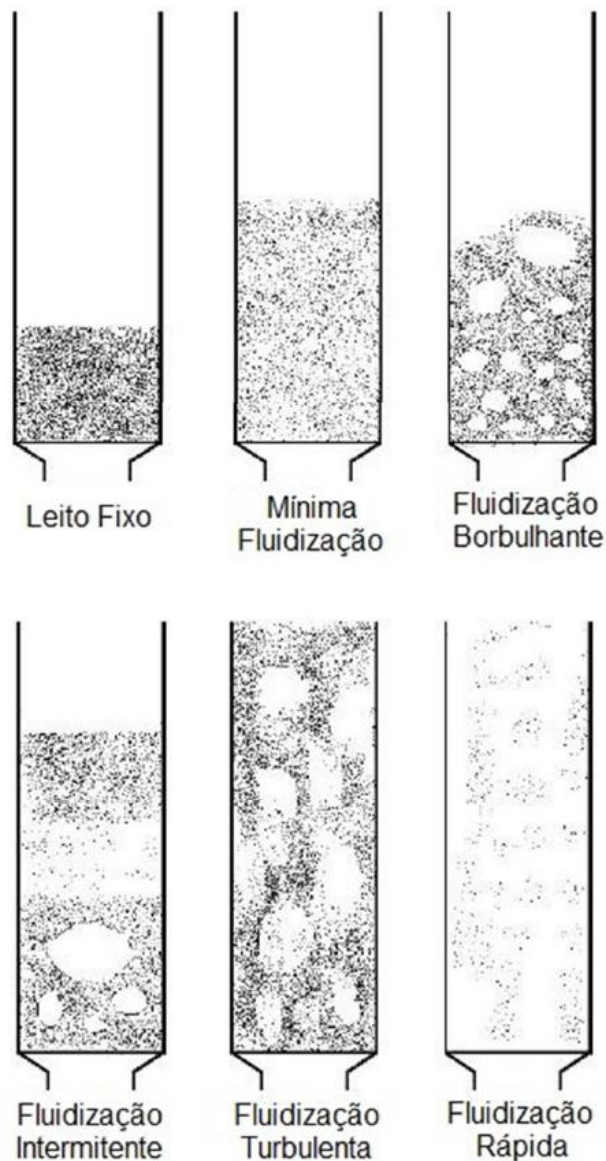


Figura 2.11 - Regimes de operação em reatores de leito fluidizado (PINHO, 2012).

No caso dos reatores de gaseificação de leito fluidizado, os gases responsáveis pelo escoamento dentro do reator são normalmente o próprio agente oxidante que também se torna o agente fluidizante. Nota-se que a injeção de gases é de início composta por oxidantes, porém à medida que esses gases atravessam o leito, ocorrem as reações químicas que produzem os convertem em gás de síntese.

Reatores de leito fluidizado podem ser operados com ar, vapor e/ou oxigênio como meio oxidante (GIL, CORELLA, *et al.*, 1999).

Os reatores de leito fluidizado operam em temperaturas relativamente baixas (entre 700°C e 900°C) para evitar a fusão das cinzas, pois, no caso de fusão de cinzas, pode ocorrer a aglomerações de partículas que levam o leito fluidizado ao colapso. (PINHO, 2012).

Os reatores de leito fluidizado podem ser pressurizados ou operarem em pressão atmosférica. Entre as vantagens da operação pressurizada estão: Aumento da produção de gás para o mesmo volume de reator, menor consumo interno de energia e redução de sinterização das cinzas. E entre as desvantagens: O sistema de alimentação pressurizado é mais complexo, aumento de conteúdo de metano no gás, custos de equipamentos mais altos (WORLEY e YALE, 2012).

Em gaseificação de biomassa os principais regimes de operação são os de fluidização borbulhante e o de transporte pneumático (PINHO, 2012). O transporte pneumático é o regime utilizado em reatores de leito fluidizado circulante.

Comparado aos reatores de leito fixo, esse tipo de reator apresenta uma série de vantagens, sendo uma das principais vantagens o fato de apresentarem um alto grau de mistura, o que proporciona altas taxas de transferência de calor e de massa e uniformidade da temperatura no interior do reator. Além disso, esses reatores possuem potencial teórico para grandes escalas de operação. (SIEDLECKI, 2011)

Contudo, gaseificadores de leito fluidizado apresentam dificuldades na escalabilidade para plantas de grande porte na prática. (RÜDISÜLI, SCHILDHAUER, *et al.*, 2012) afirmam que, no processo de *scale-up* (aumento do tamanho) de um reator de gaseificação de leito fluidizado para uma escala comercial, é recomendado construir antes um reator de escala de laboratório (de diâmetro de aproximadamente 0,2 m) e um reator de planta piloto (de diâmetro de aproximadamente 0,5 m), antes de construir o reator de escala comercial (de diâmetro maior que 0,5 m). Ainda assim, os autores afirmam que há riscos para planta industrial, que não podem ser previstos.

É uma tarefa difícil aumentar o tamanho de um reator de leito fluidizado da escala de laboratório ou planta piloto para uma escala industrial. Isso ocorre pois os escoamentos de fluidos e partículas sólidas dentro do reator são alterados com mudanças no seu tamanho (em especial o diâmetro). É recomendado realizar uma análise adimensional para encontrar os parâmetros que governam a dinâmica do escoamento e, a partir deles, calcular as condições de uma nova escala de reator (RÜDISÜLI, SCHILDHAUER, *et al.*, 2012).

Algumas características dos reatores de leito fluidizado (NETL, 2020):

- i) Flexibilidade de carga;
- ii) Altas taxas de transferência de calor e mistura dentro do reator.;
- iii) Flexibilidade de alimentação, podendo gaseificar grande diversidade de combustíveis/matérias-primas;

- iv) Consumo de oxidante e vapor moderados;
- v) Temperatura entre baixa e moderada, uniforme dentro do reator;
- vi) Maior eficiência termodinâmica *cold gas* do que leito de arraste, porém, menor taxa de conversão de carbono;
- vii) Extenso reciclo de material carbonizado (*char*) é necessário;
- viii) Tendem a formar concentrações intermediárias de alcatrão nos gases de síntese, em média 10g/Nm³ (BASU, 2010).
- ix) Os reatores de leito fluidizado são adequados para médias capacidades (cerca de 25MW_{th}) (BASU, 2010), mas podem chegar até 150MW_{th} em pressão atmosférica e até 200MW_{th} quando pressurizado (WBA, 2015).

Existem basicamente dois tipos de gaseificadores de leito fluidizado: Leito Fluidizado Borbulhante e Leito Fluidizado Circulante.

2.3.5.1 Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante

Gaseificadores baseados em um reator de leito fluidizado borbulhante operam em um regime de fluidização borbulhante, ou seja, quando a velocidade do escoamento dos gases no interior do reator de leito fluidizado ultrapassa a velocidade de mínimo borbulhamento (ver figura 2.10) e começam a ser formadas bolhas de vazios (ausentes de sólidos) no interior do leito de partículas do leito do reator, como é mostrado na figura 2.11. Para manter a fluidização borbulhante, o agente gaseificante (Ar, vapor ou oxigênio) é alimentado pelo fundo do gaseificador por um dispositivo chamado de distribuidor (fundamental para manter a uniformidade do fluxo de gás). (SIEDLECKI, 2011)

O nível de complexidade da planta que opera com um reator de leito fluidizado borbulhante é maior do que aquele de uma planta que opera com leito fixo, porém, o leito fluidizado borbulhante é menos complexo que o leito fluidizado circulante ou o leito de arraste. (WORLEY e YALE, 2012)

O leito fluidizado borbulhante é menos susceptível à abrasão no seu interior do que o leito fluidizado circulante, por causa das menores velocidades das partículas sólidas no interior do reator de leito fluidizado borbulhante. (WORLEY e YALE, 2012)

Os reatores de leito fluidizado borbulhante produzem um gás com cerca de 4 g/Nm³ de concentração de particulados, e cerca de 12 g/Nm³ de alcatrão, contudo esses valores

são médias e podem variar substancialmente com o combustível alimentado ao reator. (SIEDLECKI, 2011).

A figura 2.12 apresenta um esquema de um reator de gaseificação de leito fluidizado borbulhante.

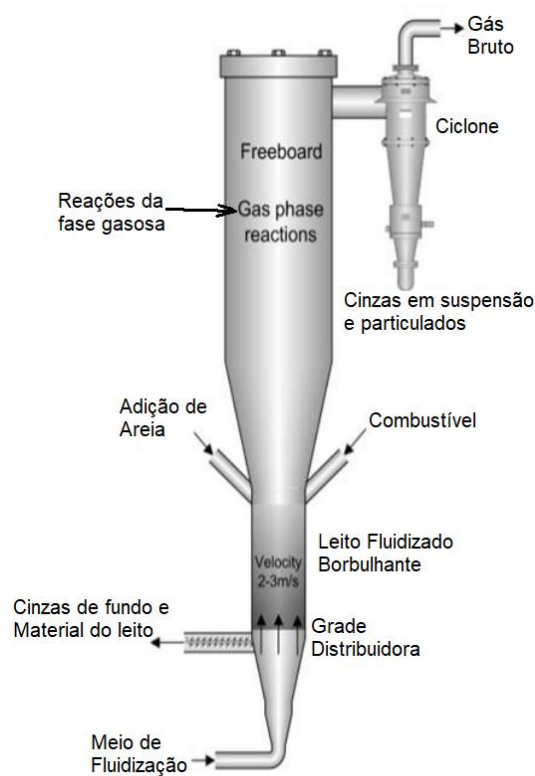


Figura 2.12 - Esquema de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante. Adaptado de (HEYNE, LILIEDAHL e MARKLUND, 2013).

2.3.5.2 Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante

Gaseificadores de leito fluidizado circulante operam em um regime de fluidização rápida ou de transporte. Quando a velocidade de escoamento dos gases no interior do reator de leito fluidizado ultrapassa a velocidade terminal das partículas do interior do equipamento (ver figura 2.10), as partículas começam a ser carregadas pelo interior do equipamento. Assim como na fluidização borbulhante, o agente gaseificante (Ar, vapor ou oxigênio) é alimentado pelo fundo do gaseificador (porém a uma velocidade maior) por um dispositivo distribuidor (para manter a uniformidade do fluxo de gás). (SIEDLECKI, 2011).

Este é um reator mais complexo do que o reator de leito fluidizado borbulhante, em equipamentos e em operação. Por causa dos equipamentos de compressão/ventilação

dos gases de maior potência, também possui custos maiores. E esse reator é menos uniforme nas temperaturas internas e nas trocas de calor do que o leito fluidizado borbulhante. (WORLEY e YALE, 2012)

O gaseificador de leito fluidizado circulante também produz um gás com maior concentração de material particulado (cerca de 20 g/Nm³, em média), porém produz gases com uma concentração menor de alcatrão (cerca de 8 g/Nm³, em média).

A figura 2.13 apresenta um esquema de reator de leito fluidizado circulante.

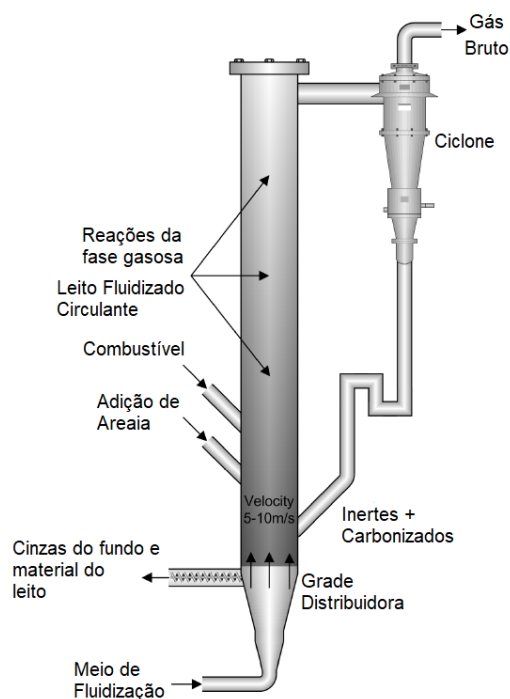


Figura 2.13 - Esquema de um gaseificador de leito fluidizado circulante. Adaptado de (HEYNE, LILIEDAHL e MARKLUND, 2013).

2.3.6 Peculiaridades da gaseificação com biomassa

A gaseificação de biomassa possui vantagens e desvantagens em relação a gaseificação de carvão, coque ou outro combustível fóssil. De maneira geral a biomassa contém menos substância contaminantes como enxofre, cloro e metais pesados, tornando mais fácil a limpeza desses contaminantes. Contudo, o alto teor de oxigênio em sua composição elementar e o baixo poder calorífico tornam o processo da gaseificação menos eficiente e produzindo um gás de síntese de qualidade inferior àquele produzido por um carvão mineral. Existe a possibilidade de a biomassa receber um tratamento como a torrefação que melhore as suas qualidades como combustível

da gaseificação, no entanto, esse processo pode provocar perdas consideráveis de energia.

A biomassa é muito heterogênea e pode variar em sua composição de acordo com a cultura/espécie e até mesmo com as condições de seu plantio e crescimento dentro de uma mesma cultura/espécie. Isso representa um desafio pois os sistemas que lidam com a biomassa, pois estes devem ser flexíveis o suficiente para suportar as variações da composição e estrutura da biomassa. Na gaseificação a flexibilização é difícil pois as reações devem ser bem controladas e o equilíbrio necessário para manter o resultado desejado no gás de síntese pode ser instável. (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016)

2.3.7 Rotas para uso do gás de síntese

O gás de síntese possui diversos usos e é um insumo importante para a indústria química. O uso mais simples é a combustão direta para se gerar calor, e o calor gerado por sua vez pode ser utilizado para gerar vapor e ser utilizado com vapor de processo e de aquecimento ou pode alimentar uma turbina e gerar energia elétrica. Também pode ser feita a combustão em um motor de combustão interna ou em um ciclo de compressor e turbina (ciclo Brayton), porém, para esses usos o gás deve ser mantido dentro de determinadas especificações para o bom funcionamento dos equipamentos. Mais ainda, o gás de síntese, por ser rico em hidrogênio, pode ser utilizado como fonte de gás hidrogênio após a separação desse gás.

Um dos usos mais promissores é a realização da síntese de combustíveis hidrocarbonetos a partir do gás de síntese, um dos processos mais comuns é a síntese de Fischer-Tropsch a partir da qual é possível se produzir cadeias de hidrocarbonetos de tamanho especificado e assim obter uma diversa gama de combustíveis sintéticos como querosene, gasolina, diesel, óleo combustível, etc. (SIKARWARA, ZHAOA, *et al.*, 2017); (TAGOMORI, 2017).

Neste presente trabalho é considerado que a gaseificação e seus processos adjacentes têm por objetivo primário a produção de um gás de síntese especificado em composição e qualidade para ser utilizado em um processo de síntese de Fischer-Tropsch. Esta escolha foi feita visando uma produção de combustíveis sintéticos de maior valor agregado à jusante da gaseificação e considerando que a estrutura utilizada para a produção e limpeza do gás de síntese na especificação desejada também é capaz de

produzir gás de síntese em outras especificações com pouca ou nenhuma alteração. A adequação do gás de síntese para este processo é discutida e suas especificações apresentadas nos próximos capítulos.

Como referência de processo de síntese de Fischer-Tropsch foi utilizado o trabalho de (TAGOMORI, 2017), que modela uma planta de gaseificação e síntese de combustíveis equivalentes a Óleo Diesel, Gasolina, Querosene e GLP, incluindo todas as especificações dos insumos intermediários (tais como o gás de síntese), equipamentos e processos necessários, rendimentos dos processos e análise de custos.

Na estrutura de produção do gás de síntese é necessária uma etapa de limpeza de gases. É possível durante essa etapa incluir no sistema de limpeza de gases a captura de CO₂ de forma relativamente simples, já que tecnologias de limpeza dos gases, como o Selexol, podem ser utilizadas nesta etapa para captura o CO₂ presente no gás de síntese (gerado por reações de combustão completa durante a gaseificação ou por um ajuste da composição de gases no gás de síntese utilizando o processo de *Water-Gas Shift* baseado na reação R.8, que aumenta fração molar de H₂ e CO₂) (TAGOMORI, 2017). Portanto, a abordagem proposta também possui a vantagem de ser *carbon capture ready*⁷, ou seja, está pronta para receber um sistema de captura de carbono.

2.4 Logística

Uma das questões mais relevantes do aproveitamento da biomassa é relativa ao caráter de sua presença dispersa sobre grandes superfícies. Essa característica ocorre naturalmente do fato de biomassa vegetal ser resultado do crescimento de plantas através da fotossíntese. Ainda mais, a biomassa possui densidade energética relativamente baixa (como já foi discutido em sessões anteriores). Em suma, mesmo que em termos absolutos exista grande quantidade de energia disponível nos resíduos de biomassa, esta se encontra dispersa sobre grandes áreas e deve ser tratada e transportada para ser utilizada em processos de conversão energética. (IRENA, 2018)

Uma das principais consequências da alta dispersão e baixa densidade energética da biomassa e fato de o transporte tornar-se uma questão crítica do uso da biomassa, pois suas características de grande volume, presença de umidade, vulnerabilidade à decomposição biológica, heterogeneidade e sazonalidade, e mesmo se a biomassa em si tem um preço baixo, essas questões implicam em custos econômicos e energéticos que se que podem inviabilizar uma determinada operação com biomassa em razão dos

⁷ Para conceito de *carbon capture ready* vide (ROCHEDO, 2016).

altos custos associados ao transporte desse material (ATASHBAR, LABADIE e PRINS, 2018). Portanto, sendo um fator determinante de escolha, a logística do transporte e do armazenamento serão examinadas neste trabalho.

2.4.1 Custos de transporte de biomassa no Brasil

O dado mais relevante ao se estudar a influência de transporte em uma rota de conversão de biomassa é o Custo de Transporte por massa transportada (C_{trans}) [e.g.: US\$/tonelada] (SILVA, 2017). A escolha entre as rotas de conversão da biomassa pode ser impactada de forma determinante por esse custo de transporte, que agrega diversos outros dados, entre eles cita-se:

- i) Custo de aquisição ou renovação da frota de veículos ou da infraestrutura de transporte.
- ii) Custo do combustível dos veículos da frota / custo da energia gasta pela infraestrutura.
- iii) Custo de manutenção da frota de veículos ou da infraestrutura.
- iv) Custo de seguro sobre veículos da frota.
- v) Custo de remuneração de motoristas ou operadores.
- vi) Custo de impostos sobre a frota.
- vii) Rendimento do combustível dos veículos da frota [e.g.: km/L de combustível]
- viii) Perdas de massa no transporte.
- ix) Carga média transportada por veículo.
- x) Distância média percorrida pela carga.
- xi) Velocidade média de transporte.
- xii) Fator de ociosidade da frota de veículos ou da infraestrutura.
- xiii) Fator de escala da operação

(FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017) fizeram um estudo de levantamento de custos de “CTT” (Corte, Transbordo e Transporte) de cana-de-açúcar para a safra de 2016/2017 na região centro-sul brasileira. O estudo encontrou valores de em R\$/t dos custos de “CTT” em 16 cidades do Estado de São Paulo, concluindo que o custo de transporte em uma distância média de 25 km é de 7,75 R\$/t com um desvio padrão de 1,31 R\$/t. A tabela 2.7 sintetiza os resultados encontrados.

Tabela 2.7 - Estatística descritiva dos dados de corte, transbordo e transporte [CTT] para a safra 2016/2017 de cana-de-açúcar no estado de São Paulo. Retirado de (FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017).

	Unidade	Corte	Transbordo	Transporte	CTT
Média	R\$/t	15,74	6,54	7,75	30,03
Desvio Padrão		2,21	1,29	1,31	3,43
CV	%	14,04	19,74	16,99	11,73

Nota-se que esse valor depende da distância de transporte em uma relação de proporcionalidade linear, logo a variável “Distância Média Percorrida pela Carga” é determinante para o Custo de Transporte por massa transportada (C_{trans}).

É possível extrapolar o custo de transporte do resíduo de biomassa bagaço ou palha de cana-de-açúcar como sendo equivalente ao custo de transporte encontrado por FRANÇOSO *et al.* (2017), se tratando de uma biomassa semelhante e sendo que a infraestrutura de transporte para esses resíduos seria provavelmente aquela já existente para o transporte da colheita da cana-de-açúcar.

Deste trabalho foi elaborado um modelo de custo de transporte agregado baseado na lista de dados de transporte citada, apresentado no próximo capítulo.

2.4.2 Armazenamento de biomassa

Um dos maiores problemas associados ao uso contínuo de biomassa de resíduos agrícolas é a estocagem necessária para regularizar a oferta sazonal de biomassa, já que a quantidade de biomassa produzida pela agricultura varia durante o ano seguindo ciclos de colheita da cultura agrícola geradora da biomassa. Por se tratar de um material orgânico e na maioria dos casos úmido, a biomassa *in natura* está sujeita a perdas por decomposição biológica na sua estocagem. (SILVA, 2017)

Esse armazenamento pode ser crucial para que uma rota de aproveitamento da biomassa seja economicamente viável, pois, o armazenamento serve como um *buffer* para normalizar a produção de biomassa sazonal ao longo do ano e impedir que uma grande estrutura da rota de conversão fique ociosa durante parte do ano, elevando custos de capital sobre a rota. (ATASHBAR, LABADIE e PRINS, 2018)

Fabricantes de equipamentos para processamento de biomassa recomendam o uso de unidades de silo de alimentos adaptados para a armazenagem para biomassa ou

galpões como forma de armazenamento de biomassa, como, por exemplo, (LIPPEL, 2020). Este fabricante recomenda o uso de armazenamento de forma próxima ao consumo da biomassa e preferencialmente que esta biomassa seja seca.

A influência da sazonalidade de culturas dos principais produtos agrícolas do Brasil foi estudada por (SILVA, 2017), que dividiu a produção de cada uma dessas culturas nos meses do ano para determinar quais os meses de maior produção (safra) e quais meses de menor produção (entressafra). Essas informações são de alta relevância para o modelo produzido aqui e ser para calcular o fator de sazonalidade dos resíduos de biomassa.

Não existe consenso em relação a um número percentual de perda de acordo com a cultura e intervalo de tempo de estocagem, porém o fato de que existem perdas não é questionado. Contudo um valor de 15% de perdas, utilizado por (SILVA, 2017), é definido como uma média para que essa perda seja considerada.

Porém, ao receber um pré-tratamento a biomassa pode se tornar mais resistente à deterioração biológica.

A torrefação é um dos tratamentos mais efetivos na preservação da biomassa durante o estoque prolongado (da ordem de meses) pois o processo elimina microrganismos presentes na biomassa *in natura*, remove na quase totalidade a umidade da biomassa e altera a estrutura molecular fazendo que a biomassa torrefeita seja um material menos propenso aos efeitos da decomposição biológica. Além disso o material de biomassa torrificada também pode adquirir propriedades hidrofóbicas impedindo que umidade seja absorvida em grande quantidade. (PIMCHUAI, DUTTA e BASU, 2010); (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013).

A secagem também reduz de forma significativa a taxa de deterioração biológica da biomassa ao remover a maior parte da umidade. Entretanto a exposição à umidade ou à água pode promover a absorção de água e tornar a biomassa novamente mais susceptível aos efeitos de decomposição biológica.

A pelletização ou briquetização também podem diminuir a taxa de deterioração da biomassa ao expulsar a umidade, porém estes processos não tornam a biomassa hidrofóbica como ocorre na torrefação (PIMCHUAI, DUTTA e BASU, 2010), logo a exposição à água e umidade pode ser absorvida e tornar a biomassa novamente vulnerável à deterioração biológica.

2.4.3 Estratégia de logística

Considerando a mencionada dispersão da biomassa, é possível conceber dois modelos de estratégia para seu uso energético:

Uma opção é um modelo centralizador, onde a conversão da biomassa em determinado produto (combustível, insumo para indústria, energia elétrica, etc.) é realizada em uma única localização, e, portanto, a biomassa deve ser transportada para esse centro onde ocorrerá a sua transformação no produto final. A centralização teoricamente promove ganhos de escala de custos de capital ao se trabalhar com equipamentos de grande porte, porém também aumenta a complexidade da operação em geral, além de necessitar de condições bem especificadas de operação, como, por exemplo, demandar um pré-tratamento que especifique a biomassa para as condições de operação dessa planta central.

A outra opção é um modelo que converte a biomassa de forma dispersa, em vários pequenos centros de acúmulo de biomassa distribuídos na região onde ela se encontra. Essa estratégia pode ter vários “graus” de dispersão que vão depender da quantidade e distribuição de centros de acúmulo da biomassa na região estudada. e neste trabalho é estudada uma configuração que atenda aos seguintes critérios:

- i) Cada centro de conversão de biomassa é situado junto ao centro de acúmulo da biomassa dispersa já existente, a fim de reduzir possíveis custos de transporte e possivelmente se beneficiar de uma infraestrutura já existente.

- Menor complexidade tecnológica, menor escala, e mínimo de qualidade

As principais vantagens de utilizar essa estratégia é redução dos custos de transporte de biomassa em prol de um aumento do transporte do produto final, o uso de equipamentos menos complexos e mais flexíveis para transformar a biomassa e

O presente trabalho quantifica custos e qualifica os possíveis produtos associados a cada uma das estratégias usando como base dados disponíveis de uma determinada região para um determinado tipo de resíduo de biomassa. O objetivo é encontrar determinar qual é a melhor estratégia para produção de um determinado tipo de produto especificado.

Ambas as estratégias devem ser concebidas para produzirem um mesmo produto que pode ser um gás de síntese com composição bem especificada, como um gás compatível e especificado para a síntese de combustíveis por Fischer-Tropsch, ou especificado para a queima em turbinas à gás, ou sem especificação e destinado para

a geração de energia elétrica por motores-geradores. Dessa forma é possível comparar custos de duas rotas de tecnologias diferentes a partir de produtos iguais ou semelhantes entre as diferentes estratégias.

É importante notar que cada tipo de produto tem usos e destinos distintos, logo certos produtos podem ser utilizados localmente em cada pequeno centro de acumulação, ter baixos custos de transporte/transmissão (como a energia elétrica) ou podem necessitar de um grau maior de centralização e grandes escalas, de maneira que um produto pode apresentar preferência por uma estratégia e outro produto apresentar preferência por outra estratégia, de acordo com as suas características.

Este trabalho se concentra não só na comparação de escalas distintas, mas também atribui tecnologias de gaseificação distintas a cada escala comparação entre tecnologias de gaseificação da biomassa. Portanto, fazem parte das restrições nos modelos estudados, as restrições impostas pelas tecnologias de gaseificação utilizadas.

Nos próximos capítulos são feitas as escolhas de tecnologia de gaseificação para cada estratégia baseadas em critérios técnicos e econômicos.

3 Metodologia

A metodologia utilizada concebe dois tipos de rotas desde o plantio da cultura que origina a biomassa até a produção de gás de síntese pronto para a utilização como insumo de outros processos (discutidos no capítulo 2) ou para a geração de energia elétrica.

Cada rota é composta de processos ou etapas e em cada uma dessas etapas, dados coletados de fontes de dados são utilizados em cálculos. Cada etapa/processo tem uma entrada de dados e uma saída de dados. A saída de dados de um processo pode ser uma entrada de dados de outro processo. Dessa forma foi criado um percurso da biomassa, através do qual suas características são alteradas, produtos são gerados, energia é consumida ou gerada e custos incorrem das atividades desenvolvidas pelos diversos processos.

O núcleo do percurso dessas estratégias é o processo de gaseificação e essa etapa, devido a sua relevância primordial para o estudo, é dividida em “ilhas” ou plantas, estas podem ser entendidas como módulos que compõe a totalidade da planta de gaseificação. Dependendo da tecnologia de gaseificação empregada em uma rota, uma ou mais dessas “ilhas” podem ser omitidas na análise, porém, todas são descritas aqui neste capítulo assim como os outros processos de cada rota, além da gaseificação, de modo que o cálculo de um determinado cenário possa ser mais facilmente aplicado e explicado no próximo capítulo.

A figura 3.1 mostra uma esquematização da rota de gaseificação de estratégia centralizada. Enquanto a figura 3.2 mostra uma esquematização da rota de gaseificação de estratégia dispersa:

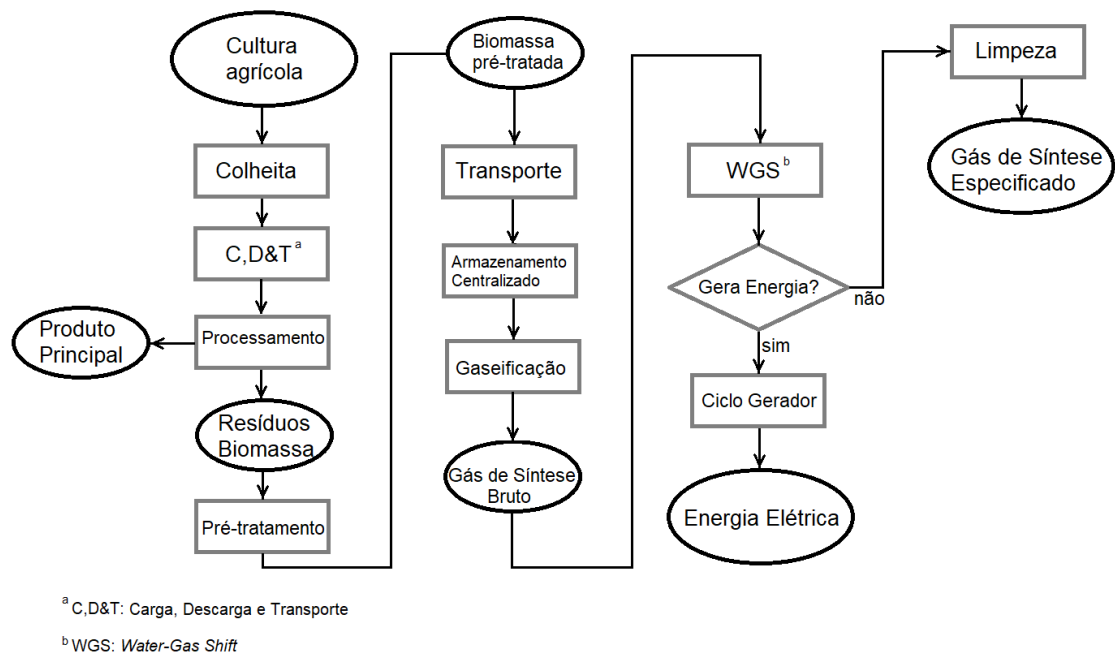


Figura 3.1 - Esquemática da rota de conversão de biomassa por gaseificação em uma estratégia centralizada. Elaboração Própria.

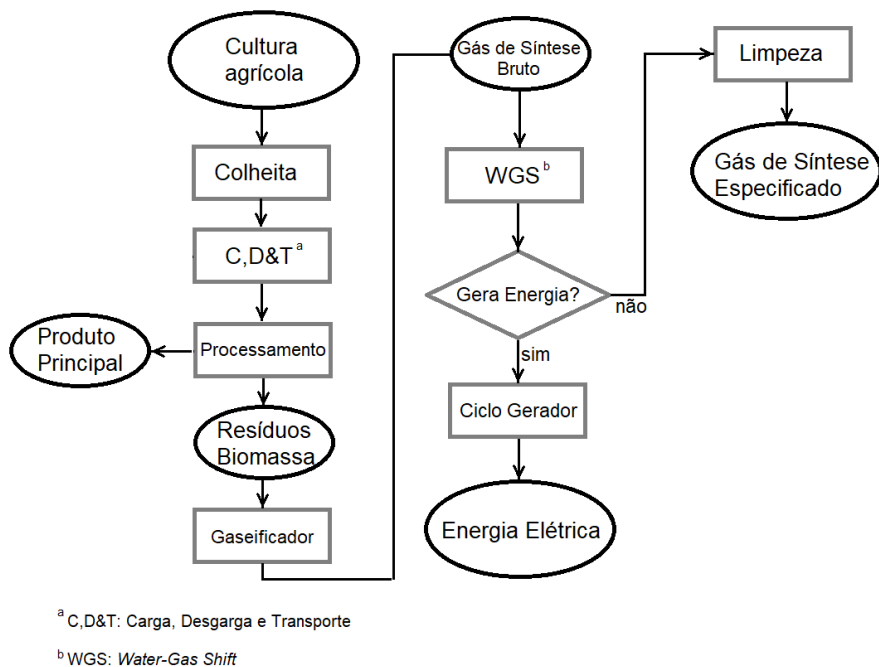


Figura 3.2 - Esquemática da rota de conversão de biomassa por gaseificação em uma estratégia dispersa. Elaboração Própria.

3.1 Cultura agrícola de biomassa

No início da análise são coletados dados sobre a biomassa origem do processo, *in natura*, que serão utilizados em outras etapas e servem de base para a análise. Este é o início de uma rota de conversão de biomassa. Os dados coletados são:

- i) Produtividade por hectare;
- ii) Poder calorífico superior e inferior;
- iii) Composição elementar;
- iv) Composição imediata;
- v) Produção de biomassa total do país ou região;
- vi) Distribuição da colheita nos meses do ano (sazonalidade)

Esses dados podem ser desagregados em biomassa de diferentes partes da planta (por exemplo, na cana de açúcar em primeiro momento se separa o bagaço pós-moagem, a palha e o caldo de cana resultante da moagem).

Alguns desses dados de cultura agrícola são obtidos por aproximação, utilizando dados de frações da biomassa principal que representam cada parte da planta e teor de umidade para cálculo de poder calorífico inferior.

As eqs. 3.1 a 3.4 apresentam os cálculos utilizados para produzir dados não diretamente coletados de referências. A Tabela X.X no Anexo # apresenta a coletânea de todos os dados reunidos nessa etapa.

$$PROD_{jw; \text{anual}} = PROD_{w; \text{anual}} \cdot X_{jw} \quad (3.1)$$

Onde: $PROD_{jw \text{ anual}}$ é a produção anual de biomassa do produto j da cultura w (em toneladas por ano, por exemplo).

$PROD_{w; \text{anual}}$ é produção anual de biomassa do total da cultura w (em toneladas por ano, por exemplo).

X_{jw} é a fração mássica do produto j da cultura w .

Analogamente,

$$REND_{jw; \text{anual}} = REND_{w; \text{anual}} \cdot X_{jw} \quad (3.2)$$

Onde: $REND_{jw; anual}$ é rendimento espacial anual de biomassa da parte j da cultura w (em toneladas por hectare*ano, por exemplo).

$REND_{w; anual}$ é rendimento espacial anual de biomassa do total da cultura w (em toneladas por hectare*ano, por exemplo).

X_{jw} é a fração mássica do produto j da cultura w .

Poder Calorífico Inferior de biomassa seca a partir da biomassa úmida (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008):

$$PCI_{j(seca)} = PCI_{j(úmida)} \cdot (U_j + 1) + h_{lv} \cdot U_j \quad (3.3)$$

Onde: $PCI_{j(seca)}$ é o Poder Calorífico Inferior da biomassa j seca (em MJ/kg, por exemplo).

$PCI_{i,j(úmida)}$ é o Poder Calorífico Inferior da biomassa j úmida (em MJ/kg, por exemplo).

U_j é o Teor de Umidade da biomassa j em base mássica seca [kg/kg].

h_{lv} é o calor latente de evaporação da água à pressão de 1 atm e temperatura de 100°C (em MJ/kg, por exemplo).

Poder Calorífico Inferior da biomassa seca calculado a partir do Poder Calorífico Superior da biomassa seca (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008):

$$PCI_{j(seca)} = PCS_{j(seca)} - h_{lv} \cdot 9 \cdot H^j \quad (3.4)$$

Onde: $PCS_{j(seca)}$ é o Poder Calorífico Superior da biomassa j seca (em MJ/kg, por exemplo).

H^j é a fração de hidrogênio na composição elementar da biomassa j .

O fator de valor 9 é a razão de massa de água gerada por massa de hidrogênio na combustão.

3.2 Unidades de processamento

Alguns tipos de resíduos de biomassa apenas são separados do produto agrícola principal em unidades de processamento (ou centros de produção). É o caso do bagaço de cana-de-açúcar, sabugo de milho, casca de arroz etc.

Portanto a produção desses resíduos está concentrada nesses locais que podem ter uma maior ou menor grau de dispersão.

A metodologia seguida neste trabalho calcula um centroide geográfico da produção de um resíduo de biomassa em uma região determinada. Para isso é necessário conhecer os dados de coordenadas geográficas de cada unidade de processamento e a sua capacidade de produção de um determinado resíduo de biomassa ou a sua produção registrada para um determinado ano ou período.

O cálculo de centroide é baseado no cálculo de centro de massa de um objeto aproximadamente bidimensional, ou seja, o centro de massa de uma dispersão de partículas de valores de massa diversos sobre uma superfície. Onde a massa da partícula é substituída pela grandeza de produção (exemplo: produção anual) de uma unidade processamento e a distância em relação aos eixos de referência são as coordenadas geográficas de latitude e longitude.

Nota-se que para esse cálculo é feita uma hipótese simplificadora com o intuito de diminuir sua complexidade: mantendo-se a extensão da região estudada limitada a algumas dezenas de quilômetros, julga-se razoável considerar a superfície sobre a qual é realizado o cálculo como sendo plana (é considerado pequeno o erro provocado pela curvatura da Terra nesse caso).

Dessa forma o centroide pode ser calculado pelas expressões das eqs. 3.5 e 3.6:

$$LAT_{centr.,j} = \frac{\sum_u LAT_u \cdot PROD_{j,u}}{\sum_u PROD_{j,u}} \quad (3.5)$$

$$LONG_{centr.,j} = \frac{\sum_u LONG_u \cdot PROD_{j,u}}{\sum_u PROD_{j,u}} \quad (3.6)$$

Onde: $LAT_{centr.,j}$ é a coordenada de Latitude geográfica do centroide de produção de j .

$LONG_{centr.,j}$ é a coordenada de Longitude geográfica do centroide de produção de j .

LAT_u é a Latitude da unidade de processamento u .

$LONG_u$ é a Longitude da unidade de processamento u .

$PROD_{j,u}$ é a produção de j da unidade de processamento u .

As coordenadas geográficas do centroide fornecem um ponto de localização onde um centro de acúmulo da produção das unidades de processamento estaria otimizado em relação à sua distância do conjunto de unidades de processamento. É nesse centroide que o custo total de transporte da rede de unidades de processamento ao centroide é otimizado (considerando o transporte de cada unidade de processamento ao centroide como uma distância em linha reta entre dois pontos).

As unidades de processamento também podem ter um Custo Total Nivelado de biomassa produzida em cada uma delas que varia com a capacidade de produção da unidade. Dessa forma é útil calcular um custo médio de produção do conjunto de unidades; para isso é utilizado um cálculo de média ponderada pela capacidade de produção de cada unidade. A eq. 3.7 apresenta esse cálculo:

$$C_{TN,médio} = \frac{\sum_u C_{TN,u} \cdot PROD_{j,u}}{\sum_u PROD_{j,u}} \quad (3.7)$$

Onde: $C_{TN,médio}$ é o Custo Total Nivelado médio de um conjunto de unidades de processamento.

$C_{TN,u}$ é o Custo Total Nivelado de uma unidade de processamento u .

A mesma expressão pode ser utilizada com suas devidas alterações para cálculos análogos de grandezas dependentes da produção das unidades de processamento.

No presente trabalho optou-se por estudar as usinas de cana-de-açúcar como caso de unidades de processamento que produzem o resíduo de biomassa bagaço de cana de açúcar.

3.3 Transporte

Outra etapa presente uma ou mais vezes na análise é referente ao transporte da biomassa ou de seus produtos. Essa etapa estipula valores de custo do transporte de sólidos da biomassa ou de gases do gás de síntese resultante da gaseificação. Para obter esses resultados são utilizados os seguintes dados:

- i) Rendimento de combustível dos veículos de transporte (e.g.: rendimento de óleo diesel por quilometro de caminhão de transporte).
- ii) Preço do combustível.
- iii) Carga média por unidade de veículo.
- iv) Distância média percorrida pela carga.
- v) Velocidade média de deslocamento dos veículos.
- vi) Fator de ociosidade do veículo.
- vii) Preço de um veículo novo.
- viii) Vida útil do veículo.
- ix) Média de seguro do veículo.
- x) Impostos anuais por unidade.
- xi) Salário-hora do operador do veículo/infraestrutura.
- xii) Frequência de manutenções.
- xiii) Valor médio da manutenção.
- xiv) Capacidade anual de massa a ser transportada.

Utilizando esses dados é possível calcular os resultados:

- a) Quilometragem anual do veículo.
- b) Quantidade de veículos.
- c) Capacidade massa*distância anual [t.km/ano].
- d) Capacidade anual de transporte de massa por veículo.

Estes, por sua vez, permitem calcular os seguintes custos de transporte:

- 1) Custo fixo anual da frota de veículos por capacidade de massa anual transportada ($C_{trans,fixo}$).
- 2) Custo variável do transporte por massa transportada * distância ($C_{trans,var}$)

Agregando esses dois custos e utilizando dados já providos nas etapas anteriores é possível obter um valor de Custo Total anual e Custo Total por tonelada transportada

(C_{trans}) para uma determinada rota, o C_{trans} é um dos valores procurados para análise comparativa final entre as rotas de gaseificação. As eqs. 3.8 a 3.19 apresentam os cálculos realizados nessa etapa.

$$C_{trans,j}[US\$/t] = C_{trans,fixo\ j}[US\ \$\ anual/t\ anual] + C_{trans,var\ j}[US\ \$/t \cdot km] \cdot d_{méd,j}[km] \quad (3.8)$$

Onde: $C_{trans,j}$ é o Custo Total por tonelada transportada de biomassa j (em US\$/t, por exemplo).

$C_{trans,fixo\ j}$ é o Custo Fixo Total anual por total de biomassa j transportada anual (em US\$ anual/ t anual, por exemplo). Definido na eq. 3.9.

$C_{trans,var\ j}$ é o Custo Variável Total por biomassa j transportada (em US\$/t*km, por exemplo). Definido na eq. 3.10.

$d_{méd,j}$ é a Distância Média de deslocamento (por viagem) do transporte de biomassa j (em km, por exemplo).

$$C_{trans,fixo\ j}[US\ \$\ anual/t\ anual] = C_{renov,j}[US\ \$\ anual/t\ anual] + C_{seguro,j}[US\ \$\ anual/t\ anual] + C_{imposto,j}[US\ \$\ anual/t\ anual] \quad (3.9)$$

Onde: $C_{renov,j}$ é o Custo Total anual de construção de infraestrutura e de renovação da frota de veículos ou equipamentos por biomassa j transportada anualmente. Definido na eq. 3.11.

$C_{seguro,j}$ é o Custo Total anual de seguro de veículos e equipamentos por biomassa j transportada anualmente. Definido na eq. 3.14.

$C_{imposto,j}$ é o Custo Total anual de impostos por biomassa j transportada anualmente. Definido na eq. 3.15.

$$C_{trans,var\ j}[US\ \$/t \cdot km] = C_{energia,j}[US\ \$/t \cdot km] + C_{manut,j}[US\ \$/t \cdot km] + C_{oper,j}[US\ \$/t \cdot km] \quad (3.10)$$

Onde: $C_{energia,j}$ é o Custo Variável energia ou combustível gastos no transporte por biomassa j transportada. Definido na eq. 3.16.

$C_{manut,j}$ é o Custo Variável da manutenção de veículos ou equipamentos utilizados no transporte de biomassa por biomassa j transportada. Definido na eq. 3.17.

$C_{oper,j}$ é o Custo Variável de remuneração de operadores e/ou motoristas de veículos ou equipamentos utilizados no transporte de biomassa por biomassa j transportada. Definido na eq. 3.19.

$$\begin{aligned} C_{renov,j} [US\$ \text{ anual}/t \text{ anual}] \\ = P_{unid,j} [US\$/\text{unidade}] / (FA_{trans,j} \cdot CAP_{trans,j} [t/\text{unidade} \cdot \text{ano}]) \end{aligned} \quad (3.11)$$

Onde: $P_{unid,j}$ é o Preço de renovação de veículos ou equipamento (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j .

$FA_{trans,j}$ é o Fator de Anuidade de veículo ou equipamento no período de vida útil do veículo ou equipamento utilizados no transporte de biomassa j . Definido na eq. 3.12.

$CAP_{trans,j}$ é a Capacidade individual (por veículo ou por equipamento) de transporte de biomassa j anual. Definido na eq. 3.13.

$$FA_{trans,j} = \frac{1}{r_{trans}} - \frac{1}{(r_{trans} \cdot (1 + r_{trans})^{t_{trans}[\text{anos}]})} \quad (3.12)$$

Onde: r_{trans} é a taxa de desconto aplicada no valor dos veículos ou equipamento (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j .

t_{trans} é o período de tempo de vida útil do veículo ou equipamento utilizado no transporte de biomassa j .

$$\begin{aligned}
& CAP_{trans,j} [t/unidade \cdot ano] \\
& = \frac{CAR_{méd,j} [t] \cdot v_{méd,j} [km/h] \cdot 8760 \left[\frac{h}{ano} \right] \cdot (1 - Perda_{trans,j}) \cdot (1 - FO_{trans,j})}{d_{méd,j} [km]}
\end{aligned} \tag{3.13}$$

Onde: $CAR_{méd,j}$ é a carga média dos veículos (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j .

$v_{méd,j}$ é a velocidade em média de deslocamento do veículo utilizado no transporte de biomassa j durante a viagem (não considera transbordos, tempo de espera, manobras e pesagem nos locais de carga e descarga).

$Perda_{trans,j}$ é a fração de perdas de massa de biomassa j durante o transporte.

$FO_{trans,j}$ é o Fator de Ociosidade, ou seja, a fração de tempo do ciclo de transporte em que o não ocorre deslocamento do veículo entre os pontos de carga e descarga, incluso o tempo em que o veículo ou equipamento não estão operantes.

$$\begin{aligned}
& C_{seguro,j} [US\$ anual/t anual] \\
& = SEG_{unid,j} [US\$ anual/unidade] / CAP_{trans,j} [t/unidade \cdot ano]
\end{aligned} \tag{3.14}$$

Onde: $SEG_{unid,j}$ é o Valor do Seguro de veículos ou equipamento (por unidade) utilizados no transporte de biomassa j .

$$\begin{aligned}
& C_{imposto,j} [US\$ anual/t anual] \\
& = IMP_{unid,j} [US\$ anual/unidade] / CAP_{trans,j} [t/unidade \cdot ano]
\end{aligned} \tag{3.15}$$

Onde: $IMP_{unid,j}$ é o Valor de Impostos e Taxas anuais sobre veículos ou equipamento (por unidade, valores fixos, ex.: IPVA)⁸ utilizados no transporte de biomassa j .

⁸ Existe tributação de caráter variável já embutida no preço do combustível e no salário-hora do operador/motorista.

$$C_{energia,j} [US\$/t \cdot km] = \frac{P_{comb,j} \left[\frac{US\$}{L} \right]}{\eta_{trans,j} \left[\frac{km}{L} \right] \cdot CAR_{méd,j} [t]} \quad (3.16)$$

Onde: $P_{comb,j}$ é o preço do combustível ou energia utilizada nos veículos ou equipamentos de transporte de biomassa j .

$\eta_{trans,j}$ é o rendimento de combustível ou energia no deslocamento do veículo ou equipamento utilizado no transporte de biomassa j .

$$C_{manut,j} [US\$/t \cdot km] = \frac{P_{manut,trans,j} [US\$] \cdot f_{manut,trans,j} [ano^{-1}]}{d_{trans,j} \left[\frac{km}{ano} \right] \cdot CAR_{méd,j} [t]} \quad (3.17)$$

Onde: $P_{manut,trans,j}$ é o preço médio de cada manutenção do veículo ou equipamento utilizado no de transporte de biomassa j .

$f_{manut,trans,j}$ é a frequência de manutenções do veículo ou equipamento utilizado no transporte de biomassa j .

$d_{trans,j}$ é a distância anual percorrida pelo veículo (quilometragem anual) no transporte de biomassa j .

$$d_{trans,i} \left[\frac{km}{ano} \right] = v_{méd,j} [km/h] \cdot 8760 \left[\frac{h}{ano} \right] \cdot (1 - FO_{trans,j}) \quad (3.18)$$

$$C_{oper,j} [US\$/t \cdot km] = \frac{P_{oper,trans,j} [US\$/h]}{v_{méd,j} \left[\frac{km}{h} \right] \cdot CAR_{méd,j} [t]} \quad (3.19)$$

Onde: $P_{oper,trans,j}$ é o valor pago como salário-hora ao operador do veículo (nesse caso o motorista) ou equipamento utilizado no de transporte de biomassa j .

3.4 Pré-tratamento

Uma das etapas pela qual a biomassa pode passar é o pré-tratamento, onde suas características descritas na sessão de cultura agrícola de biomassa podem ser alteradas por processos físicos e/ou químicos, mas não é gerado o produto final, sendo uma etapa intermediária que produz uma biomassa dita pré-tratada.

Os possíveis pré-tratamentos a serem aplicados na biomassa foram discutidos em sessões anteriores, porém cada tratamento produz uma biomassa pré-tratada resultante com suas próprias características.

Nesta sessão apresentam-se os dados de entrada para os cálculos que utilizem as características da biomassa pré-tratada assim como as equações utilizadas para cálculos de dados pertinentes para a caracterização do processo de pré-tratamento ou da própria biomassa pré-tratada.

Alguns dos dados desta etapa não são utilizados em cálculos posteriores e servem apenas para classificar o pré-tratamento de acordo com seu tipo, severidade⁹ e semelhanças com outros pré-tratamentos

Dentre os dados de entrada para os processos de pré-tratamentos pode-se citar:

- i) Teor de Umidade antes do tratamento (% , base mássica seca).
- ii) Teor de Umidade depois do tratamento (% , base mássica seca).
- iii) Consumo de energia do processo (energia por massa de biomassa tratada)
- iv) Rendimento Mássico (massa de biomassa tratada por massa de biomassa crua).
- v) Poder Calorífico Superior/Inferior da biomassa tratada.
- vi) Poder Calorífico Superior/Inferior da biomassa crua.
- vii) Rendimento Energético¹⁰.
- viii) Composição Elementar da biomassa tratada.
- ix) Composição Imediata da biomassa tratada.
- x) Temperatura do processo
- xi) Duração do processo

⁹ A severidade é uma maneira qualitativa de avaliar o quão intenso foi um pré-tratamento da biomassa relativamente à faixa de valores que o define e que poderiam ser aplicados no processo. Esse adjetivo é utilizado principalmente para qualificar um tratamento de torrefação de biomassa de acordo com a temperatura e o tempo de residência aplicados no tratamento.

¹⁰ O Rendimento energético pode ser um dado fornecido dependendo da fonte.

A eq. 3.20 fornece o valor do Rendimento Energético ($RE_{i,j,trat(k)}$) de um processo de tratamento da biomassa a partir de dados de Poder Calorífico Inferior da biomassa *in natura* e da biomassa torrefeita, e de dado de Rendimento Mássico.

$$RE_{j,trat(k)} = RM_{j,trat(k)} \cdot \frac{PCI_{j,trat(k)}}{PCI_j} \quad (3.20)$$

Onde: $RE_{j,trat(k)}$ é o Rendimento Energético do tratamento k sobre a biomassa j .

$RM_{j,trat(k)}$ é o Rendimento Mássico do tratamento k sobre a biomassa j .

$PCI_{j,trat(k)}$ é Poder Calorífico Inferior da biomassa j tratada pelo tratamento k .

A metodologia de custos de processo de pré-tratamento é apresentada em outra sessão.

3.4.1 Secagem

A umidade presente na biomassa pode ser removida por meio de tratamento de secagem como foi discutido no capítulo 2. Esse processo pode ser quantificado pela massa de água removida de uma determinada massa de biomassa. A relação entre a umidade antes do tratamento de secagem, depois do tratamento de secagem e a massa de água removida é apresentada na eq. 3.21:

$$U_{mid_{remov.}} = 1 - \left(\frac{1 + U_{depois}}{1 + U_{antes}} \right) \quad (3.21)$$

Onde: $U_{mid_{remov.}}$ é a fração em massa de água removida da biomassa “úmida” (antes de passar pelo tratamento da secagem).

U_{depois} é o teor de umidade em base mássica seca da biomassa “seca” (depois de passar pelo tratamento da secagem).

U_{antes} é o teor de umidade em base mássica seca da biomassa “úmida” (antes de passar pelo tratamento da secagem).

Outra informação importante para quantificar o processo de secagem é a energia gasta neste processo. Como a maioria dos processos de secagem da biomassa dependem da transição da fase líquida para a fase gasosa da água presente na biomassa, é possível calcular a energia mínima necessária para remover uma determinada massa de água (umidade) de uma biomassa através da evaporação. Neste caso, a eq. 3.22 fornece esse valor:

$$Q_{evap} = \frac{h_{lv} \cdot U_{mid_{remov.}}}{\eta_{secagem}} \quad (3.22)$$

Onde: Q_{evap} é o calor de evaporação necessário para remover a água de uma biomassa que possui teor de umidade U_{antes} e atingir o teor de umidade U_{depois} , em base de biomassa úmida (antes da secagem). (Exemplo: kJ/kg biomassa úmida).

$\eta_{secagem}$ é a eficiência energética do equipamento de secagem de biomassa, ou seja, o calor efetivamente necessário para secar uma massa de umidade por calor teoricamente necessário para secar uma massa de umidade. Neste trabalho o valor foi definido como 50% em secador de tambor rotativo simples (AMOS, 1998).

A quantidade de energia que é, de fato, empregada na secagem de biomassa por massa de biomassa na prática será maior que o valor apontado pela eq. 3.22, pois o valor desse cálculo não contabiliza as perdas sempre presentes no processo de secagem. Conhecendo o valor da quantidade de energia, de fato, gasta pelo equipamento de secagem e o valor teórico calculado por eq. 3.22, é possível calcular a eficiência do processo de secagem.

A metodologia da secagem deste trabalho considera que sempre que possível será empregado no processo de secagem um equipamento que faça uso de fontes de calor rejeitado de outros processos, por exemplo o uso de gases de exaustão de um processo que realiza uma combustão. Apenas quando a necessidade de energia para o equipamento de secagem superar a energia disponível por uma dessas fontes é gasta energia extra como a energia de uma combustão dedicada ao suprimento de um processo de secagem.

3.4.2 Torrefação

Além da secagem outro tratamento pelo qual a biomassa pode ser submetida é a torrefação. Como já foi discutido neste capítulo e no capítulo 2, o processo de torrefação pode variar de acordo com a temperatura em que é efetuado, tempo de duração e de acordo com a própria biomassa que é alimentada ao processo.

A metodologia de cálculo para a torrefação deste trabalho se baseia em uma planta de torrefação idealizada por (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013) e na planta de torrefação e pelletização concebida por (SILVA, 2017). A Fig. 3.3 mostra um esquema dos processos que ocorrem dentro de uma planta de torrefação da forma como foi proposta por (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013).

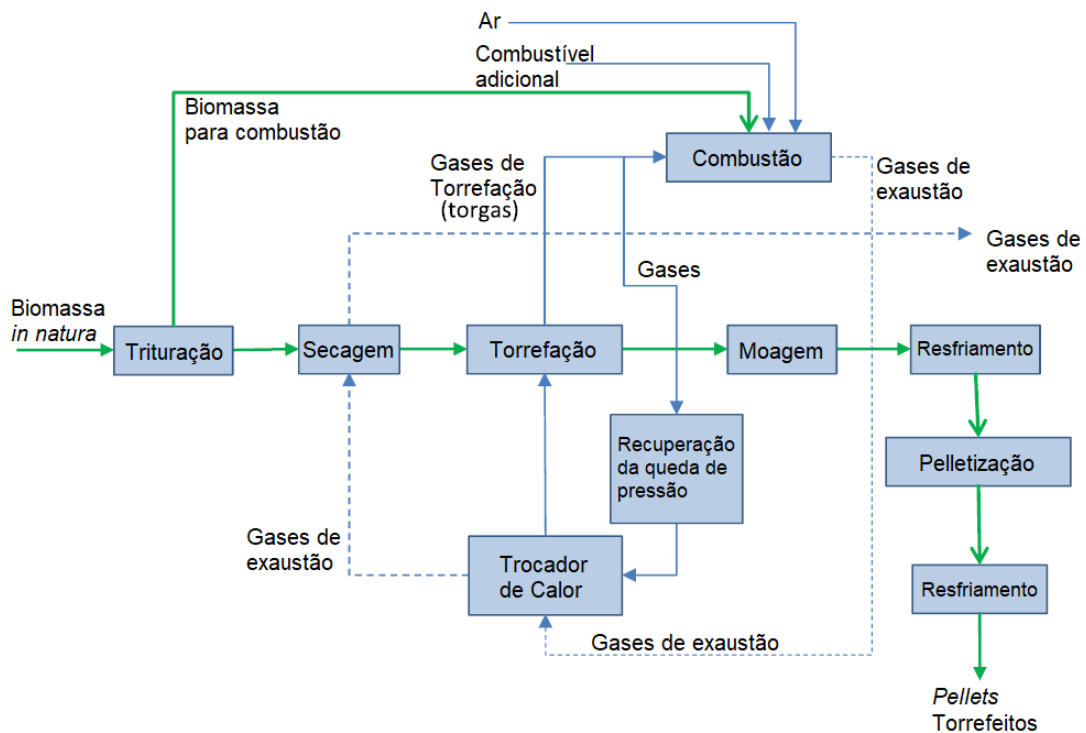


Figura 3.3 - Esquema dos processos de uma planta de Torrefação e Pelletização. Adaptado de (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013).

A planta da Fig. 3.3 serve de base para descrever a planta de torrefação modelada para este trabalho. O processo de torrefação deste trabalho é autossuficiente termicamente, isto é não utiliza combustíveis adicionais para realizar a torrefação. É feito um cálculo para determinar se a produção de gases voláteis provenientes da torrefação tem poder calorífico suficiente para sustentar a secagem e torrefação da biomassa alimentada à planta de torrefação. Caso os gases volatilizados não sejam capazes de suprir essa

demanda de energia térmica, uma fração da biomassa “seca” do processo é desviada para a combustão e assim suprir a energia térmica necessária.

A planta de torrefação busca a autossuficiência térmica, mas não autossuficiência energética total, pois utiliza energia elétrica nas operações de trituração, moagem, alimentação de biomassa e outras necessidades da planta e indiretas ao processo.

Em um primeiro passo é determinada a umidade da biomassa *in natura* (também chamada na torrefação de biomassa crua). Quanto maior a umidade maior será a demanda de calor para a secagem e a partir de certo valor será necessária a combustão de biomassa para suprir esse calor.

Também é necessário determinar as condições de saída da biomassa torrefeita. Para isso é necessário conhecer a composição (imediata e elementar) da espécie de biomassa estudada depois de ter sofrido uma torrefação a temperatura e duração dadas. Neste trabalho não é empregado um modelo de previsão de composição da biomassa torrefeita, e sim a análise de dados disponíveis de ensaios de torrefação de biomassa da mesma espécie ou de espécie semelhante em composição à espécie de biomassa estudada. A intenção de procurar um ensaio de torrefação de uma amostra de biomassa de mesma espécie é encontrar uma condição de temperatura e duração de torrefação dessa biomassa em que a composição da biomassa torrefeita se aproxime da composição do combustível utilizado em um dos ensaios de equipamento de gaseificação na próxima etapa, visto que serão utilizados também dados de ensaios de gaseificação disponíveis na literatura.

Tendo a biomassa “crua” e a biomassa torrefeita caracterizadas, é possível calcular um dado importante da planta de torrefação: o rendimento mássico real.

Os dados de ensaios de torrefação geralmente incluem a informação de rendimento mássico da torrefação ($RM_{torr.}$). Este é um dado importante pois fornece quando da massa da biomassa “crua” original foi perdida, pela volatilização de compostos orgânicos da biomassa (como foi descrito no capítulo 2). Esse valor, no entanto, não considera os possíveis desvios de biomassa na planta examinada aqui nem a presença de umidade na biomassa “crua”, portanto o $RM_{torr.}$ considera apenas as perdas de massa da biomassa original seca para a volatilização de compostos orgânicos.

O Rendimento mássico real de torrefação ($RM_{torr.real}$) considera as perdas por evaporação na secagem (da forma como foram vistas na subseção anterior) e as perdas com desvios de biomassa para suprir demandas de calor da planta de torrefação. Esse

valor é mais representativo do rendimento que seria obtido ao efetuar um processo comercial em escala da torrefação, como o proposto aqui para a planta de torrefação.

A planta examinada aqui possui alguns parâmetros fixos baseados na planta de (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013).

Um desses parâmetros é a umidade da biomassa alimentada ao reator de torrefação, que foi fixada no valor de 20% em base mássica seca em acordo com o valor proposto por (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013).

Outro valor importante fixado é o calor de torrefação, que foi fixado em 1,04 MJ/kg de biomassa pós-secagem, em acordo com a planta de (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013).

A eficiência térmica de secagem foi fixada em 50%, que é a eficiência aproximada de um secador de tambor rotativo baseada em dados de (AMOS, 1998).

E por fim a eficiência de recuperação de calor da combustão foi fixada em 85%, em acordo com eficiência típica de caldeiras a vapor (SANTOS, 2012).

Como foi discutido deseja-se encontrar a quantidade de gases voláteis produzidos na torrefação e seu poder calorífico, então calcula-se a quantidade de gases voláteis necessária para fornecer a energia do calor de torrefação e se houver excedente de gases voláteis disponíveis, este é utilizado na secagem da biomassa “crua” alimentada à planta. No caso de o excedente de gases voláteis não ser suficiente para promover a secagem da biomassa “crua”, o calor necessário para a secagem é complementado por combustão de biomassa “seca”, e caso não exista excedente de gases voláteis para a secagem (os gases voláteis são todos consumidos na geração de calor para torrefação) a secagem será toda suprida por biomassa “seca” desviada para combustão e a demanda energética da torrefação será complementada também pela combustão de biomassa “seca” desviada. A Fig. 3.4 mostra um esquema de conservação de massa e de energia dos processos térmicos principais da planta de torrefação.

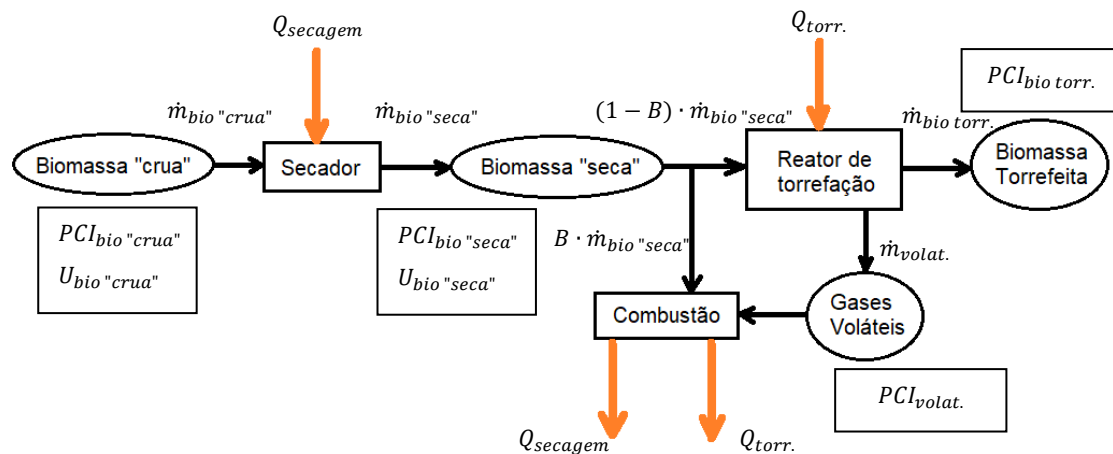


Figura 3.4 - Esquema de processos térmicos, conservação de massa e conservação de energia da torrefação. Elaboração própria.

Utilizando a eq. 3.3 (e a eq. 3.4 se necessário) se obtém o Poder Calorífico Inferior da biomassa “crua” e da biomassa “seca” (Umidade a 20%).

É feita a hipótese simplificadora de que o reator de torrefação tem eficiência de 100% (as perdas são desprezíveis). Então pode ser aplicada a conservação de massa e conservação de energia no processo de “reator de torrefação”.

Um balanço de massas pode ser feito para o reator de torrefação, esse balanço é expresso na eq. 3.23:

$$(1 - B) \cdot \dot{m}_{bio\ "seca"} = \dot{m}_{bio\ torr.} + \dot{m}_{volat.} \quad (3.23)$$

Onde: B é a fração de biomassa “seca” (umidade 20%) desviada do reator de torrefação para a combustão de forma a complementar a demanda de calor do processo.

$\dot{m}_{bio\ "seca"}$ é o fluxo mássico de biomassa que passou pela secagem e tem teor de umidade fixo em 20%.

$\dot{m}_{bio\ torr.}$ é o fluxo mássico de biomassa torrefeita que sai do reator de torrefação.

$\dot{m}_{volat.}$ é o fluxo mássico de material volatilizado no reator de torrefação.

A partir do rendimento energético da torrefação (eq. 3.23), do rendimento mássico da torrefação e do PCI da biomassa “seca” que é alimentada ao reator de torrefação é

construída uma relação para calcular o valor aproximado do PCI dos gases volatilizados da biomassa, a expressão desse cálculo é apresentada na eq. 3.24:

$$PCI_{j,volat.} = \frac{(1 - RE_{j,torr.}) \cdot PCI_{j,bio \text{ "seca" }}}{\left(1 - \frac{RM_{j,torr.}}{(1 + U_{j,bio \text{ "seca" }})}\right)} \quad (3.24)$$

Onde: $PCI_{j,volat.}$ é o Poder Calorífico Inferior dos gases volatilizados da biomassa j .

$RE_{j,torr.}$ é o Rendimento Energético do tratamento de torrefação sobre a biomassa j .

$PCI_{j,bio \text{ "seca"}}$ é o Poder Calorífico Inferior da biomassa j que passou pela secagem e tem teor de umidade fixo em 20%.

$RM_{j,torr.}$ é o Rendimento Mássico do tratamento de torrefação sobre a biomassa j .

$U_{j,bio \text{ "seca"}}$ é o teor de umidade em base mássica seca da biomassa j que passou pela secagem, tem valor fixo em 20%.

Considera-se que o reator de torrefação tem uma demanda fixa de energia térmica $\Delta Q_{torr.}$, obtido na fonte de dados da torrefação. Este trabalho considera uma demanda de $\frac{\Delta Q_{torr.}}{\dot{m}_{bio \text{ "seca"}}}$ (calor de torrefação por massa de biomassa que passou pela secagem) de 1,04 MJ/kg de biomassa "seca".

A partir da eq. 3.23 e do calor de torrefação de biomassa $\frac{\Delta Q_{torr.}}{\dot{m}_{bio \text{ "seca"}}}$ é possível calcular a quantidade de gases volatilizados necessária para suprir a demanda energética do reator de torrefação, a eq. 3.25 apresenta esse cálculo:

$$\frac{\dot{m}_{torr. \rightarrow volat.}}{\dot{m}_{bio \text{ "crua" }}} = \frac{\Delta Q_{torr.}}{\dot{m}_{bio \text{ "seca" }}} \cdot \frac{(1 + U_{j,bio \text{ "crua" }})}{(1 + U_{j,bio \text{ "seca" }})} \cdot \frac{1}{PCI_{j,volat.}} \quad (3.25)$$

Onde: $\dot{m}_{torr. \rightarrow volat.}$ é o fluxo de massa de gases volatilizados destinadas a suprir a demanda de energia térmica da torrefação.

$\dot{m}_{bio\ "crua"}$ é o fluxo de massa de biomassa “crua” (*in natura*, antes de passar pela secagem).

$\Delta Q_{torr.}$ é o calor de torrefação demandado pelo reator de torrefação.

$U_{j,bio\ "crua"}$ é o teor de umidade em base mássica seca da biomassa “crua” (*in natura*, antes de passar pela secagem).

Outra informação relevante para os próximos cálculos é a massa de gases voláteis produzidos por massa de biomassa “seca” e por massa de biomassa “crua”; A eq. 3.26 expressa a massa de gases voláteis por massa de biomassa “seca” e a eq. 3.27 expressa a massa de gases voláteis por massa de biomassa “crua”.

$$\frac{\dot{m}_{volat.}}{\dot{m}_{bio\ "seca"}} = 1 - \frac{RM_{j,torr.}}{(1 + U_{j,bio\ "seca"})} \quad (3.26)$$

E

$$\frac{\dot{m}_{volat.}}{\dot{m}_{bio\ "crua"}} = \frac{1 + U_{j,bio\ "seca"} - RM_{j,torr.}}{(1 + U_{j,bio\ "crua"})} \quad (3.27)$$

A Diferença entre $\frac{\dot{m}_{volat.}}{\dot{m}_{bio\ "crua"}}$ e $\frac{\dot{m}_{torr.\rightarrow volat.}}{\dot{m}_{bio\ "crua"}}$ fornece a fração equivalente de massa de gases volatilizados destinada a suprir a demanda de energia térmica de secagem (se este número for positivo, isto é, houver energia excedente da combustão dos voláteis descontada a energia necessária ao reator de torrefação). Se essa diferença for negativa, significa que há “déficit” de energia necessária para a torrefação e é utilizada a expressão da eq. 3.28 para determinar a quantidade de biomassa “seca” a ser desviada para a combustão e cobrir o “déficit” de energia:

$$\frac{\dot{m}_{bio\ aux\ torr.}}{\dot{m}_{bio\ "crua"}} = \frac{PCI_{j,volat.} \cdot \Delta}{PCI_{j,bio\ "seca"} \cdot (1 + U_{j,bio\ "crua"}) \cdot \eta_{comb.}} \quad (3.28)$$

$$\Delta = \left(\frac{\dot{m}_{torr.\rightarrow volat.}}{\dot{m}_{bio\ "crua"}} - \frac{\dot{m}_{volat.}}{\dot{m}_{bio\ "crua"}} \right)$$

Onde: $\dot{m}_{bio\ aux\ torr.}$ é a massa equivalente de biomassa “crua” desviada para auxiliar no suprimento de energia térmica para a torrefação.

$\eta_{comb.}$ É a eficiência de transferência de calor da combustão.

Além da fração de biomassa “crua” destinada a suprir energia térmica para a torrefação, é calculada também a fração de biomassa “crua” destinada a suprir calor para a secagem da biomassa, o cálculo é apresentado na eq. 3.29:

$$\begin{aligned} \frac{\dot{m}_{bio \text{ aux secagem}}}{\dot{m}_{bio \text{ "crua"}}} &= \frac{h_{lv} \cdot (U_{j,bio \text{ "crua"}} - U_{j,bio \text{ "seca"}})}{PCI_{j,bio \text{ "seca"}} \cdot \eta \cdot (1 + U_{j,bio \text{ "crua"}})} \\ &+ \frac{\Delta \cdot PCI_{j,volat.}}{\eta \cdot PCI_{j,bio \text{ "crua"}}} \end{aligned} \quad (3.29)$$

$$\Delta = \left(\frac{\dot{m}_{torr. \rightarrow volat.}}{\dot{m}_{bio \text{ "crua"}}} - \frac{\dot{m}_{volat.}}{\dot{m}_{bio \text{ "crua"}}} \right); \eta = \eta_{comb.} \cdot \eta_{secagem}$$

Onde: $\dot{m}_{bio \text{ aux secagem}}$ é a massa equivalente de biomassa “crua” desviada para auxiliar no suprimento de energia térmica para a secagem.

$PCI_{j,bio \text{ "crua"}}$ é o Poder Calorífico Inferior da biomassa “crua” (*in natura*).

Enfim, é calculado o Rendimento Mássico Real da planta de torrefação através da expressão apresentada na eq. 3.30:

$$RM_{torr.real} = \frac{RM_{i,j,torr.}}{1 + U_{i,j,bio \text{ "crua"}}} \cdot \left(1 - \frac{\dot{m}_{bio \text{ aux torr.}}}{\dot{m}_{bio \text{ "crua"}}} - \frac{\dot{m}_{bio \text{ aux secagem}}}{\dot{m}_{bio \text{ "crua"}}} \right) \quad (3.30)$$

Onde: $RM_{torr.real}$ é o Rendimento Mássico Real da planta de torrefação (considerando as perdas de biomassa queimada para manter os processos).

A eq. 3.30 é válida apenas para casos em que $\frac{\dot{m}_{bio \text{ aux secagem}}}{\dot{m}_{bio \text{ "crua"}}$ assume valor positivo, do contrário, a eq. 3.30 tem sua expressão reduzida para aquela da eq. 3.31:

$$RM_{torr.real} = \frac{RM_{i,j,torr.}}{1 + U_{i,j,bio} "crua"} \quad (3.31)$$

O Rendimento Mássico Real ($RM_{torr.real}$), por contabilizar as perdas de biomassa na planta de torrefação, é o valor que deve ser utilizado como a razão entre o fluxo mássico de biomassa torrefeita e fluxo mássico de biomassa “crua” ou *in natura*.

Custos da torrefação

Os custos da torrefação como etapa de pré-tratamento serão discutidos em outra subseção deste capítulo intitulada “Ilha de Custos de Torrefação”.

3.5 Gaseificação

Esta é a principal etapa de conversão da biomassa, onde será gerado o gás de síntese a partir da biomassa. Apesar de estar descrita especificamente para o processo de gaseificação, a metodologia pode ser mantida e, realizando ajustes, ser empregada em outros tipos de processo como combustão ou produção de algum outro insumo químico a partir da biomassa.

Este trabalho se propõe a analisar duas rotas de conversão obtidas por estratégias distintas e que utilizam equipamentos diferentes, portanto essa etapa possui duas rotas alternativas e cada uma possui variações na sua metodologia de cálculos. A estratégia centralizada é utilizada como base e muitos termos e equações dela são análogos aos termos e equações da estratégia dispersa. Alguns elementos de uma estratégia podem estar ausentes na outra estratégia.

A principal diferença entre as rotas propostas é que a rota da estratégia centralizada de gaseificação possui um processo a mais: o pré-tratamento da biomassa *in natura* e seu posterior transporte até a localização da planta central considerada. Enquanto a estratégia dispersa de gaseificação utiliza biomassa *in natura* nos seus processos ou realiza tratamento da biomassa junto do centro local de gaseificação.

Ilhas auxiliares de gaseificação

A estratégia de gaseificação centralizada escolhida utiliza um reator de gaseificação de leito de arraste do tipo Shell Technology, a planta de gaseificação proposta é

baseada na planta de gaseificação que utiliza este reator estudado por (NETL, 2015). Também é baseada no esquema e dados da planta de gaseificação do estudo realizado por (TAGOMORI, 2017).

A planta estudada por (NETL, 2015) é apresentada esquematicamente na Fig. 3.5, onde se observa que este processo de gaseificação possui diversas etapas e processos, além do processo de gaseificação propriamente dito, dentro do reator. Esse esquema possui etapas de combustão, secagem de carvão, aquecimento de gases e remoção de mercúrio que não são consideradas nesta metodologia, pois o objetivo primário da análise realizada neste trabalho não é gerar eletricidade diretamente na planta de gaseificação, mas sim a produção de gás de síntese compatível com a síntese de Fischer-Tropsch. Ademais, o carvão é substituído por biomassa torrefeita que por ser hidrofóbica é considerada seca, os gases não têm necessidade de serem aquecidos para o cumprimento do objetivo primário e a remoção de mercúrio não é necessária, pois o combustível biomassa torrefeita é considerado isento de mercúrio.

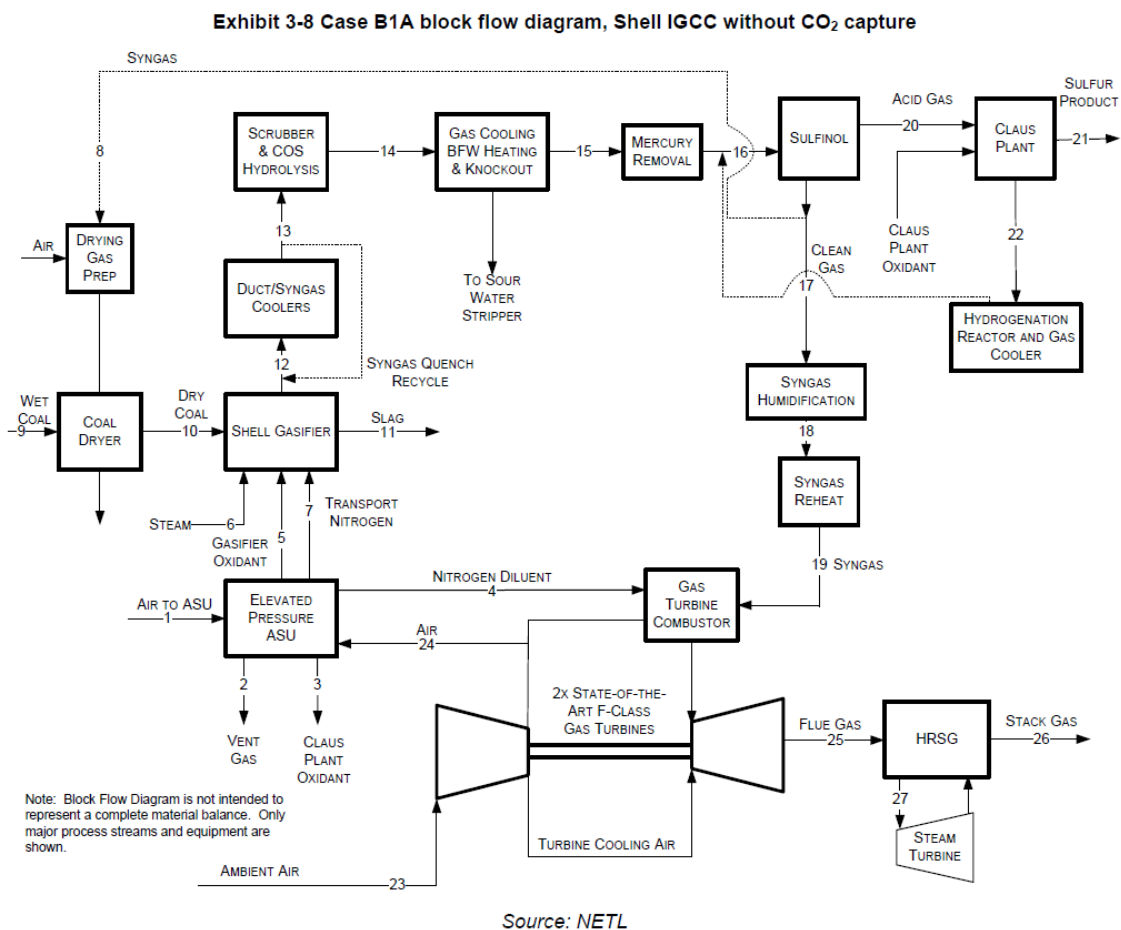


Figura 3.5 - Esquema geral de planta de gaseificação por reator de leito de arraste. Retirado de (NETL, 2015).

Observa-se que a planta de gaseificação estudada por (NETL, 2015) foi concebida para utilizar carvão mineral como combustível, no entanto o presente trabalho utiliza biomassa torrefeita como combustível. Considera-se que a planta pode operar com o combustível biomassa torrefeita efetuando alterações na composição dos gases de saída do gaseificador com dados retirados de (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014) que operaram o mesmo tipo de reator de gaseificação utilizando biomassa torrefeita com características semelhantes àsquelas da biomassa torrefeita proposta no presente trabalho. Um comparativo entre as biomassas utilizadas na alimentação de reatores de gaseificação é apresentado e discutido no próximo capítulo.

A metodologia proposta aqui separa a planta em “ilhas” onde ocorrem determinadas etapas ou processos da planta. O principal objetivo de cada ilha é calcular os custos daquela etapa ou partição da planta. Cada ilha recebe como dados de entrada custos e dados técnicos que são ajustados e combinados para encontrar os valores procurados. Estes processos são descritos separadamente para obter maior controle sobre os dados gerados. A fig. 3.6 apresenta um esquema geral das ilhas utilizadas nesse processo.

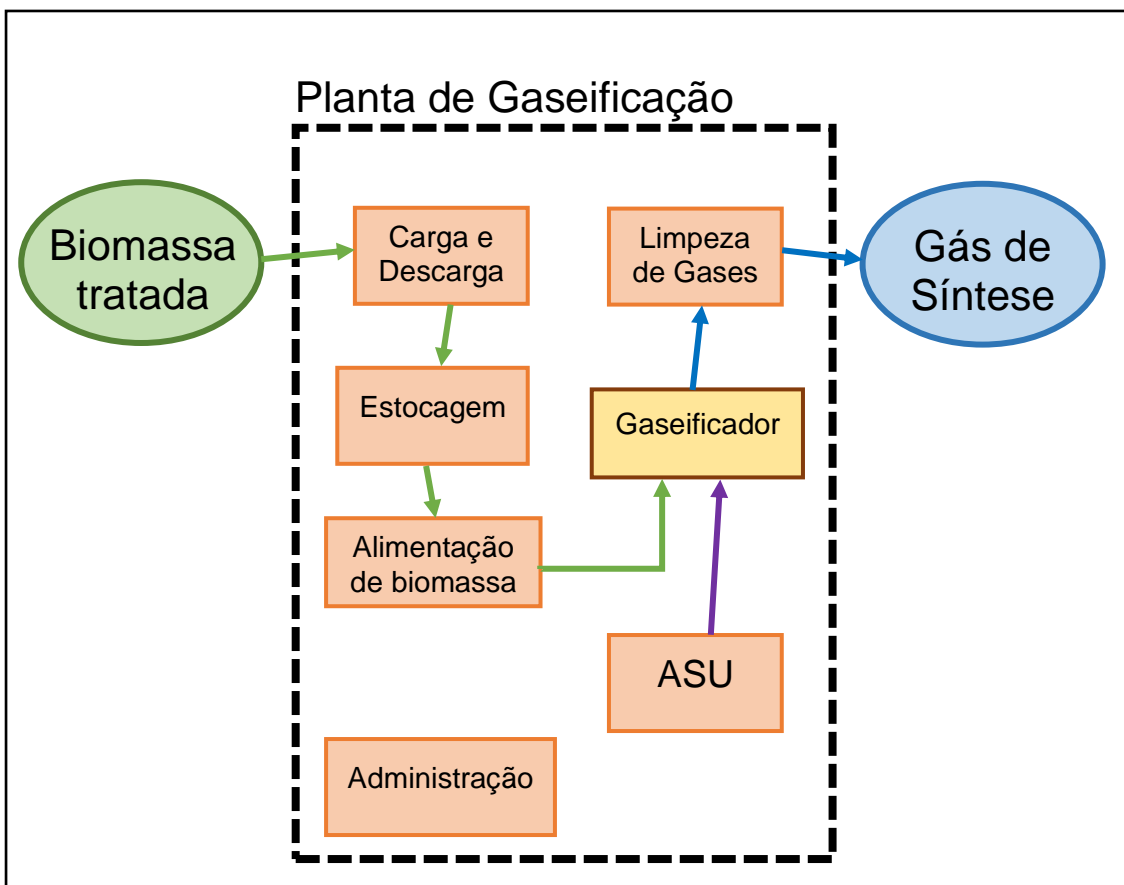


Figura 3.6 - Esquema geral da metodologia de ilhas da planta de gaseificação centralizada (Elaboração própria).

Cada ilha segue aproximadamente a mesma metodologia onde recebe dados de:

- i) Capacidade de fluxo de massa (ex.: toneladas por ano)**
A capacidade pode ser de biomassa, biomassa tratada, oxidante produzido ou gás de síntese processado
- ii) Capacidade Referência de fluxo de massa**
Esta é a capacidade de fluxo de massa de referência, aquela do equipamento/sistema utilizado como referência para fornecimento de outros dados.
- iii) Taxa de Câmbio (ex.: US\$/€)**
Referente à taxa de câmbio a ser aplicada quando os valores monetários de entrada são originalmente expressos em uma moeda diferente daquela utilizada nos cálculos do trabalho.
- iv) Fator de Escala**
É o fator exponencial a ser aplicado para corrigir valores de custo quando a capacidade nominal do equipamento/sistema na literatura for diferente da capacidade nominal para a qual se deseja calcular o custo (i.e.: Capacidade de fluxo de massa \neq Capacidade Referência de fluxo de massa).
- v) Fator CEPCI¹¹**
Este fator é utilizado para corrigir os valores de custos quando os valores de referência são datados de outro ano (ex.: correção de valores de US\$ de 2013 para US\$ de 2018).
- vi) Custos de Capital**
São os custos de equipamentos, edificações/suportes, serviço de instalação direto e indireto, projeto de engenharia, contingências, pré-produção e inventário. Também chamado de *Total Overnight Cost*, inclui todos os custos de capital do proprietário para construir a planta/ilha com exceção de custos de financiamento e escalada de dívida durante a construção. Estes custos podem ser expressos em seus valores absolutos ou em base de capacidade nominal (ex.: US\$ por tonelada anual de capacidade).
- vii) Custos de O&M (Operação e Manutenção)**

¹¹ *Chemical Engineering Plant Cost Index* é um índice de valores de equipamentos da indústria química compilado pela revista *Chemical Engineering*, que anualmente realiza uma pesquisa de preços de equipamentos selecionados como representativos dos custos de capital da indústria química, por ser específico dessa indústria é mais preciso para calcular a inflação do setor do que um índice global de inflação geral.

Parcela de custos atribuída à operação e manutenção da planta/ilha, inclui os salários de empregados na operação, prestadores de serviços, custos de consumíveis e peças de reposição para manutenção e reparos, reinvestimentos e seguro da planta/ilha.

viii) Custos de O&M Variáveis

São aqueles custos diretamente dependentes da intensidade do processo ou fluxo de massa real da planta. Ex.: custos de energia elétrica, água de processo, combustíveis e outros insumos consumidos proporcionalmente ao fluxo do processo.

ix) Taxa de desconto (%)

É a taxa de desconto aplicada aos parâmetros financeiros do projeto. Resultado de uma composição WACC de custos da dívida e da remuneração de capital investido. Através desta se calcula o Fator de Anualidade que permite calcular o custo de capital anualizado. Neste trabalho foi utilizado o valor de 10% a.a., em concordância com (SILVA, 2017) e (TAGOMORI, 2017).

x) Tempo de construção (anos)

É o tempo estimado desde o início da alocação financeira de recursos para a construção da planta/ilha até sua entrada em operação. Utilizado para calcular a escalada de dívida e remuneração de capital no período onde não há retorno pela receita da operação.

xi) Vida útil da planta (anos)

É o período de amortização dos ativos da planta/ilha ao final do qual as dívidas e remuneração do capital são quitadas.

xii) Fator de adição de trem

É um fator exponencial aplicado sobre a planta/ilha quando esta aumenta o número de “trens” do processo. Utilizado quando a capacidade de fluxo total requerida para aquela planta/ilha é maior do que a capacidade nominal de fluxo do maior equipamento disponível para o processo. Realiza uma estimativa de economia de recursos proveniente da instalação de mais de um trem de produção em um mesmo local, devido à possibilidade de compartilhamento de infraestrutura, utilidades de processo, unidades administrativas, etc. (SILVA, 2017).

xiii) Número de trens

Número de “trens” do processo (i.e.: número de cadeias de produção paralelas de mesma capacidade nominal que em conjunto atingem a capacidade de fluxo total requerida para a planta/ilha).

xiv) Fator de Disponibilidade

Fator que determina a parcela da capacidade nominal de fluxo instantâneo que está de fato disponível em média em longos períodos (no ano por exemplo). É aplicado pois os equipamentos/sistemas geralmente necessitam de paradas técnicas de manutenção de tempos em tempos ou o fluxo de massa não é regular e o processo é dimensionado para atender a picos de produção/processamento.

xv) Fator de Sazonalidade

Semelhante ao Fator de Disponibilidade, este fator é devido exclusivamente ao ciclo periódico do fluxo de massa do processo, quando a capacidade nominal é dimensionada para atender os picos de produção/processamento em determinados períodos, porém outros períodos não oferecem o mesmo fluxo e a planta/ilha operada em capacidade inferior à capacidade nominal. No presente trabalho este fator é dividido à sazonalidade das safras de culturas agrícolas.

xvi) Fator de Proporcionalidade de “outros” custos de capital

É o fator aplicado para estimar os custos de capital classificados como “outros” (além de equipamentos e infraestrutura), estes outros são: Contingências, Custos indiretos e BOP (*Balance Of Plant*) e são estimados como sendo proporcionais aos custos de equipamentos e infraestrutura somados.

xvii) Razão mássica de produto x para biomassa $i, j, (k)$

Valor utilizado para ilhas que produzem algum insumo e ou lidam com algum produto diferente daquele principal analisado (biomassa). Utilizado para converter os custos nivelados por massa de produto x em custo nivelado por massa de biomassa $i, j, (k)$ e vice-versa.

xviii) Razão mássica de H_2+CO para biomassa $i, j, (k)$

Análoga ao item anterior, essa razão é destacada pois é utilizada para encontrar a massa de gases H_2 e CO produzida proporcionalmente à biomassa $i, j, (k)$, e para nivelar os custos nessa base.

Além desses dados de entrada, outros podem ser necessários especificamente para uma planta ou ilha e são introduzidos nas subseções de descrição de suas respectivas plantas ou ilhas a seguir.

A estrutura dos custos da rota como um todo considera três classes de custos: Custos de Capital (equipamentos, instalações, edificações, terreno, materiais, equipamentos acessórios, engenharia e supervisão, construção, contingências e custo de partida),

Custos de O&M (salários e impostos sobre mão-de-obra, manutenções e reparos, *overhead*, reinvestimento e seguro) e Custos de O&M Variáveis (energia elétrica, combustíveis e insumos consumíveis, proporcionais ao processo).

A partir dos Custos de Capital, Custos de O&M e Custos de O&M Variáveis é calculado um Custo Total. Neste trabalho procura-se o Custo Total não em valor absoluto, mas em valor nivelado por um fluxo do processo que sirva de base, este fluxo pode ser de massa da biomassa *in natura*, energia do poder calorífico do gás de síntese, massa de H₂ + CO no gás de síntese, ou outro.

A soma dos Custos Totais nivelados em uma mesma base será igual ao Custo Total Nivelado da rota, o resultado primariamente buscado neste trabalho para ser utilizado na comparação entre estratégias, tecnologias e variações de análise de sensibilidade.

A Fig. 3.7 apresenta um diagrama da estrutura de custos que mostra a arborescência que ocorre ao se separar e detalhar cada componente de custo no cálculo do Custo Nivelado Total de uma rota.

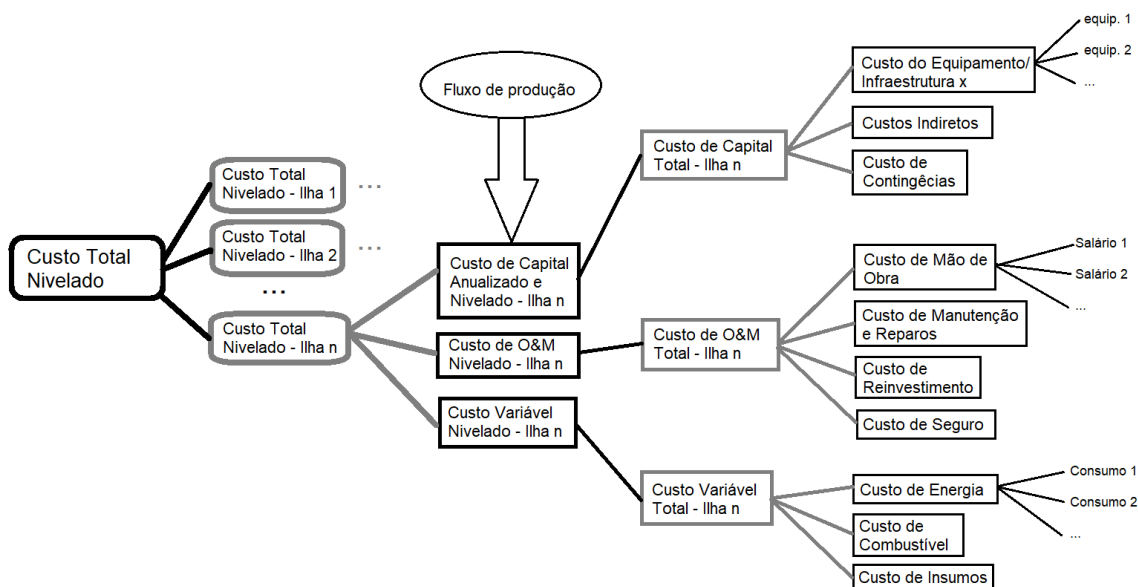


Figura 3.7 – Diagrama de árvore de custos empregada em uma rota genérica de conversão da biomassa. Elaboração Própria.

Principais equações dos cálculos de custos das ilhas

O primeiro passo do cálculo de custos é ajustar o valor do custo de um determinado equipamento ou infraestrutura instalado de acordo com o câmbio entre moedas (se o valor de referência é dado em uma moeda diferente daquela de base de cálculo) e, de acordo com o Fator CEPCI, entre o ano de referência e o ano de base de cálculo (se a referência foi dada em outro ano). A Eq. 3.32 apresenta o cálculo de ajuste de custo:

$$C_{ajustado,p} = C_{referência,p} \cdot \left(EXG_{\frac{\alpha base}{\alpha ref.}} \right) \cdot \left(\frac{CEPCI_{ano base}}{CEPCI_{ano ref.}} \right) \quad (3.32)$$

Onde: $C_{ajustado,p}$ é o valor do custo do equipamento/infraestrutura p instalado em moeda de base de cálculo $\alpha base$ e no ano de base $ano base$.

$C_{referência,p}$ é valor do custo do equipamento/infraestrutura p instalado em moeda de referência αref e no ano de referência $ano ref$.

$EXG_{\frac{\alpha base}{\alpha ref.}}$ É a relação de taxa de câmbio de moeda $\alpha base$ (Ex.: US\$) para moeda αref (Ex.: R\$).

$CEPCI_{ano base}$ é o valor do índice CEPCI no ano de base.

$CEPCI_{ano ref.}$ é o valor do índice CEPCI no ano de referência.

O segundo passo do cálculo de custos é a correção do custo por capacidade do equipamento. Essa metodologia utiliza um fator de escala exponencial que corrige a razão de aumento de custo de acordo com o aumento de capacidade (diária ou anual) do equipamento

$$C_{p,q} = C_{ajustado,p} \cdot \left(\frac{n_{trens,q}}{n_{ref.}} \right)^\alpha \cdot \left(\frac{CAP_q/n_{trens,q}}{CAP_{ref.}/n_{ref.}} \right)^{\beta p} \quad (3.33)$$

Onde: $C_{p,q}$ é o Custo do equipamento/infraestrutura p instalado, na base de cálculos e para a capacidade (anual neste trabalho) CAP_q .

$n_{trens,q}$ é o número de trens paralelos na planta do cálculo q . É um valor inteiro maior ou igual a 1.

$n_{ref.}$ é o número de trens paralelos na planta de referência para cálculo de custo. É um valor inteiro maior ou igual a 1.

α é o Fator de adição de trem, neste trabalho esse valor assume a constante 0,9 para todos os cálculos, de acordo com (SWANSON, PLATON, *et al.*, 2010).

CAP_q é a Capacidade anual do equipamento/infraestrutura instalado ou a Capacidade da ilha considerada para o cálculo q .

$CAP_{ref.}$ é a Capacidade anual do equipamento/infraestrutura instalado ou a Capacidade da planta/ilha considerada como referência para os cálculos de custo.

β_p é o Fator de Escala do equipamento/infraestrutura instalado p ou da Ilha considerada. Esse valor é um dado de entrada e geralmente se situa entre 0,5 e 0,7.

No presente trabalho n_{trens} e CAP_q são variáveis e $n_{ref.}$, α , $CAP_{ref.}$, β_p são valores constantes cujos valores são apresentados na sessão seguinte.

A aplicação de correção no valor de custo em razão da adição de trem ocorre apenas nos cálculos de Custo de Capital, quando excedida a capacidade máxima por trem de um equipamento ou sistema e então essa capacidade é dividida entre mais de um trem, e não é empregada em Custos de O&M ou Custos de O&M Variáveis.

O terceiro passo é calcular outros custos de capital derivados dos custos de equipamentos e infraestrutura, estes são encontrados em duas formas: Custos de Contingência e Custos Indiretos em geral, ou Custo de BOP + custos indiretos + custos de contingências (todos agregados). Para estes custos é simplesmente aplicada uma relação de proporcionalidade sobre o somatório dos custos de equipamentos e infraestrutura utilizando um fator fixo. A equação 3.34 apresenta esse cálculo:

$$C_{q,l} = FP_l \cdot \sum_p C_{p,q} \quad (3.34)$$

Onde: $C_{q,l}$ é o Custo de Capital de “Outros” z (Contingência, Indiretos ou BOP), para o cálculo q .

FP_l é o Fator de Proporcionalidade em relação aos custos de equipamentos e infraestrutura instalados. Valores de FP_l são de 24% para custos indiretos, 10% para contingências (SILVA, 2017) e 15,5% para BOP + custos indiretos + contingências (KREUTZ, LARSON, *et al.*, 2008).

$\sum_p C_{p,q}$ é o somatório dos custos de equipamentos/infraestrutura p instalados.

O Custo Total da Planta/Ilha Instalada é o somatório dos custos de equipamentos/infraestruturas mais os custos indiretos, contingências e BOP. Nota-se que algumas fontes de dados já possuem sobre os custos de equipamentos/infraestrutura, os custos de BOP ou custos indiretos + contingências

aplicados individualmente, portanto, não é necessário calcular estes custos através da equação 3.34 acima nesses casos. O Custo Total da Planta/Ilha Instalada é calculado pela seguinte equação:

$$C_{total\ planta,q} = \sum_p C_{p,q} + \sum_l C_{q,l} \quad (3.35)$$

Este Custo Total da Planta/Ilha Instalada por sua vez será base de cálculo do Custo de Capital Anualizado:

$$C_{TPA,q} = \frac{C_{total\ planta,q}}{FA_q \cdot \varphi_q} \quad (3.36)$$

Onde: $C_{TPA,q}$ é o Custo Total Nivelado da Planta/Ilha Anualizado no cálculo q .

FA_q é o Fator de Anuidade do cálculo q (Depende da Taxa de Desconto r e do período de vida útil/ duração do projeto t).

φ_q é a variável de nivelamento, podendo ser uma medida de fluxo de massa produzida/processada na planta/ilha ou fluxo de energia gerada ou consumida na planta/ilha. Não confundir com CAP_q , que diz respeito a capacidade nominal do equipamento ou planta/ilha, e de maneira geral não são iguais.

A relação entre o fluxo de massa ou energia φ_q e a capacidade nominal de equipamento ou planta/ilha CAP_q é apresentada na eq. 3.37:

$$FC_q = FD_q \cdot FS_q = \frac{\varphi_q}{CAP_q} \quad (3.37)$$

Onde: FC_q é o Fator de Capacidade da planta/ilha no cálculo q , que representa a fração da capacidade nominal que é atingida pela planta durante a sua vida útil.

FD_q é o Fator de Disponibilidade da planta/ilha no cálculo q , que representa a fração da capacidade nominal que é atingida pela planta durante a sua vida útil quando alimentada de forma regular (total disponibilidade de insumos para a operação).

FS_q é o Fator de Sazonalidade da planta/ilha no cálculo q , que representa a fração de média de disponibilidade do insumo que alimenta a planta/ilha durante o ciclo de um ano.

Dependendo do caso, a sazonalidade pode não ser considerada pois o processo ou produção não depende de período do ano e não varia de forma sazonal, nesses casos, FS_q assume o valor 1, de forma a não influenciar o resultado da eq. 3.37.

$$FA_q = \frac{1}{r_q} - \frac{1}{r_q \cdot (1 + r_q)^{t_q}} \quad (3.38)$$

Onde: r_q é a Taxa de Desconto (%a.a.) aplicada sobre o projeto no cálculo q , representando tanto a remuneração de capital, quanto o pagamento da dívida de empréstimo.

t_q é o período de vida útil/ duração do projeto (anos).

Além dos Custos de Capital, a planta/ilha possui Custos de O&M (Operação e Manutenção), os valores de referência dos custos desta etapa são ajustados através de uma equação análoga à eq. 3.32 de modo a aplicar uma taxa de câmbio entre moedas (se necessário) e ajuste de valor entre o ano base de cálculo e o ano de referência (inflação de preços). Poderia aqui ser utilizado para os salários de funcionários um índice de correção monetária para a inflação geral (Ex.: IPC-A ou IGP-M), porém optou-se por utilizar o mesmo índice CEPCI discutido anteriormente que se considera mais representativo da variação de preços e custos do projeto das plantas de gaseificação propostas. Sendo assim, a eq. 3.32 é utilizada para cálculo dos diferentes componentes de Custos de O&M da planta/ilha, onde $C_{referência,p}$ é equivalente ao Custo referência de O&M do componente p .

Entre os Custos de O&M existem três componentes de custo relativos a: Manutenção e Reparos, Reinvestimento e Seguro que são calculados a partir do $C_{total\ planta,q}$ (Custo Total da Planta/Ilha instalada) aplicando um fator sobre este custo. A eq. 3.39 apresenta o cálculo destas componentes de custo de O&M:

$$C_{m,q} = FP_m \cdot C_{total\ planta,q} \quad (3.39)$$

Onde: $C_{m,q}$ é o Custo O&M da componente m (Manutenção e Reparos, Reinvestimento ou Seguro) do cálculo q .

FP_m é o Fator de Proporcionalidade em relação ao $C_{total\ planta,q}$. Valores de FP_m são de 2% para Manutenção e Reparos e 1% para Reinvestimentos ou Seguro (SILVA, 2017).

O Custo de O&M Nivelado Total é dado pela seguinte equação:

$$C_{O\&M,q} = \frac{\sum_p C_{p,q} + \sum_m C_{m,q}}{\varphi_q} \quad (3.40)$$

Onde: $C_{O\&M,q}$ é o Custo de O&M Nivelado por φ_q Total, do cálculo q .

$C_{p,q}$ é cada componente p dos custos de O&M do cálculo q ajustada a partir dos dados de referência de acordo com a eq. 3.32.

Por fim, deve ser calculado o Custo Variável da planta/ilha. Este valor pode diferir muito entre as plantas/ilhas, pois cada uma possui processos próprios que demandam insumos específicos. Geralmente este valor está associado ao consumo de energia elétrica, água ou outro insumo consumível em uma taxa proporcional ao fluxo de produção da planta/ilha.

O objetivo primário dos cálculos de cada ilha/planta é obter o valor de “Custo Total Nivelado por φ ” (Ex.: US\$/ t de biomassa torrefeita). Esse valor é obtido utilizando o Custo Total da Planta Anualizado, Custo Total de O&M Nivelado e Custo Variável Total de acordo com a seguinte equação:

$$C_{Total,\varphi,q} = C_{TPA,q} + C_{O\&M,q} + C_{Var,\varphi,q} \quad (3.41)$$

Onde: $C_{Total,\varphi,q}$ é o Custo Total Nivelado da planta/ilha por pelo fluxo φ_q .

$C_{Var,\varphi,q}$ é o Custo de O&M Variável Total da planta/ilha na base do fluxo φ_q .

Para converter os valores de custos nivelados de um determinado fluxo (massa ou energia) para outro são utilizadas razões de proporcionalidade entre os fluxos. Deste modo é possível obter um valor de custo nivelado (Total da Planta Anualizado, O&M, Variável ou Total da Planta/Ilha) em outra variável de nivelamento. (Ex.: Razão de kg de Biomassa Torrefeita por kg de Biomassa *in natura* para converter custo em US\$/t de biomassa *in natura* para US\$/t de biomassa torrefeita, e vice-versa). A eq. 3.42 apresenta a razão de proporcionalidade entre fluxos.

$$R_{a \rightarrow b} = \frac{\varphi_{q,a}}{\varphi_{q,b}} \quad (3.42)$$

Onde: $R_{a \rightarrow b}$ é a razão de proporcionalidade do fluxo $\varphi_{q,a}$ para o fluxo $\varphi_{q,b}$

$\varphi_{q,a}$ é o valor do fluxo de a nos cálculos q . (Ex.: Toneladas de H₂+CO por ano)

$\varphi_{q,b}$ é o valor do fluxo de b nos cálculos q . (Ex.: Toneladas de Biomassa *in natura* por ano).

As próximas subseções apresentam dados de variáveis e cálculos específicos de cada ilha da planta de gaseificação e da planta de torrefação.

3.5.1 Ilha de Carga e Descarga

Esta é a ilha de equipamentos e sistemas responsável por carregar e descarregar a biomassa, *in natura* ou tratada, oriunda de transporte ou armazenamento. A capacidade desta ilha é medida, originalmente, em massa de biomassa anual, no estado em que é recebida na planta de gaseificação.

As componentes de custos de equipamentos/infraestrutura consideradas neste trabalho são: Esteiras de transporte, Carregadora Frontal, Empilhadeira, Área de Carga e Descarga, Estoque e Galpão, Contingências e Custos Indiretos. Após obter o valor de todas as componentes de custo de capital é feita a soma, o valor de custo de capital em termos absolutos é anualizado e nivelado utilizando a eq. 3.36 e os dados de entrada que a completam (taxa de desconto, tempo de vida útil do projeto e fluxo de produção) para que este valor esteja na base do Custo Total Nivelado que será calculado utilizando pela eq. 3.41.

As componentes de custos de O&M consideradas neste trabalho são: custo anual da mão-de-obra de Supervisor de Turno, Operador de Empilhadeira e Auxiliar de Campo. Além dos custos de Manutenção e Reparos, Reinvestimentos e Seguro. Estas componentes de custo em base anual são somadas e divididas pelo fluxo anual de produção para obter um valor de custo de O&M nivelado na mesma base do Custo Total Nivelado.

O Custo Variável da Ilha de carga e descarga é o somatório dos custos de O&M variáveis ajustados e possui apenas uma componente, o “Custo variável da Ilha de Carga e Descarga”, sendo o valor deste custo já nivelado pela massa de biomassa processada nesta ilha.

É possível (e de fato ocorre em um dos cenários de estudo de caso) que a ilha de carga e descarga esteja agregada à ilha de gaseificação. Nesse caso, os cálculos de custos da ilha de carga e descarga desta sub-seção não são utilizados.

3.5.2 Ilha de Armazenamento

A ilha de Armazenamento foi simplificada neste estudo, mas poderia ser construída da mesma forma que as demais ilhas, podendo ter seus custos de Capital Anualizado, O&M e O&M Variáveis calculados e por fim formarem um custo total nivelado através da eq. 3.32 a eq. 3.42. No presente trabalho, esta ilha de armazenamento apenas fornece o custo total nivelado, pela massa de biomassa no estado em que se encontra, para armazenamento de biomassa *in natura*, biomassa torrefeita e biomassa pelletizada, retirados da literatura.

3.5.3 Ilha de Administração

Ilha de atividades da administração da planta, inclui: edificação para atender os funcionários, escritório, escritório da gerência, escritório do contador, secretaria etc.

Esta ilha apresenta apenas componentes de custo fixo, sendo $C_{Var,\varphi,q}$ (Custo Variável Total) igual a zero. Já os custos de Capital Anualizado e de O&M são calculados normalmente, através das eqs. 3.32 a 3.40, e o Custo Total Nivelado também é calculado pela eq. 3.41. A capacidade desta ilha é medida, originalmente, em massa de biomassa anual, no estado em que esta biomassa é recebida na planta de gaseificação.

Assim como na ilha de carga e descarga, é possível (e de fato ocorre em um dos cenários de estudo de caso) que a ilha de administração esteja agregada à ilha de

gaseificação. Nesse caso, os cálculos de custos da ilha de administração desta subseção não são utilizados.

As componentes de custo de capital consideradas neste trabalho para esta ilha são: Infraestrutura e edificação (como uma única componente), Custos Indiretos e Contingências.

Já as componentes de custo de O&M consideradas neste trabalho para esta ilha são: Mão-de-obra do Gerente da Planta, do Gerente Financeiro, do Secretário Executivo, dos Vendedores/marketing, dos Contadores e dos Secretários; custo de Manutenção e reparos, custo de Reinvestimentos e custo de Seguro da planta.

3.5.4 Ilha de Alimentação de Biomassa

Ilha responsável por preparar a biomassa e alimentá-la no reator de gaseificação. A capacidade desta ilha é medida, originalmente, em massa de biomassa anual, no estado em que é recebida na planta de gaseificação.

Mais uma vez é possível (e de fato ocorre em um dos cenários de estudo de caso) que a ilha de alimentação de biomassa esteja agregada à ilha de gaseificação. Nesse caso, os cálculos de custos da ilha de alimentação desta subseção não são utilizados.

As componentes de custo de capital consideradas neste trabalho para esta ilha da planta de Gaseificação são: Moagem e secagem de biomassa torrefeita, Alimentação e Estoque de biomassa preparada, Sistema de injeção de biomassa seca, Fundações dos sistemas de alimentação, Outros equipamentos associados à alimentação de biomassa, Custos Indiretos e Contingências.

Já as componentes de custo de O&M consideradas neste trabalho para esta ilha são: Mão-de-obra dos Supervisores de turno, Operadores de planta, Auxiliares de campo e Técnicos de Manutenção; custo de Manutenção e Reparos, custo de Reinvestimentos e custo de Seguro da planta.

O Custo Variável da Ilha de alimentação de biomassa é o somatório dos custos de O&M variáveis ajustados e estes são duas componentes: Custo de energia de manuseio e Custo de energia de moagem, estes custos advêm de consumo de energia elétrica. Esse consumo é calculado pela eq. 3.43 e depende do custo da energia elétrica disponível e é nivelado pelo fluxo de biomassa desta ilha.

$$C_{Var,p,q} = POT_{el,p,q} \cdot t_{\acute{u}til,q} \cdot P_{el,ref.} \cdot \left(\frac{EXG_{base}}{a_{ref.}} \right) / \varphi_q \quad (3.43)$$

Onde: $C_{Var,p,q}$ é o custo variável de um processo p no cálculo q , por unidade fluxo φ_q .

$POT_{el,p,q}$ é a potência elétrica consumida pelo processo p no cálculo q . Em MW, por exemplo.

$t_{\acute{u}til,q}$ é o tempo de operação útil da ilha/planta durante um ano no cálculo q . Em horas, por exemplo.

$P_{el,q,ref.}$ é o preço de referência da energia elétrica considerado para a ilha/planta do cálculo q . Em US\$/MWh, por exemplo.

$t_{\acute{u}til,q}$ pode ser calculado utilizando as seguinte equação:

$$t_{\acute{u}til,q} = 8760 \left[\frac{h}{ano} \right] \cdot FC_q \cdot FS_q \quad (3.44)$$

3.5.5 Ilha de ASU (Air Separation Unit)

Ilha de fornecimento do Gás Oxigênio que é utilizado como oxidante na gaseificação. Esta ilha tem por característica o alto consumo de energia elétrica, ao realizar a separação criogênica dos principais gases componentes do ar atmosférico, notadamente o Gás Oxigênio e o Gás Nitrogênio. A capacidade desta ilha é medida, originalmente, em produção diária ou anual de gás oxigênio, portanto, o fluxo que nivela os custos desta ilha é o fluxo de gás oxigênio, que pode ser utilizado outro fluxo aplicando uma razão de fluxos específica apresentada na eq. 3.42. Essa razão de fluxos geralmente é um dado de entrada fornecido como especificação de operação do reator de gaseificação, chamada de razão oxigênio-biomassa, por exemplo.

Esta ilha pode ser omitida por completo, caso o cenário analisado tenha uma planta de gaseificação que utilize diretamente o ar atmosférico como fluxo oxidante.

No caso da Gaseificação Centralizada, os custos de equipamento/capital, de O&M e O&M variáveis são obtidos para calcular então o Custo Total Nivelado como descrito na eq. 3.41. Porém, é possível que em outro cenário os custos de capital e de O&M já

estejam inclusos no cálculo de custos da ilha de gaseificação, logo, apenas os custos de O&M variáveis desta ilha da ASU são considerados em tal cenário.

A única componente de custo de capital considerada neste trabalho para esta ilha da ASU é: Custos de Construção e Instalação. Os dados obtidos para esse custo já agregam os custos indiretos e contingências associados (NETL, 2015).

Já as componentes de custo de O&M consideradas neste trabalho para esta ilha são: Custo de Manutenção e Reparos, Custo de Reinvestimentos e Custo de Seguro da planta. Todas essas componentes são calculadas a partir da aplicação de um fator de proporcionalidade sobre o valor total de investimento dado pelo custo de capital, como visto na eq. 3.39.

O Custo Variável da Ilha de ASU é o somatório das componentes de custo variável ajustadas. Neste trabalho são consideradas quatro componentes associadas ao consumo de energia elétrica dos seguintes equipamentos/sistemas: Sistemas auxiliares da ASU, Compressor de ar principal da ASU, Compressores de Oxigênio e Compressores de Nitrogênio. O custo variável e Custo Total Nivelado desta ilha podem então ser calculados utilizando as eqs. 3.43 e 3.41, respectivamente.

3.5.6 Ilha de Limpeza dos Gases

A ilha de limpeza de gases, como o nome já sugere, é responsável por limpar o gás de síntese bruto advindo da ilha de gaseificação. Essa limpeza é realizada removendo importantes contaminantes que permaneceram presentes no gás, após a limpeza básica realizada por aspersão de água e por filtros junto ao reator na ilha de gaseificação. O objetivo desta ilha é principalmente a remoção de compostos sulfurosos (em especial o H_2S , mas também o COS) e outros compostos ácidos de modo a obter um gás “limpo” que atenda aos requisitos e tolerâncias à contaminantes em um processo de síntese de Fischer-Tropsch, como foi discutido em capítulos anteriores. No estudo de caso optou-se para esta etapa utilizar o processo Selexol, em conjunto com uma planta Claus de conversão de compostos sulfurosos em enxofre elementar, porém, a mesma metodologia pode ser aplicada para outros processos de limpeza de gases nesta ilha.

A escolha pelo processo Selexol foi devida ao potencial de integração de módulos adicionais para uma possível captura de CO_2 , tornando a planta *Carbon Capture Ready*.

Este trabalho não considera a captura de carbono como parte da rota de conversão da biomassa, mas sugere o estudo dessa possibilidade por outros trabalhos.

Esta ilha pode ser omitida no caso de a aplicação final do gás de síntese não necessitar deste tipo de limpeza do gás, como na geração de energia elétrica através de ciclos de combustão de alta tolerância a contaminantes, que foram discutidos no capítulo 2. Contudo, o objetivo primário deste trabalho é modelar uma rota de produção de gás de síntese especificado para a síntese de combustíveis, logo se faz necessário o uso da ilha de limpeza de gases para atingir a especificação do gás nesse objetivo.

A capacidade desta ilha é medida, originalmente, em fluxo de massa anual de gás síntese bruto (o termo bruto sendo utilizado para caracterizar o gás de síntese que não passou por processo por processo dedicado à limpeza do gás), portanto, o fluxo que nivela os custos desta ilha é o fluxo de gás de síntese bruto. Outro fluxo pode ser utilizado aplicando uma razão de fluxos específica apresentada na eq. 3.42, essa razão de fluxos geralmente pode ser derivada de dados de entrada fornecidos como especificação de operação do reator de gaseificação.

As componentes de custo de capital consideradas neste trabalho para esta ilha: Custos do reator de hidrólise de COS, Custos da Unidade Selexol e Custo da Planta Claus¹². Os dados obtidos para essas componentes de custo já agregam os custos indiretos, contingências e insumos químicos iniciais (NETL, 2015).

Já as componentes de custo de O&M consideradas neste trabalho para esta ilha são: Custo de Manutenção e Reparos, Custo de Reinvestimentos e Custo de Seguro da planta. Todas essas componentes são calculadas a partir de aplicação de um fator de proporcionalidade sobre o valor total de investimento dado pelo custo de capital, como visto na eq. 3.39.

O Custo Variável da Ilha de limpeza dos gases é o somatório das componentes de custo variável ajustadas. Neste trabalho são consideradas quatro componentes associadas ao consumo de energia elétrica e ao consumo de insumos químicos dos seguintes equipamentos/sistemas: sistemas elétricos¹³, consumo de catalisador de COS, consumo de solução selexol e consumo de catalisador da planta Claus.

¹² A planta Claus produz enxofre elementar que pode ser vendido como forma de receita de subprodutos, porém neste trabalho não foi considerada essa possível receita e o enxofre é descartado.

¹³ Sistemas elétricos da ilha de limpeza de gases incluem: sistema de remoção de gases ácidos, compressor de reciclo da planta Claus e sistemas auxiliares da planta Claus

O custo do consumo de energia elétrica é dado pela eq. 3.43. O custo dos insumos químicos é dado pela eq. 3.45:

$$C_{Var,p,q} = P_{p\ anual,ref.} \cdot \left(\frac{EXG_{base}}{\alpha_{ref.}} \right) / \varphi_q \quad (3.45)$$

Onde: $P_{p\ anual,ref.}$ é o valor de referência gasto anualmente com o insumo p .

O Custo Total Nivelado desta ilha é então calculado utilizando a eq. 3.41 da mesma forma que nas outras ilhas.

3.5.7 Ilha de Custos da Torrefação

Esta ilha é apenas utilizada na estratégia de gaseificação centralizada, sendo o pré-tratamento por torrefação escolhido para preceder a gaseificação centralizada devido às vantagens oferecidas em relação a transporte, especificação da composição da biomassa e densidade energética.

Uma característica importante da ilha de torrefação é que o seu cálculo é, na verdade, um conjunto de cálculos semelhantes baseados na produção de cada unidade de processamento. Com efeito, este trabalho optou por inserir as plantas de torrefação como módulos anexos às unidades de processamento dispersas na região de estudo (no cenário de estratégia de gaseificação centralizada). Portanto, cada unidade de processamento dispersa tem a sua própria planta de torrefação no cenário de estratégia centralizada.

Os parâmetros técnicos das plantas de torrefação são mantidos os mesmos entre cada uma das unidades, porém cada planta tem uma capacidade de produção diferente, atrelada à capacidade de produção da sua unidade de processamento-mãe. Dessa forma, para uma determinada região de estudo existem u plantas de torrefação e cada uma podendo ter custos diferentes e dependentes da sua capacidade.

Custos de capital

As componentes físicas (equipamento, sistemas) de custo de capital consideradas neste trabalho para a ilha de custos de torrefação são:

- i) Esteira de transporte
- ii) Carregadeira frontal
- iii) Funil de Alimentação
- iv) Transportador Helicoidal
- v) Separador de Sólidos
- vi) Triturador de sólidos
- vii) Unidade de torrefação
- viii) Caldeira de queima de voláteis
- ix) Trocador de calor
- x) Resfriador de produto
- xi) Compressor
- xii) Armazenamento de biomassa torrefeita
- xiii) Infraestrutura e Edificações

Esta lista de grupos de custos de capital foi elaborada a partir do estudo realizado por (SILVA, 2017) que levantou os custos uma planta de torrefação e pelletização baseado em custos de diversos autores da literatura. Não foram inclusos equipamentos e sistemas da dedicados à pelletização da biomassa torrefeita.

A metodologia retirada de (SILVA, 2017) e empregada aqui aplica fatores de proporcionalidade para incluir os custos indiretos e as contingências no cálculo de custos de capital. Logo, é utilizada a eq. 3.34, aliada aos respectivos fatores de custo indireto e contingências para determinar o custo indireto total e custo total de contingências. Somados os custos de cada uma das componentes físicas de custo de capital com o total de custos indiretos e o total de custo de contingências, obtém-se o Custo Total da Planta de torrefação (como dado na eq. 3.35) e, por fim, aplicando a eq. 3.36 calcula-se o Custo de Capital Total Anualizado e Nivelado ($C_{TPA,q}$) da planta de torrefação. Este procedimento é o mesmo a ser aplicado para cada uma das plantas de torrefação de cada unidade de processamento de biomassa e então o Custo de Capital Total e Nivelado para o conjunto de plantas pode ser calculado como a média ponderada pelo fluxo mássico de produção de biomassa torrefeita, adaptando a eq. 3.7 e encontrando a média ponderada do Custo de Capital Total Anualizado e Nivelado ($C_{TPA,q}$).

Custos de O&M

Já as componentes de custo de O&M consideradas neste trabalho para a ilha de custo de torrefação seguem: Custo anual de mão de obra da planta (salários e encargos trabalhistas), Custo de *Overhead*, Custo de Manutenção e Reparos e Custo de Seguro da planta.

O Custo Anual de mão de obra da planta é calculado através da metodologia utilizada por (SILVA, 2017) onde são estimados os custos de salários e encargos trabalhistas de cada funcionário na planta. O somatório dos custos de salário e encargos trabalhistas é chamado de Custo de mão-de-obra ou $C_{MO,q}$. A partir da metodologia de (SILVA, 2017) são inclusas as seguintes funções dentro da planta de torrefação:

- i) Gerente de planta
- ii) Supervisor de turno
- iii) Técnico de manutenção
- iv) Operador de planta
- v) Operador de empilhadeira
- vi) Auxiliar de campo

Existem outras funções incluídas por (SILVA, 2017) que aqui foram omitidas pois a planta de torrefação é um anexo da sua unidade de processamento de biomassa. Logo, algumas funções, se inclusas, poderiam ser redundantes. As funções omitidas são: Vendedor/marketing, Contador, Secretário executivo e Gerente financeiro.

As outras componentes (Custo de Manutenção e Reparos, Reinvestimentos e Custo de Seguro da planta) são calculadas a partir da aplicação de um fator de proporcionalidade sobre o valor total de investimento dado pelo custo de capital, como visto na eq. 3.39.

Estes custos são somados e nivelados pelo fluxo de interesse φ_q e compõem o $C_{O\&M(Torr.),q}$ (Custo de Operação e Manutenção Nivelado da ilha de gaseificação). Mais uma vez esse custo nivelado é obtido para cada planta individualmente e média ponderada pode ser calculada através da eq. 3.7.

Custos de O&M Variáveis

O Custo Variável da Ilha de Custos da torrefação é o somatório das componentes de custo variável ajustadas. Neste trabalho é considerada apenas uma componente de custo variável, associadas ao consumo de energia elétrica: Energia para moagem transporte e manuseio. Esta componente é calculada pelo consumo de energia elétrica

por massa de biomassa torrefeita, aplicando uma versão da eq. 3.43 apresentada na eq. 3.46:

$$C_{Var,p,q} = Cons_{el,p,q} \cdot P_{el,ref} \cdot \left(\frac{EXG_{base}}{P_{ref}} \right) \quad (3.46)$$

Onde: $Cons_{el,p,q}$ é o consumo de energia elétrica do equipamento p por massa de biomassa torrefeita no cálculo q .

As componentes de consumo de energia elétrica são: Custo de energia elétrica para processamento de resíduos, Custo de energia elétrica para bombas e compressores e Custo de energia elétrica para BOP (*Balance Of Plant*). Estes custos são calculados utilizando a eq. 3.43, a partir dos dados de potência elétrica consumida por esses sistemas.

3.5.8 Ilha de Gaseificação

Esta seção trata do núcleo da operação de gaseificação que seria o reator de gaseificação e seus acessórios imediatos. A separação deste “núcleo” ou ilha de gaseificação é interessante por facilitar alterações no processo de gaseificação propriamente dito, dentro do reator e em seus acessórios imediatos, sem a necessidade de reescrever o cálculo das outras ilhas, tornando a gaseificação um módulo que pode ser mais facilmente alterado ou trocado.

3.5.8.1 Ilha de Gaseificação Centralizada

Esta subseção trata de descrição de metodologia de cálculo de um caso específico de gaseificação baseado na estratégia de planta centralizada, isto é, uma única planta condensando uma determinada produção de biomassa dispersa e nela realizando a gaseificação. Como já foi discutido anteriormente, essa estratégia busca se aproveitar dos ganhos de escala obtidos em uma única operação de grande porte no lugar de diversas operações de menor capacidade espalhadas.

A tecnologia utilizada no estudo de caso de estratégia centralizada se baseia no reator de gaseificação de Leito de Arraste e seus acessórios indissociáveis: Sistema de resfriamento do gás, remoção de partículas, trocador de calor entre gases, equipamento

de controle, conexões e suportes, *flare* de gases, módulo de lavagem de gases, remoção de escória ou cinzas.

O primeiro passo do cálculo desta ilha é definir a escolha de uma fonte de dados de um determinado gaseificador de Leito de Arraste. Essa fonte de dados deve conter as seguintes informações técnicas:

- i) Composição dos Gases de saída do reator,
- ii) Temperatura de operação do reator,
- iii) Pressão do reator,
- iv) Composição da substância oxidante,
- v) Razão de fluxo de oxidante por fluxo de combustível injetados no reator,
- vi) Razão de fluxo de vapor por fluxo de combustível,
- vii) Razão de geração de resíduos (escória e cinzas),
- viii) Composição (imediate e elementar) do combustível utilizado na gaseificação
- ix) Capacidade nominal do equipamento
- x) Capacidade real do ensaio de referência de fluxo de massa de combustível (Exemplo: Toneladas de biomassa diárias ou anuais).

Um reator de gaseificação de biomassa processa uma cadeia complexa de reações em um meio de escoamentos de fluidos bifásicos (gás-sólido granular), como foi descrito em capítulos anteriores. Portanto, o uso de simulações computacionais ou ensaios experimentais se faz necessário para calcular ou estimar algumas das variáveis que são dados de entrada da ilha desta subseção. No presente trabalho esses dados são estáticos, baseados em dados disponíveis na literatura (apresentados no próximo capítulo) de ensaios e simulações previamente realizados, porém a metodologia aplicada aqui também acomodaria dados dinâmicos, que variam de acordo com condições iniciais e de contorno em um modelo de previsão desses dados.

Durante a pesquisa do presente trabalho, foi um desafio encontrar na literatura fontes de dados de entrada que representassem os casos específicos dos cenários propostos neste trabalho. Na busca por fornecer os dados mais próximos dos cenários de estudo de caso, algumas simplificações e aproximações foram feitas e estão descritas no próximo capítulo, porém a metodologia foi mantida coerente de forma que possa ser aplicada da mesma forma e com as mesmas equações que descrevem os cálculos para qualquer fonte de dados suficientemente detalhada.

É possível entender esta ilha de forma simplificada como um processo no qual de um lado ocorre as entradas de: um fluxo de biomassa (ou, de forma genérica, um combustível) com suas propriedades físico-químicas conhecidas e pelo menos um fluxo

de oxidante (um fluxo mássico que contenha oxigênio para promover a reação) com suas propriedades físico-químicas conhecidas. E de outro lado ocorrem as saídas: um fluxo de gases resultados do processo de gaseificação (chamados de forma genérica de gás de síntese) que tem suas propriedades físico-químicas conhecidas no caso da aplicação de um modelo estático de entrada de dados ou tem suas propriedades físico-químicas calculadas/estimadas no caso de aplicação de um modelo dinâmico de entrada de dados. A figura 3.8 apresenta um diagrama desse processo simplificado descrito.

Através do equilíbrio de conservação de massa de massa é possível calcular: a Razão de fluxo de oxidante por fluxo de combustível injetados no reator e a Razão de fluxo de gás de síntese bruto por fluxo de combustível (se estas não forem dados fornecidos pela fonte de dados).

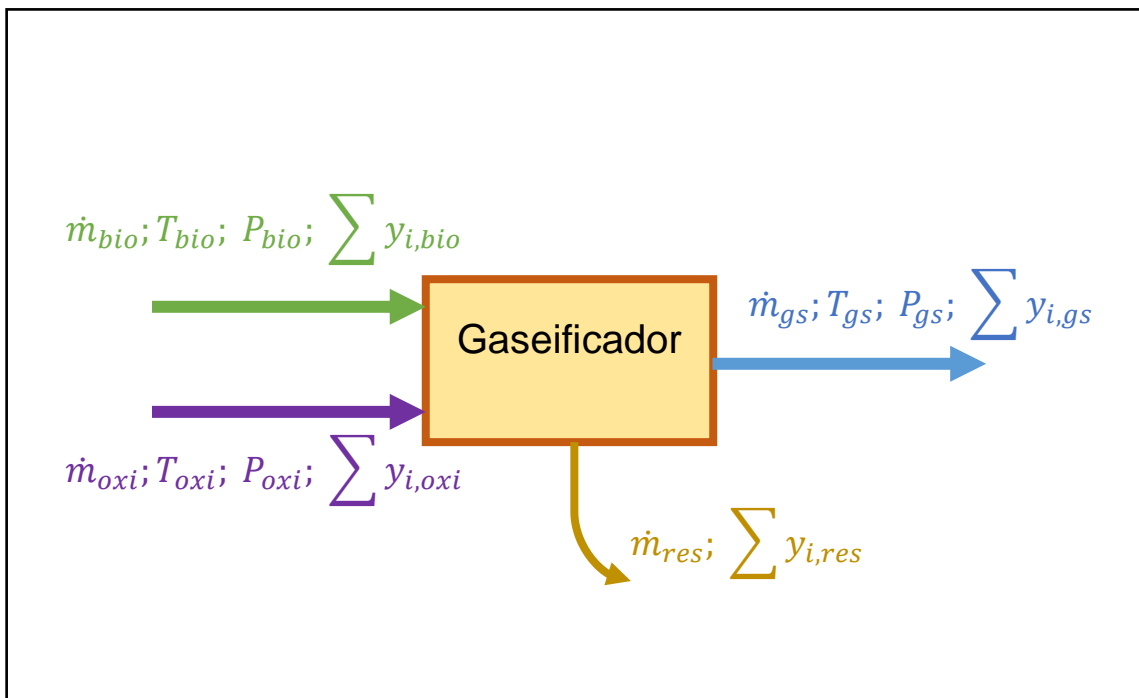


Figura 3.8 - Diagrama do processo de gaseificação simplificado. Elaboração própria.

$$\dot{m}_{bio} + \dot{m}_{oxi} + \dot{m}_{vapor} = \dot{m}_{gs} + \dot{m}_{res} \quad (3.47)$$

Onde: \dot{m}_{bio} é o fluxo de massa de biomassa que é alimentada ao reator de gaseificação.
(Exemplo: toneladas de biomassa torrefeita por ano)

\dot{m}_{oxi} é o fluxo de massa de gases oxidantes (Gás oxigênio ou ar atmosférico) que são alimentados ao reator de gaseificação. (Exemplo: toneladas de O₂ por ano)

\dot{m}_{vapor} é o fluxo de massa de vapor d'água injetado no reator de gaseificação. Dependendo do reator ou tecnologia, este fluxo pode ser omitido por não haver injeção extra de vapor. (Exemplo: Toneladas de vapor saturado a 200°C por ano)

\dot{m}_{gs} é o fluxo de massa dos gases de saída do reator de gaseificação. Dependendo da fonte esse dado pode ser referente ao ponto diretamente após as reações de gaseificação, isto é, sem nenhuma forma de tratamento ou após ocorrer algum processamento/tratamento que seja parte da região de saída dos gases do reator (Exemplo: aspersão da água, reforma de alcatrão etc.).

\dot{m}_{res} é o fluxo de massa de resíduos como cinzas, escória e material carbonizado não convertido. Para alguns reatores de gaseificação esse valor pode ser desprezado e omitido no cálculo de conservação de massa sem acarretar erro significativo.

Através da eq. 3.47 é possível encontrar uma expressão para relacionar o fluxo de massa de \dot{m}_{gs} com o fluxo de massa de \dot{m}_{bio} . A eq. 3.48 (a ou b) apresenta a razão entre fluxo mássico dos gases de saída do reator e o fluxo de mássico de biomassa alimentada ao reator de gaseificação:

$$\frac{\dot{m}_{gs}}{\dot{m}_{bio}} = 1 + \frac{\dot{m}_{oxi}}{\dot{m}_{bio}} + \frac{\dot{m}_{vapor}}{\dot{m}_{bio}} - \frac{\dot{m}_{res}}{\dot{m}_{bio}} \quad (3.48a)$$

A eq. 3.33a também pode ser escrita da seguinte forma (em concordância com a eq. 3.42):

$$R_{gs \rightarrow bio} = 1 + R_{oxi \rightarrow bio} + R_{vapor \rightarrow bio} - R_{res \rightarrow bio} \quad (3.48b)$$

As razões $R_{oxi \rightarrow bio}$, $R_{vapor \rightarrow bio}$ e $R_{res \rightarrow bio}$ normalmente são fornecidos pela fonte de dados, ou então são fornecidos os fluxos \dot{m}_{bio} , \dot{m}_{oxi} , \dot{m}_{vapor} , \dot{m}_{res} e, através destes, são calculadas as razões da eq. 3.48b.

Os valores das razões $R_{oxi \rightarrow bio}$, $R_{vapor \rightarrow bio}$ e $R_{res \rightarrow bio}$ são importantes para quantificar os fluxos de um processo de gaseificação relativos ao fluxo de biomassa alimentada ao

reator. E a razão $R_{gs \rightarrow bio}$ é uma medida de rendimento do reator de gaseificação e pode ser utilizada para converter uma base de valores relativos ao fluxo de biomassa alimentada para uma base relativa ao fluxo de gases brutos que saem do reator e vice-versa.

Aqui, além dos dados de fluxos de massa de entrada e saída do gaseificador, os dados de composição dos gases e dos sólidos na entrada e saída também são necessários para calcular a produção dos dois principais componentes do gás de síntese produzido no reator de gaseificação: O Gás Hidrogênio (H_2) e o Gás Monóxido de Carbono (CO), já que estas substâncias são os principais insumos da síntese de Fischer-Tropsch, e determinar a quantidade produzida e o custo associado são objetivos primários da análise desta metodologia.

A composição dos gases na saída do reator geralmente é dada em base volumétrica/molar e dependendo da fonte pode ser base seca (a amostra teve o H_2O removido do gás), uma base onde foi removido o Gás Nitrogênio ou ambas. A metodologia deste trabalho procura a razão de gás total na saída do gaseificador em relação à entrada de biomassa (eq. 3.48b) e, quando está ausente um ou mais componentes dos gases como o H_2O ou o N_2 , estes devem ser estimados. A razão de massa de gás total na saída do gaseificador para massa de biomassa na entrada ($R_{gs \rightarrow bio}$), é necessária para calcular o rendimento mássico de H_2+CO (massa de H_2 e CO por massa total dos gases da saída), a razão de $H_2:CO$ do reator e também determinar o grau de diluição desses gases.

Os dados de composição dos gases na saída do gaseificador podem indicar que a mistura de gases não possui a razão de $H_2:CO$ desejada/especificada para as aplicações à jusante da planta de gaseificação (como a síntese de Fischer-Tropsch). Neste caso, é preciso fazer um ajuste da composição dos gases de saída. Na prática é utilizado um ajuste pela reação de WGS (*Water-Gas Shift*, Deslocamento de água-gás) descrita pela reação R.8 do capítulo 2. Para isso, foi feita uma simulação de equilíbrio químico de reação WGS, após a saída dos gases do reator, utilizando o *software* DWSIM, que é uma ferramenta *opensource* semelhante à pacotes comerciais como Aspen Plus™ e que possui, dentre os seus recursos, pacotes termodinâmicos e físico-químicos de resolução de processos em equilíbrio químico. (FONTE do DWSIM)

Foi concebido o processo químico onde ocorre a reação de SWGS (“*Sour*” *Water-Gas Shift*¹⁴) no *software* “DWSIM” utilizando os parâmetros físicos de reação de (TAGOMORI, 2017) e os dados de composição de gás oriundos da fonte de dados de gaseificação.

Os parâmetros do reator onde se processa a reação de SWGS são mantidos constantes, é inserida uma válvula de desvio, que controla a proporção de gás bruto que segue por uma linha que desvia do reator de SWGS e se reúne posteriormente com a linha de saída do reator SWGS. Deste modo, é possível controlar a proporção de H₂:CO final do gás, controlando a quantidade de gás que sofre a reação de WGS. A Fig. 3.9 mostra o diagrama do processo de SWGS no *software* DWSIM.

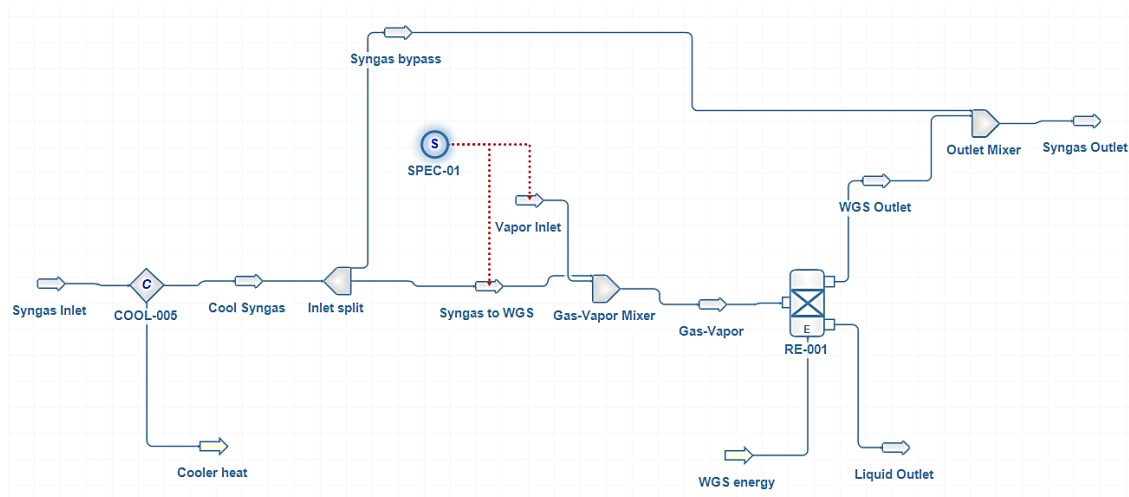


Figura 3.9 - Diagrama do Processo de *Sour Water-Gas Shift* de gás de saída de reator de gaseificação do *software* DWSIM.

A proporção entre gás desviado do SWGS e gás convertido no SWGS é controlada manualmente para atingir o valor de razão H₂:CO desejado. De acordo com a simulação de SWGS de (TAGOMORI, 2017), a vazão mássica de vapor d’água tem valor igual à metade da vazão mássica de gás bruto direcionado ao reator de SWGS.

¹⁴ *Sour* se traduz da língua inglesa para “azedo”, sendo o termo empregado para classificar o gás bruto saído do reator, que não passou por um processo de limpeza dos gases para a remoção dos gases ácidos e pode conter substâncias sulfurosas.

O gás na saída do SWGS ainda é um gás “bruto” pois não passou pela etapa formal de limpeza dos gases, contudo ele é considerado um gás bruto “normalizado” ou calibrado, pois já se encontra na proporção de H₂:CO desejada.

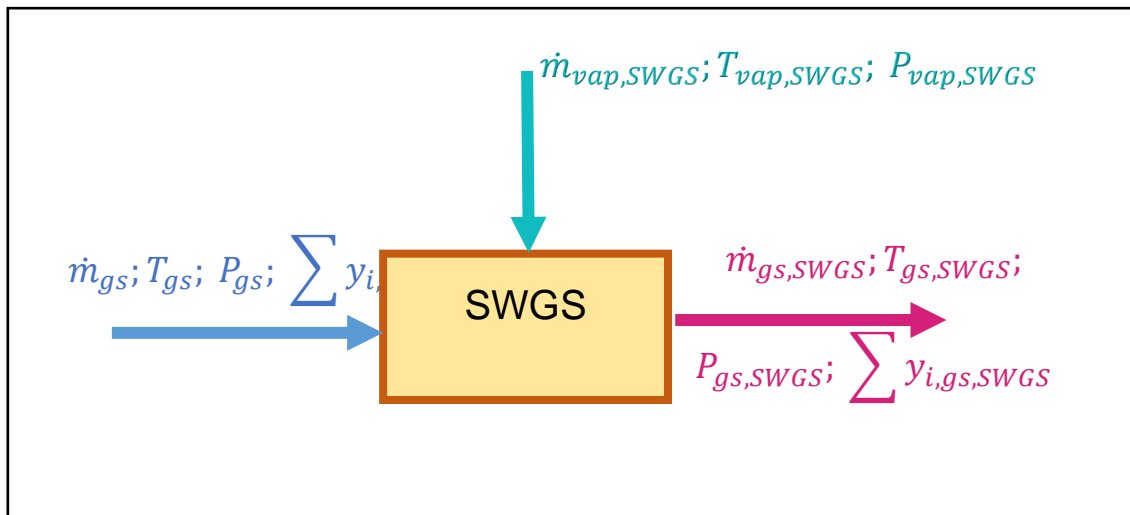


Figura 3.10 - Esquema do processo de SWGS simplificado indicando fluxos mássicos de entrada e de saída. Elaboração própria.

Os cálculos do DWSIM são efetuados utilizando o pacote termodinâmico Peng-Robinson, assim como os cálculos realizados por (TAGOMORI, 2017), e fornecem informação sobre composição do gás, fluxo mássico, consumo de energia da reação, consumo de vapor d’água (fluxo mássico de vapor para a promoção do SWGS), temperatura, pressão e outros. No presente trabalho, a interface do software não foi integrada à planilha de Excel que efetua os outros cálculos discutidos neste capítulo. Porém, para maior automatização de resultado e otimização do modelo, recomenda-se incluir uma integração de interfaces que calcule o resultado do SWGS através dos dados do gás bruto saído do reator de gaseificação como entrada e insira os resultados diretamente na planilha de cálculos do modelo de rota de gaseificação.

A Fig. 3.10 apresenta uma esquematização do processo de SWGS simplificado em suas entradas e saídas de fluxo de massa, os fluxos de entrada são: \dot{m}_{gs} (fluxo mássico de gás bruto saído do reator de gaseificação) e $\dot{m}_{vap,SWGS}$ (fluxo mássico de vapor para a promoção da reação de SWGS). E o fluxo de saída é $\dot{m}_{gs,SWGS}$ (fluxo mássico de gás bruto com razão de H₂:CO ajustada pela reação de SWGS).

O SWGS altera a quantidade de fluxo mássico de gás bruto ao inserir um fluxo de vapor d’água. Dessa forma é estabelecida uma nova razão de fluxo de gás bruto (após o SWGS) para fluxo de biomassa alimentada no reator. A eq. 3.49 é utilizada para calcular a nova razão de gás bruto pós-SWGS para biomassa alimentada:

$$R_{gs,norm \rightarrow bio} = R_{gs \rightarrow bio} \cdot \frac{\dot{m}_{gs,SWGS}}{\dot{m}_{gs}} \quad (3.49)$$

O resultado do SWGS também permite calcular o fluxo de massa de H₂+CO produzido através da eq. 3.50:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{H_2+CO,q} \\ = \dot{m}_{gs,SWGS,q} \cdot (y_{SWGS,H_2} \cdot MM_{H_2} + y_{SWGS,CO} \cdot MM_{CO}) / MM_{gás,SWGS,q} \end{aligned} \quad (3.50)$$

Onde: $\dot{m}_{H_2+CO,q}$ é o fluxo de massa de H₂ e CO apenas (as duas componentes isoladas do resto do gás e somadas), no cálculo q .

$\dot{m}_{gs,SWGS,q}$ é o fluxo de massa do gás bruto saído do processo de SWGS (todas as componentes do gás medidas inclusas), no cálculo q .

$y_{SWGS,i}$ é a fração molar da substância componente i no gás bruto saído do processo de SWGS. Onde i pode ser: H₂, CO, CO₂, CH₄, O₂, N₂, H₂S, NH₃, ...

MM_i é a Massa Molar de uma substância simples i .

$MM_{gás,SWGS,q}$ é a Massa Molar aparente da mistura de gases que compõem o gás bruto saído do processo de SWGS do cálculo q .

A massa molar aparente de uma mistura de gases gás é obtida através da expressão genérica presente na eq. 3.51:

$$MM_{mist.gases} = \sum_i y_i \cdot MM_i \quad (3.51)$$

Onde: $MM_{mist.gases}$ é a massa molar aparente de uma mistura de gases.

y_i é a fração molar da substância componente i da mistura de gases.

A fração mássica de uma substância em uma mistura de gases pode ser calculada pela eq. 3.52:

$$x_i = \frac{y_i \cdot MM_i}{MM_{mist.gases}} \quad (3.52)$$

Onde: x_i é a fração mássica da substância componente i da mistura de gases.

Poder Calorífico, Eficiência de Gás Frio e Calor recuperável

Com os dados técnicos disponíveis é possível calcular outros valores de interesse como poder calorífico do gás obtido, eficiência de gás frio do processo e calor sensível recuperável na saída do gás.

Poder Calorífico

O poder calorífico do gás é estimado pelo cálculo do poder calorífico de uma mistura de gases ou substâncias das quais se conhece o poder calorífico de cada componente da mistura. A eq. 3.53 apresenta o cálculo a ser realizado para calcular o poder calorífico por este método:

$$PC_{mist.gases} = \sum_i x_i \cdot PC_i \quad (3.53)$$

Onde: $PC_{mist.gases}$ é o poder calorífico da mistura de gases.

PC_i é o poder calorífico da substância componente i da mistura de gases.

A expressão da eq. 3.53 pode ser utilizada para calcular o PCS (Poder Calorífico Superior) ou o PCI (Poder Calorífico Inferior) de uma mistura de gases, observando a coerência de utilizar apenas dados de PCI dos componentes da mistura, ao calcular o PCI da mistura e, analogamente, utilizar apenas dados de PCS dos componentes da mistura para calcular o PCS da mistura.

O cálculo da eq. 3.53 tem limitações. A principal é que sua precisão depende da precisão e completude dos dados da mistura do gás analisada e o quanto maior a fração mássica de um componente, maior será o peso do erro/imprecisão do dado de poder calorífico desse componente no cálculo do poder calorífico da mistura de gases.

A unidade do PCS ou PCI normalmente é representada em energia por massa (Exemplo: MJ/kg), porém é comum encontrar a informação de poder calorífico não na base mássica, mas sim na base volumétrica, em energia por volume padrão (Exemplo: MJ/Nm³). O volume padrão é uma unidade de volume mantidas condições fixas de temperatura e pressão, pois, do contrário, a unidade de volume de gás seria sem sentido, já que o volume de um gás está atrelado a função de estado daquele gás e o volume de uma mesma massa de gás varia com os parâmetros de temperatura e

pressão. O cálculo utilizado aqui para estimar o poder calorífico em base volumétrica é dado na eq. 3.54:

$$PC_{mist.gases,vol.STP} = PC_{mist.gases,mas.} \sum_i y_i \cdot \rho_{i,STP} \quad (3.54)$$

Onde: $PC_{mist.gases,vol.}$ é o poder calorífico (PCS ou PCI) da mistura de gases em base volumétrica STP¹⁵ (*Standard Temperature and Pressure*). Exemplo: MJ/Nm³.

$PC_{mist.gases,mas.}$ é o poder calorífico (PCS ou PCI) da mistura de gases em base mássica. Exemplo: MJ/kg.

$\rho_{i,STP}$ é a massa específica da substância componente i da mistura de gases em condições STP (*Standard Temperature and Pressure*). Exemplo: kg/m³.

Dados de poder calorífico em base volumétrica são comuns devido a, na prática, a maior facilidade de se medir o volume de um gás do que a sua massa.

Outra variação comum da medição ou cálculo do poder calorífico é fornecer os dados de poder calorífico (PCS ou PCI) em base seca do gás, isto é, gás livre de água e de compostos condensáveis tais quais aqueles encontrados no alcatrão. Esse valor do gás seco é calculado também com a eq. 3.53, desconsiderando o poder calorífico do alcatrão e utilizando dados de composição da mistura de gases seca (umidade removida) ou normalizando a composição da mistura de gases ao desconsiderar a fração molar ou mássica de água nessa mistura. O valor do poder calorífico de um gás seco pode ser maior ou menor do que o poder calorífico de um gás úmido, onde um maior teor de alcatrão tende a elevar o valor do poder calorífico e um maior teor de água reduz o poder calorífico ao diluir o gás com um componente ausente de poder calorífico.

Eficiência de Gás Frio

Através do valor de poder calorífico inferior do gás produzido é possível calcular a chamada CGE (*Cold Gas Efficiency*, Eficiência de Gás Frio). Esta é uma medida de eficiência energética do equipamento de gaseificação ou do sistema de gaseificação. A CGE é calculada através da eq. 3.55:

¹⁵ A STP ou *Standard Temperature and Pressure* é uma convenção da IUPAC (*International Union of Pure and Applied Chemistry*) que fixa a definição de temperatura e pressão padrão em 0°C e 1 bar (10⁵ Pa), respectivamente. A unidade de volume de 1 m³ nessas condições é referida como 1 Nm³.

$$\eta_{CGE} = \frac{\dot{m}_{gs}}{\dot{m}_{bio}} \cdot \frac{PCI_{gs}}{PCI_{bio}} = R_{gs \rightarrow bio} \cdot \frac{PCI_{gs}}{PCI_{bio}} \quad (3.55)$$

Onde: η_{CGE} é a CGE ou Eficiência de Gás Frio, na saída do reator de gaseificação.

PCI_{gs} é o Poder Calorífico Inferior do gás na saída do reator de gaseificação.

PCI_{bio} é o Poder Calorífico Inferior da biomassa alimentada ao reator de gaseificação.

O mesmo cálculo da eq. 3.55 pode ser aplicado para outros fluxos de massa, como exemplo: $\dot{m}_{gs,SWGS}$ no lugar de \dot{m}_{gs} e $PCI_{gs,SWGS}$ no lugar de PCI_{gs} (deve ser mantida a coerência de fluxo de massa e PCI sendo do mesmo estado ou ponto de referência) para calcular a CGE do reator de gaseificação + processo de SWGS.

Calor recuperável

Outra informação relevante sobre o gás bruto saído do reator de gaseificação (ou saído do processo de SWGS) é o seu potencial de energia térmica na forma de calor sensível, pois o gás bruto na saída do reator de gaseificação possui temperatura elevada (como já foi discutido no cap. 2) e essa elevada temperatura confere ao gás uma energia térmica que pode ser não-desprezível. Para estimar o potencial de energia térmica é feito um cálculo com base no calor específico à pressão constante (C_p) do gás. O C_p da mistura de gases em uma determinada temperatura é calculado como a composição dos C_p 's de cada componente da mistura de gases na temperatura determinada. Já o C_p de cada componente é calculado utilizando uma expressão de regressão polinomial da função de C_p versus temperatura, onde cada espécie química (componente do gás) possui coeficientes do polinômio de regressão específicos. A eq. 3.56 apresenta o cálculo do C_p da mistura de gases a partir do C_p de cada componente da mistura e sua fração mássica e a eq. 3.57 apresenta o cálculo de C_p de uma espécie química utilizando a regressão polinomial.

$$C_{p_{mist.gases}} = \sum_i x_i \cdot C_{p_i} \quad (3.56)$$

Onde: $C_{p_{mist.gases}}$ é o Calor Específico a pressão constante da mistura de gases. (Exemplo: kJ/kg.K).

Cp_i é o Calor Específico a pressão constante da espécie química (ou componente da mistura de gases) i . (Exemplo: kJ/kg.K).

$$Cp_i = A_i + (B_i \cdot \theta) + (C_i \cdot \theta^2) + (D_i \cdot \theta^3) \quad (3.57)$$
$$\theta = T \cdot 10^{-3}$$

Onde: A_i , B_i , C_i e D_i são coeficientes do polinômio de regressão do valor de Cp_i em função da temperatura. Estes coeficientes são dados por uma fonte.

T é a temperatura da espécie química considerada, que também será a temperatura da mistura de gases. Geralmente essa temperatura deve ser em escala absoluta (Exemplo: K).

Através das eqs. 3.56 e 3.57 é possível calcular uma aproximação do Cp da mistura de gases na temperatura em que saem do reator de gaseificação. Considerando que esta mistura de gases realiza uma troca de calor especificada, é possível calcular a variação de entalpia aproximada nessa troca de calor a pressão, suposta, constante e aplicando um coeficiente de eficiência do trocador de calor obter a taxa de calor por massa de gás da saída do reator recuperada. A eq. 3.58 apresenta o cálculo da taxa de calor recuperável por massa de gás da saída do reator de gaseificação:

$$\Delta q_{1 \rightarrow 2} = (Cp_{1,mist.} \cdot T_1 - Cp_{2,mist.} \cdot T_2) \cdot \eta_{troc.} \quad (3.58)$$

Onde: $\Delta q_{1 \rightarrow 2}$ é a taxa de calor recuperado no trocador de calor por massa de gás que recebe o fluxo de gás no estado termodinâmico 1 e o devolve no estado termodinâmico 2.

$Cp_{1,mist.}$ é o Calor Específico a pressão constante do gás no estado termodinâmico 1.

T_1 é a temperatura do gás no estado termodinâmico 1.

$Cp_{2,mist.}$ é o Calor Específico a pressão constante do gás no estado termodinâmico 2.

T_2 é a temperatura do gás no estado termodinâmico 2.

$\eta_{troc.}$ é a eficiência de troca de calor do trocador de calor considerado.

Para cálculo do calor recuperável na saída do reator, basta considerar o estado termodinâmico 1 como sendo aquele dos gases na saída do reator de gaseificação e o estado termodinâmico 2 como aquele da saída dos gases do trocador de calor.

O cálculo de recuperação de calor é necessário, quando se considera que a planta possui diversos processos que utilizam energia térmica, que pode ser suprida por pelo calor recuperado na saída do gaseificador e, assim, é possível calcular (se houver) o consumo de combustível adicional para promover esses processos que não foram atendidos inteiramente pela energia do calor recuperado.

A temperatura de saída do gás do trocador de calor (T_2) na prática depende do equipamento de troca de calor e da temperatura dos fluxos de massa a serem aquecidos por esse equipamento. Neste trabalho se supõe que a temperatura de saída do trocador de calor do gás saído do reator é a temperatura de operação definida para o equipamento a jusante do trocador de calor e encontrada nas fontes de dados, essa temperatura também deve ser maior que a temperatura de condensação dos gases ácidos presentes no gás de síntese. Optou-se por utilizar a temperatura definida por (TAGOMORI, 2017) como temperatura de entrada do gás no SWGS na sua simulação que é igual a 203°C.

O cálculo realizado pela eq. 3.58 supõe a hipótese de que a mistura de gases se comporta como um “gás termicamente perfeito”, mais uma vez é destacado que esta é uma aproximação e não deve ser considerada como um cálculo exato, mas apenas uma ferramenta para estimativas.

Custos da ilha de gaseificação

Além de valores técnicos de saída do gaseificador, nesta ilha também são calculados os custos do reator de gaseificação e seus acessórios imediatos e, a partir destes e dos custos das outras ilhas da planta de gaseificação, é possível calcular a o Custo Total de Produção de H_2+CO (massa desses dois gases apenas). Este é o objetivo primário deste estudo, porém também é possível calcular estes custos nivelados por outros fluxos, como a biomassa *in natura*, biomassa torrefeita ou energia do poder calorífico.

Assim como nas outras ilhas da planta de gaseificação, os custos são divididos em três classes: Custos de Capital, Custos de O&M e Custos de O&M variáveis e cada uma dessas classes divididas em componentes de custos, da maneira como é apresentado na Fig. 3.7. Portanto, a mesma metodologia utilizada nas outras ilhas também é aplicada nesta ilha de gaseificação centralizada.

A capacidade desta ilha é medida em fluxo de massa anual de biomassa especificada para operação nesta planta (podendo não ser biomassa *in natura* mas sim uma biomassa tratada previamente), portanto, o fluxo que nivela os custos desta ilha é o fluxo de biomassa especificada (designada pelo subscrito “bio”).

Custos de capital

As componentes físicas (equipamento, sistemas) de custo de capital consideradas neste trabalho para a ilha de gaseificação centralizada são:

- xiv) Gaseificador de Leito de Arraste
- xv) Equipamento de recuperação de calor e dutos
- xvi) Fundação do Gaseificador
- xvii) BOP (*Balance Of Plant*) e sistemas de água
- xviii) Processamento de cinzas e resíduos
- xix) Instrumentação e controle
- xx) Melhorias do terreno
- xxi) Edificações

Esta lista de grupos de custos de capital foi elaborada a partir do estudo de custos de da planta “B1A” de gaseificação de carvão mineral para geração de energia elétrica nos EUA realizado por (NETL, 2015).

O item de Gaseificador de leito de arraste incorpora, além do próprio reator, equipamento de arrefecimento do gás produzido (além de trocador de calor), peças acessórias para conexão do gaseificador, equipamento de remoção de material particulado no gás, equipamento de controle direto do gaseificador, *flare* e miscelânea do gaseificador¹⁶.

O item Recuperação de calor e dutos incorpora: Recuperador de calor de baixa temperatura, saturador do combustível e dutos.

O item Fundação do Gaseificador é único.

O item BOP e sistemas de água incorpora: Sistemas de alimentação de água, pré-tratamento da água, outros subsistemas de alimentação de água, sistemas de água de serviço, outros sistemas de boiler, sistemas de incêndio e tratamento de resíduos.

¹⁶ (NETL, 2015) não define em seu estudo o que seriam os equipamentos pertencentes à miscelânea do gaseificador mas da lista de equipamentos pode-se deduzir que seriam: filtros metálicos, vaso/tambor separador de fases, economizador de água saturada, bomba de água saturada, reaquecedor de gás, lavadora de gás (*gas scrubber*) e arrefecedor do gás.

O item Processamento de cinzas e resíduos incorpora: Arrefecimento e remoção de água da lama produzida, silo de armazenamento de cinzas, equipamento de transporte e alimentação de cinzas, equipamento de manipulação de cinzas.

O item Instrumentação e Controle incorpora: equipamentos de controle principais, placas de controle, painéis, rack, computadores e seus acessórios, cabeamento e sua tubulação, outros equipamentos de instrumentação e controle.

O item Melhorias de terreno incorpora: Preparação, melhorias e infraestrutura.

E o item Edificações incorpora: Edifício de tratamento de água, edifício de tratamento de resíduos e outros edifícios e estruturas da planta.

As componentes de custo de capital do estudo de caso deste trabalho são retiradas de dados de (NETL, 2015) e já possuem custos indiretos (materiais, instalação, engenharia, supervisão e construção) e contingências agregados aos seus valores. A soma das componentes de custo de capital (com custos indiretos e contingências inclusos) é chamada neste trabalho de Custo Básico Total da Planta ou CBTP (eq. 3.59).

$$C_{CBTP,q} = \sum_p C_{p,q} \quad (3.59)$$

$p \in \{\text{Componentes de custo de capital}\}$

Onde: $C_{CBTP,q}$ é o Custo Básico Total da Planta ou CBTP do cálculo q .

$C_{p,q}$ é o custo da componente anual de custo de capital p do cálculo q .

As eqs. 3.32 e 3.33 são utilizadas para ajustar as componentes $C_{p,q}$ do CBTP em relação à inflação, escala do equipamento/sistema e número de trens paralelos empregados.

No entanto, ainda são adicionados em custos de capital as seguintes componentes: Custos de pré-produção, Custo de Estoque inicial e “Outros” custos.

Custos de pré-produção incluem: 6 meses de custos de mão-de-obra de operação (calculados com a eq. 3.60), 1 mês de custos de materiais de manutenção (calculados pela eq. 3.61), 1 mês custos de insumos consumíveis e não-combustíveis (calculados pela eq. 3.61), 1 mês de custos de descarte de resíduos (calculados pela eq. 3.61) e 2% do CBTP.

$$C_{MO,q,6\text{ meses}} = C_{MO,q}/2 \quad (3.60)$$

Onde: $C_{MO,q,6\text{ meses}}$ é o custo de 6 meses de mão-de-obra de operação da planta do cálculo q .

$C_{MO,q}$ é o custo anual de mão de obra de operação da planta do cálculo q (esse custo é definido adiante).

$$C_{p,q\ 1\text{ mês}} = C_{p,q}/12 \quad (3.61)$$

$p \in \{\text{materiais e man., insumos cons. não comb., descarte res.}\}$

Onde: $C_{p,q\ 1\text{ mês}}$ é o custo da fração de 1 mês da componente anual de custo de capital p do cálculo q .

Os Custos de Estoque inicial ($C_{estoque,q}$) incluem: custo de 60 dias de insumos consumíveis e 0,5% do CBTP (representando estimativa de custos de peças sobressalentes).

Os custos de capital classificados como “outros” ($C_{outros,q}$) incluem: Custo de carga inicial de insumos químicos e catalizadores, custo do terreno, outros custos de proprietário e custos de financiamento.

O Custo de carga inicial de insumos químicos e catalizadores é um dado pela fonte de referência.

O Custo de terreno ($C_{terreno,q}$) também é dado pela fonte de referência, no entanto observa-se que seu valor relativo ao Custo Total da Planta Entregue tende a ser insignificante e que este valor pode ter grande variação de acordo com o local escolhido para a implantação do projeto (NETL, 2015).

O custo chamado de “outros custos de proprietário” ($C_{prop. outros,q}$) é estimado como 15% do CBTP. (NETL, 2015)

Custos de financiamento ($C_{finam.,q}$) representam 2,7% do CBTP. (NETL, 2015)

Somando os Custos de pré-produção, Custo de Estoque inicial e “Outros” custos ao Custo Básico Total da Planta (CBTP) é obtido o Custo Total da Planta Entregue (CTPE), $C_{CTPE,q}$. A eq. 3.62 apresenta o cálculo de CTPE ($C_{CTPE,q}$):

$$C_{CTPE,q} = C_{CBTP,q} + C_{MO,q,6\text{ meses}} + \sum_p C_{p,q}/12 + C_{estoque,q} + C_{outros,q} + C_{terreno,q} + C_{prop. outros,q} + C_{finam.,q}$$

$p \in \{\text{materiais e man., insumos cons. não comb., descarte res.}\}$

(3.62)

O Custo Total da Planta Paga (CTPP) ou $C_{CTPP,q}$ representa todos os custos de capital considerados aqui neste trabalho. Este custo é calculado como seguindo a metodologia de (NETL, 2015) aplicando um fator responsável pelos juros sobre a dívida do projeto e pela escalada de gastos durante a implantação do projeto sobre o CTPE. O fator que multiplica o CTPP é fixado em 1,14, valor encontrado em (NETL, 2015), como uma simplificação dessa expressão. A eq. 3.63 apresenta o cálculo desse custo:

$$C_{CTPP,q} = C_{CTPE,q} \cdot 1,14 \quad (3.63)$$

O CTPP pode ser anualizado e nivelado utilizando a eq. 3.36, onde $C_{total\ planta,q}$ é o $C_{CTPP,q}$ e $C_{TPA,q}$ será o Custo Total de Capital de Ilha de Gaseificação anualizado e nivelado por φ_q (fluxo de massa ou energia de interesse, produzido pela ilha em questão, exemplo: fluxo de massa produzida de H₂+CO).

Custos de O&M

Já as componentes de custo de O&M consideradas neste trabalho para a ilha de gaseificação centralizada são: Custo anual de mão de obra da planta (salários e encargos trabalhistas), Custo de *Overhead*, Custo de Manutenção e Reparos e Custo de Seguro da planta.

O Custo Anual de mão de obra da planta é calculado através da metodologia utilizada por (SILVA, 2017) onde são estimados os custos de salários e encargos trabalhistas de cada funcionário na planta (nesta ilha são considerados aqueles que não foram incluídos na ilha de administração). O somatório dos custos de salário e encargos trabalhistas é chamado de Custo de mão-de-obra ou $C_{MO,q}$.

As outras componentes (Custo de *Overhead*, Custo de Manutenção e Reparos e Custo de Seguro da planta) são calculadas a partir de aplicação de um fator de proporcionalidade sobre o valor total de investimento dado pelo custo de capital, como visto na eq. 3.39.

Estes custos são somados e nivelados pelo fluxo de interesse φ_q e compõem o $C_{O\&M\ (Gaseif.),q}$ (Custo de Operação e Manutenção Nivelado da ilha de gaseificação).

Custos de O&M Variáveis

O Custo Variável da Ilha de Gaseificação é o somatório das componentes de custo variável ajustadas. Neste trabalho são consideradas três componentes associadas ao consumo de energia elétrica, uma componente relacionada ao descarte de escória/resíduos e uma componente relacionada ao consumo específico de água:

As componentes de consumo de energia elétrica são: Custo de energia elétrica para processamento de resíduos, Custo de energia elétrica para bombas e compressores e Custo de energia elétrica para BOP (*Balance Of Plant*). Estes custos são calculados utilizando a eq. 3.43, a partir dos dados de potência elétrica consumida por esses sistemas.

O Custo de descarte de escória/resíduos é dado pela fonte de dados, porém, nota-se que esse consumo depende diretamente da produção de resíduos pelo gaseificador, resíduos estes em maioria advindos das cinzas presentes no insumo combustível (no caso estudado, a biomassa) e sua proporção pode ser ajustada pela razão entre fração de cinzas no combustível da fonte de dados e fração de cinzas na biomassa proposta no estudo de caso e alimentada ao gaseificador. A eq. 3.64 apresenta essa relação entre frações de cinzas:

$$R_{cinzas\ a \rightarrow b} = \frac{Cz_a}{Cz_b} \quad (3.64)$$

Onde: $R_{cinzas\ a \rightarrow b}$ é a razão entre a fração de cinzas na amostra de combustível a e a fração de cinzas na amostra de combustível b .

Cz_a é a fração mássica de cinzas na amostra de combustível a .

Cz_b é a fração mássica de cinzas na amostra de combustível b .

O custo variável de descarte de escória/resíduos poderá ser calculado aproximadamente através da eq. 3.65:

$$C_{Des,q} = C_{Des,ref} \cdot R_{cinzas\ q \rightarrow ref}. \quad (3.65)$$

Onde: $C_{Des,q}$ é o Custo variável de descarte de escória/resíduos do cálculo q .

$C_{Des,ref}$ é o Custo variável de descarte de escória/resíduos de referência.

$R_{cinzas\ q \rightarrow ref.}$ é a razão entre a fração de cinzas na amostra de combustível do cálculo q e a fração de cinzas na amostra de combustível de referência.

O Custo do consumo específico de água é um dado da fonte de dados. Ou pode ser calculado de maneira análoga ao consumo de energia elétrica por uma variação da eq. 3.43 apresentada na eq. 3.66:

$$C_{Var\ \acute{a}gua,q} = V_{\acute{a}gua,q} \cdot P_{\acute{a}gua,ref.} \cdot \left(\frac{EXG_{base}}{\varphi_{ref.}} \right) / \varphi_q \quad (3.66)$$

Onde: $C_{Var\ \acute{a}gua,q}$ é o custo variável do consumo de água nivelado por φ_q , no cálculo q .

$V_{\acute{a}gua,q}$ é o volume de água consumida em um período determinado (anual ou mensal normalmente), no cálculo q .

$P_{\acute{a}gua,ref.}$ é o preço de referência do volume de água (Exemplo: US\$/m³).

Neste trabalho optou-se por não usar o cálculo da eq. 3.66 e sim apenas o valor obtido na referência para esse custo de consumo específico de água.

Por fim, o Custo variável total da gaseificação ($C_{Var\ (gaseif.),\varphi,q}$) é calculado pela soma de todas as componentes de custos de O&M variáveis e pode ser empregado na eq. 3.41 para calcular o valor do “Custo Total Nivelado por φ ” da ilha de gaseificação centralizada.

3.5.8.2 Ilha de Gaseificação Dispersa

Esta subseção descreve a metodologia de cálculo de um caso específico de gaseificação baseado na estratégia de plantas dispersas, isto é, mais de uma planta dividindo a produção de biomassa dispersa e realizando a gaseificação paralelamente. Como já foi discutido anteriormente, essa estratégia busca se aproveitar da redução de etapas (notadamente o pré-tratamento por torrefação está ausente nessa estratégia), o uso de equipamento menos complexo, a redução de custo de transporte de biomassa para um único centro acumulador e o aproveitamento de infraestruturas já existentes junto às unidades de processamento de biomassa.

A tecnologia utilizada no estudo de caso de estratégia centralizada se baseia no reator de gaseificação de Leito Fluidizado Borbulhante e seus acessórios indissociáveis:

Sistema de resfriamento do gás, remoção de partículas, sistema de reforma de alcatrão, trocador de calor entre gases, equipamento de controle, conexões e suportes, *flare* de gases, módulo de lavagem de gases, remoção de escória ou cinzas.

O primeiro passo do cálculo desta ilha (assim como no caso da ilha de Gaseificação Centralizada) é definir a fonte de dados de um determinado gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante. Essa fonte de dados deve conter as seguintes informações técnicas:

- i) Composição dos Gases de saída do reator,
- ii) Temperatura de operação do reator,
- iii) Pressão do reator,
- iv) Composição da substância oxidante,
- v) Razão de fluxo de oxidante por fluxo de combustível injetados no reator,
- vi) Razão de fluxo de vapor por fluxo de combustível,
- vii) Razão de geração de resíduos (escória e cinzas),
- viii) Composição (imediate e elementar) do combustível utilizado na gaseificação
- ix) Capacidade nominal do equipamento
- x) Capacidade real do ensaio de referência de fluxo de massa de combustível (Exemplo: Toneladas de biomassa diárias ou anuais).

Assim como no caso do reator de gaseificação centralizado os dados inseridos nas planilhas de cálculo são estáticos, baseados em dados disponíveis na literatura (apresentados no próximo capítulo) de ensaios e simulações previamente realizados, porém, a metodologia aplicada aqui também acomodaria dados dinâmicos que variam de acordo com condições iniciais e de contorno em um modelo de previsão desses dados. A metodologia aqui utilizada depende da existência de dados de um ensaio (experimental ou por simulação computacional) semelhante ou ao menos compatível com as condições iniciais, as características da biomassa, os equipamentos, para estimar o resultado.

Durante a pesquisa do presente trabalho foi um desafio encontrar na literatura fontes de dados de entrada que representassem os casos específicos dos cenários propostos neste trabalho, especialmente para a tecnologia de reator de leito fluidizado borbulhante. Na busca pelos dados mais próximos dos cenários de estudo de caso algumas simplificações e aproximações foram feitas e estão descritas no próximo capítulo, porém a metodologia foi mantida coerente de forma que possa ser aplicada da mesma forma e com as mesmas equações que descrevem os cálculos para qualquer fonte de dados suficientemente detalhada.

É possível entender esta ilha da mesma forma simplificada, idealizada na subseção de gaseificação centralizada: um processo pelo qual de um lado existe a entrada de um fluxo de biomassa (ou, de forma genérica, um combustível) com suas propriedades físico-químicas conhecidas, também é introduzido pelo menos um fluxo de oxidante (um fluxo mássico que contenha oxigênio para promover a reação) com suas propriedades físico-químicas conhecidas. E de outro lado existe a saída de um fluxo de gases resultado da gaseificação. Essa metodologia é chamada de “*black-box*” ou caixa-preta, quando não se conhecem os mecanismos dentro de um processo e/ou se ignoram os mecanismos do interior do processo e procura-se apenas encontrar os valores de entradas e saídas coerentes.

A metodologia aplicada para a determinação de dados técnicos dos reatores de leito fluidizado borbulhante injetados com oxidante gás oxigênio, e seus acessórios, é a mesma utilizada na ilha de gaseificação centralizada, portanto as eqs. 3.32 a 3.43 podem ser empregadas sem ônus nos gaseificadores de leito fluidizado borbulhante com gás oxigênio como oxidante descritos por esta ilha.

O uso da mesma metodologia para obtenção desses dados técnicos é possível, pois foi empregada a metodologia *black-box*, quando não é necessário conhecer o funcionamento do interior do reator de gaseificação para obter dados de conservação de massa e de energia. No entanto, os dois tipos de reator possuem dinâmicas de funcionamento interno diferentes e, caso fosse feita, uma análise com base em dados dinâmicos de resposta do reator à variações na composição do combustível, injeção de oxidante ou vapor, temperatura e pressão em seu interior, a metodologia de *black-box* seria insuficiente e cada reator deveria então ser tratado como um caso à parte.

Em relação aos casos estudados no presente trabalho, eles diferem na estruturação de seus custos. Por vezes, mesmo escolhendo fontes de dados de uma mesma organização ou mesmo autor, porém para equipamentos/plantas diferentes, acontece de se encontrarem metodologias diferentes para a descrição desses equipamentos/plantas. Isso de fato ocorreu, ao procurar por fontes de dados para os custos do leito fluidizado borbulhante. Para este reator foi escolhida uma metodologia de descrição de custos do trabalho de (WORLEY e YALE, 2012) que possui algumas similaridades com a metodologia de (NETL, 2015), porém, em última análise diferem em pontos importantes.

Custos da ilha

A divisão de custos desta ilha segue o mesmo modelo das outras ilhas da planta de gaseificação, os custos são divididos em três classes: Custos de Capital, Custos de

O&M e Custos de O&M variáveis e cada uma dessas classes divididas em componentes de custos, da maneira como é apresentado na Fig. 3.3.

A capacidade desta ilha é medida em fluxo de massa anual de biomassa especificada para operação nesta planta. No caso de estudo deste trabalho, a biomassa de entrada é a biomassa *in natura*, sem tratamento, porém para manter as similaridades com a biomassa combustível de referência da fonte de dados, é realizada uma secagem da biomassa antes de ser alimentada ao reator de gaseificação. O procedimento é simples e segue a metodologia da subseção de “Secagem” em 3.4.1, buscando atingir um teor de umidade especificado para a biomassa na fonte de dados. O fluxo que nivela os custos desta ilha é o fluxo de biomassa *in natura* (designada pelo subscrito “bio”).

Custos de capital

As componentes físicas (equipamento, sistemas) de custo de capital consideradas neste trabalho para a ilha de gaseificação dispersa são:

- i) Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante e Equipamentos
- ii) Secador de biomassa
- iii) Fundações e suportes de equipamentos
- iv) Melhorias de terreno
- v) Edificações
- vi) Instrumentação e controle
- vii) Instalações Elétricas
- viii) Tubulações principais
- ix) Tubulações Misc.
- x) Isolamento de processos e pintura

Esta lista de grupos de custos de capital foi elaborada a partir do estudo de custos de da planta “BFB #6” (análise orçamentária de sistema de Leito Fluidizado Borbulhante com separação de ar, reforma de alcatrão e sistema de alimentação de biomassa de alta pressão) de gaseificação de biomassa de resíduos de madeira do tipo cavacos e casca de “Souther Pine” para produção de gás de síntese de qualidade alta realizado por (WORLEY e YALE, 2012).

O item Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante e Equipamentos incorpora além do reator de gaseificação, os seguintes sistemas/equipamentos: Alimentação de biomassa, ASU, Reator de reforma de alcatrão, Tubulações, Sistema de remoção de cinzas,

Sistemas de distribuição de ar de processo, Sistema de distribuição de Oxigênio, Sistema de distribuição de Nitrogênio, Ciclones e reciclo de Meio absorvente.

O item Secador de Biomassa é o único da lista que foi adicionado de uma outra referência, e optou-se por incluir esse equipamento para poder controlar o teor de umidade da biomassa que alimenta o reator de gaseificação, já que a biomassa de referência em (WORLEY e YALE, 2012) possui umidade baixa (20% de umidade em base úmida) se comparada a outras biomassas que se deseja estudar (como a biomassa do bagaço de cana-de-açúcar). O secador escolhido para ser adicionado na lista de equipamentos desta planta foi um secador baseado no fluxo cruzado da biomassa úmida com gases de exaustão de uma combustão e está descrito em (AMOS, 1998).

Todas as componentes de custo (exceto pela secagem que é descrita em outra fonte de dados) têm seus valores absolutos estipulados em uma tabela de orçamento de implantação de uma planta de 1000 toneladas/dia de biomassa, inclusive com um detalhamento maior de cada material a equipamento utilizados na construção da planta. Portanto, basta ajustar esses valores pelas eqs. 3.32 e 3.33 para encontrar os valores atualizados e corrigidos pela inflação e escala das componentes dos gaseificadores calculados partir desta referência.

A soma dos valores dessas componentes de custo de capital fornece o “Custo Total de Equipamentos e Materiais da Planta”. Além desses valores ainda são adicionados valores de custos de mão-de-obra direta e mão-de-obra indireta na fase de construção e o resultado desta soma são os chamados “Custos Diretos Totais” (CDT).

A partir dos “Custos Diretos Totais” (CDT) são calculados os “Custos Indiretos” (CI) como proporcionais aos CDT por meio de um fator de proporcionalidade, utilizando a eq. 3.34.

A soma dos CDT com os CI resulta nos “Custos Diretos e Indiretos Totais” (CDIT), que, por sua vez, serve de base para o cálculo das Contingências utilizando novamente a eq. 3.34, desta vez aplicada sobre o CDIT e com o fator específico do cálculo de Contingências.

Outro valor de custo de capital é o custo de “Treinamento do Operador e Partida da Planta” que mais uma é calcula do por um fator de proporcionalidade utilizando a eq. 3.34.

A soma do CDIT com as Contingências e o custo de “Treinamento do Operador e Partida da Planta” resulta no “Custo de Capital Total” (CCT) da planta, e é o CCT que é nivelado e anualizado pela eq. 3.36 para obter o $C_{TPA,q}$ da planta.

Esse procedimento é mesmo para todas as plantas de gaseificação dispersas de um mesmo cenário.

Custos de O&M

O relatório de (WORLEY e YALE, 2012) é detalhado em custo de capital, porém não contém informações sobre Custos de O&M ou Custo de O&M Variáveis. Para encontrar os valores dessas outras classes de custos optou-se por recorrer a outra fonte de dados, de uma análise técnico-econômica de um gaseificador de biomassa de leito fluidizado borbulhante, presente no trabalho de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019)

Os custos de O&M de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019) estão divididos nos seguintes itens:

- i) Mão-de-obra
- ii) Sistemas de inertização
- iii) Tratamento de água
- iv) Descarte de resíduos
- v) Materiais consumíveis
- vi) Manutenção e Reparos

Além destas componentes de custos, também foram inseridos custos de *Overhead* e custo referente ao Seguro. Calculados através da eq. 3.34, utilizando seus devidos fatores de proporcionalidade.

Os custos de Mão-de-obra, Sistemas de inertização, Tratamento de água, Descarte de resíduos, Materiais consumíveis e Manutenção e Reparos estão disponíveis por (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019) para o seu reator, e, através das eqs. 3.32 e 3.33, essas componentes são ajustadas e corrigidas para a capacidade de cada gaseificador disperso.

Por fim, todas essas componentes de O&M são somadas e niveladas para compor o $C_{O\&M,q}$ através da eq. 3.40.

Custos de O&M Variáveis

As componentes de custo variável também são provenientes do estudo de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019) e podem ser resumidas em três componentes de consumo de

energia elétrica: Custo de Energia do Tratamento de água, Custo de Energia do Gaseificador e Custo de Energia de BOP.

Esses custos de energia são calculados pelo consumo de energia elétrica anual de cada uma dessas atividades através da eq. 3.32.

As componentes de custo variável são somadas para compor o $C_{Var,\varphi,q}$ de cada planta.

Por fim, a eq. 3.41 é utilizada para calcular o Custo Total Nivelado da planta ($C_{Total,\varphi,q}$) e como nesse cenário são calculados os custos de mais de uma planta de gaseificação dispersa, é utilizada a eq. 3.7 para calcular a média ponderada do Custo Total Nivelado de todas as plantas de gaseificação consideradas no cálculo.

4 Estudo de caso: Gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar na indústria sucroenergética do Brasil

A maior fonte de resíduos agrícolas no Brasil é o cultivo da cana-de-açúcar (tabela 4.1). Essa agroindústria produziu mais de 667 milhões de toneladas de cana-de-açúcar no ano de 2019 (IBGE, 2020) e associada a essa produção estão os seus resíduos, sendo os dois principais a palha da cana e bagaço de cana-de-açúcar. A tabela 4.1 apresenta a produção agrícola das culturas de cana-de-açúcar, milho, soja, arroz, mandioca e laranja, além dos seus respectivos coeficientes de produção de resíduos associados e quantidade de resíduos estimada calculada através do dado de produção da safra de 2019 e dos respectivos “coeficientes técnicos” de resíduos (fração em massa de resíduos por produto principal)

Tabela 4.1 - Produção de resíduos agrícolas no Brasil. (Adaptada de diversos autores).

Cultura	Produção safra 2019(t) ^a	Tipo de Resíduo	Coef. técnico de Resíduos (t de resíduo/t de produção)	Produção estimada de Resíduos (t)
Cana-de-açúcar	667.532.475	Palha e ponteiros (Campo)	0,24 ^b	160.207.794
		Bagaço (Indústria)	0,27 ^b	180.233.768
Milho (1 ^a e 2 ^a safra)	100.566.125	Palhada (Campo)	2,50 ^b	251.415.313
		Sabugo (Indústria)	0,60 ^b	60.339.675
Soja	113.488.489	Palhada (Campo)	1,40 ^b	158.883.885
Arroz	10.260.474	Palhada (Campo)	1,30 ^b	13.338.616
		Cascas (Indústria)	0,22 ^b	2.257.304
Laranja	17.614.270	Cascas (Indústria)	0,50 ^b	8.807.135
Mandioca	18.990.014	Cascas	0,078 ^c	1.481.221
		Crueiras	0,016 ^c	303.840

^a (IBGE, 2020)

^b (ARAÚJO, GUIMARÃES, *et al.*, 2014)

^c (NONES, BRAND, *et al.*, 2017)

Na tabela 4.1 podem ser diferenciados dois tipos de resíduos agrícolas: Resíduos do Campo e Resíduos da indústria. Essa diferença é importante para o cálculo da logística,

já que os resíduos do campo estão (a menos que tenham sido concentrados por alguma razão de engenharia agrônoma) dispersos na área de lavoura de sua cultura, logo necessitam *a priori* de uma etapa de coleta e concentração desses resíduos para poderem passar por uma conversão energética como a gaseificação, esse é o caso da maioria das “palhas” de plantas cultivadas, que são folhas, ponteiros, caules e outras partes da planta que não fornecem o produto agrícola principal. Por outro lado, os resíduos do tipo industrial (gerados em unidades de processamento da indústria) encontram-se um grau menos dispersos do que os resíduos do campo, isso permite reduzir uma etapa de transporte ou, no mínimo, reduzir os custos da etapa de transporte principal, pela redução de capilaridade do transporte de recolhimento de resíduos. Este é o caso do bagaço de cana-de-açúcar, que é um subproduto da moagem dos colmos de cana-de-açúcar nas unidades de processamento de cana-de-açúcar, também chamadas de usinas.

Dentre os resíduos da cana de açúcar, a palha da cana de açúcar é um resíduo menos utilizado e historicamente era queimada na lavoura para permitir a colheita manual. Atualmente, no Sudeste brasileiro, a maior parte da colheita é realizada de forma mecanizada, sem queima da palha na lavoura, descartando esse resíduo nas próprias lavouras onde estes são separados da parte da planta de maior interesse para a indústria sucroalcooleira: os colmos, que contém um caldo rico em açúcares. A palha é formada por folhas secas e/ou verdes (dependendo do método de colheita) e ponteiros da planta. (HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005)

A palha da cana-de-açúcar, assim como as palhas de outras culturas, se encontra em alto grau de dispersão por ser espalhada na lavoura durante a colheita da cana mecanizada que atualmente domina o cenário da colheita na região centro-sul, respondendo por cerca de 97% da colheita realizada em 2018 (CONAB, 2018), porém, é possível utilizar essa palha como fonte de energia, sendo atualmente empregada a combustão em caldeiras para geração de vapor para mover turbinas e gerar energia elétrica ou uso do vapor como fonte de calor de processos das usinas.

Já o bagaço da cana-de-açúcar resultante do processamento dos colmos de cana-de-açúcar nas usinas sucroalcooleiras é basicamente a biomassa fibrosa dos colmos de cana-de-açúcar restante após estes colmos passarem por trituração e moagem para retirada do caldo da cana-de-açúcar utilizado na produção de açúcar e etanol. Este bagaço já é utilizado como recurso energético em usinas de etanol e açúcar, sendo empregado (assim como a palha) na forma de combustível que alimenta caldeiras geradoras de vapor da mesma forma que a palha, gerando energia ao movimentar

turbinas à vapor ou como calor que alimenta processos da usina. Por essa razão, a maioria das usinas de açúcar e etanol são energeticamente autossuficientes e existem até usinas que vendem o excedente de energia elétrica gerado para a rede (SOUTO, COELHO, *et al.*, 2018).

Mesmo que já seja utilizado em uma parcela significativa de usinas como combustível para geração de energia, o bagaço pode ser utilizado em outras rotas de conversão energética que não sejam a combustão direta em caldeiras. Estas rotas podem ser atrativas se oferecerem maior eficiência de conversão de energia e custo nivelado da energia gerada menor do que a opção da queima direta. A tabela 4.2 apresenta um resumo do produtos da indústria sucroalcooleira, incluindo uso de bagaço como combustível e fonte de energia. Esse excedente já está mais concentrado nos locais onde há usinas sucroalcooleiras o que permite um uso mais intensivo nesses locais ou uma redução de custos e energia para transportar essa biomassa para uma localidade que concentre ainda mais a disponibilidade, possivelmente fazendo pelletização e/ou torrefação como foi discutido nas sessões anteriores.

Tabela 4.2 - Produção do setor sucroalcooleiro de 2014 a 2018, de seus principais produtos: Açúcar, Etanol, Energia Elétrica.

	2014	2015	2016	2017	2018
Açúcar ^a (10 ³ t)	35.571	33.837	38.734	38.596	29.040
Etanol (10 ³ m ³)	28.526	30.249	28.276	27.694	33.198
Bagaço (10 ³ t)	161.174	162.588	168.567	165.612	157.764
Energia Elétrica (MWh)	66.454	69.303	71.048	71.466	70.606

Fonte: (EPE, 2019)

^a Dados de safra adaptados (Exemplo: se safra 2014/15, é considerado ano de 2014).

Por causa da abundância do recurso resíduo de biomassa de cana-de-açúcar e da infraestrutura já existente para processamento dessa biomassa, esta cultura foi escolhida como caso representativo para estudo das rotas de gaseificação de biomassa propostas neste trabalho onde se analisa o caso da cultura de cana-de-açúcar no Brasil considerando-a uma agroindústria madura e que já utiliza os resíduos da sua produção para fins energéticos. O fácil acesso a dados públicos sobre essa agroindústria possibilita a construção de um modelo completo em relação aos dados de entrada. Entretanto, outras culturas agrícolas (como aquelas citadas na tab. 4.1) também produzem resíduos que podem ser empregados em rotas de conversão semelhantes à estudada: a Gaseificação.

No presente trabalho, optou-se por realizar cálculos e análises apenas da biomassa de cana-de-açúcar por causa das razões explicitadas acima. Ademais, escolheu-se utilizar

apenas o bagaço de cana como objeto de estudo de caso e esta decisão se deu por causa da disponibilidade dessa biomassa específica de forma mais concentrada nos centros de processamento de cana-de-açúcar (usinas e destilarias) como é evidenciado adiante (figuras 4.2 e 4.3). Contudo, a metodologia de cálculo apresentada no capítulo 3 foi prevista para ser adaptada e empregada em diversos tipos resíduos da biomassa e pode ser adaptada para cenários de uso de palha de cana-de-açúcar ou outros resíduos de biomassa no campo ou na indústria.

Definida a biomassa de escolha para o estudo é necessário restringir a abrangência geográfica do estudo. No Brasil, o plantio da cana-de-açúcar pode ser dividido em três regiões distintas, denominadas: Centro-Sul Tradicional, Centro-Sul Expansão e Nordeste. Estas regiões possuem indicadores de produtividade, custos, e até características como o percentual de mecanização da colheita divergentes. O Centro-sul tradicional responde por mais de 45% da produção de cana-de-açúcar nacional e a quase totalidade desse tipo de produção está localizada no estado de São Paulo. (PECEGE, 2016). A disponibilidade de dados detalhados da cultura de cana para essa região também contribui para a escolha dessa macrorregião como base para o estudo de caso.

Em um refinamento maior, também foi definida uma região de estudo de caso onde outros trabalhos detectaram um centro geográfico de densidade de produção de cana-de-açúcar. (SILVA, 2017) apresentou em seu trabalho mapas do Brasil onde foram definidos centros de maior concentração/densidade de biomassa de culturas vegetais de grande produção. Um desses centros é relativo à biomassa da palha da cana-de-açúcar. A Fig. 4.1 é uma imagem construída a partir de dados de densidade de biomassa e indica o centro (também chamado de *cluster*) de concentração de biomassa de palha de cana-de-açúcar. Este centro se encontra no estado de São Paulo, dentro das fronteiras do município de Orlandia. Os resultados para a palha de cana de açúcar têm correspondência direta com a quantidade de colmos de cana-de-açúcar produzida (pelo coeficiente técnico de palha apresentado na tabela 4.1) e, por consequência, a quantidade de bagaço de cana produzida.

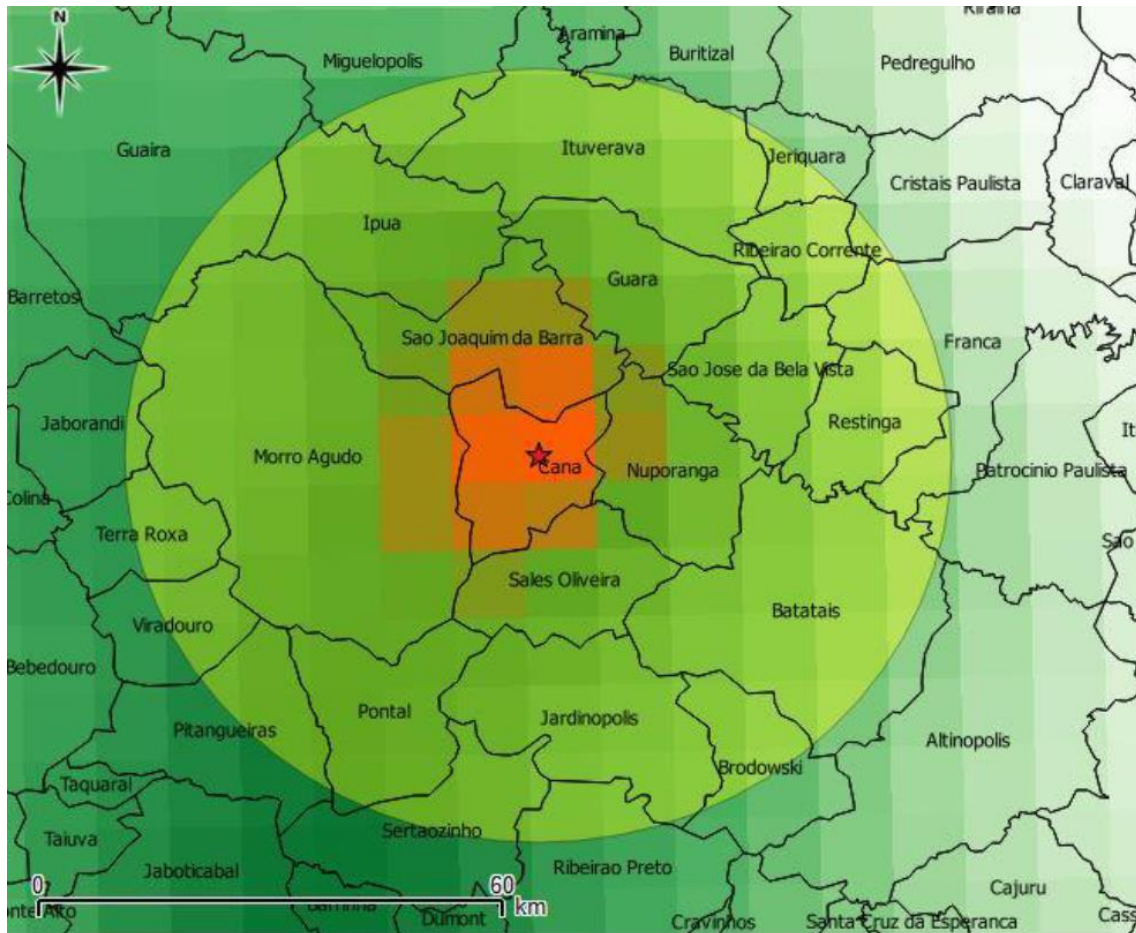


Figura 4.1 - Cluster de biomassa de palha de cana-de-açúcar. Retirado de (SILVA, 2017) (SILVA, 2017) também delimita um conjunto de municípios ao redor do centro ou *cluster* que atenderiam ao consumo de biomassa em processos de torrefação e/ou pelletização. O conjunto desses municípios também foi escolhido no presente trabalho como área de estudo de caso. A tab. 4.3 apresenta um resumo do total de produção de palha de cana-de-açúcar, uma estimativa (utilizando coeficiente técnico de bagaço e de palha de cana-de-açúcar) do bagaço produzido associado à palha, a distância base em média de cada município ao centro/*cluster*, o raio teórico médio de cada município e a área total da região analisada. Informações completas, incluindo dados de área, produção de palha, distância ao *cluster*, e raio teórico de cada município da região analisada podem ser encontradas no trabalho de (SILVA, 2017).

Tabela 4.3 - Dados da região de cluster de cana-de-açúcar do trabalho de (SILVA, 2017).

Dados da região do <i>cluster</i> de palha de cana e açúcar:		
Produção total de palha (10 ³ t)	2659,00	(SILVA, 2017)
Coefficiente técnico de palha/cana-de-açúcar	0,22	(SILVA, 2017)
Produção total de cana-de-açúcar (10 ³ t)	12086,36	(Calculado)
Coefficiente técnico de bagaço/cana-de-açúcar	0,27	(ARAÚJO, GUIMARÃES, <i>et al.</i> , 2014)
Produção total de bagaço (10 ³ t)	3263,32	(Calculado)
Média da distância base de município ao <i>cluster</i> (km)	54,1	(SILVA, 2017)
Raio teórico médio dos municípios (km)	13,3	(SILVA, 2017)
Área da região analisada (km ²)	22.416,57	(SILVA, 2017)

(SILVA, 2017) explorou a palha como fonte alternativa de energia da região apresentada na Fig. 4.1, entretanto, este trabalho procura estudar o bagaço da cana-de-açúcar como uma alternativa de resíduo da cana-de-açúcar. O bagaço já é utilizado nas usinas de cana-de-açúcar como forma de gerar energia para os processos da planta, como já foi discutido. Porém, uma das premissas a serem testadas desse presente trabalho é a possibilidade de utilizar o recurso bagaço de cana-de-açúcar em processo de gaseificação para produzir um gás de síntese de qualidade que possa ser utilizado na síntese de combustíveis ou, em outra hipótese, gerar energia de forma mais eficiente.

Os princípios e a metodologia aplicados no presente trabalho em cenários específicos também podem ser aplicados, com as devidas adaptações, a outros cenários de cultura de biomassa, localidade e tecnologia de conversão energética.

Utilizando como base os dados e a região de análise de (SILVA, 2017), foi elaborado outro mapa da região produtora de cana-de-açúcar do *cluster*. O novo mapa inclui as usinas de cana-de-açúcar e destilarias existentes na região estudada. Estas usinas são consideradas centros dispersos de produção do bagaço como biomassa resíduos de cana-de-açúcar, esta hipótese é válida pois o bagaço só é produzido na etapa de moagem da cana no processo de produção de açúcar ou etanol da usina. Portanto, o bagaço pode ser entendido com um resíduo de biomassa agroindustrial e a sua produção se encontra concentrada nessas usinas, as quais também são chamadas nesse trabalho de unidades de processamento ou centros de acúmulo. Cada uma dessas usinas possui uma capacidade nominal de moagem e, portanto, uma capacidade máxima de produção de bagaço. A Fig. 4.2 apresenta o novo mapa elaborado neste estudo com auxílio da ferramenta Google Earth Pro, dados de IBGE(2020^a) e dados de (UDOP, 2020), onde é delimitada área da região estudada, sendo esta a mesma do

estudo de palha de cana-de-açúcar de (SILVA, 2017), com a adição da localização das usinas de cana-de-açúcar da região.

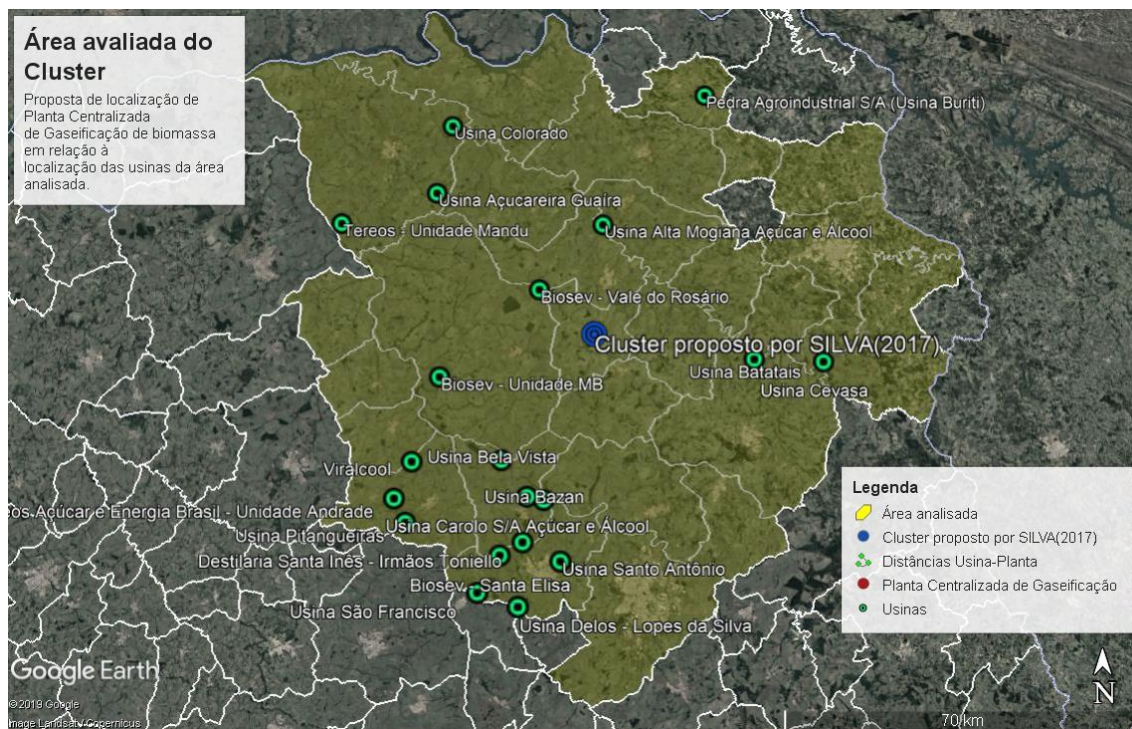


Figura 4.2 - Mapa região de estudo, apresentando as localizações das usinas de cana-de-açúcar e fronteiras municipais. Gerado no *software* Google Earth Pro, a partir de dados de (IBGE, 2020a) e (UDOP, 2020).

Observa-se na Fig. 4.2 uma concentração de usinas (marcações verdes e menores) e destilarias na região sudoeste a área delimitada, além de outras usinas espalhadas pela região de estudo. Também está marcado e indicado o centro de concentração de palha de cana-de-açúcar proposto por (SILVA, 2017) (marcação azul e maior) que se encontra na região central centro da área delimitada, dentro do território do município de Orlandia. A área delimitada é composta pelos mesmos municípios estudados por (SILVA, 2017).

A observação da Fig. 4.2 apenas não é capaz de concluir que a concentração de bagaço de cana-de-açúcar (atrelada às usinas onde a cana é moída e processada) está localizada próxima do *cluster* de palha de cana-de-açúcar, uma vez que é necessária a informação de capacidade de moagem de cada usina para encontrar um centroide da produção de bagaço.

Para encontrar o centroide geográfico de produção de bagaço de cana de açúcar foi necessário levantar os dados de capacidade de moagem de cada uma das usinas presentes na região de estudo e a cada uma atribuído seu respectivo valor de capacidade de moagem e coordenadas geográficas para calcular as coordenadas do

centroide através das eqs. 3.5 e 3.6 do capítulo 3. O resultado desse cálculo é apresentado na Fig. 4.3:

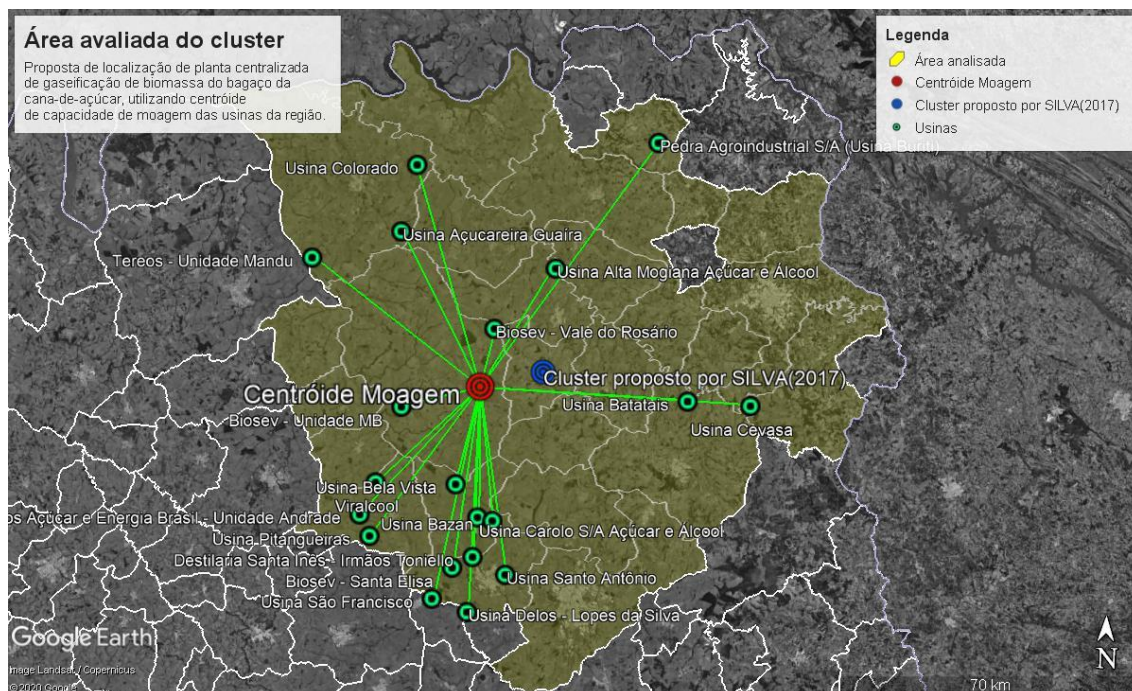


Figura 4.3 - Mapa das localizações das usinas de cana-de-açúcar e do centroide geográfico da capacidade de moagem de cana-de-açúcar das usinas da região de estudo. Gerado no software Google Earth Pro, a partir de dados de (IBGE, 2020a) e (UDOP, 2020).

Na Fig. 4.3 pode ser observado que o centroide de capacidade de moagem (marcação vermelha grande) não coincide com o centroide de palha de cana-de-açúcar de (SILVA, 2017). O presente trabalho considera que o dito “centroide de moagem” é a localização prevista para uma planta central de processamento de biomassa das usinas em uma estratégia centralizada de conversão da biomassa do bagaço de cana-de-açúcar. Essa é uma escolha ótima em relação aos custos de transporte de biomassa das usinas para uma localização central.

A metodologia de cálculo de rendimentos de produção de biomassa pré-tratada e gás de síntese, e de cálculo de custos de cada etapa da rota de conversão por gaseificação, explicada na sessão anterior, foi então aplicada em dois cenários para comparação, ou seja, duas rotas de conversão da biomassa de resíduos de cana-de-açúcar por meio da gaseificação: A rota baseada na estratégia centralizada de gaseificação e a rota baseada na estratégia dispersa de gaseificação.

As próximas sessões apresentam e detalham os dados, as condições e as escolhas aplicados em cada cenário.

4.1 Cenário A – Gaseificação Centralizada

O Cenário A segue uma rota centralizadora da conversão de biomassa da cana-de-açúcar por gaseificação. Este possui apenas um ponto onde a conversão final (a planta central de gaseificação) é realizada. A intenção de estudar esse caso é buscar possíveis ganhos de escala de uma operação centralizada, e de grande porte, de gaseificação.

Este caso também utiliza uma etapa de conversão anterior à gaseificação ao realizar pré-tratamento da biomassa *in natura* nos centros de processamento de biomassa (onde ocorre a concentração local de biomassa). A biomassa pré-tratada é transportada para a planta central de gaseificação onde será convertida em gás de síntese ou armazenada para reduzir os efeitos da sazonalidade.

O modelo de planta de gaseificação escolhido para esse caso (como descrito nos capítulos 2 e 3) é baseado no uso de um reator de gaseificação de Leito de Arraste (LA). O reator LA possibilita a maior escala de produção dentre os reatores de gaseificação (BASU, 2010), sendo este, portanto, a melhor escolha para se beneficiar de ganhos de escala de equipamento. Ademais, a gaseificação por reator LA é uma tecnologia bem estabelecida e empregada na indústria de petróleo e de conversão de carvão mineral, como já foi discutido anteriormente. Contudo, a operação de reatores LA é pouco flexível em relação às características do insumo combustível alimentado ao reator. Com o intuito de contornar essa dificuldade o cenário A utiliza o pré-tratamento de biomassa para atender às especificações de alimentação requeridas pelo reator LA. Por fim, esse tipo de reator necessita obrigatoriamente de uma ASU (*Air Separation Unit*) para produzir o oxidante (Gás Oxigênio) necessário para sua operação. Um fluxograma da rota de gaseificação centralizada empregando um reator LA foi apresentado na Figura 3.1 (capítulo 3).

4.1.1 Cultura agrícola

Todas as rotas estudadas começam na lavoura onde cresce e é colhida uma determinada cultura vegetal, no caso estudo deste trabalho essa cultura é a cana-de-açúcar, mas a mesma metodologia é válida para outras culturas agrícolas. Os dados da cultura agrícola incluem: produção anual de biomassa (em milhões de toneladas por ano, por exemplo), rendimento médio da área plantada (em toneladas por km², por exemplo), fração média de resíduos de biomassa produzidos (em milhões de toneladas

por ano, por exemplo) e características físico-químicas da biomassa. Os seguintes dados foram coletados:

- i) Produção anual (em 10^3 toneladas por ano, por exemplo)
- ii) Poder Calorífico Superior (em MJ/kg, por exemplo)
- iii) Poder Calorífico Inferior (em MJ/kg, por exemplo)
- iv) Teor de Umidade (% , base mássica seca)
- v) Análise de Composição Imediata
- vi) Análise de Composição Elementar
- vii) Distribuição da produção nos meses do ano (% por mês)

Além dos dados apresentados acima, outros dados como composição em frações dos componentes Celulose, Hemicelulose e Lignina podem ser de interesse para análises que tratam de cada um desses componentes básicos da biomassa vegetal lignocelulósica de forma separada, ou na comparação entre diferentes resíduos de biomassa na composição dessas três classes de moléculas básicas da estrutura vegetal. Porém, essa informação não é utilizada na análise do presente trabalho.

Os dados coletados nessa etapa inicial da rota são necessários para caracterizar a biomassa que passará por processo de conversão nas outras etapas e são utilizados em cálculos de eficiência, custo energético de processos, sazonalidade e comparação entre tipos de biomassa diferentes.

A região analisada neste trabalho (indicada nas figuras 4.2 e 4.3) produz aproximadamente 12.086 kt de cana-de-açúcar por ano, segundo dados levantados por (SILVA, 2017), porém a capacidade de moagem das usinas presentes na região é de cerca de 71.000 kt de cana-de-açúcar por ano. O presente trabalho optou por trabalhar com os números de capacidade de moagem das usinas. Estes não refletem a produção de bagaço associada à cana plantada na região, mas sim a capacidade de moagem de cana das usinas a região. Logo, essas usinas podem receber cana-de-açúcar de outros plantios fora da região delimitada.

A quantidade de cana-de-açúcar que é, de fato, moída pode variar anualmente de acordo com o desempenho da safra do período analisado. Uma análise de sensibilidade pode ser considerada para refletir essa variação dentro deste estudo, porém, para efeito de simplificação, a primeira análise será baseada apenas no dado de capacidade anual de 71.000 kt de cana-de-açúcar pelas usinas estudadas.

4.1.2 Colheita

Após a etapa de caracterização da biomassa, ocorre a etapa de Colheita. Essa etapa é uma constante para todas as comparações entre cenários deste trabalho e não é analisada profundamente. Contudo, disponibilizam-se dados de colheita da cana-de-açúcar elaborados por (SILVA, 2017) e (PECEGE, 2018) a título informativo: O Boletim de “Custos de Produção de Cana-de-açúcar de Produtores da região Centro-Sul do Brasil Safra 2017/18” do Pecege divulgou custos de colheita na região Centro-Sul, a Tabela 4.4 apresenta alguns dos dados de custo do Boletim do Pecege.

Tabela 4.4 - Custos de Colheita de cana-de-açúcar em localidades do Centro-Sul Brasileiro safra de 2017/2018 e amostra de dados. (PECEGE, 2018)

Região	Área avaliada^a (ha)	Produtividade (t/ha)	Custo de Colheita (R\$/t)
Sertãozinho - SP	200	82	26
Ribeirão Preto - SP	250	90	30
Média Centro-Sul	375,3	80,4	31,9

^a Hectare de área própria.

4.1.3 Carga, Descarga e Transporte

Após a colheita, acontece a C,D&T (Carga, Descarga e Transporte) do produto da colheita, no caso estudado neste trabalho, a cana-de-açúcar. Mais uma vez, a etapa de C,D&T é uma constante para todas as comparações entre cenários deste trabalho, pois em todos os cenários é considerada a mesma colheita e o resíduo da biomassa de interesse (o bagaço de cana) somente é separado do produto principal na próxima etapa.

No entanto, o cálculo de transporte aplicado nesta etapa é semelhante ou igual ao cálculo de transporte a ser aplicado em uma próxima etapa de transporte que diverge entre os casos: a etapa de pré-tratamento.

A título informativo, são apresentados dados sobre a carga, descarga e transporte dessa etapa, elaborados por (SILVA, 2017):

Tabela 4.5 - Custos de Carga e Descarga de biomassa em US\$/t. adaptado de (SILVA, 2017).

Tipo de carga	Custo de Carga e Descarga (US\$/t)
Biomassa Crua	3,68
Pellets	0,98
Bio-Carvão	2,08

No presente trabalho foi considerado o valor de custo de carga e descarga indicado para Bio-carvão, na tabela 4.5, nos cálculos de transporte de biomassa pré-tratada, pois a modalidade de pré-tratamento escolhida no cenário que utiliza biomassa pré-tratada foi a torrefação, que produz uma biomassa torrefeita, também chamada de biocarvão.

A seguir são apresentados dados de custo de transporte de biomassa de cana-de-açúcar obtidos por dois modelos encontrados nos trabalhos de dois diferentes autores, (SILVA, 2017) e (FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017). Estes dois modelos do tipo *top-down*¹⁷ são introduzidos para mostrar as diferenças de custo de transporte encontradas e como a escolha do modelo de cálculo do custo de transporte pode alterar o valor do custo de transporte final.

Os custos de transporte apresentados dependem da distância percorrida pela carga (devido a custos variáveis como combustível, manutenção e remuneração de motorista pago por hora de trabalho) e, portanto, são apresentados como uma função da distância e alguns valores de custo são apresentados para distâncias arbitrárias, de modo a proporcionar uma comparação entre os dois modelos.

O custo de transporte do modelo de (SILVA, 2017) pode ser expresso como uma equação linear dependente da variável distância, eq. 4.1:

$$C_{trans,j} \left[\frac{R\$}{t} \right] = 0,1904 \cdot d_j [km] + 15,601 \quad (4.1)$$

A eq. 4.1 sendo resultado de uma regressão linear para transporte de cargas de cana-de-açúcar com densidade estimada em 350 kg/m³ (SILVA, 2017). A tabela 4.6 mostra resultados do custo $C_{trans,j}$ da eq. 4.1 para diferentes valores de distância d_j .

¹⁷ *Top-down* se refere a uma abordagem de construção de modelos de projeção a partir de dados de saída, quando o modelo é montado decompondo seus resultados em componentes que os geram.

Tabela 4.6 - Custos de transporte de cana-de-açúcar calculados a partir de regressão linear, para distâncias de 5km, 10km, 25km e 100km. Elaborado a partir de (SILVA, 2017).

	$d_j= 5\text{km}$	$d_j= 10\text{km}$	$d_j= 25\text{km}$	$d_j= 100\text{km}$
$C_{trans,cana}(\text{R\$/t})$	16,55	17,51	20,36	34,64

Outra estimativa de custo de transporte é dada por (FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017). Estes autores levantaram custos de transporte de cana-de-açúcar, da lavoura às usinas, em diferentes cidades do estado de São Paulo e encontraram uma expressão baseada também em regressão linear das médias de custo de transporte por distância. A eq. 4.2 apresenta a expressão de custo em função da distância do modelo de (FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017):

$$C_{trans,j} \left[\frac{\text{R\$}}{\text{t}} \right] = 0,2019 \cdot d_j[\text{km}] + 3,5369 \quad (4.2)$$

A tabela 4.7 mostra resultados do custo $C_{trans,i}$ da eq. 4.2 para diferentes valores de distância d_i .

Tabela 4.7 - Custos de transporte de cana-de-açúcar calculados a partir de regressão linear, para distâncias de 5km, 10km, 25km e 100km. Elaborado a partir de (FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017)

	$d_j= 5\text{km}$	$d_j= 10\text{km}$	$d_j= 25\text{km}$	$d_j= 100\text{km}$
$C_{trans,cana}(\text{R\$/t})$	4,55	5,56	8,58	23,73

Ressalta-se que a expressão apresentada em na eq. 4.2 não considera a operação de carga e descarga. (FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017) também encontraram um valor médio do custo dessa operação de carga e descarga (também chamada de transbordo) de 6,59 R\$/t de cana de açúcar.

A comparação entre as tabelas 4.6 e 4.7 mostra que existem grandes diferenças no custo final de transporte entre o modelo de (SILVA, 2017) e o modelo de (FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017). Em especial nota-se que a componente constante do custo (associada aos custos fixos) é cerca de 4,4 vezes maior no modelo de (SILVA, 2017), o que provoca uma diferença entre custos totais de transporte em pequenas distâncias dos dois modelos relativamente maior do que em grandes distâncias. Contudo, o fator de custo variável com a distância é semelhante entre os dois modelos, o que faz com que o modelo de (SANTOS, 2012) possua um custo de transporte total maior no

intervalo apresentado (considerando o intervalo relevante para a aplicações com a biomassa de bagaço de cana tendo uma distância de até 100 km).

Além dos custos de transporte calculados a partir de (SILVA, 2017) e (FRANÇOSO, BIGATON, *et al.*, 2017), este trabalho também calcula um custo de transporte pela metodologia apresentada no capítulo 3, seção 3.3. A planilha de dados utilizada para esse cálculo se encontra no Anexo II. Os resultados de custo total da metodologia aqui apresentada variam conforme valores de entrada de dados. Adiante (subseção 4.3.2) são apresentados os valores de custo utilizado para a distância média calculada nessa etapa de transporte no cenário A. O modelo de custo de transporte descrito por este presente trabalho é do tipo *bottom-up*¹⁸, em oposição aos outros dois modelos apresentados anteriormente, que são do tipo *top-down*.

4.1.4 Processamento

A etapa de processamento acontece, para os casos estudados, dentro das usinas de cana-de-açúcar. Esta etapa, nas rotas seguidas por esta análise, tem o único objetivo de separar o resíduo de biomassa de interesse (o bagaço de cana-de-açúcar) do resto da cana (essencialmente o caldo da cana) (CARVALHO, 2016). A etapa foi simplificada para os propósitos da análise deste trabalho, porém ela dá origem a outras rotas de conversão tradicionais de biomassa. Este também é o início da produção industrial de Açúcar, Etanol e seus subprodutos. A figura 4.4 apresenta um diagrama dessa etapa dentro das rotas de conversão tradicionais de uma usina de cana-de-açúcar.

¹⁸ *Bottom-up* se refere a uma abordagem de construção de modelos de projeção a partir de dados de entrada, quando o modelo é montado reunindo dados de entrada que descrevem as componentes do meio ao qual pertence o sistema modelado.

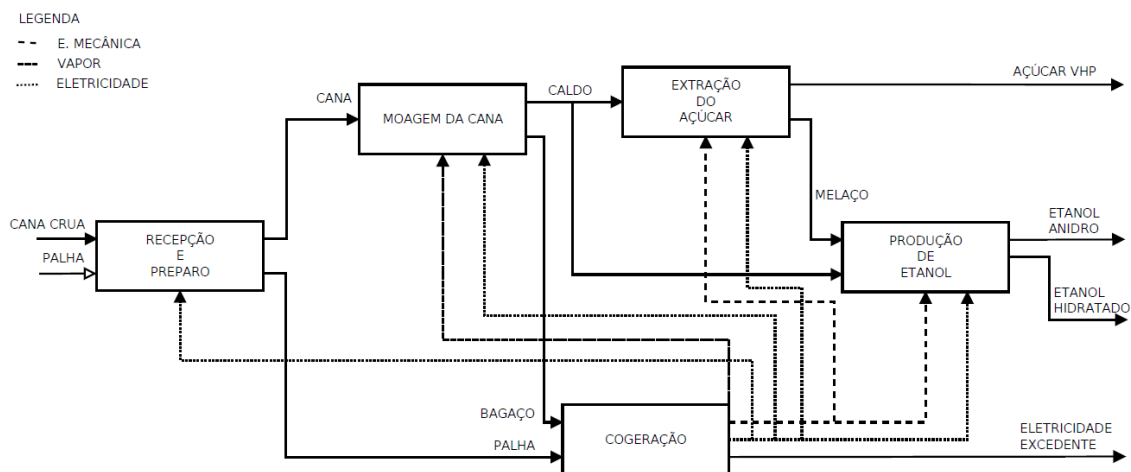


Figura 4.4 - Diagrama de produção sucroenergética de uma usina de cana-de-açúcar. Retirado de (CARVALHO, 2016).

As usinas de cana-de-açúcar, em sua maioria, são autossuficientes em consumo energético (SOUTO, COELHO, *et al.*, 2018) e o resíduo de biomassa ainda produz excedente energético que pode ser vendido na forma de energia elétrica (SANTOS, 2012). De fato, a usina necessita de produzir energia na forma de energia elétrica e calor de processo para atender ao consumo de suas operações, e essa energia tradicionalmente é produzida a partir do bagaço e da palha da cana-de-açúcar (CARVALHO, 2016). Logo, parte dessa biomassa deve ser reservada para a esse propósito e o excedente, isto é, a diferença entre o bagaço necessário para suprir as necessidades da usina e o bagaço produzido na moagem, pode ser convertido em energia elétrica e exportada como outro produto da usina. Na análise deste trabalho é feita a hipótese simplificadora de que as usinas analisadas utilizam apenas bagaço de cana-de-açúcar no suprimento de suas necessidades energéticas e o excedente é direcionado para a rota de conversão energética por gaseificação proposta.

É relevante lembrar que em um caso real as usinas de cana-de-açúcar somente considerariam utilizar o bagaço excedente nessa rota tecnológica, se o valor pago pelo produto da rota explorada nesta análise for superior ao valor pago pela energia elétrica produzida com o excedente de bagaço e exportada. Portanto, deve existir um preço de equivalência econômica entre a rota tradicional de geração de energia elétrica com o bagaço e a rota proposta de gaseificação para seus respectivos produtos: No caso da geração de energia elétrica, o preço da energia (ex.: R\$/MWh) e no caso da gaseificação o preço do gás de síntese (ex.: R\$/Nm³ ou R\$/MWh_{th}) ou o preço da biomassa torrefeita (ex.:R\$/t). Contudo essa análise não é o objetivo do presente trabalho sendo citada aqui como sugestão para trabalhos futuros.

(SANTOS, 2012) em seu estudo de geração de energia utilizando biomassa da cana-de-açúcar em usinas sucroenergéticas concebeu um modelo de uma usina, baseada em caldeiras e turbinas de 65 bar de pressão de vapor, onde se pode calcular um consumo de 85,8% do bagaço produzido na moagem na forma de fornecimento de calor e acionamento mecânico e elétrico nos processos fabris da usina (é considerado um consumo de 450 kg de vapor saturado a 2,5 bar por tonelada de cana processada, equivalente a 205 kg de bagaço por tonelada de cana processada) considerando um coeficiente técnico de bagaço de 0,25 tonelada de bagaço por tonelada de cana-de-açúcar. Uma turbina de contrapressão ou uma turbina de condensação com extração de vapor é empregada para produzir energia elétrica e vapor de processo para a usina, de modo que resta 14,2% do bagaço produzido, chamado de bagaço excedente, que normalmente é utilizado na geração de energia elétrica em turbina de contrapressão ou em turbina de condensação. Esta é considerada a disponibilidade base, que reflete as práticas e rendimentos atuais da indústria sucroalcooleira de maneira conservadora. Essa configuração conservadora de condições da usina e produção de bagaço é chamada de caso de referência.

O coeficiente técnico do bagaço de cana pode ser superior aos valores apresentados se for utilizada a chamada “cana energia”, que é uma variedade de cana desenvolvida para produzir maior quantidade de material fibroso (produz maior proporção de bagaço na moagem) e ter maior rendimento agrícola em tonelada por hectare, cerca de duas vezes maior segundo (GUIMARÃES, 2016).

Além da possibilidade de utilizar a cana energia para aumentar a produção de bagaço, é possível reduzir o consumo de bagaço utilizado para fornecer calor de processo e acionamentos mecânicos da usina. (ENSINAS, NEBRA, *et al.*, 2007) calculam que seja possível reduzir o consumo de vapor para processos até um valor de 278 kg de vapor por t de cana processada utilizando técnicas aprimoradas nos processos da usina. Os autores calculam excedentes de bagaço de mais de 50% quando utilizadas técnicas de redução do consumo de vapor de processo da usina. Já (SOUTO, COELHO, *et al.*, 2018) utilizaram um valor de 350 a 450 kg de vapor por t de cana processada nos seus cálculos. Utilizando o menor valor de vapor de processo específico dentre as fontes apresentadas (278 kg por t de cana processada, técnicas aprimoradas), um coeficiente técnico de 0,27 tonelada de bagaço por tonelada de cana e mantendo as outras configurações da planta modelada por (SANTOS, 2012), obtém-se um valor de bagaço excedente de 49,2%, este valor será considerado o teto de disponibilidade de bagaço excedente nas usinas e o caso em que são utilizados estes valores é chamado de **caso aprimorado**. A tabela 4.8 mostra um resumo desses resultados em uma comparação

das principais condições em que se diferenciam o caso de referência e o caso aprimorado em relação à produção de bagaço.

Tabela 4.8 - Comparação da produção de bagaço excedente em usina de cana-de-açúcar típica para o caso referência e o caso aprimorado. Adaptado de (SANTOS, 2012).

		Caso referência	Caso aprimorado
Coeficiente técnico de bagaço	t de bagaço / t de cana	0,250	0,27
Consumo específico de vapor por massa de cana	t de vapor ^a / t de cana	0,450	0,278
Consumo de energia elétrica por massa de cana	MWh / t de cana	0,030	0,030
Consumo específico de bagaço por massa de cana	t de bagaço / t de cana	0,205	0,126
Reserva de bagaço para partida da usina	t de reserva / t de bagaço	4%	4%
Fração de excedente de bagaço	t de bagaço excedente / t de bagaço total	14,2%	49,2%
Potencial de bagaço excedente na região de estudo	kt de bagaço excedente	2.520,5	9.431,6
Energia elétrica excedente da operação na região de estudo ^b	GWh/ano	3.660	1.443

^a Vapor de processo, saturado a 2,5 bar.

^b Energia elétrica produzida na turbina da usina e descontada do consumo de energia elétrica da usina.

A tabela 4.8 mostra uma comparação das principais condições em que se diferenciam o caso de referência e o caso aprimorado em uma usina típica e como essa diferença afeta a disponibilidade de bagaço excedente, essa fração de bagaço de cana excedente da usina varia ao utilizar um maior coeficiente técnico de bagaço e, sobretudo, utilizar tecnologias que reduzam a razão de consumo específico de tonelada de vapor de processo por tonelada de cana. Nesta tabela foi considerada uma geração de vapor a 65 bar (absoluto) e 510°C em uma caldeira de eficiência de 86% que alimenta uma turbina de condensação de 83% de eficiência do grupo moto-gerador, com extração de vapor de processo (SANTOS, 2012).

Combinando os números calculados de fração do bagaço excedente em uma usina típica, coeficiente técnico de bagaço típico e o total de capacidade de moagem das

usinas na região analisada, encontra-se uma disponibilidade de, aproximadamente, 2.520,5 kt de bagaço excedente para a configuração base (caso de referência) nas usinas da região analisada, e de 9.431,6 kt de bagaço excedente para a configuração do caso aprimorado, teto de disponibilidade, no conjunto de usinas da região analisada. Essas quantidades de bagaço representariam, para o caso referência e o caso aprimorado, respectivamente, 1.565 e 5.854 GWh de energia elétrica gerada em turbinas a vapor convencionais de condensação operando a 65 bar de pressão na configuração concebida por (SANTOS, 2012).

É interessante realizar o cálculo das rotas de gaseificação com os dados apresentados do caso aprimorado além daqueles do caso de referência, como forma de serem obtidos resultados para um caso de revolução tecnológica ou de modificação nas práticas da indústria sucroalcooleira onde a redução das necessidades de vapor e/ou energia nas usinas ou aumento de produção de material fibroso da cana-de-açúcar (bagaço) produziria um grande excesso de bagaço excedente. Este cenário “extremo” é considerado plausível ao se observar as projeções de crescimento da oferta primária de biomassa no mundo e no Brasil (IRENA, 2014) e (HANSSEN, DAIOGLOU, *et al.*, 2019), além de projeções de crescimento da produção relativa de bagaço da cana-de-açúcar como resíduos (MME, 2018), apresentadas no capítulo 1.

Os dados de potencial de energia elétrica produzida em cada um dos casos através da estrutura de geração de energia elétrica tradicional encontrada nas usinas de cana-de-açúcar é interessante para uma possível comparação entre a energia elétrica potencialmente produzida nas rotas de gaseificação da biomassa de bagaço propostas (a partir do gás de síntese produzido) e a energia elétrica potencialmente produzida na rota tradicional de queima do bagaço em caldeiras nas usinas. Uma análise completa consideraria também os custos associados à geração de energia elétrica em cada rota, incluindo custos das ilhas de potência dos ciclos geradores escolhidos. Porém, no presente trabalho optou-se por analisar apenas a rota de produção de gás de síntese para fins de síntese de combustível. Recomenda-se para trabalhos futuros a realização dessa análise comparativa de potencial e custos de geração de energia elétrica da geração tradicional e da geração com gaseificação.

Em todos os cálculos deste trabalho foi empregada a hipótese simplificadora de que o bagaço de cana-de-açúcar é uma matéria uniforme e que possui características físico-químicas (como composição e poder calorífico) fixas. Porém, o bagaço de cana-de-açúcar na realidade não é uma matéria uniforme e as análises de suas características físico-químicas podem variar com diversos fatores, como safra, local da retirada da

amostra, eficiência de retirada da umidade na moagem, variedade da planta utilizada e outros (HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005). Os dados de composição físico-química e outras características do bagaço considerado nos cálculos são apresentadas na tabela 4.10 da subseção 4.1.7.

4.1.5 Pré-tratamento da biomassa por torrefação

Esta é a primeira etapa proposta por este trabalho que não pertence à cadeia de processamento da cana-de-açúcar atualmente empregada nas usinas sucroenergéticas do Brasil, sendo uma proposição teórica, mas baseada nos dados reais de operação de processos semelhantes e dados experimentais da literatura.

A etapa de pré-tratamento da biomassa é realizada com o intuito de alterar as características físico-químicas da biomassa proveniente da etapa anterior, de processamento. Essa conversão procura alterar as propriedades da biomassa de forma a atender aos seguintes objetivos explicitados no capítulo 3: reduzir/eliminar o teor de umidade, aumentar o poder calorífico, reduzir a degradação biológica e controlar as especificações da biomassa (em especial a sua composição em base imediata) e reduzir o gasto energético da moagem da biomassa (pelo aumento da friabilidade da biomassa após a torrefação).

Ao atender aos objetivos propostos, são produzidos efeitos positivos para os processos das próximas etapas da rota de conversão. Os efeitos positivos provocados ao atender aos objetivos mencionados são:

A Redução/Eliminação do teor de umidade, a qual é vantajosa para próximas etapas pois retira o peso inerte da água no material, essa massa além de não tem poder calorífico, demanda energia na forma de calor latente de evaporação da água/umidade. A redução ou eliminação da umidade aumenta a eficiência de transporte (mais energia sendo transportada por massa de biomassa) e facilita a operação em processos que precisam retirar a umidade da biomassa para serem realizados ou para darem início à partida, como a combustão ou gaseificação.

Aumentar o poder calorífico também tem efeito benéfico ao produzir um combustível de biomassa de qualidade superior, que pode promover queimas com temperaturas mais elevadas, também aumentando a eficiência energética de transporte (mais energia sendo transportada por massa de biomassa).

Reduzir a degradação biológica também é uma grande vantagem, pois permite o armazenamento da biomassa por períodos mais longos, e que, por sua vez, permite regularizar a oferta de biomassa durante o ano. (SILVA, 2017) afirma que a degradação biológica causa não somente perda de matéria seca, como também compromete a qualidade da biomassa para seu aproveitamento futuro, dificultando o armazenamento, o qual já possui custos altos. Neste estudo, que considera apenas a conversão de biomassa de bagaço de cana, a possibilidade de armazenamento para evitar os efeitos da sazonalidade configura uma vantagem, pois o período de atividade de moagem da cana de uma usina é de aproximadamente 204 dias por ano (SANTOS, 2012), correspondendo ao período útil de safra. Logo, durante cerca de 44% do tempo a usina não produz bagaço de cana e o armazenamento dessa biomassa crua pode ficar comprometido durante o período de entressafra por causa da degradação biológica. Contudo, o armazenamento de biomassa crua é utilizado como opção neste trabalho, no cenário de gaseificação dispersa.

Controlar as especificações de composição da biomassa é uma vantagem pois permite homogeneizar a biomassa e assim é possível utilizá-la em processos mais sensíveis à variação de sua composição. As condições de especificação da biomassa são apresentadas e explicadas adiante.

Considerando os pontos levantados, é feita a escolha de realizar o processo de torrefação da biomassa como forma de pré-tratamento na rota do Cenário A.

As plantas de torrefação são inseridas na rota de conversão do Cenário A como módulos anexos a cada usina de cana-de-açúcar de modo a integrar a produção de biomassa de bagaço de cana-de-açúcar diretamente ao processo de torrefação da planta de torrefação e, assim, não introduzindo custos adicionais de transporte e aproveitando a infraestrutura já existente da usina. Portanto, cada usina da região de estudo deste trabalho recebe, no cenário A, uma planta de torrefação com capacidade para atender a uma determinada produção de bagaço de sua usina. A capacidade da planta de torrefação é planejada para atender à produção de bagaço excedente de sua usina durante o período de safra, logo a capacidade anual de processamento de biomassa do bagaço deve ser sobrestimada ou o bagaço *in natura* deve ser armazenado para normalizar a produção durante o ano. No entanto, devido às dificuldades apresentadas de se realizar o armazenamento dessa biomassa *in natura*, optou-se por sobrestimar a capacidade da planta de torrefação de forma a atender ao pico de produção do período de safra. O aumento de custos de capital associados a uma capacidade maior, e com fração significativa de ociosidade por causa da entressafra, se mostraram menores que

o aumento de custos provocado pela introdução de um armazenamento de biomassa *in natura* para normalizar a produção ao longo do ano nos cálculos realizados. A tabela 4.9 compara os custos de uma mesma planta de torrefação em duas configurações: com capacidade aumentada para períodos de safra e com inclusão de armazenamento de biomassa *in natura* para normalizar a produção ao longo do ano.

Tabela 4.9 - Comparação de Capacidades e Custos entre uma planta de torrefação sem armazenamento de biomassa e uma planta com armazenamento de biomassa. Elaboração própria.

	Capacidade aumentada (Sem armazenamento)	Capacidade original (Com armazenamento)
Biomassa anual processada (t de biomassa <i>in natura</i>)	192.524	192.524
Capacidade nominal (t de biocarvão)	192.000	100.000
Fator de capacidade total	41,7%	80%
Custo de capital nivelado (US\$/t de biocarvão)	23,67	15,80
Custo de armazenamento (US\$/t de biocarvão)	-	18,15
Custo Total Nivelado (US\$/t de biocarvão)	57,18	71,79

Os valores de capacidade das plantas de torrefação da tabela 4.9 foram baseados em uma planta de torrefação de 100 kt de produção de biocarvão (i.e.: biomassa torrefeita) anual, considerado o limite disponível de capacidade de cada trem de produção por (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013) e por (SILVA, 2017). A diferença entre as duas alternativas de se lidar com a sazonalidade é que foi aplicado um fator de sazonalidade sobre a capacidade da planta de torrefação sem armazenamento de biomassa no valor de 52,08% (segundo a eq. 3.37), além de um fator de capacidade básico de 80%. Em ambas as plantas é processada a mesma quantidade anual de biomassa, porém a capacidade nominal da planta sem armazenamento é aumentada para atender o pico da safra e é mantida ociosa no período de entressafra. Os custos de capital são exatamente os mesmos, modificada apenas a capacidade nominal da planta, e anualizados a uma taxa de desconto de 10% aplicada em uma vida útil de 30 anos. O

rendimento mássico do processo de ambas as plantas é de 41,55% (massa de biomassa torrefeita resultante por massa de biomassa *in natura* alimentada), o cálculo desse rendimento é baseado em uma torrefação de bagaço de cana-de-açúcar de 230°C por 45 minutos e possui rendimento mássico de 80% em base seca, de acordo com (GUIMARÃES, 2016). O custo de armazenamento foi retirado de (SILVA, 2017) e tem valor de 18,22 US\$/t de biomassa *in natura*, este custo inclui perdas estimadas em 15% de massa (por degradação biológica essencialmente). As fórmulas e equações que obtém os resultados da tabela 4.9 podem ser encontradas no capítulo 3.

Dos resultados da comparação apresentada na tabela 4.9 pode ser entendido que a melhor estratégia para se lidar com a sazonalidade da biomassa do bagaço nas plantas de torrefação é aumentar a capacidade nominal para atender à produção do período de safra e manter essa capacidade ociosa durante a entressafra. O uso de armazenamento de biomassa *in natura* implica em custos mais elevados da planta para os valores considerados. A planta com armazenamento só se justifica economicamente se possuir um custo de armazenamento com valor abaixo de 3,54 US\$/t de biomassa *in natura*, considera-se que esse valor não é possível de ser atingido com as tecnologias de armazenamento atuais, além de o armazenamento dessa biomassa não garantir a manutenção das propriedades físico-químicas do material por longos períodos (semanas a meses) como foi mencionado anteriormente.

Algumas questões surgem ao definir os parâmetros de operação das plantas de torrefação. Uma questão que deve ser abordada é a existência de uma relação de compromisso na escolha de torrefazer mais ou menos o material da biomassa. (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013) afirmam que, apesar de a biomassa mais severamente torrefeita apresentar melhor qualidade como combustível (em especial maior poder calorífico), o processo mais severo também acarreta maiores perdas de massa que implicam em menores rendimentos mássico e energético. (GUIMARÃES, 2016) fez um estudo da torrefação do bagaço de cana e examinou diferentes graus de severidade de torrefação. Os resultados encontrados por esse autor são utilizados como base para a caracterização do produto biomassa torrificada analisada neste presente trabalho.

Outra hipótese importante feita neste trabalho é que as plantas de torrefação funcionariam como anexos das usinas de cana-de-açúcar já existentes na região estudada. Logo, é necessário determinar quais são as usinas existentes na região de estudo, a sua localização geográfica e a sua capacidade de processamento (moagem) de cana. As usinas e sua localização foram determinadas utilizando dados da (UDOP,

2020) e a Figuras 4.2 e 4.3 apresentam os pontos de localização das usinas no mapa da região considerada. O levantamento completo das usinas está presente na tabela I.A do Anexo I.

O fato de as plantas de torrefação serem consideradas anexos das usinas é vantajoso pois além de eliminar uma etapa de transporte de biomassa crua de bagaço, a proximidade com a usina oferece infraestrutura para a planta de operação, incluindo a possibilidade de as necessidades de calor de processo e energia elétrica da usina e da planta de torrefação serem integradas. As figuras 3.3 e 3.4 mostram que existem vários processos que demandam energia na cadeia de produção de uma planta de torrefação, incluindo: Trituração, secagem, moagem e a própria torrefação. (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013) afirmam que a planta de torrefação pode necessitar de injeções de calor para regularizar o processo e mantê-lo dentro de uma faixa de equilíbrio de operação em que o processo é auto térmico.

(SILVA, 2017) faz uma análise tecno-econômica teórica de uma planta TOP, que realiza torrefação e pelletização de biomassa de resíduos agrícolas. A análise deste autor serve de base de dados para o modelo de planta de torrefação proposto na análise do presente trabalho. No Anexo II pode se encontrar uma planilha com exemplo de dados utilizados na simulação de uma das plantas de torrefação da estratégia de gaseificação centralizada, incluindo custos de referência de cada componente dos custos de capital, custos de O&M e custos de O&M variáveis, além de fator de capacidade básico, fator de sazonalidade, rendimento mássico da torrefação, umidade da biomassa *in natura* e da biomassa pós secagem, fator de escala da planta, calor de torrefação etc.

Os resultados coletivos (iguais e válidos para todas as unidades) das plantas de torrefação do cenário A indicam um rendimento mássico da planta para biomassa de bagaço de cana-de-açúcar de 41,55%, ou seja, é produzida 0,4155 toneladas de biomassa torrefeita por tonelada de biomassa *in natura* alimentada à planta. Além disso, o custo nivelado total das plantas varia de 74,06 a 226,72 US\$/t de biocarvão para um coeficiente técnico de bagaço de 0,25 e uma fração de bagaço excedente de 14,2% (caso de referência das usinas). O custo nivelado total médio dessas plantas de torrefação foi de 82,33 US\$/t de biocarvão (feita uma média ponderada pela produção de biocarvão de cada planta). No final deste capítulo são apresentados resultados de custo para as outras configurações de usina, ou seja, outros valores de produção de bagaço excedente.

4.1.6 Transporte de biomassa torrefeita (biocarvão)

Após o pré-tratamento de torrefação, a biomassa agora torrefeita (biocarvão) é transportada imediatamente para a localidade da planta central de gaseificação, de modo que o armazenamento desse biocarvão é feito junto da planta de gaseificação e não junto da planta de torrefação ou usina.

O custo desta etapa pode ser calculado pelas eq. 4.1 ou 4.2, apresentadas anteriormente, adicionando o custo de carga e descarga também apresentado anteriormente.

O custo de transporte do biocarvão pode variar entre as usinas por causa da distância de cada uma delas ao centro de gaseificação. A distância rodoviária entre cada usina da região estudada e a planta de gaseificação central proposta foi levantada e é apresentada na Tabela I.A do Anexo I. A partir dos dados coletados de distância da usina à planta de gaseificação, capacidade de moagem e valor calculado de rendimento mássico da planta de torrefação, é possível calcular uma média ponderada de distância das usinas à planta de gaseificação, o valor encontrado foi de 58,7 km, e esse é o valor utilizado como referência para o cálculo do custo de transporte do biocarvão. Pela eq. 4.1 esse custo é de 6,91 US\$/t de biocarvão (transporte) + 2,08 US\$/t de biocarvão (carga e descarga), totalizando 8,99 US\$/t de biocarvão na operação. Já pela eq. 4.2, o custo é de 3,97 US\$/t de biocarvão (transporte) + 1,70 US\$/t de biocarvão (carga e descarga), totalizando 5,67 US\$/t de biocarvão. As conversões de moeda utilizam o valor de dólar de referência deste estudo (1 US\$ = 3,875 R\$, média da cotação do dólar em 2018) (BACEN, 2019).

4.1.7 Gaseificação Centralizada

O equipamento chave para o processo de gaseificação é o reator e no cenário A o reator de gaseificação escolhido para a análise é o reator de leito de arraste Shell Technology, apresentado capítulo 2. Este reator foi escolhido dentre as alternativas de reator de Leito de Arraste por possuir as seguintes características favoráveis:

- i) Alta eficiência térmica (em relação as alternativas de leito de arraste)
- ii) Grande capacidade de processamento por reator (até 2600 toneladas/dia).
- iii) Flexibilidade de aceitação de combustível.
- iv) Menor consumo de oxigênio como oxidante.

- v) Operação com combustível seco e não lama.
- vi) Custo baixo (em relação as alternativas de Leito de arraste).
- vii) Boa operação com combustível de baixo conteúdo de cinzas e de moderado ponto de fusão (característica compatível com a biomassa do bagaço de cana-de-açúcar).
- viii) Alta temperatura de operação impede a formação de alcatrão.

A tecnologia desse gaseificador já é dominada, e, por exemplo, existem plantas que utilizam esse tipo de gaseificador nos EUA, China, Países Baixos e outros países. O (NETL, 2020) afirma que existem mais de 50 gaseificadores Shell em operação ao redor do mundo.

O reator escolhido foi concebido para operar com carvão mineral (NETL, 2015), porém ao realizar a torrefação da biomassa de bagaço de cana-de-açúcar é possível aproximar as características da biomassa àquelas do carvão e essa aproximação é discutida a seguir. A tabela 4.10 apresenta um comparativo das composições em análise imediata e elementar dos seguintes materiais: uma variedade de carvão betuminoso (Illinois no.6) utilizado por (NETL, 2015) como referência para seu estudo de reatores de gaseificação de Leito de Arraste (incluindo o reator Shell escolhido), a biomassa seca de bagaço de cana de açúcar, a biomassa torrefeita de resíduos de madeiras utilizada em reator de leito de arraste de (WEILAND, NORDWAEGGER, *et al.*, 2014) e a biomassa de bagaço de cana-de-açúcar que passou por processo de torrefação descrito por (GUIMARÃES, 2016).

Tabela 4.10 – Composição por análise imediata e elementar do carvão betuminoso Illinois n.6, biomassa do bagaço da cana energia, biomassa do bagaço da cana energia torreficado e biomassa de resíduos de madeira torreficados.

Tipo	Carvão mineral betuminoso	Biomassa “crua”, seca.	Biomassa torrefeita	Biomassa torrefeita
Nome	Illinois No. 6 (Herrin)	Bagaço de Cana-de-açúcar seco.	Resíduos de madeiras ^a torrefeitos à 300°C por 4,5 min	Bagaço de Cana-de-açúcar torrefeito à 230°C por 45 min
Origem	EUA (NETL, 2015)	Brasil (GUIMARÃES, 2016)	Suécia (WEILAND, NORDWAEGER, <i>et al.</i> , 2014)	Brasil (GUIMARÃES, 2016)
Análise Imediata (% massa base seca)				
Teor de Umidade	0,00	3,69	2,4	0,00
Cinzas	10,91	1,44	0,7	2,00
Matéria Volátil	39,37	85,00	78,3	74,12
Carbono Fixo	49,72	13,83	21,0	23,88
Total	100,00	100,00	100,0	100,00
Enxofre	2,82	0,1 ^b	<0,01	0,00 ^b
PCS, MJ/kg	30,506	17,31	22,02	19,8
PCI, MJ/kg	29,544	15,97	20,57	18,7
Análise Elementar (% massa, base seca)				
Teor de Umidade	0,00	3,69	2,4	0,0
Carbono	71,72	43,53	54,4	50,2
Hidrogênio	5,06	6,33	6,0	5,6
Nitrogênio	1,41	0,08	0,2	0,8
Cloro	0,33	0,02 ^b	<0,01	0,03 ^b
Enxofre	2,82	0,1 ^b	<0,01	0,13 ^b
Cinzas	10,91	1,44	0,7	2,0
Oxigênio	7,75	48,62	38,7	42,1
Total	100,00	100,0	100,0	100,0

^a Cavacos de madeira de Bétula (45%), Pinheiro (35%) e Picea (20%). (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014)

^b Valores não disponíveis por (GUIMARÃES, 2016), foram retirados de (HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005)

Nota-se ao observar a tab. 4.10 que o bagaço-de-cana de açúcar possui poder calorífico menor do que aquele do carvão mineral Illinois No. 6. Portanto, é esperado um consumo maior de combustão da biomassa torreficada de bagaço no reator escolhido para manter a temperatura do reator e os processos de gaseificação.

Também é observado que o teor de cinzas do bagaço é aproximadamente uma ordem de grandeza inferior ao teor de cinzas do carvão betuminoso Illinois No. 6. Esse fato reforça os argumentos pela escolha do reator Shell, pois este reator está entre aqueles reatores de leito de arraste com maior capacidade de lidar com combustíveis que possuem menor teor de cinzas (NETL, 2015). O teor de cinzas é um dado importante para a operação do reator de gaseificação e no caso bagaço de cana, que possui baixo teor de cinzas, é possível considerar uma complementação com material para adição

de cinzas com o intuito de manter o chamado modo de operação de *slagging*¹⁹ no interior do reator Shell. O presente trabalho considera como hipótese simplificadora que o baixo teor de cinzas da biomassa bagaço de cana não altera a operação do reator, porém recomenda que estudos futuros procurem determinar a influência desse teor de cinzas na operação do equipamento de gaseificação de leito de arraste e a possibilidade de se adicionar “aditivos” que aumentem a quantidade ou qualidade dessas cinzas.

Observa-se também que a fração de matéria volátil na biomassa torrefeita de bagaço é substancialmente superior fração de matéria volátil do carvão mineral (88% a 99% superior), uma característica comum da biomassa, no entanto pouco desejada para a gaseificação, que tende a ser mais eficiente utilizando um combustível de alto teor de carbono fixo e, portanto, baixo teor de matéria volátil. Esse é um dos motivos para se realizar a torrefação da biomassa, que reduz a fração de material volátil e por consequência aumenta a fração de carbono fixo.

Uma vantagem do combustível biomassa de bagaço de cana-de-açúcar é o baixo teor (praticamente ausente) de enxofre, o que reduz a capacidade instalada necessária de planta de dessulfurização após a gaseificação. O menor teor de nitrogênio da biomassa do bagaço em relação ao carvão mineral também é uma vantagem por reduzir a quantidade de gás nitrogênio (inerte) no gás de síntese e a quantidade de compostos nitrogenados, como o NH₃ (Amônia), que podem ser corrosivos ou contaminantes para processos a jusante da planta, como a síntese de combustíveis (SRINIVAS, MALIK e MAHAJANI, 2007). De maneira semelhante, o baixo teor de cloro (praticamente ausente) da biomassa de bagaço é uma vantagem, pois se reduz a produção de compostos clorados, como o HCl (ácido clorídrico), que podem ser corrosivos aos equipamentos além de poderem contaminar processos sensíveis à jusante da gaseificação.

Uma desvantagem do combustível bagaço de cana-de-açúcar torrefeito é a alta concentração de oxigênio em relação ao combustível carvão mineral de Illinois No. 6. A elevada concentração de oxigênio não contribui para o poder calorífico e, portanto, reduz o poder calorífico disponível no combustível. Como foi discutido no capítulo 2, o alto teor de oxigênio é uma característica da biomassa e o pré-tratamento pode reduzir parcialmente este teor, mas existe um gasto energético para isso. O menor poder

¹⁹ O *slagging* é caracterizado pela operação do reator de leito de arraste onde ocorre a fusão de cinzas no seu interior e junto das suas paredes internas de modo que é formada uma camada dessas cinzas fundidas que escoam por ação da gravidade para a extremidade inferior do reator. A cama de cinzas fundidas protege as paredes internas do reator das altas temperaturas do gás no interior da câmara do gaseificador. (PHILLIPS, 2005) (NETL, 2020)

calorífico da biomassa (consequência desse alto teor de oxigênio) é um dos maiores desafios para a operação de equipamentos de alta concentração energética com esse tipo de combustível. A solução a ser utilizada seria uma alimentação de combustível a uma taxa maior do que aquela utilizada com um carvão mineral de maior poder calorífico, por exemplo. Nota-se que para essa maior injeção de combustível é possível que seja necessário alterar os sistemas de alimentadores de combustível do reator na planta de gaseificação de leito de arraste.

As concentrações de hidrogênio no combustível biomassa de bagaço de cana-de-açúcar torrefeito e no carvão mineral de Illinois No. 6 são próximas, sendo que a concentração de hidrogênio na biomassa torrefeita está entre 5,6% e 6,0% e a concentração de hidrogênio no carvão mineral é de 5,0%.

Em conclusão, o combustível biomassa torreficada possui características diferentes daquelas do carvão mineral utilizado no trabalho de (NETL, 2015) para análise de gaseificadores de leito de arraste, entre eles o Gaseificador Shell Technology. Algumas das características do combustível biomassa, tais como teor de cinzas, de nitrogênio, de enxofre e de cloro, constituem vantagem em relação ao combustível carvão mineral, entretanto, características como fração de carbono fixo, fração de voláteis, concentração de oxigênio e poder calorífico do combustível biomassa torrefeita foram inferiores aos padrões do combustível carvão mineral. Na análise produzida por este trabalho optou-se por utilizar o combustível biomassa torrefeita em conjunto com o reator de leito de arraste, porém as seguintes ressalvas são observadas:

- i) O combustível biomassa torrefeita pode ser produzido dentro de outras especificações ao alterar as condições do seu processamento (GUIMARÃES, 2016). Portanto, é possível aproximar ainda mais as características físicas da biomassa torrefeita àquelas do combustível carvão mineral através do controle de severidade do processo de torreficação.
- ii) (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014) realizaram um estudo de operação de um reator de leito de arraste utilizando biomassa de resíduos de madeira submetida a diferentes faixas/severidades de tratamento de torrefação. A tabela 4.10 mostra as características de uma dessas amostras de biomassa e observa-se que essas características se aproximam mais da biomassa de bagaço de cana-de-açúcar torrefeita do que das características do carvão mineral do trabalho de (NETL, 2015). Dessa forma, optou-se utilizar os dados técnicos resultados desse estudo de gaseificador realizado

por (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014) na análise deste trabalho.

- iii) Os dados de custos do reator de leito de arraste não estão disponíveis para o reator de (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014) e este sendo um reator experimental, não possui a mesma capacidade do reator Shell analisado por (NETL, 2015). Portanto, foi escolhido utilizar os dados de custos e de capacidade anual do reator do estudo de (NETL, 2015).

A tabela 4.11 apresenta características dos reatores de leito de arraste de (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014) e de (NETL, 2015) em comparação.

Tabela 4.11 - Comparação entre as características dos reatores de leito de arraste dos trabalhos de (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014) e (NETL, 2015).

	Reator de WEILAND <i>et al.</i> (2014)	Reator de NETL (2015) (B1A)
Capacidade anual (kt combustível/ano)	>0,48	949,0
Capacidade térmica aproximada (MW _{th})	1,0	1,000
Tipo de combustível	Biomassa de madeira Torrefeita a 300°C (4,5min)	Carvão mineral betuminoso
Temperatura média de operação (°C)	1210 a 1250	1427
Pressão do reator (bar)	2,0	42
Rendimento CGE ^a do gás bruto (%)	81	84,5
Alimentação de Combustível (t/hora)	0,050	92,611
Alimentação de vapor (t/hora)	0	19,1
Alimentação de nitrogênio (t/hora)	0,011	0
Alimentação de oxidante (t/hora)	0,034	73,876
Teor de O ₂ no oxidante (vol.%)	90	95
Saída de gases brutos (combustíveis diferentes)		
H ₂ (vol.%)	24,0 ^b	30,06
CO (vol.%)	48,2 ^b	57,97
CO ₂ (vol.%)	16,4 ^b	1,43
CH ₄ (vol.%)	1,4 ^b	0,06
H ₂ O (vol.%)	N/D	2,53
N ₂ (vol.%)	10,0 ^b	5,67
H ₂ S (vol.%)	N/D	0,81
HCl (vol.%)	N/D	0,09
Ar (vol.%)	N/D	0,95
Razão H ₂ :CO	0,50	0,52
Conversão de carbono ^c (%)	100	95,5
PCI gás	8,1 MJ/kg	13,5 ^d MJ/kg

^a O rendimento CGE é descrito na eq. 3.55.

^b Estes valores foram normalizados para a adição de N₂ no reator, originalmente os dados não consideram o N₂.

^c A conversão de carbono é a fração de carbono na matéria sólida convertido em gás.

^d Cálculo aproximado a partir da composição do gás.

N/D: Não Disponível.

Na pesquisa de dados de gaseificação de leito de arraste realizada para este trabalho, não foram encontrados dados de experimento ou simulação de gaseificação de biomassa de bagaço de cana-de-açúcar. Dadas as condições notadamente específicas do cenário analisado (Gaseificação de biomassa de bagaço de cana-de-açúcar torrefeito em reator de leito de arrasto do tipo Shell Technology de alta capacidade), é necessário escolher dentre os dados disponíveis aqueles que mais se adequam à

análise do caso e realizar concessões, pois nem todas as condições serão atendidas da maneira exata como foram concebidas.

Os dados de (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014) para a operação e composição da biomassa podem não representar com precisão o cenário estudado, mas são aqueles que mais se aproximam dentre os dados pesquisados.

No entanto, o reator de (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014) é experimental, em uma escala piloto e não possui dados de custos de capital ou de operação. Portanto, para definir os custos da planta de gaseificação proposta é necessário obter esses valores de outra fonte. Optou-se por utilizar os dados de custos da simulação de planta de gaseificação denominada “B1A” encontrados em (NETL, 2015), seguindo a metodologia estabelecida no capítulo 3, seção 3.5, com a ressalva de que foi utilizado o processo de limpeza do gás de síntese do tipo Selexol, cujos dados são encontrados no mesmo trabalho na planta “B5A”.

Os resultados de cálculo de custos da planta de gaseificação e um compilado dos dados técnicos de operação do reator de leito de arraste são apresentados mais adiante neste capítulo. Todos os custos são calculados em dólares dos EUA no ano de 2018. Os custos nivelados são dados em quatro diferentes bases de nivelamento: base H_2+CO , base MWh_{th} , base biomassa (*in natura*) e base biocarvão. Em cálculos específicos de algumas “ilhas” da planta de gaseificação também foram calculados os custos nivelados por outros fluxos mássicos: Na ilha ASU também são calculados custos nivelados na base oxidante e na ilha limpeza dos gases também são calculados custos nivelados na base gás “bruto” ou “sujo”.

A base MWh_{th} , de nivelamento de custo, utiliza o fluxo energético de energia potencial térmica do poder calorífico inferior em base úmida do gás bruto produzido (saído do gaseificador, sem tratamento posterior) medida em MWh , ou seja, é calculado um custo em $US\$/ MWh_{th}$ contido no gás produzido pela gaseificação.

A base biomassa (*in natura*), de nivelamento de custo, utiliza o fluxo mássico de biomassa *in natura* para nivelar os custos, ou seja, é calculado um custo em $US\$/ t$ de biomassa *in natura*.

A base biocarvão de nivelamento de custo, utiliza o fluxo mássico de biomassa torrefeita para nivelar os custos, ou seja, é calculado um custo em $US\$/ t$ de biocarvão (biomassa torrefeita). Para converter o custo nivelado em biomassa para custo nivelado em biocarvão, é utilizado rendimento mássico das plantas de torrefação de 41,55%

(considerado constante para todas as plantas de torrefação neste cenário), segundo descrito na eq. 3.42.

A base H_2+CO de nivelamento de custo, utiliza a soma dos fluxos mássicos das frações de gás H_2 e gás CO presentes no gás de síntese final (depois de ter sido ajustado no SWGS e passado pela limpeza de gases) para nivelar os custos, ou seja, é calculado um custo em US\$/ t de H_2+CO . Para converter o custo nivelado em biocarvão para custo nivelado em H_2+CO , é utilizado o valor de massa de H_2+CO por massa de biocarvão de 0,566, resultado dos cálculos de rendimentos de gás de síntese e de frações de H_2 e CO no gás de síntese final. Combinando a conversão de biomassa *in natura* para biocarvão e a conversão de biocarvão para H_2+CO , obtém-se a conversão de biomassa *in natura* para H_2+CO (massa de H_2+CO por massa de biomassa *in natura*) de 0,235.

4.1.8 Reator de *Sour Water-Gas Shift* (Cenário A)

O gás produzido pelo reator de gaseificação passa por uma etapa de ajuste com o objetivo de corrigir a razão molar $H_2:CO$. O valor escolhido para a razão $H_2:CO$ é aquele utilizado por (TAGOMORI, 2017) na sua simulação de síntese de Fischer-Tropsch com gás de síntese produzido por um gaseificador de leito de arraste: razão molar de $H_2:CO = 2,3$. Essa razão já inclui o suprimento de H_2 extra para a realização de *upgrading* dos produtos da síntese de Fischer-Tropsch por meio de um hidrotreatamento, de acordo com o trabalho de (TAGOMORI, 2017).

Todos os resultados de composição de gases de gaseificação observados nos dados coletados para este trabalho apresentam razões $H_2:CO$ menores do que 2,3 (como é observado na tabela 4.11). Portanto, em todos os casos de gaseificação estudados neste presente trabalho é realizada uma etapa de SWGS para alterar a concentração de H_2 e de CO no gás e atingir a razão escolhida de 2,3.

O processo de SWGS foi descrito detalhadamente no capítulo 3, subseção 3.5.8.1. Nesta seção são apenas apresentados os resultados desse processo para o cenário de gaseificação centralizada. O SWGS com injeção de vapor d'água externo produzirá um fluxo mássico de gás na saída do processo superior àquele da entrada do processo em acordo com a conservação de massa. A composição dos gases na saída do SWGS é alterada seja por diluição dos componentes gasosos, seja por reação dos componentes. A simulação realizada produz reação apenas dos componentes CO , H_2O , CO_2 e H_2 , de acordo com a R.8 do capítulo 2. A simulação de SWGS é de equilíbrio de reação apenas

e não considera a cinética química. O reator de SWGS é considerado adiabático na simulação.

A tabela 4.12 apresenta os dados de entrada do SWGS e o resultados encontrados na simulação desse processo para a planta de gaseificação centralizada, realizada no software DWSIM com pacote termodinâmico Peng-Robinson.

Tabela 4.12 - Comparação entre dados de entrada do SWGS e resultados (dados de saída) do SWGS no cenário A. Elaboração própria.

	Entrada do SWGS	Saída do SWGS
Fração mássica de gás por biocarvão (kg gás/kg biocarvão)	1,90	2,30
PCI em base úmida (MJ/kg)	8,52	6,76
Razão H ₂ :CO	0,50	2,30
Fração mássica de H ₂ +CO por biocarvão (kg H ₂ +CO/kg biocarvão)	1,096	0,566
Temperatura do gás (°C)	1250	419
Pressão do gás (bar)	2	2
Composição do gás		
H ₂ (% vol.)	24,0	39,8
CO (% vol.)	48,2	17,3
CO ₂ (% vol.)	16,4	33,8
N ₂ (% vol.)	10,0	7,8
CH ₄ (% vol.)	1,4	1,1
H ₂ O (% vol.)	0	0,1

A tabela 4.12 mostra como o gás bruto saído do gaseificador de leito de arraste é alterado pelo processo de SWGS. Observa-se que o poder calorífico do gás resultante do SWGS é menor do que o poder calorífico do gás na sua entrada. Isso se explica pela diluição do gás em H₂O que não possui poder calorífico apreciável e por a reação de *Water-Gas Shift* ter ocorrido predominantemente na direção em que ela é exotérmica e sem adição de calor externo, transformando parte da energia potencial das ligações químicas das moléculas do gás em energia térmica. Também é observado que uma fração menor de massa de gás H₂ + gás CO é produzida (em relação à massa de biocarvão), isso faz parte de relação de compromisso onde obter uma maior razão H₂:CO implica em produzir uma massa de H₂+CO menor. É considerada como primeira etapa dentro do processo de SWGS que a temperatura do gás do gaseificador (1250°C) é reduzida a 203°C através de um trocador de calor com o objetivo de favorecer o sentido exotérmico da reação (TAGOMORI, 2017), porém a reação libera energia térmica que eleva a temperatura final do gás até 419°C ao final do processo. Apesar de não ser considerado no processo de SWGS, pode haver um outro trocador de calor na

saída de gases do processo para reduzir a temperatura de saída antes de o gás ser encaminhado ao próximo processo. Por fim, a composição do gás sofre alterações importantes, em especial a maior proporção de CO₂ obtida no gás da saída do SWGS. O aumento de CO₂ pelo SWGS pode ser interessante para favorecer processos de captura de CO₂, como foi estudado por (TAGOMORI, 2017), porém essa possibilidade não é abordada no presente trabalho.

O valor de pressão de 2 bar na saída do gaseificador é pequeno quando comparado ao valor de pressão de operação de um gaseificador do tipo Shell (que opera a cerca de 40 bar, vide tabela 4.11). Porém, este valor de pressão mais baixa foi mantido pois os dados de características da saída do gás são aqueles retirados de (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014), como foi discutido anteriormente.

Para este caso, calcula-se um consumo de vapor de 0,201 kg de vapor por kg de gás bruto do gaseificador, equivalente a 0,382 kg de vapor por kg de biocarvão (vapor a 120°C e 2 bar). Isso implica em um consumo de energia térmica de 994 kJ/kg de biocarvão (para gerar o vapor), contudo, essa energia térmica é provida pelo calor sensível do próprio gás saído do reator, que pode gerar mais de 2.200 kJ/kg de biocarvão em energia térmica, utilizando trocador de calor de 75% de eficiência térmica para reduzir a temperatura do gás na saída.

Os custos do processo de SWGS estão inclusos nos custos do reator de gaseificação, pois se considera que os dois equipamentos formam um conjunto indissociável neste cenário. (NETL, 2015) ao descrever os custos de uma planta de gaseificação inclui os custos de equipamento de *Water-Gas Shift* dentro dos custos do reator de gaseificação.

4.2 Cenário B – Gaseificação dispersa

O Caso B segue uma rota dita dispersa da conversão de biomassa da cana-de-açúcar por gaseificação. Neste caso os locais (usinas de cana-de-açúcar) onde a biomassa receberia pré-tratamento de torrefação no Cenário A são substituídos por unidades de gaseificação de biomassa, convertendo a biomassa *in natura* diretamente em gás de síntese, não sendo empregada etapa de pré-tratamento separada do processo de gaseificação.

O modelo de planta de gaseificação escolhido para esse caso é aquele baseado no reator de gaseificação de Leito Fluidizado Borbulhante (LFB), essa escolha é justificada

pelas vantagens desse tipo de reator em pequena e média escala de produção exploradas nas sessões anteriores. A principal vantagem observada na utilização deste tipo de gaseificador diretamente alimentado com biomassa que não recebeu pré-tratamento, em comparação com a gaseificação realizada no cenário A, é a maior eficiência mássica e energética de conversão da biomassa do processo como um todo, pois no cenário A parte do material da biomassa é perdida, ao realizar a torrefação, isto não ocorre na gaseificação do cenário B.

Em ambos os cenários procura-se produzir gás de síntese com as características controladas para atender às especificações de uma planta de síntese de combustíveis líquidos (que utilize processo de síntese de Fischer-Tropsch). Logo, também é especificada uma razão molar de $H_2:CO$ igual a 2,30 para este cenário, assim como foi realizado no cenário A. Esse valor especificado também é obtido através do uso de uma etapa de processo de *Sour Water-Gas Shift* onde ocorre a reação de deslocamento água-gás e pode ser ajustada a razão $H_2:CO$. Também existe a condição de restrição de gás nitrogênio que é um gás inerte no processo de gaseificação, mas dilui o gás resultante reduzindo seu poder calorífico e o rendimento na síntese de combustíveis.

Existe a possibilidade de analisar outra alternativa à produção de gás de síntese especificado: a geração de energia elétrica. Essa alternativa é interessante, se porventura não for possível obter gás de síntese uniforme, dentro das especificações para a síntese de combustíveis entre os Cenários A e B, ou apenas desejar-se calcular e comparar o potencial de energia elétrica que pode ser produzido a partir do gás de produzido na gaseificação. O objetivo dessa análise é a geração de energia elétrica em equipamentos/sistemas de geração de energia compatíveis com as características do gás produzido (Poder Calorífico e quantidade de contaminantes), utilizando o gás produzido em cada cenário analisado.

Por fim, será calculado o custo nivelado da massa de gás de síntese em US\$ por tonelada de H_2+CO e o custo nivelado de energia potencial térmica produzida em cada um dos casos em US\$ por MWh_{th} , sendo esses os principais parâmetros de comparação entre os casos A e B. A diferença entre os valores de custo nivelado de gás de síntese ou de energia potencial térmica de cada caso será determinante para fornecer argumento de qual modelo de rota de conversão por gaseificação é mais vantajoso do ponto de vista econômico.

4.2.1 Etapas pré-gaseificação

As subseções 4.1.1 a 4.1.4 deste capítulo descrevem um trecho da rota de conversão da biomassa de bagaço de cana-de-açúcar que é exatamente o mesmo tanto para o cenário A quanto para o cenário B. As etapas de cultura agrícola, colheita, transporte e processamento fazem parte do trecho da rota de conversão onde há convergência entre os cenários, isto é, ambos os cenários utilizam os mesmos dados para esse trecho, ou para ambos os cenários as etapas desse trecho são irrelevantes na análise realizada.

Dessa forma, as informações apresentadas em 4.1.1 a 4.1.4 são válidas para o cenário B.

4.2.2 Unidades de Gaseificação Dispersas

Da mesma maneira que, no cenário A as plantas de torrefação foram concebidas como módulos anexos às usinas de cana-de-açúcar, no cenário B as plantas de gaseificação são consideradas módulos anexos às usinas. Assim, cada planta de gaseificação é dimensionada em relação à capacidade de produção de bagaço de cana-de-açúcar de cada usina; esta capacidade de produção de bagaço é dada pela capacidade de moagem de cana, através do coeficiente técnico de bagaço. O levantamento de usinas da região de estudo deste trabalho fornece os valores de capacidade de moagem. A escolha de coeficiente técnico e fração de bagaço excedente disponível foram discutidas na subseção 4.1.4 e as mesmas condições são aplicadas neste cenário.

Considerando o caso de 14,2% de bagaço excedente e um coeficiente técnico de 0,25 de tonelada de bagaço por tonelada de cana-de-açúcar são calculados os fluxos mássicos de bagaço encaminhados para a gaseificação em cada usina; os valores variam de 10.650 toneladas por ano de bagaço a 266.250 toneladas de bagaço por ano.

O reator de gaseificação escolhido para a análise do cenário B é o reator de leito fluidizado borbulhante da Harris Group Inc. apresentado no relatório de (WORLEY e YALE, 2012) e identificado como “Technology #1”. Este reator foi escolhido dentre as alternativas de reator de leito fluidizado por possuir as seguintes características favoráveis:

- i) Flexibilidade de operação.
- ii) Operação ótima em média escala (menos de 25MWth).
- iii) Escalabilidade alta.
- iv) Flexibilidade no tamanho de partículas de biomassa alimentadas ao sistema.

- v) Operação abaixo da temperatura de fusão das cinzas.
- vi) Tolera alimentação de combustível úmido.
- vii) Alta eficiência *cold gas efficiency* (CGE).
- viii) Custo baixo (em relação ao leito de araste e leito fluidizado circulante).

O reator escolhido foi concebido para operar com biomassa de resíduos de madeira de pinheiro, porém o bagaço de cana-de-açúcar pode ser utilizado como alimentação ao reator devido à característica de flexibilidade de alimentação do reator escolhido e já ter sido utilizado em reatores semelhantes com bons resultados (HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005), (PINHO, 2012) e (BOCHALYA, 2013). A tabela 4.13 apresenta um comparativo das composições em análise imediata e elementar físicas dos seguintes materiais: biomassa de resíduos de madeira e cascas de pinheiro utilizada por (WORLEY e YALE, 2012) na tecnologia de gaseificação “#1”, biomassa de madeira de pinheiro, biomassa de madeira de cipreste utilizada na gaseificação estudada por (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019) e biomassa de bagaço de cana de açúcar.

Tabela 4.13 - Características físicas biomassa de resíduos de casca e cavacos de madeira de *Southern Pine* e biomassa do bagaço da cana de açúcar.

Tipo	Biomassa	Biomassa	Biomassa	Biomassa
Nome	<i>Southern Pine</i> casca e cavaco de madeira	<i>Southern Pine</i> ^a	Cipreste	Bagaço de Cana- de-açúcar <i>in natura</i>
Origem	EUA (WORLEY e YALE, 2012)	Reino Unido (MEDINA, PHYLAKTOU, <i>et al.</i> , 2015)	Itália (PORCU, SOLLAI, <i>et al.</i> , 2019)	Brasil (GUIMARÃES, 2016)
Análise Imediata (% massa base seca)				
Teor de Umidade	25,0	5,3	10,74	50,2
Cinzas	2,08	2,6	3,34	1,44
Matéria Volátil	N/D	82,7	73,23	85,00
Carbono Fixo	N/D	14,7	23,43	13,83
Total	N/D	100,0	100,00	100,00
PCS, MJ/kg	19,67	20,5	18,98	17,31
PCI, MJ/kg	18,41	19,4	17,80	15,97
Análise Elementar (% massa base seca)				
Carbono	49,72	51,0	51,47	43,53
Hidrogênio	5,67	5,7	5,81	6,33
Nitrogênio	0,20	0,6	0,50	0,08
Cloro	<0,01	N/D	N/D	0,02 ^b
Enxofre	0,02	0,0	0,00	0,1 ^b
Cinzas	2,08	2,6	3,34	1,44
Oxigênio	42,31	40,1	38,88	48,62
Total	100,00	95,0	100,00	100,0

^a Os valores fornecidos por (MEDINA, PHYLAKTOU, *et al.*, 2015) foram corrigidos da base “como entregue” para a base seca, ajustando para um teor de umidade (em base “como entregue”) de 5,0%.

^b Valores não disponíveis por (GUIMARÃES, 2016), foram retirados de (HASSUANI, LEAL e MACEDO, 2005).

Na tab. 4.13, observa-se que o bagaço-de-cana de açúcar possui poder calorífico menor do que aquele da biomassa de pinheiro utilizada no trabalho de (WORLEY e YALE, 2012). Portanto, é esperado um consumo de biomassa de bagaço no reator escolhido para manter a temperatura do reator e os processos de gaseificação. Além disso, a biomassa de pinheiro tem teor de umidade de 25,0% (base mássica seca) e o bagaço *in natura* possui 50,2% de umidade, portanto é coerente realizar uma secagem do bagaço até o teor de umidade de 25,0% em uma etapa prévia à sua alimentação no reator de gaseificação, ao utilizar os dados de gaseificação de (WORLEY e YALE, 2012) como referência.

Também é observado que o teor de cinzas do bagaço é cerca de 30% menor do que o teor de cinzas da biomassa de pinheiro. Assim, o bagaço tem nível de cinzas adequado e até mais desejado para a operação no reator de gaseificação escolhido.

A fração de matéria volátil na biomassa do bagaço é aproximadamente a mesma encontrada na biomassa do pinheiro, superior em cerca de 2%. Portanto, em relação a conteúdo de material volátil, as biomassas do bagaço e do pinheiro são consideradas equivalentes neste trabalho.

O teor de enxofre em ambas as biomassas de bagaço e de pinheiro é de um valor baixo (igual ou menor que 0,1% em massa) e não deve representar problemas para este tipo de reator, sendo os resíduos de substâncias sulfurosas devem ser removidos até níveis ainda menores na etapa de limpeza dos gases. O teor de cloro na biomassa de pinheiro é menor que 0,01% e pode ser considerado nulo nesta análise. Assim como no caso de enxofre, o cloro e outros compostos ácidos porventura presentes no gás produzido pelo gaseificador devem ser removidos na etapa de limpeza dos gases.

O bagaço de cana-de-açúcar possui a desvantagem de um teor de oxigênio na sua composição elementar maior do que o encontrado na biomassa de pinheiro, esse conteúdo de oxigênio a mais se traduz em menos energia química disponível para a combustão e, portanto, um consumo de biomassa maior para manter as condições de operação (em especial a temperatura) do reator.

As concentrações de hidrogênio no combustível biomassa de bagaço de cana-de-açúcar e na biomassa de pinheiro são próximas, sendo que a concentração de hidrogênio no bagaço é cerca de 11% maior do que na biomassa de pinheiro. Contudo, o hidrogênio ainda está em concentração relativamente baixa no total de massa de ambas as biomassas, e não deve alterar expressivamente os resultados da gaseificação.

Em conclusão, o combustível biomassa do bagaço possui características semelhantes e outras diferentes daquelas da biomassa de pinheiro utilizada no trabalho de (WORLEY e YALE, 2012) em análise de gaseificador de leito fluidizado borbulhante. Algumas das características do combustível biomassa de bagaço, tais como teor de cinzas, são vantajosas em relação ao combustível biomassa de resíduos de pinheiro, entretanto, características como fração de carbono fixo, concentração de oxigênio e poder calorífico do combustível bagaço foram inferiores aos padrões do combustível pinheiro. Na análise produzida por este trabalho considera-se que as diferenças entre a biomassa de bagaço e a biomassa de resíduos de pinheiro não influem significativamente no resultado do cenário B ao utilizar os dados de gaseificação dos resíduos de pinheiro.

Além do reator de leito fluidizado borbulhante de (WORLEY e YALE, 2012), também foi considerado um outro estudo de reator de leito fluidizado borbulhante com biomassa de madeira de cipreste, descrito por (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019). Estes trabalhos utilizam condições de operação e escala de gaseificador consideravelmente diferentes e produziram resultados também consideravelmente diferentes. Um resumo das condições e resultados de cada estudo é apresentado na tabela 4.14:

Tabela 4.14 - Comparação entre as características dos reatores de leito fluidizado borbulhante dos trabalhos de (WORLEY e YALE, 2012) e (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019).

	Reator de (WORLEY e YALE, 2012) (Technology #1)	Reator de (PORCU, SOLLAI, <i>et al.</i> , 2019)
Localização	Projeto nos EUA	Itália
Tipo de planta	Comercial (projeto)	Piloto (em operação)
Capacidade anual (kt combustível/ano)	413,9	9,163
Capacidade térmica ²⁰ (MW _{th})	206,8	5,23
Tipo de combustível	Biomassa de madeira de pinheiro	Biomassa de madeira de cipreste italiano
Temperatura do gás na saída (°C)	850	717
Pressão do reator (bar)	9,0	Atmosférica
Rendimento CGE ^a do gás bruto (%)	84,0 ^c	46,0
Alimentação de Combustível (t/hora)	47,250	1,046
Alimentação de vapor (t/hora)	6,0	0,0
Alimentação de oxidante (t/hora)	12,638	1,715
Teor de O ₂ no oxidante (vol.%)	92	21 (ar atmosférico)
Saída de gases brutos (combustíveis diferentes)		
H ₂ (vol.%)	29,4 ^b	11,0
CO (vol.%)	24,6 ^b	16,6
CO ₂ (vol.%)	16,9 ^b	13,1
CH ₄ (vol.%)	1,5 ^b	3,4
H ₂ O (vol.%)	24,0 ^b	0,0
N ₂ (vol.%)	3,5 ^b	55,8
H ₂ S (vol.%)	<0,1 ^b	N/D
HCl (vol.%)	<0,1 ^b	N/D
Razão H ₂ :CO	1,19 ^b	0,66
Conversão de carbono (%)	N/D	61
Teor de alcatrão no gás (g/kg de gás)	>2,3	0,19
PCI gás (MJ/kg)	7,5 ^c	3,0 ^c

^a O rendimento CGE é descrito na eq. 3.55.

^b Valores da saída do reator de reforma de alcatrão.

^c Cálculo aproximado a partir da composição do gás.

A observação dos dados de comparação entre o reator de (WORLEY e YALE, 2012) e de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019) mostra que o reator de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019) tem características inferiores em praticamente todas as variáveis de comparação. Aqui é citado em especial o alto teor de nitrogênio no gás de síntese produzido, o baixo poder calorífico do gás produzido, a pequena escala e a baixa eficiência. O alto teor de

²⁰ A capacidade térmica (CAP_{th}) de um reator de gaseificação é uma medida comum de comparação entre gaseificadores e reflete a capacidade de processamento de um combustível de determinado poder calorífico. $PCI_i \cdot \dot{m}_i = CAP_{th}$.

nitrogênio e o baixo poder calorífico do gás produzido são consequências de o reator de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019) ser alimentado com ar atmosférico como o oxidante do processo. O ar atmosférico por ser composto em maior parte de N₂ (cerca de 78% vol.) injeta um excesso desse gás inerte no processo de gaseificação, que contribui para a diluição do gás resultante e para o seu baixo poder calorífico. O reator de (WORLEY e YALE, 2012) também possui a vantagem de ter uma razão H₂:CO mais elevada (1,19) e isso é consequência da injeção de vapor e oxidante gás oxigênio na sua alimentação. No entanto, o reator de (WORLEY e YALE, 2012) necessita de mais equipamentos para manter sua operação pressurizada e alimentada por oxigênio em vez de ar, e isso se reflete nos seus custos como é apresentado adiante. Não obstante, esse foi o reator escolhido para fornecer dados técnicos da gaseificação do cenário B, pois ele produz um gás de síntese com baixo teor de nitrogênio e de qualidade aceitável para a síntese de combustíveis (depois de realizado processo de ajuste do gás por reação de *Water-Gas Shift*). O reator de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019) foi apresentado aqui, pois ele pode ser uma opção de baixo custo para produção de gás com outro objetivo (como combustão em motores) e por ser baseado em um reator em operação que possui dados técnico-econômicos reais de sua planta disponíveis, incluindo dados de custo de operação e manutenção da planta que não são fornecidos por (WORLEY e YALE, 2012), pois a planta é analisada apenas com base nos seus rendimentos e no orçamento de construção e instalação, não possuindo dados reais de operação.

Outro dado importante sobre o gaseificador de (WORLEY e YALE, 2012) é a sua integração com um reator de reforma de alcatrão. O reator de gaseificação e o reator de reforma de alcatrão operam em conjunto para reduzir o teor de alcatrão do gás de síntese produzido na gaseificação de leito fluidizado borbulhante. Os dados apresentados por (WORLEY e YALE, 2012) apontam uma redução de 92%, em volume de gás, de alcatrão presente no gás do gaseificador após a realização da reforma de alcatrão. Dessa forma, observa-se que o gás resultado desse tem teor de alcatrão reduzido em relação ao reator de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019), essa redução é desejável e/ou necessária para diversas aplicações do gás de síntese, como foi mostrado na tabela 2.4, inclusive para a realização da produção de combustíveis sintéticos pela síntese de Fischer-Tropsch.

Optou-se, neste trabalho, após as considerações apresentadas para o cenário B, por utilizar uma mescla de dados da planta de gaseificação de (WORLEY e YALE, 2012) e dados da planta de gaseificação de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019). Neste caso, os dados técnicos de rendimentos e composição dos gases produzidos são obtidos a partir de dados do reator da “Tecnologia #1” apresentado por (WORLEY e YALE, 2012), além

disso, todos os dados de custos de capital da planta do cenário B foram retirados deste mesmo trabalho, do orçamento da planta de caso 6 do trabalho. Também foi incluído nos custos de capital da planta um equipamento secador de biomassa do tipo tambor rotativo de (AMOS, 1998). Já os dados de custos de operação e manutenção e de custos de O&M variáveis, foram retirados de (PORCU, SOLLAI, *et al.*, 2019), pois o trabalho de (WORLEY e YALE, 2012) não possui essas informações. Os custos das plantas do cenário B foram calculados a partir desses dados seguindo a metodologia estabelecida no capítulo 3, seção 3.5, com a ressalva de que foi utilizado o mesmo processo de limpeza de gás de síntese do tipo Selexol utilizado na planta de gaseificação do cenário A, cujos dados de referência são encontrados nos dados da planta “B5A” de (NETL, 2015).

Os resultados de cálculo de custos das plantas de gaseificação são apresentados mais adiante neste capítulo. Todos os custos são calculados em dólares dos EUA no ano de 2018. Os custos nivelados são dados em três diferentes bases de nivelamento: base H_2+CO , base MWh_{th} e base biomassa (*in natura*). Em algumas “ilhas” da planta de gaseificação também são calculados os custos nivelados por outros fluxos mássicos da mesma forma que o apresentado para o cenário A.

A base biomassa (*in natura*) de nivelamento de custo, utiliza o fluxo mássico de biomassa *in natura* para nivelar os custos, ou seja, é calculado um custo em US\$/ t de biomassa *in natura*.

A base H_2+CO de nivelamento de custo utiliza a soma dos fluxos mássicos das frações de gás H_2 e gás CO presentes no gás de síntese final (depois de ter sido ajustado no SWGS e passado pela limpeza) para nivelar os custos, ou seja, é calculado um custo em US\$/ t de H_2+CO . Para converter o custo nivelado em biomassa para custo nivelado em H_2+CO , é utilizado o valor de massa de H_2+CO por massa de biomassa (*in natura*) de 0,324, resultado dos cálculos de rendimentos de gás de síntese e de frações de H_2 e CO no gás de síntese final.

4.2.3 Reator de *Sour Water-Gas Shift* (Cenário B)

O gás produzido pelos reatores de gaseificação passa por uma etapa de ajuste com o objetivo de corrigir a razão molar $H_2:CO$ da mesma forma como foi discutido no cenário A. Para manter a uniformidade de resultados, o mesmo valor de $H_2:CO$ utilizado no cenário A é empregado no cenário B, igual a 2,30.

Assim como no cenário A, todos os resultados de composição de gases de gaseificação observados nos dados coletados para este trabalho apresentam razões $H_2:CO$ menores do que 2,3 (como é observado na tabela 4.14). Portanto, em todos os casos (todas as plantas) de gaseificação estudados no cenário B é realizada uma etapa de SWGS para alterar a concentração de H_2 e de CO no gás e atingir a razão escolhida de 2,3.

O processo de SWGS foi descrito detalhadamente no capítulo 3, subseção 3.5.8.1. Nesta seção são apenas apresentados os resultados desse processo para o cenário de gaseificação dispersa. Diferentemente do cenário A, no cenário B não é necessário injetar vapor d'água no reator de SWGS, pois o gás produzido pelo reator de gaseificação (e que passou pelo reator de reforma de alcatrão) já possui em sua composição uma quantidade significativa de vapor d'água (24% vol.) e a reação pode ser processada sem acréscimo de água. Logo, o fluxo mássico de gás que sai do SWGS é o mesmo que aquele da entrada em acordo com a conservação de massa (são desprezadas quaisquer perdas de massa nesse processo). A composição dos gases na saída do SWGS é alterada pelas novas concentrações de H_2 , CO , H_2O e CO_2 do gás, porém os outros componentes têm suas proporções mantidas (hipótese de que apenas a reação R.8 acontece neste processo). As outras condições são mantidas iguais a aquelas do cenário A.

A tabela 4.15 apresenta os dados de entrada do SWGS e o resultados encontrados na simulação desse processo para a planta de gaseificação dispersa, realizada no *software* DWSIM.

Tabela 4.15 - Comparação entre dados de entrada do SWGS e resultados (dados de saída) do SWGS no cenário B. Elaboração própria.

	Entrada do SWGS	Saída do SWGS
Fração mássica de gás por biomassa (kg gás/kg biomassa)	1,247	1,247
PCI em base úmida (MJ/kg)	7,55	7,39
Razão H ₂ :CO	1,19	2,30
Fração mássica de H ₂ +CO por biomassa (kg H ₂ +CO/kg biomassa)	0,578	0,324
Temperatura do gás (°C)	871	296
Pressão do gás (bar)	10	10
Composição do gás		
H ₂ (% vol.)	29,4	37,7
CO (% vol.)	24,6	16,4
CO ₂ (% vol.)	16,9	25,1
N ₂ (% vol.)	3,5	3,5
CH ₄ (% vol.)	1,5	1,5
H ₂ O (% vol.)	24,0	15,7

A tabela 4.15 mostra como o gás bruto saído dos gaseificadores de leito fluidizado borbulhante é alterado pelo processo de SWGS. Observa-se que o poder calorífico do gás resultante do SWGS é menor do que o gás na sua entrada, o que se explica por a reação de *Water-Gas Shift* ter ocorrido predominantemente na direção em que ela é exotérmica. Também é observado que uma fração menor de massa de gás H₂ + gás CO é produzida (em relação à massa de biomassa), o que faz parte da relação de compromisso onde obter uma razão H₂:CO maior implica em produzir uma massa de H₂+CO menor. A temperatura do gás do gaseificador é reduzida a 203°C (assim como no cenário A) para favorecer o sentido exotérmico da reação (TAGOMORI, 2017), porém a reação libera energia térmica que eleva a temperatura do gás que atinge 296°C na saída de gases do processo. Por fim, a composição do gás sofre alterações importantes, em especial a maior proporção de CO₂ obtida no gás da saída do SWGS que pode ter aplicações na captura de CO₂, com discutido anteriormente.

Como já mencionado, para este cenário não há consumo de vapor pelo SWGS, tendo o vapor sido provido na alimentação do reator de gaseificação.

Os custos do processo de SWGS são considerados inclusos nos custos do reator de gaseificação, pois se considera que os dois equipamentos formam um conjunto indissociável neste cenário.

4.3 Resultados do caso de referência

Nesta seção os resultados obtidos através da aplicação da metodologia do capítulo 3 em conjunto com os dados técnicos e econômicos reunidos neste capítulo são apresentados.

4.3.1 Resultados e dados compartilhados entre os cenários

Como foi discutido na caracterização de cada cenário, existem etapas da rota de conversão de biomassa por gaseificação que são comuns, tanto em metodologia quanto em fontes de dados, para os dois cenários principais (A e B) comparados. A tabela 4.16 apresenta esses resultados que são posteriormente aplicados como dados de entrada nas etapas do trecho comum entre cenários de gaseificação.

Tabela 4.16 – Parâmetros base para os cálculos, comuns para todos os cenários, a partir de dados do caso de referência.

Caso de referência	
Capacidade de moagem de cana-de-açúcar das usinas da região estudada (milhões de toneladas por ano)	71
Coefficiente técnico de bagaço	0,25
Fator de bagaço excedente (%)	14,2%
Potencial de bagaço excedente (toneladas)	2.520.500
Distância média rodoviária ponderada pela capacidade das usinas ao centroide (km)	58,70
Fator de sazonalidade da cana-de-açúcar	52,08%
Umidade da biomassa bagaço de cana (% base mássica seca)	50,02%
Cotação do dólar dos EUA considerada (média de 2018)	3,875 R\$/US\$
Preço da energia elétrica ^a (consumidor industrial, média 2018) R\$/MWh	564,98
Taxa de desconto (% a.a.)	10%
Vida Útil de projeto (anos)	30

^a Retirado de (ANEEL, 2020), distribuidora CPFL Paulista (distribuidora da região de estudo), média de tarifas de cliente Industrial no ano de 2018.

Um conjunto de dados de entrada importante é o dos valores de fator de escala das plantas e equipamentos das rotas de conversão de biomassa. O cálculo de ajuste de custos por fator de escala foi utilizado em todas as ilhas das rotas de conversão estudadas (exceto no armazenamento de biomassa que é dado em custo variável) como forma de obter um custo de capital específico para uma determinada capacidade (escala) de um sistema ou equipamento que é diferente da capacidade do sistema ou equipamento de referência. A tabela 4.17 apresenta os fatores de escala utilizados em cada ilha das rotas de gaseificação:

Tabela 4.17 - Fatores de escala das plantas de processamento e ilhas das rotas de gaseificação de biomassa.

Planta ou sistema	Fator de escala	Fonte
Ilha de Torrefação	0,70	(BATIDZIRAI, MIGNOT, <i>et al.</i> , 2013)
Ilha de Carga e Descarga	0,62	(TAGOMORI, 2017)
Ilha de Admin. da Planta	0,62	(TAGOMORI, 2017)
Ilha de Alim. de Biomassa	0,62	(TAGOMORI, 2017)
Ilha de ASU	0,50	(KREUTZ, LARSON, <i>et al.</i> , 2008)
Ilha de Limpeza de Gases	0,70	(TAGOMORI, 2017)
Gaseificação Centralizada	0,62	(TAGOMORI, 2017)
Gaseificação Dispersa	0,60	(PORCU, SOLLAI, <i>et al.</i> , 2019)

4.3.2 Resultados de custo de transporte de biomassa

Apenas no cenário A os custos de transporte são relevantes, pois este cenário possui um custo de transporte de biomassa torrefeita das usinas até a planta central de gaseificação.

Além do custo do transporte em si, deve ser adicionado o custo de carga e descarga, estimado em 1,70 US\$/t de biocarvão.

São comparados três cálculos de custo de transporte, adicionados do custo de carga e descarga, considerando a distância média ponderada rodoviária obtida entre as usinas e o centroide de bagaço de cana (onde é sugerida a localização da planta de gaseificação centralizada) e esta distância é de 58,70 km no caso de referência, como mostra a tabela 4.16.

A tabela 4.18 apresenta esses resultados de custo de transporte (adicionado ao custo de carga e descarga)

Tabela 4.18 - Custo total médio de transporte da usina à planta de gaseificação nivelado por biocarvão e por H₂+CO.

	Presente trabalho	(SILVA, 2017)	(FRANÇOSO, BIGATON, <i>et al.</i> , 2017)
Custo Total de transporte nivelado por biocarvão (US\$/t)	4,31	8,61	5,67
Custo Total de transporte nivelado por massa de H ₂ +CO do cenário A (US\$/t)	7,61	15,21	10,02

Na tabela 4.18 são calculados também os valores de Custo Total de Transporte Nivelado por massa de H₂+CO do cenário A (gaseificação centralizada) e esses valores serão relevantes na análise comparativa dos resultados dos cálculos de custos dos cenários A e B para produção de gás de síntese especificado para a síntese de combustíveis. Os custos de transporte (e carga e descarga) expressos na tabela 4.18 são nivelados por fluxo mássico de H₂+CO do cenário A.

Dessa forma é possível comparar a diferença entre o Custo Total Nivelado, entre o cenário A e cenário B, com os diferentes valores de Custo de Transporte Nivelado apresentados na tabela 4.18 e observar se essa diferença é maior ou menor que o custo de transporte para cada uma das metodologias.

Não é possível dirimir os motivos responsáveis pelas diferenças entre os valores de custos de transporte dos modelos apresentados. Dentro de tais circunstâncias, optou-se por utilizar como valor base aquele do modelo construído neste trabalho, por ser encontrado através de modelagem com uma abordagem *bottom-up*.

4.3.3 Resultados das plantas de torrefação

Aqui são apresentados os resultados de rendimentos e custos das plantas de torrefação utilizadas no cenário A (gaseificação centralizada). Como foram associadas a cada usina uma planta, os rendimentos e os custos para cada planta de torrefação devem ser

calculados individualmente. A operação de cada planta foi definida com os mesmos dados, logo os dados técnicos das plantas de torrefação foram iguais. Na tabela 4.19 são apresentados esses dados e resultado comuns a todas as plantas de torrefação.

Tabela 4.19 - Dados de entrada e resultados de rendimento do processo de torrefação de bagaço.

Entradas de dados do cálculo da torrefação	
Eficiência de Secagem (AMOS, 1998)	50%
Eficiência do Reator de Torrefação (suposição)	100%
Eficiência do Combustor (SANTOS, 2012)	86%
Rendimento mássico de reação de torrefação (biomassa 0% umidade) (GUIMARÃES, 2016)	80%
PCI (biomassa 0% umidade, MJ/kg) (GUIMARÃES, 2016)	15,97
Calor de torrefação (MJ/kg de biomassa pós-secagem, $\frac{\Delta Q_{torr.}}{\dot{m}_{bio "seca"}}$) (BATIDZIRAI, MIGNOT, <i>et al.</i> , 2013)	1,04
Resultados do cálculo da torrefação	
PCI (biomassa <i>in natura</i> @ umidade biomassa crua, MJ/kg)	9,88
PCI (biomassa seca @ umidade pós-secagem [20%], MJ/kg)	12,93
PCI (gases volatilizados, MJ/kg)	3,43
PCI (biomassa torrefeita, MJ/kg)	18,20
Fração de massa de volatilizados por massa de biomassa <i>in natura</i> ($\frac{\dot{m}_{volat.}}{\dot{m}_{bio "crua"}}$)	0,27
Fração de volatilizados destinados a fornecer calor de torrefação por biomassa <i>in natura</i> ($\frac{\dot{m}_{volat. \rightarrow torr.}}{\dot{m}_{bio "crua"}}$)	38,00%
Fração de biomassa seca auxiliar destinada à torrefação, por massa de biomassa <i>in natura</i> ($\frac{\dot{m}_{bio aux torr.}}{\dot{m}_{bio "crua"}}$)	4,44%
Fração de biomassa <i>in natura</i> gasta na secagem ($\frac{\dot{m}_{bio aux secagem}}{\dot{m}_{bio "crua"}}$)	17,55%
Rendimento Mássico para biomassa úmida ($RM_{torr.real}$)	41,55%

Fonte: Elaboração própria quando não especificado na tabela

O rendimento mássico para biomassa úmida é o resultado mais importante apresentado na tabela 4.19, com um valor de 41,55% (já apresentado antes) o processo de torrefação incorre em expressiva perda de massa na condição de processo auto térmico. Os resultados da tabela 4.19 mostram que uma parcela equivalente a 17,55% da biomassa que é alimentada à planta é consumida em combustão para fornecer calor na secagem

da biomassa, e outra parcela de 4,44% (de biomassa seca por biomassa *in natura*) é destinada a auxiliar na necessidade de calor da torrefação em si.

A tabela 4.20 apresenta resultados de custos de plantas de torrefação. Foram calculados custos de 20 plantas de torrefação (uma planta para cada usina da região de estudo), aqui são exibidos três conjuntos de custos considerados os mais relevantes: custos da usina referência, média de custos ponderada por produção de biocarvão, custos na menor planta e custos da maior planta (menor ou maior em relação à produção estimada de biocarvão, proporcional à produção de bagaço de sua usina-mãe). Estes custos foram calculados para o caso de referência de coeficiente técnico de bagaço de 0,25 e fração de bagaço excedente de 14,2%.

Tabela 4.20 - Resultados de custos das plantas de torrefação do cenário A.

Caso de referência					
	Unidade	Planta referência	Média ponderada	Menor planta	Maior planta
Alimentação de biomassa	t de biomassa <i>in natura</i> por ano	231.077	126.025	10.650	266.250
Produção de biocarvão	t de biocarvão por ano	80.000	52.367	4.425	110.635
Capacidade nominal de biocarvão	t de biocarvão por ano	100.000	125.682	10.621	265.525
Nº de trens de torrefação	-	1	2	1	3
Custos de capital anualizado e nivelado	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	6,84	12,98	24,70	11,71
Custos de O&M nivelados	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	9,58	11,18	59,46	9,01
Custo O&M variáveis	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	10,47	10,05	10,05	10,05
Custo Total nivelado	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	26,88	34,21	94,21	30,77

O custo total da planta de torrefação varia seguindo uma função exponencial, pois as componentes de custos de capital de cada planta são estimadas pelo ajuste apresentado na eq. 3.33, fazendo uso de um fator de escala (β_p) de 0,7 (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013) e de um fator de adição de trem (α) de 0,9 (SILVA, 2017). A capacidade nominal de 100.000 toneladas de biocarvão por ano (da planta de referência) foi considerada a escala máxima que pode ser atingida pela tecnologia atual (BATIDZIRAI, MIGNOT, *et al.*, 2013), portanto, pode haver descontinuidades no custo

nivelado entre uma planta de torrefação e outra no caso de o limite de escala de um trem individual ter sido atingido, forçando uma divisão em um maior número de trens de processo de torrefação, cada um com uma menor escala. Para o caso de referência, foi necessário um total de 36 trens de torrefação: das 20 plantas de torrefação, 9 plantas foram calculadas com um trem de torrefação, 6 plantas foram calculadas com dois trens e 5 plantas foram calculadas com três trens. Os resultados obtido para cada planta estão na tabela I.B do Anexol

A figura 4.5 contém um gráfico que apresenta a fração de participação de cada parcela do custo (Custo de Capital, Custo de O&M e Custo variável) nas plantas referência, média ponderada, menor planta e maior planta):

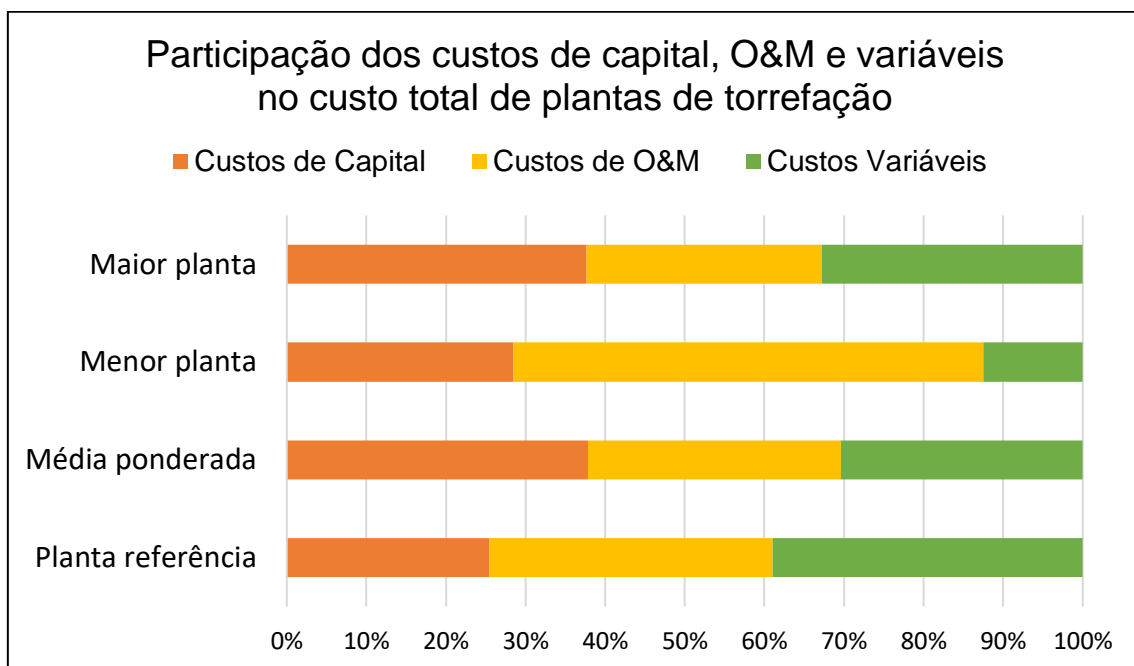


Figura 4.5 - Gráfico de participações dos custos de capital, O&M e O&M variáveis no custo total de plantas de torrefação (caso de referência). Elaboração própria.

4.3.4 Resultados dos cenários de gaseificação

Através da metodologia apresentada no capítulo 3 e da entrada de dados de rendimentos e custos das fontes de dados apresentadas nas seções anteriores foram calculados, com auxílio de planilhas do *software* Microsoft Office Excel, os resultados apresentados nesta seção para cada cenário de gaseificação (A e B). Os dados apresentados nesta seção se encontram agregados de forma a resumir o total de

informações produzido. A planilha reproduzida no Anexo II contém resultados mais detalhados dos cálculos realizados.

Os resultados de custos do cenário B correspondem à média ponderada de todos os 20 gaseificadores calculados (cada usina possui um gaseificador anexo associado a ela). Já os resultados de custo do cenário A correspondem à única planta de gaseificação centralizada e resultados de média ponderada dos custos das 20 plantas de torrefação (cada usina possui uma planta de torrefação anexa a ela).

A tabela 4.21 mostra a comparação de resultados de produção e de consumo da gaseificação do cenário A (gaseificação centralizada) e cenário B (gaseificação dispersa) para o caso de referência. A tabela 4.22 mostra os resultados de rendimento e consumo da produção de cada cenário (A e B) obtidos nos cálculos realizados para o caso de referência.

Tabela 4.21 - Comparação dos resultados de Capacidade Total de produção e consumo de cada cenário (A e B), para o caso de referência. Elaboração própria.

Capacidade total produzida (caso de referência)			
		Cenário A (gaseificação centralizada)	Cenário B (gaseificação dispersa)
Biomassa <i>in natura</i> processada	t/ano	2.520.500	2.520.500
Biocarvão processado	t/ano	1.047.347	-
Capacidade nominal instalada de biomassa <i>in natura</i>	t/ano	3.150.625	3.150.625
Capacidade nominal instalada de biocarvão	t/ano	1.309.184	-
Gás de síntese bruto ^a produzido	t/ano	1.989.960	3.142.444
Gás de síntese ajustado ^b produzido	t/ano	2.408.865	3.142.444
Massa de H ₂ +CO produzida	t/ano	592.927	816.221
Energia térmica do gás bruto ^a	GWh _{th} /ano	4.708	6.590
Produção potencial de compostos F-T ^c	t por ano	100.145	137.860

^a Gás bruto é definido com aquele gás que está a jusante da saída do gaseificador e está a montante do SWGS. A energia térmica é equivalente à energia do PCI do gás bruto para a massa de gás produzida.

^b Gás ajustado é aquele gás que está a jusante do SWGS e do sistema de limpeza de gás, estando

especificado para o uso na síntese F-T.

° F-T: Fischer-Tropsch, relativo a compostos sintéticos produzidos a partir do gás de síntese.

Na tabela 4.21 estão dispostos valores totais de produção e capacidade de produção das duas rotas estudadas. Nota-se que ambas as rotas possuem a mesma capacidade nominal de processamento de biomassa, projetada para resultar em um fator de capacidade total de 80%. Também é apresentado o fluxo mássico de processamento de biocarvão e a capacidade nominal de processamento de biocarvão do cenário A (centralizado, que utiliza biomassa torrefeita), esse dado mostra como o fluxo mássico processado pela planta de gaseificação no cenário A é reduzido significativamente por causa do baixo rendimento mássico do processo de torrefação. Essa redução de massa da biomassa *in natura* inicial também produz consequências no total de gás de síntese produzido, que é reduzido em relação ao cenário B. Logo, o cenário B é aquele que produz maior quantidade (fluxo mássico) de gás de síntese a partir da mesma quantidade de biomassa *in natura*. No entanto, os gases produzidos no cenário A e os gases gerados no cenário B não possuem a mesma composição (como foi mostrado nas tabelas 4.10, 4.11, 4.13 e 4.14) e a produção de gás $H_2 + CO$ não é diretamente proporcional à produção de gás bruto. Deve ser considerado o processo de SWGS que altera as propriedades do gás. Ainda assim, ao final dos processos, os gases de síntese dos dois cenários são especificados na mesma razão de $H_2:CO$ e a produção de H_2+CO é maior no cenário B (gaseificação dispersa). O resultado da produção de gás de síntese ajustado mostra uma produção 30,4% maior de gás ajustado no cenário B, relativamente o cenário A.

A produção de energia, do poder calorífico do gás de síntese bruto, também foi inferior no cenário A em relação ao cenário B, tendo sido produzida 40% mais energia potencial no cenário B (gaseificação dispersa) em relação ao cenário A (gaseificação centralizada). Esse resultado é explicado pela menor quantidade de gás produzido e pela produção de um gás de síntese ajustado de maior poder calorífico no cenário B, onde não foi injetado vapor d'água no SWGS e não ocorreu diluição do gás de síntese produzido.

Lembra-se aqui da alternativa de utilizar o gás de síntese bruto na geração de energia elétrica. Para encontrar um valor de energia elétrica produzida, no entanto, é necessário conhecer o valor de eficiência térmica da suposta ilha de ciclo de potência, a qual iria converter a energia térmica do poder calorífico do gás bruto em energia elétrica. Existem diferentes alternativas de ciclos de potência para esse caso, incluindo: turbina a gás simples, ciclo de combinado de turbina a gás e turbina a vapor, motor de ciclo otto etc. Contudo, como já foi mencionado anteriormente, não é do escopo deste presente

trabalho a análise do caso de geração de energia elétrica e esta análise permanece como sugestão para futuros trabalhos.

Por fim, foi apresentado um resultado de aplicação de um coeficiente de produção bruta de compostos sintéticos F-T (Fischer-Tropsch) calculado a partir dos resultados de simulação de síntese F-T realizado por (TAGOMORI, 2017) e também foi encontrada uma produção maior desses compostos no cenário B, essa produção foi 37,7% superior àquela do cenário A.

Tabela 4.22 - Comparação dos resultados de Rendimentos de produção e consumo de cada cenário (A e B), para o caso de referência. Elaboração Própria

Rendimentos (caso de referência)			
		Cenário A (gaseificação centralizada)	Cenário B (gaseificação dispersa)
Rendimento mássico de biomassa para gás bruto ^a	kg de gás bruto / kg de biomassa	0,790	1,247
Rendimento mássico de biocarvão para gás bruto ^a	kg de gás bruto / kg de biocarvão	1,90	-
Rendimento mássico de biomassa para gás ajustado ^b	kg de gás ajustado / kg de biomassa	0,956	1,247
Rendimento mássico de biocarvão para gás ajustado ^b	kg de gás ajustado / kg de biocarvão	2,300	-
Consumo de energia elétrica total	MWh/t de biomassa <i>in natura</i>	0,275	0,216
	MWh/t de H ₂ +CO	1,170	0,666
Consumo de gás oxidante	kg de gás oxidante / kg de biomassa	0,283	0,267
	kg de gás oxidante / kg de biocarvão	0,68	-
Rendimento de H ₂ +CO	kg de H ₂ +CO / kg de biomassa	0,235	0,324
	kg de H ₂ +CO / kg de biocarvão	0,566	-
Eficiência CGE (biomassa <i>in natura</i> → gás ajustado ^b)	%	59,5%	80,5%

^a Gás bruto é definido com aquele gás que está a jusante da saída do gaseificador e está a montante do SWGS.

^b Gás ajustado é aquele gás que está a jusante do SWGS e do sistema de limpeza de gás, estando especificado para o uso na síntese F-T.

Na tabela 4.22 é mais uma vez observado que o processo de conversão da biomassa como um todo do cenário A (gaseificação centralizada) possui rendimentos mássicos inferiores àqueles do cenário B e, como já era esperado, ao considerar o rendimento a partir do biocarvão como insumo combustível, na produção de gás de síntese, o cenário A obtém rendimentos maiores, devido à maior densidade energética da biomassa torrefeita e ao maior teor de carbono fixo.

O cenário A possui um consumo de energia elétrica superior ao consumo do cenário B tanto na base de biomassa *in natura* quanto na base H₂+CO, porém a diferença entre os cenários para esse resultado é maior na base H₂+CO, 27% de diferença na base biomassa contra cerca de 76% na base H₂+CO, este é um resultado importante pois mostra que a rota de gaseificação do cenário A é mais sensível ao custo da energia elétrica do que a rota do cenário B na produção de gás de síntese especificado para síntese F-T. Já o consumo de agente oxidante por massa de biomassa *in natura* (neste caso gás oxigênio para ambos os cenários) é apenas 6% superior no cenário A em relação ao cenário B. O consumo de oxidante por biomassa torrefeita é superior, isto acontece pois o reator de gaseificação de leito de arraste necessita atingir temperaturas mais elevadas de operação. De fato, o reator de leito fluidizado borbulhante opera a cerca de 850°C, enquanto o reator de leito de arraste considerado no cenário A opera a 1250°C, uma diferença de 400°C.

Observa-se também que a eficiência CGE da rota de conversão do cenário A é inferior à eficiência da rota de conversão do cenário B, no entanto isto se deve ao baixo rendimento mássico da torrefação. Ao considerar uma CGE a partir do combustível alimentado no reator, o gaseificador de (WEILAND, NORDWAEGER, *et al.*, 2014), no qual foi baseado o reator do cenário A, é capaz de atingir uma eficiência CGE de 81% e o gaseificador de (NETL, 2015) é capaz de atingir uma eficiência CGE de 83%.

Em seguida é apresentada a tabela 4.23, onde são comparados os resultados de Custos Nivelados de cada cenário (A e B), para o caso de referência.

Tabela 4.23 - Comparação dos resultados de Custos Nivelados agregados de cada cenário (A e B), para o caso de referência. Elaboração Própria

Custos nivelados (caso de referência)			
		Cenário A (gaseificação centralizada)	Cenário B (gaseificação dispersa)
<i>Base biomassa in natura</i>			
Custos de capital anualizado e nivelado	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	51,48	53,68
Custos de O&M nivelados		23,89	61,87
Custo O&M variáveis		42,22	66,38
Custo Total nivelado		117,59	181,93
<i>Base H₂+CO</i>			
Custos de capital anualizado e nivelado	US\$/t de H ₂ +CO	218,85	165,76
Custos de O&M nivelados		101,54	191,06
Custo O&M variáveis		179,49	204,97
Custo Total nivelado		499,87	561,80
<i>Base MWh_{th}^a (gás bruto)</i>			
Custos de capital anualizado e nivelado	US\$/MWh _{th}	27,56	20,53
Custos de O&M nivelados		12,79	23,66
Custo O&M variáveis		22,61	25,39
Custo Total nivelado		62,96	69,58

^a Megawatt-hora térmico: Energia do PCI do produto final expressa em MWh.

A tabela 4.23 mostra os resultados dos cálculos de custos totais das rotas dos cenários A e B. Os resultados de custos são divididos em custos nivelados de Capital, Custos de O&M, Custos de O&M Variáveis e Custo Nivelado Total (que é a soma dos três custos anteriores). Os resultados são dados em três bases de nivelamento: nivelados por biomassa *in natura* do bagaço de cana-de-açúcar, nivelados por massa de H₂+CO presente no gás se síntese ajustado e nivelados por potencial de energia térmica do PCI do gás de síntese bruto.

Como se percebe, apesar de os rendimentos, de gás bruto, H₂+CO e energia potencial térmica do cenário A terem sido inferiores aos rendimentos do cenário B, os custos nivelados totais, por biomassa *in natura*, massa de H₂+CO e energia potencial do PCI

do gás bruto, do cenário A foram inferiores aos custos nivelados do cenário B, indicando uma preferência econômica pela cenário A (gaseificação centralizada) para as condições do caso de referência estudado. Observa-se que o cenário A possui custos de Capital nivelado superiores aos custos de Capital nivelado do cenário B, porém essa diferença é compensada por maiores custos de O&M do cenário B em relação ao cenário A, mostrando que a rota de conversão de biomassa por gaseificação centralizada consegue reduzir os custos fixos relativos da sua operação através de uma grande escala.

Os valores de custos nivelados por H_2+CO são aqueles mais importantes para a análise baseada no objetivo de realizar a síntese F-T com o gás de síntese produzido. A diferença de valor do custo nivelado total por H_2+CO entre o cenário A e o cenário B foi de 11,2%. Contudo, essa diferença em valores absolutos continua sendo maior do que o custo de transporte de biomassa torrefeita nas condições do caso referência e na região de estudo: a diferença no valor de 61,93 US\$/t de H_2+CO entre custo total nivelado por massa de H_2+CO do cenário B e cenário A é superior aos valores das alternativas de custo total nivelado por H_2+CO apresentados na tabela 4.18. Contudo, a diferença de valores de custo total nivelado por H_2+CO entre os cenários A e B pode estar dentro de um intervalo de incerteza dos cálculos realizados. Na próxima seção é feita uma análise de sensibilidade para testar se a diferença é mantida ao alterar valores de variáveis globais de entrada de dados do modelo de cálculo.

Também foram incluídos na tabela 4.23 os resultados de custos nivelados por MWh_{th} de energia potencial térmica do poder calorífico inferior do gás de síntese bruto. Estes resultados são relevantes para fazer uma possível análise LCOE (*Levelling Cost Of Energy*) das rotas de conversão de biomassa. Para isso, é necessário modelar e calcular uma planta de conversão dessa energia potencial térmica em energia elétrica (uma usina termoelétrica, por exemplo), e essa análise foge ao escopo definido para o presente trabalho.

As figuras 4.6 e 4.7 apresentam gráficos que sintetizam as informações de custo da tabela 4.23. Na figura 4.6 o gráfico mostra a parcela que os custos nivelados de Capital, O&M e O&M Variáveis ocupam do custo total nivelado para os cenários A e B.

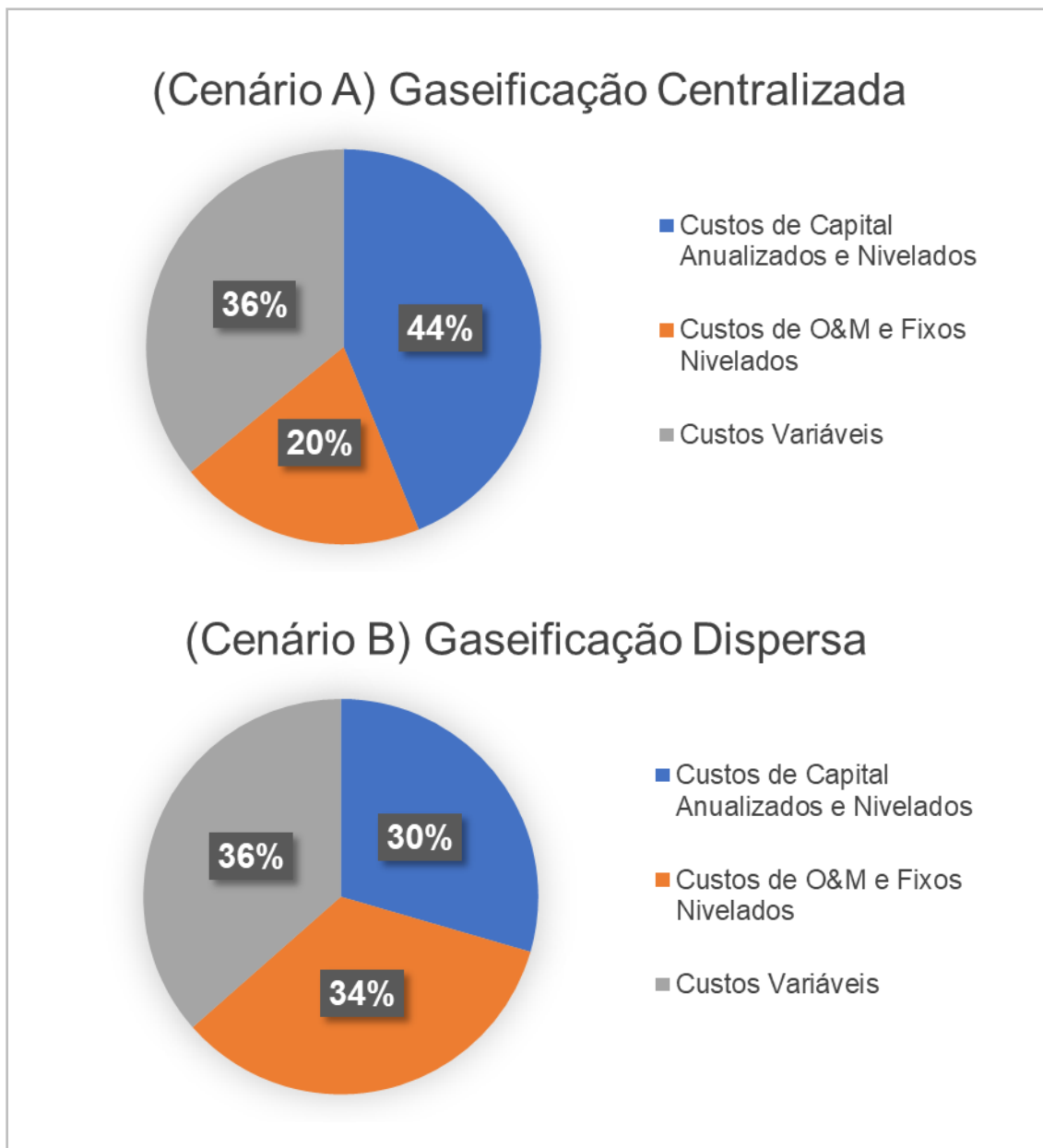


Figura 4.6 - Composição do Custo Total Nivelado das rotas de gaseificação em parcelas de custos de Capital, O&M e O&M Variáveis para os cenários A e B. Elaboração própria.

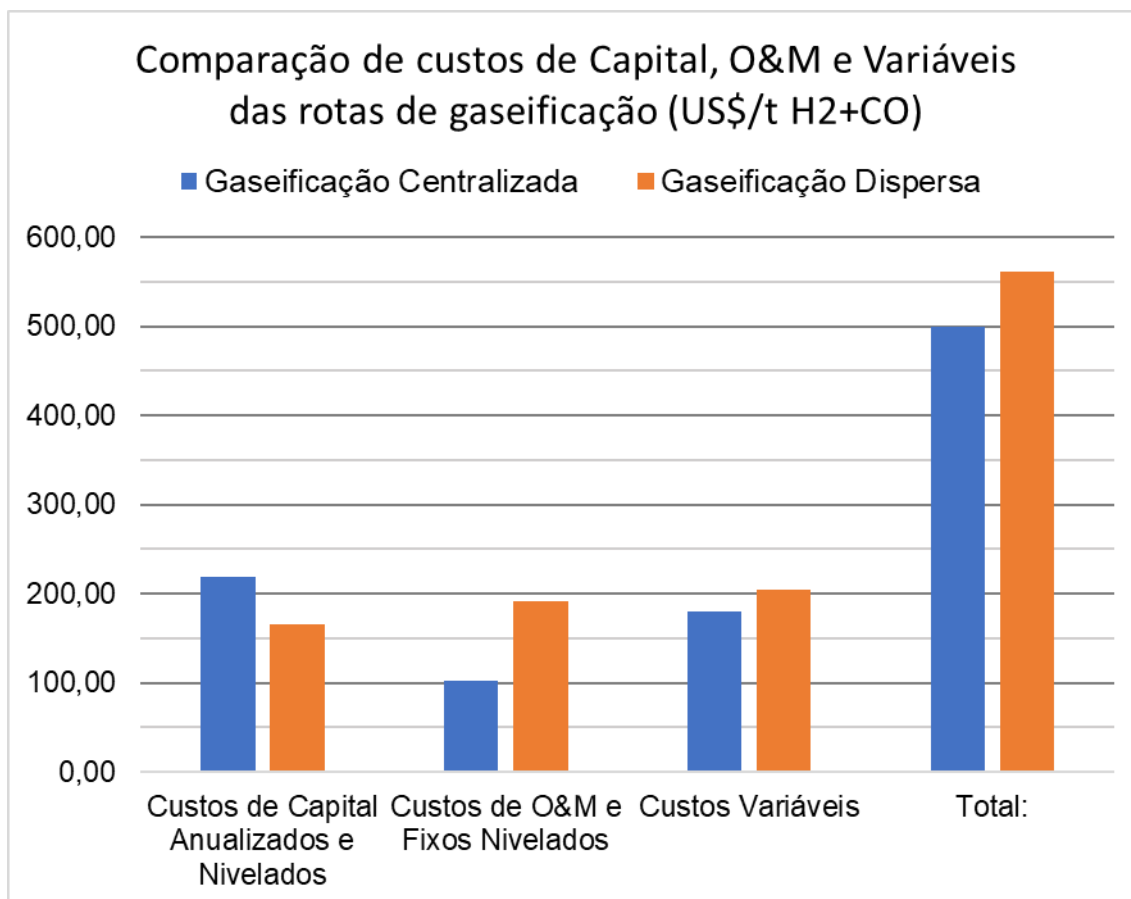


Figura 4.7 - Composição do Custo Total Nivelado das rotas de gaseificação em valores absolutos de custos de Capital, O&M e O&M Variáveis para os cenários A e B. Elaboração própria.

As figuras 4.6 e 4.7 mostram como a rota de conversão de biomassa do cenário A é intensiva em Custos de Capital, o que se deve à maior escala (planta centralizada única) de gaseificação e à maior complexidade da planta do cenário A, que necessita de mais equipamentos e sistemas específicos para sua operação. Por causa da maior escala da planta de gaseificação, o cenário A também dilui os custos fixos e dessa forma os custos de O&M são limitados a 20% do custo total. Os custos de O&M variáveis também ocupam parcela importante do custo total, representando 36% do total, sendo que a maior parte dos custos de O&M variáveis deste cenário são custos resultantes do consumo de energia elétrica que responde por 95% dos custos de O&M variáveis.

Nas figuras 4.6 e 4.7 também é observado que a rota de conversão de biomassa do cenário B é mais intensiva em custos de O&M do que no cenário A, fato explicado pela

dispersão de várias unidades de gaseificação de pequena e média escala nesse cenário, pois cada unidade necessita de uma equipe de funcionários, peças para manutenção, equipamentos de tratamento de água e de descarte de resíduos. Por outro lado, a menor complexidade e o menor número de equipamentos de gaseificação de leito fluidizado borbulhante na escala necessária às usinas, no caso de referência, é responsável pela menor participação dos custos de capital na composição do custo total nivelado no cenário B. Por fim, o cenário B possui uma parcela de custo variável relativo ao custo total semelhante à respectiva parcela do cenário A, no entanto, o consumo de energia elétrica não compõe a maior parte dos custos de O&M variáveis como acontece no cenário A, sendo este consumo responsável por 47% do custo de O&M variável. Essa diferença é explicada adiante.

Os resultados dos custos das rotas de conversão de biomassa podem ser apresentados de outra forma, dividindo o custo total nivelado entre os custos totais nivelados de cada uma das “ilhas” apresentadas no capítulo 3, separando equipamentos ou plantas de funções específicas. Esta forma de analisar os custos é interessante para descobrir quais partes das rotas de conversão analisadas são as responsáveis pelas maiores diferenças no custo total nivelado e possivelmente identificar etapas ou equipamento onde pode haver melhoria tecnológica.

A figura 4.8 apresenta um gráfico e uma tabela que contém a informação de custo total nivelado de cada uma das ilhas definidas para a análise deste trabalho.

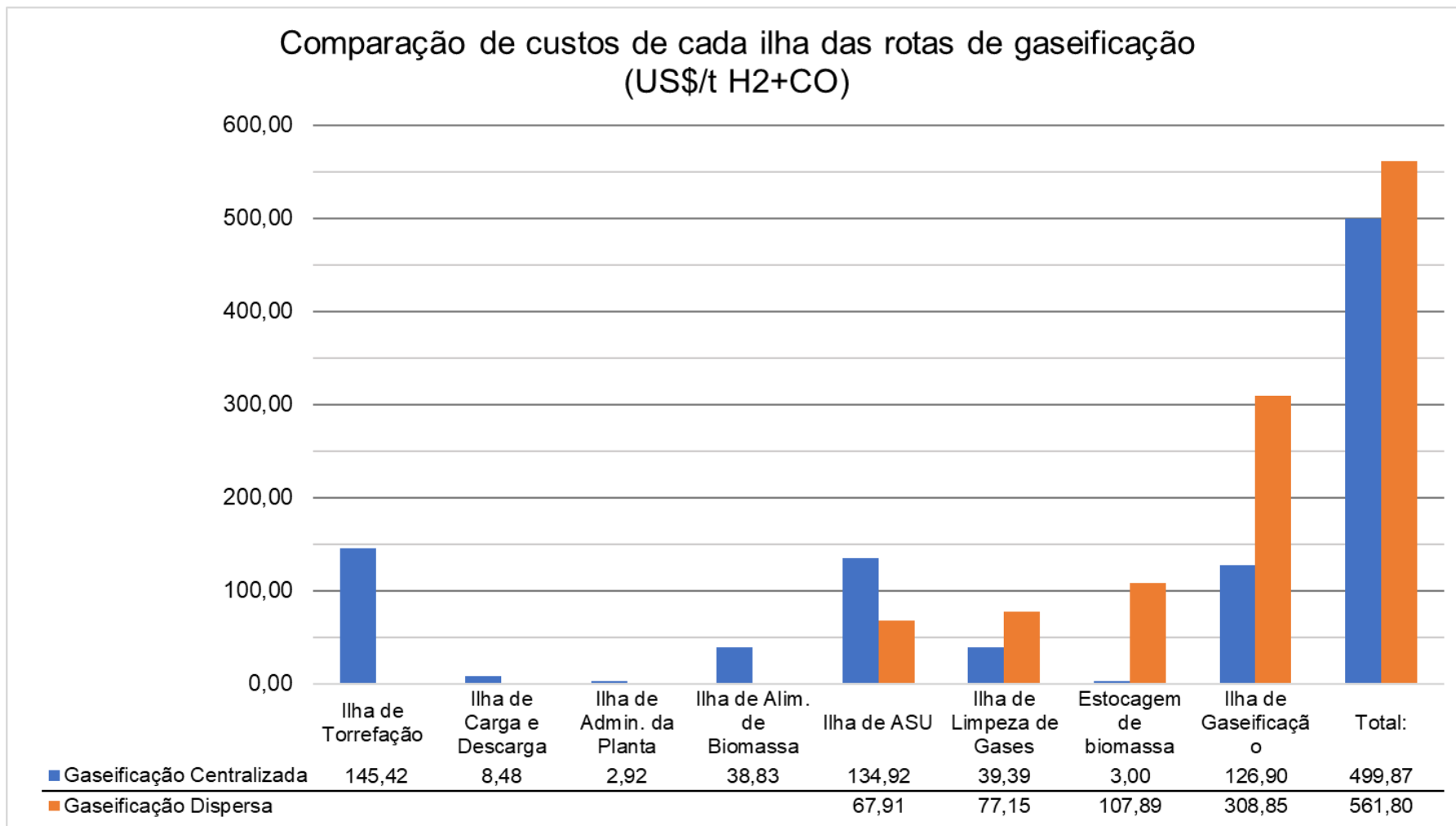


Figura 4.8 - Gráfico e tabela de comparação do custo total nivelado de cada ilha das rotas de gaseificação dos cenário A e B.

Nota-se ao observar o gráfico e tabela da figura 4.8 que o custo das ilhas de Torrefação, Carga e Descarga, Administração da Planta e Alimentação de Biomassa tem valor igual a zero para o cenário B (gaseificação dispersa). No caso da ilha de torrefação, esta se encontra ausente no cenário B (gaseificação dispersa) pois não é utilizada torrefação na rota deste cenário. Já as ilhas de Carga e Descarga, Administração da Planta e Alimentação de Biomassa não foram desagregadas da ilha de gaseificação das plantas de gaseificação desse cenário, portanto, os custos relativos a essas partes da planta de gaseificação estão inclusos nos custos da ilha de gaseificação. No cenário B onde existe uma planta de gaseificação para cada usina da região de estudo, foi feita a média ponderada pelo fluxo mássico de biomassa dos custos de todas as plantas de gaseificação para obter um único custo representativo de todas elas, o mesmo foi feito no caso das plantas de torrefação do cenário A (gaseificação centralizada), realizando a média ponderada por fluxo mássico de biomassa de modo a encontrar um único valor de custo que represente o conjunto de plantas de torrefação.

Como consequência dos custos de Carga e Descarga, Administração da Planta e Alimentação de Biomassa estarem agregados às ilhas de gaseificação, o valor do custo total nivelado da ilha de gaseificação do cenário B tem valor maior que o dobro daquele da ilha de gaseificação do cenário A. Outro valor alto no cenário B é aquele do custo da Estocagem de Biomassa, que é calculado como sendo apenas uma componente de custo variável. Esta etapa tem valor alto devido ao custo elevado encontrado como referência no trabalho de (SILVA, 2017). Por outro lado, o custo de estocagem de biomassa torrefeita utilizada e estocada na planta de gaseificação centralizada é de cerca de 3% do valor do custo de estocagem de biomassa *in natura* do cenário de gaseificação dispersa, pois a quantidade estocada é menor e o custo de estocagem de biomassa torrefeita também é menor.

Assim, surge a questão de se uma abordagem diferente para lidar com a sazonalidade poderia reduzir ou eliminar este custo de estocagem, da mesma forma que foi feito nas plantas de torrefação, onde a capacidade nominal foi expandida para atender à demanda maior do período de safra, mesmo que essa capacidade fique ociosa na entressafra. Foi feito o teste de substituir a estocagem de biomassa *in natura* do cenário de gaseificação dispersa por uma expansão da capacidade das plantas de gaseificação de modo atenderem o fluxo mássico de biomassa da safra e ficarem ociosas na entressafra, porém os resultados mostraram que o aumento de custo de capital foi maior

que a redução de custo de estocagem nesse caso. Logo, foi mantida a abordagem de estocagem e biomassa *in natura* no cenário B (gaseificação dispersa)²¹.

Os resultados da ilha de limpeza de gases mostram um custo nivelado da limpeza dos gases maior no cenário B do que no cenário A, o que se explica pela dispersão da gaseificação no cenário B que faz com que o processo de limpeza dos gases também seja disperso em unidades de menor escala do que uma única unidade que trata todo o gás produzido (como acontece no cenário A). Assim, o custo nivelado aumenta com a perda de escala.

Observa-se que a ilha da ASU (*Air Separation Unit*) possui um custo mais elevado no cenário A comparando com o cenário B. Essa diferença se deve ao fato de os custos de Capital e custos de O&M da ASU serem separados da ilha da ASU e agregadas à ilha de gaseificação no cenário de gaseificação dispersa. Essa separação vem da escolha de se usar os dados de custos de (WORLEY e YALE, 2012) onde existe uma dificuldade de se separar os custos da ASU dos custos do resto da planta de gaseificação devido à integração de equipamentos e acessórios no orçamento da planta proposta por este autor. Esta questão da dificuldade de desagregar e individualizar custos de equipamentos ou sistemas das plantas de gaseificação do cenário B se repete em outras ilhas, de forma que se optou por manter agregados à ilha de gaseificação os custos de Carga e Descarga, Administração da Planta e Alimentação de Biomassa. Além da diferente separação de custos na ilha da ASU, o cenário B também consome menos gás oxigênio por massa de H₂+CO do que o cenário A: o cenário A consome cerca de 1,203 kg de oxidante (gás oxigênio) por kg de H₂+CO produzidos, e o cenário B consome cerca de 0,825 kg de oxidante por kg de H₂+CO, essa diferença é refletida no custo total da ASU em cada cenário. Ademais, a menor escala das plantas de gaseificação dispersa também refletiria em um maior custo nivelado da ilha ASU nesse cenário, porém este custo maior devido à menor escala foi absorvido no custo da ilha de gaseificação.

Os custos das ilhas de Carga e Descarga, Administração da Planta e Alimentação de Biomassa já discutidos, representam juntos uma parcela de cerca de 10% do custo total nivelado do cenário A. Porém, ilha de torrefação representa cerca de 30% do custo total nivelados, portanto, é ressaltada a importância dessa etapa nos custos de uma estratégia de gaseificação centralizada que utiliza a torrefação como pré-tratamento da

²¹ Remover a estocagem de biomassa *in natura* obteve uma redução de US\$107,89 no custo variável (H₂+CO), porém a expansão da capacidade nominal das plantas de gaseificação provocou um aumento de US\$78,03 no custo de capital nivelado e um aumento de US\$72,68 no custo de O&M nivelado, resultando em um saldo de aumento de US\$42,82 no custo total nivelado.

biomassa. Os custos da torrefação não se alteram com alteração das características biomassa torrefeita na planta de torrefação (para faixas típicas de operação e severidade da torrefação), na verdade, o rendimento mássico e a composição da biomassa torrefeita são os fatores responsáveis pela alteração dos custos da torrefação além de afetar toda a rota de conversão ao alterar os valores de rendimento de biomassa.

4.4 Resultados do caso aprimorado

Nesta seção são apresentados os mesmos tipos de resultados da última seção, porém calculados com as condições do caso aprimorado discutido na seção 4.1.4, onde a fração de bagaço excedente disponível aumenta de 14,2% para 49,2%.

Assim como no caso de referência, existem dados que são comuns para todos os cenários considerados no cálculo. Esses dados comuns a ambos os cenários do caso aprimorado são apresentados na tabela

Tabela 4.24 – Parâmetros base para os cálculos, comuns para todos os cenários, a partir de dados do caso aprimorado. Elaboração própria.

Caso aprimorado	
Capacidade de moagem de cana-de-açúcar das usinas da região estudada (milhões de toneladas por ano)	71
Coefficiente técnico de bagaço	0,27
Fator de bagaço excedente (%)	49,2%
Potencial de bagaço excedente (toneladas)	9.431.640
Distância média rodoviária ponderada pela capacidade das usinas ao centroide (km)	58,70
Fator de sazonalidade da cana-de-açúcar	52,08%
Umidade da biomassa bagaço de cana (% base mássica seca)	50,02%
Cotação do dólar dos EUA considerada (média de 2018)	3,875 R\$/US\$
Preço da energia elétrica ^a (consumidor industrial, média 2018) R\$/MWh	564,98
Taxa de desconto (% a.a.)	10%
Vida Útil de projeto (anos)	30

^a Retirado de (ANEEL, 2020), distribuidora CPFL Paulista (distribuidora da região de estudo), média de tarifas de cliente Industrial no ano de 2018.

Os dados de custos de transporte de biomassa torrefeita são os mesmos apresentados na tabela 4.18 da seção 4.3.2.

As plantas de torrefação são modeladas da mesma maneira que no caso referência e os resultados de cálculo de rendimento são os mesmos, sendo válidos para o caso aprimorado os dados e resultados da tabela 4.19.

No entanto, os resultados de custos de torrefação se alteram entre o caso de referência e o caso aprimorado por causa da diferente escala, ao se aumentar o potencial de biomassa de bagaço excedente. A tabela 4.25 é semelhante à tabela 4.19 e apresenta esses novos resultados do caso aprimorado de forma resumida:

Tabela 4.25 - Comparação dos custos de torrefação entre o caso referência e o caso aprimorado. Elaboração própria.

Média ponderada pela produção das plantas de torrefação			
	Unidade	Caso referência	Caso aprimorado
Alimentação de biomassa	t de biomassa <i>in natura</i> por ano	126.025	471.582
Produção de biocarvão	t de biocarvão por ano	52.367	195.957
Capacidade nominal de biocarvão	t de biocarvão por ano	125.682	470.297
Custos de capital anualizado e nivelado	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	12,98	10,85
Custos de O&M nivelados	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	11,18	8,28
Custo O&M variáveis	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	10,05	10,05
Custo Total nivelado	US\$/t de biomassa <i>in natura</i>	34,21	29,18

Na tabela 4.25 observa-se uma queda nos custos de torrefação do caso referência para o caso aprimorado, o que se explica pela maior escala do caso aprimorado, que lida com uma produção de biomassa cerca de 3,7 vezes maior do que aquela do caso referência. Durante os cálculos, foi observado também que essa escala produziu plantas com maior número de trens de torrefação, pois o limite da escala de operação de cada trem foi ultrapassado na maioria das plantas de torrefação. Para o caso aprimorado, foi necessário um total de 104 trens de torrefação: das vinte plantas de torrefação, duas plantas foram calculadas com 1 trem de torrefação, uma com 2 trens, uma 3 trens, sete plantas com 4 trens, uma com 5 trens, duas plantas 6 trens, uma planta com 7 trens, uma com 8 trens, três plantas com 9 trens e uma 10 trens.

Por fim, é apresentada uma tabela com as principais diferenças encontradas entre o caso referência e o caso aprimorado, fazendo a comparação entre os cenários A e B de estratégia de gaseificação:

A tabela 4.26 mostra a comparação de resultados de produção e de consumo da gaseificação do cenário A (gaseificação centralizada) e cenário B (gaseificação dispersa). A tabela 4.27 mostra os resultados de rendimento e consumo da produção de cada cenário (A e B) obtidos nos cálculos realizados.

Tabela 4.26 - Comparação dos resultados de Capacidade Total de produção e consumo dos cenários A e B, para o caso de referência e caso aprimorado. Elaboração própria

Capacidade total produzida					
		Cenário A (gaseificação centralizada)		Cenário B (gaseificação dispersa)	
		Caso Referência	Caso Aprimorado	Caso Referência	Caso Aprimorado
Coeficiente de expansão ^a	-	1,000	3,742	1,000	3,742
Biomassa <i>in natura</i> processada	t/ano	2.520.500	9.431.640	2.520.500	9.431.640
Energia do PCI do gás bruto ^b	GWh _{th} /ano	4.708	17.617	6.590	24.660
Produção potencial de compostos F-T ^c	t/ano	100.145	374.741	137.860	515.867

^a Coeficiente de aumento do bagaço excedente disponível em relação ao caso referência.

^b Gás bruto é definido com aquele gás que está a jusante da saída do gaseificador e está a montante do SWGS.

^c F-T: Fischer-Tropsch, relativo a compostos sintéticos produzidos a partir do gás de síntese.

Na tabela 4.26 está disposta uma comparação de valores totais de produção e capacidade de produção das duas rotas estudadas e dos dois casos propostos (referência e aprimorado). Nota-se que as diferenças dos valores entre os casos decorrem apenas da multiplicação do valor no caso referência por um coeficiente de aumento do bagaço excedente disponível, que é igual a cerca de 3,742. Essa relação acontece devido aos rendimentos aplicados a rotas serem coeficientes constantes que multiplicam o valor de potencial de biomassa do bagaço excedente.

Por fim, o mesmo aumento proporcional do resultado da produção potencial ocorreu para o cálculo de estimativa de produção de compostos sintéticos F-T (Fischer-Tropsch)

baseado nos resultados de (TAGOMORI, 2017) e a produção desses compostos no caso aprimorado foi equivalente, em massa, a 3,9% (cenário A) e 5,4% (cenário B) das importações de petróleo do Brasil em 2018 (EPE, 2019). Essa comparação é feita pois compostos sintéticos F-T são empregados na substituição de produtos derivados de petróleo.

Os rendimentos de produção e consumos específicos dos processos são os mesmo entre o caso referência e o caso aprimorado, portanto, os resultados e dados da tabela 4.21 (do caso referência) são válidos para o caso aprimorado.

A tabela 4.27 é aquela de maior relevância para a comparação entre o caso referência e o caso aprimorado. Esta tabela mostra os custos nivelados das rotas de conversão de biomassa estudado, sendo esperado que a maior quantidade de bagaço excedente altere os resultados encontrados para os custos devido à alteração de escala das plantas de cada cenário.

Tabela 4.27 - Comparação dos resultados de Custos Nivelados agregados de cada cenário (A e B), para os casos de referência e aprimorado. Elaboração Própria

Custos nivelados (caso de referência e caso aprimorado)					
		Cenário A (gaseificação centralizada)		Cenário B (gaseificação dispersa)	
		Caso de Referência	Caso Aprimorado	Caso de Referência	Caso Aprimorado
Base H ₂ +CO					
Custos de capital anualizado e nivelado	US\$/t _{H₂+CO}	218,85	144,49	165,76	102,21
Custos de O&M nivelados		101,54	66,49	191,06	117,54
Custo O&M variáveis		179,49	179,49	204,97	204,97
Custo Total nivelado		499,87	390,47	561,80	424,72
Base MWh _{th} ^a (gás bruto)					
Custos de capital anualizado e nivelado	US\$/MWh _{th}	27,56	18,20	20,53	12,66
Custos de O&M nivelados		12,79	8,37	23,66	14,56
Custo O&M variáveis		22,61	22,61	25,39	25,39
Custo Total nivelado		62,96	49,18	69,58	52,60

^a Megawatt-hora térmico: Energia do PCI do produto final expressa em MWh.

Os resultados da tabela 4.27 mostram uma queda nos custos nivelados do caso aprimorado em relação ao caso referência, como era esperado. Mas também se observa que a diferença relativa de custos de capital entre cenários A e B é mais acentuada no caso aprimorado do que no caso referência: a diferença é de cerca de 29% entre cenário para o caso aprimorado, enquanto no caso referência a diferença é de cerca de 24%. Tal resultado mostra um crescimento da diferença de custos de capital entre os cenários A e B decorrente do aumento da produção e da escala. Essa tendência não foi observada nos custos de O&M, onde a diferença de custos entre os cenários A e B foi

reduzida do caso referência para o caso aprimorado. Como os custos de O&M variáveis não se alteram com diferentes valores de biomassa processada, estes se mantiveram constantes entre os casos referência e aprimorado.

Um resultado importante na tabela 4.27 é que a diferença absoluta do valor de custo total nivelado entre o cenário A e B foi reduzida do caso referência para o caso aprimorado. A diferença de custo total nivelado por H_2+CO entre os cenários A e B no caso referência foi de 61,93 US\$/t de H_2+CO e essa mesma diferença de custo foi de 34,25 US\$/t de H_2+CO no caso aprimorado. É concebível que exista uma quantidade de bagaço excedente disponível na região para a qual o custo total nivelado do cenário A (gaseificação centralizada) e o custo total nivelado do cenário B (gaseificação dispersa) sejam equivalentes ou iguais ao custo de transporte de biocarvão e nessa condição as rotas seriam equivalentes economicamente. Essa hipótese é explorada na próxima seção.

Outra informação importante é que o custo de se produzir energia potencial térmica na forma de gás de síntese bruto é alto em relação a uma fonte de energia potencial térmica como o gás natural. O preço de margem do MWh_{th} de gás natural para o segmento termelétrico no Brasil (em uma faixa de consumo de 30 milhões de m^3 a 60 milhões de m^3 mensais, por exemplo), em março de 2020, era de cerca de 3,75 R\$/ MWh_{th} (BR DISTRIBUIDORA, 2020), o custo de produção de energia potencial térmica de gás de síntese no caso aprimorado, cenário A, (menor custo nivelado de energia encontrado dentre as alternativas examinadas até aqui) é de 49,18 US\$/ MWh_{th} ou 190,57 R\$/ MWh_{th} na cotação do dólar adotada neste trabalho. Logo, a possibilidade de venda do gás de síntese bruto como fonte de energia térmica a terceiros é considerada inviável e descartada.

4.5 Análise de sensibilidade

Esta seção procura analisar a sensibilidade do Custo Total Nivelado de H₂+CO a variações de entrada de dados no cálculo das rotas e conversão de biomassa dos cenários A e B.

Foi escolhido um grupo de variáveis na entrada de dados para ter o seu valor alterado. As variáveis deste grupo foram observadas tendo maior impacto sobre o resultado do custo total nivelado das rotas de gaseificação de biomassa na planilha onde os cálculos das rotas foram processados. As variáveis são:

- i) Fração de bagaço excedente
- ii) Taxa de desconto
- iii) Vida útil da planta
- iv) Preço da energia elétrica
- v) Custo de armazenamento da biomassa *in natura*

As análises são feitas com base no caso referência das rotas de conversão (coeficiente técnico de bagaço de 0,25 e fração de bagaço excedente de 14,2%, inicialmente).

Tabela 4.28 - Sensibilidade em relação à fração de bagaço excedente do Custo Total Nivelado por H₂+CO dos cenários A e B.

Variação	Fração de bagaço Excedente (%)	Custo Total Nivelado por H ₂ +CO (US\$/t de H ₂ +CO)		Δ (A – B)
		Cenário A	Cenário B	
-95%	0,71%	1472,17	1415,30	56,87
-90%	1,42%	1054,00	1098,59	-44,59
-75%	3,55%	730,70	816,86	-86,16
-50%	7,10%	593,69	670,24	-76,56
-25%	10,65%	530,90	602,97	-72,07
0%	14,20%	499,87	561,80	-61,93
+25%	17,75%	477,46	533,11	-55,66
+50%	21,30%	460,66	511,57	-50,91
+75%	24,85%	444,00	494,57	-50,57
+100%	28,40%	434,84	480,69	-45,85

Observando a tabela 4.28, percebe-se que há uma inflexão de sinal da diferença de custo total nivelado entre cenários A e B entre os valores de fração de bagaço excedente

de 0,71% e 1,42%. Além disso, também há uma tendência de redução da diferença de valor entre custos nivelados, ao se aumentar o valor dessa variável acima de 3,55%. Então, deduz-se que deve existir ao menos um valor da fração de bagaço excedente que anule a diferença entre custos nivelados dos cenários A e B. Através do uso da ferramenta “atingir meta” da planilha do Excel, encontrou-se o seguinte valor: para uma fração de bagaço excedente de cerca de 0,968%, a diferença de custos nivelados se anula. Não foi encontrado outro valor que anule a diferença de custos sem alterar outras variáveis.

Logo, é possível se concluir que para frações pequenas de excedente de bagaço (abaixo de 0,968%) existe uma predileção pelo cenário B como forma de obter um menor custo nivelado. Porém, em valores de fração de excedente de bagaço superiores, existe uma predileção pelo cenário A como forma de obter um menor custo nivelado. Isto se deve aos ganhos de escala obtidos pelo cenário A quando existe uma maior quantidade de bagaço disponível para a realizar gaseificação.

Tabela 4.29 - Sensibilidade em relação à taxa de desconto do Custo Total Nivelado por H₂+CO dos cenários A e B.

Variação	Taxa de desconto (%a.a.)	Custo Total Nivelado por H ₂ +CO (US\$/t de H ₂ +CO)		Δ (A – B)
		Cenário A	Cenário B	
-75%	2,5%	377,78	469,87	-92,09
-50%	5,0%	413,92	497,09	-83,17
-25%	7,5%	455,04	528,04	-73,00
0%	10,0%	499,87	561,80	-61,93
+25%	12,5%	547,30	597,54	-50,24
+50%	15,0%	596,44	634,59	-38,16
+75%	17,5%	646,66	672,49	-25,83
+100%	20,0%	697,55	710,91	-13,37

Na análise de sensibilidade à taxa de desconto da tabela 4.29, já era esperado que uma taxa de desconto maior elevaria o custo total nivelado por H₂+CO. Contudo, ao aumentar a taxa de desconto, é reduzida a diferença de custo total nivelado entre o cenário A e cenário B. Com efeito, encontrou-se, com o auxílio da ferramenta “atingir meta” da planilha Excel, que para uma taxa de desconto de 22,66% ao ano essa diferença de custos nivelados se anula.

Tabela 4.30 - Sensibilidade em relação à Vida Útil de projeto do Custo Total Nivelado por H₂+CO dos cenários A e B.

Variação	Vida Útil (anos)	Custo Total Nivelado por H ₂ +CO (US\$/t de H ₂ +CO)		Δ (A – B)
		Cenário A	Cenário B	
-75%	7,5	656,40	686,41	-30,01
-50%	15	546,03	598,35	-52,32
-25%	22,5	513,11	572,25	-59,14
0%	30	499,87	561,80	-61,93
+25%	37,5	493,94	557,12	-63,18
+50%	45	491,15	554,93	-63,78
+75%	52,5	489,82	553,88	-64,06
+100%	60	489,17	553,37	-64,20

Na análise de sensibilidade da variável Vida Útil apresentada na tabela 4.30, observa-se uma causalidade contrária àquela da variável taxa de desconto, onde uma menor Vida Útil do projeto resulta em custos maiores e reduz a diferença entre custos nivelados dos cenários A e B. Também foi calculado que para uma vida útil de aproximadamente 4,5 anos os custos nivelados entre os cenários A e B se anulam.

Tabela 4.31 - Sensibilidade em relação ao preço da energia elétrica do Custo Total Nivelado por H₂+CO dos cenários A e B.

Variação	Preço da energia elétrica (R\$/MWh)	Custo Total Nivelado por H ₂ +CO (US\$/t de H ₂ +CO)		Δ (A – B)
		Cenário A	Cenário B	
-100%	0,00	336,95	465,60	-128,65
-75%	141,25	377,68	489,65	-111,97
-50%	282,49	418,41	513,70	-95,29
-25%	423,74	459,14	537,75	-78,61
0%	564,98	499,87	561,80	-61,93
+25%	706,23	540,60	585,85	-45,25
+50%	847,47	581,33	609,90	-28,57
+75%	988,72	622,06	633,95	-11,89
+100%	1129,96	662,80	658,00	4,79

A sensibilidade ao preço da energia elétrica, apresentada na tabela 4.31, revela que quanto menor o preço da energia elétrica, maior a vantagem econômica do cenário A

sobre o cenário B, isto ocorre pois o cenário A possui grande parcela de seus custos vinculados ao consumo de energia elétrica (originalmente 95% dos custos de O&M variáveis são devidos a consumo de energia elétrica), parcela esta que é menor no cenário B. Também é observado que existe um preço da energia elétrica para o qual a diferença entre custos nivelados dos cenários A e B se anulam, e esse preço foi calculado como sendo 1089,37 R\$/MWh. Mais uma vez fica provada a intensa relação dos custos dessa rota tecnológica com os custos de energia elétrica. Outra consequência dessa relação de custos é que no caso de a energia elétrica necessária à operação da planta de gaseificação ser de geração própria (custo relativamente baixo), como acontece nas usinas de cana-de-açúcar, o custo nivelado da produção de H₂+CO pode cair significativamente, em especial se essa geração própria for realizada no cenário A, que se provou mais sensível a esse preço. No entanto, o cenário A por utilizar uma planta de gaseificação central que não está localizada junto às usinas (como no cenário B) tem essa vantagem potencial de disponibilidade de energia elétrica de geração própria reduzida.

Tabela 4.32 - Sensibilidade em relação ao Custo de armazenamento de biomassa *in natura* do Custo Total Nivelado por H₂+CO dos cenários A e B.

Variação	Custo de armazenamento de biomassa <i>in natura</i> (US\$/t biomassa)	Custo Total Nivelado por H ₂ +CO (US\$/t de H ₂ +CO)		Δ (A – B)
		Cenário A	Cenário B	
-100%	0,00	499,87	453,91	45,97
-75%	4,56	499,87	480,88	18,99
-50%	9,11	499,87	507,85	-7,98
-25%	13,67	499,87	534,83	-34,95
0%	18,22	499,87	561,80	-61,93
+25%	22,78	499,87	588,77	-88,90
+50%	27,33	499,87	615,75	-115,87
+75%	31,89	499,87	642,72	-142,85
+100%	36,44	499,87	669,69	-169,82

A análise de sensibilidade do custo de armazenamento de biomassa *in natura*, tabela 4.32, mostra (como era esperado) que esse custo afeta apenas o cenário B, onde existe a necessidade de armazenar a biomassa *in natura* para normalizar a alimentação de biomassa às plantas de gaseificação. Este custo não está presente no cenário A e por isso o custo total nivelado do cenário A não se altera com a variação desse custo de

armazenamento. Por outro lado, este custo é determinante para o cenário B e compõe uma parcela importante do custo total nivelado dessa estratégia de conversão de biomassa (cerca de 19%). Foi encontrado que a diferença de entre custo total nivelado do cenário A e do cenário B se anula, quando o custo de armazenamento de biomassa atinge um valor de 7,76 US\$/t de biomassa *in natura*. Portanto, a escolha da estratégia de gaseificação dispersa em detrimento da gaseificação centralizada depende fortemente do valor do custo de armazenamento de biomassa *in natura* ou da possível aplicação de outra forma de armazenamento de menor custo.

5 Conclusões

O presente trabalho oferece um estudo mais detalhado da rota de conversão energética da biomassa por gaseificação. Atualmente a maioria dos estudos dessa área é realizada em outros países e o Brasil, como um relevante produtor de alimentos e bioenergia, que possui potencial energético de biomassa de resíduos agrícolas e agroindustriais, pode se beneficiar de tecnologias que empreguem essa biomassa na geração de energia para o país.

Dentre os estudos de gaseificação de biomassa, uma questão que foi pouco abordada anteriormente é a influência nos custos e na disponibilidade de energia resultante de se escolher uma estratégia centralizadora ou uma estratégia dispersa de uso da biomassa na gaseificação. Foi desenvolvida uma modelagem relativamente detalhada em planilha de simulação das duas estratégias. Esta modelagem se baseou em uma avaliação cuidadosa da literatura científica sobre a operação, as características físicas, os rendimentos e os custos das tecnologias empregadas na gaseificação de biomassa. Também foi simulada pela ferramenta DWSIM os processos químicos do SWGS.

Os resultados encontrados na análise do modelo proposto mostram que a estratégia de gaseificação centralizada de biomassa de bagaço de cana utilizando reator de leito de arraste e um processo de torrefação com pré-tratamento dessa biomassa nas condições do rendimentos e custos descritos é preferível economicamente, pois, resulta em um custo total nivelado de gás de síntese puro (H_2+CO) menor que a estratégia de gaseificação dispersa da biomassa do bagaço utilizando reatores de leito fluidizado borbulhante, na região de estudo proposta. Entretanto, A análise de sensibilidade dos resultados à variáveis relevantes de entrada de dados revelou que em um cenário de gaseificação de pequena escala (menos de 0,978% de bagaço de cana excedente disponível para a gaseificação) a preferência econômica se inverte e a estratégia de gaseificação dispersa se torna aquela de menor custo total nivelado de gás de síntese puro (H_2+CO). Outro resultado importante foi que a estratégia centralizada de gaseificação resultou em uma produção total de gás de síntese, e da energia potencial desse gás, menor do que a produção total da estratégia dispersa de gaseificação. Também se observou que o custo total da gaseificação por leito de arraste em estratégia centralizada possui uma dependência importante do preço da energia elétrica, por causa do alto consumo de energia elétrica demandado pelos equipamentos dessa rota, em especial a alta demanda de energia elétrica da ASU (unidade de separação de ar). Já

no caso da estratégia de gaseificação dispersa, a parcela do custo total relativa a esse equipamento foi menor, porém, através da análise de sensibilidade e observação das parcelas de custos, foi observado que o custo total nivelado dessa estratégia possui uma dependência importante do custo de armazenamento de biomassa *in natura* empregada.

O conjunto de resultados obtidos na simulação dos cenários centralizado e disperso de gaseificação de biomassa demonstrou-se capaz de definir ou, ao menos, auxiliar uma tomada de decisão entre essas duas alternativas de forma quantitativa e qualitativa.

Os dados levantados por este trabalho são úteis não somente para outros trabalhos que por ventura possam ser realizados no tema da gaseificação de biomassa, mas também para estudos que necessitem de informações sobre a dispersão de bagaço de cana-de-açúcar em usinas sucroenergéticas e como calcular saldos de potenciais energéticos desse resíduo de biomassa a partir de dados públicos.

Limitações

A uniformidade dos gases em um cenário de gaseificação dispersa é difícil de ser mantida, se não impossível. Equipamentos de diferentes escalas podem fornecer gases de síntese de diversas composições e qualidades; e a falta de uniformidade do gás de síntese como produto pode prejudicar a sua precificação em um mercado de consumo ou até mesmo prejudicar a operação de sistemas que utilizem esse gás.

Imprecisões nos resultados podem decorrer do uso de dados da literatura de resultados de gaseificação de um tipo de biomassa diferente daquele escolhido como entrada na análise deste trabalho (como utilizar dados de um reator que trabalha com madeira de pinheiro para o cálculo da gaseificação de bagaço de cana) mesmo que as biomassas tenham perfil de composição semelhantes, existem diferenças inerentes e esse fato reforça a recomendação de que trabalhos futuros procurem desenvolver simulações ou mesmo experimentos que produzam dados mais representativos e compatíveis com o cenário construído de gaseificação e possam ser aplicados com baixa inserção de imprecisões e erros.

A possibilidade de realização da síntese F-T em escala dispersa é questionável. Considerando que este já é um processo caro em grande escala, em pequena e média escala pode ser inviável, sendo necessário acumular os gases produzidos em uma central de síntese de combustíveis. Assim, se feita a escolha por uma central de grande escala de síntese de combustíveis, não há razão para não realizar a própria gaseificação em uma escala centralizada também.

Apesar de a gaseificação centralizada produzir H_2+CO a um menor custo, a gaseificação dispersa pode ser uma alternativa interessante para início de implantação dessa tecnologia nos caso das usinas sucroenergético do Brasil, pois, em um pequena escala (de início de mercado), a gaseificação dispersa possui um custo nivelado de H_2+CO menor do que a gaseificação em estratégia centralizada utilizando torrefação de biomassa. Além disso, a gaseificação em estratégia dispersa produz maior quantidade de gás e de H_2+CO .

Os subprodutos da gaseificação Nitrogênio (sub produto da separação do oxigênio do ar), Enxofre Elemental e cinzas produzidos não foram analisados neste trabalho, porém, poderiam ter valor comercial e serem vendidos representando “custos negativos” para as plantas, podendo reduzir o custo total do gás produzido. Contudo, seria necessário fazer uma análise que incluísse plantas de purificação e possibilidade de mercado para estes produtos, fugindo do escopo deste trabalho.

Sugestões:

- Um modelo de previsão da composição aproximada do gás de síntese para um determinado tipo de reator dentro de faixas de escala, temperatura, pressão, quantidade de vapor e oxidantes injetadas e variando a composição da biomassa de entrada possibilitaria análise econômicas de gaseificação mais rápidas, baratas e precisas.
- Na estratégia de gaseificação dispersa, verificar a possibilidade de um armazenamento de biomassa de menor custo e mais confiável (como a secagem, a torrefação de baixa severidade ou um tratamento químico) ser utilizada para diminuir os custos desta estratégia.
- Um estudo que inclua uma ilha de ciclo de potência para suprir as necessidades de energia elétrica das plantas e também para exportar energia elétrica, pode completar análise realizada e oferecer mais opções de configuração das rotas de conversão por gaseificação.
- Determinar o preço de equivalência econômica entre a rota tradicional de geração de energia elétrica com o bagaço e a rota proposta de gaseificação para seus respectivos produtos: No caso da geração de energia elétrica, o preço da energia (ex.: R\$/MWh) e no caso da gaseificação o preço do gás de síntese (ex.:US\$/ t_{H_2+CO} , US\$/ Nm^3 ou R\$/ MWh_{th}).
- A realização de cenários de gasificação de outros resíduos de biomassa, em especial aqueles da palha de milho onde foi identificado um grande potencial de produção anual em massa desse resíduo no Brasil.

- A realização de um cenário de gaseificação centralizada onde não é feita a torrefação como pré-tratamento da biomassa, sendo realizada apenas a secagem ou não sendo feito qualquer pré-tratamento, pode oferecer mais opções para estudos.
- Incluir estudos sobre a necessidade de aumento ou redução de teor de cinzas da biomassa alimentada aos reatores de gaseificação de leito de arraste para manter a operação desses reatores em condições normais de *slagging*, para a qual foram projetados.
- Realizar um cenário de gaseificação centralizada utilizando reator da tecnologia de leito fluidizado borbulhante, e comparar com a tecnologia de leito de arraste pode oferecer resultados interessantes. No entanto, espera-se que seja necessário um grande número de trens de gaseificação por leito fluidizado borbulhante devido à sua escala máxima ser inferior àquela do leito de arraste.
- Incluir a captura de CO₂ no processo de limpeza dos gases e uma precificação de carbono na avaliação da tecnologia é recomendado, principalmente, por ser uma forma de mitigação de emissões de carbono no contexto da redução dos GEEs. A ilha de limpeza de gases já foi concebida para receber um módulo adicional de Selexol que permita a captura, seria interessante encontrar um potencial de “emissões negativas” de carbono que a rota de conversão de biomassa possui e também encontrar uma receita a partir da venda de créditos de carbono.
- Aplicar um índice de inflação específico para os salários da mão de obra das plantas modeladas nos cálculos de custo de O&M.
- A introdução de um modelo da previsão de resultado da torrefação, a partir de dados de temperatura, duração do processo e composição da biomassa crua pode oferecer resultados que possibilitem encontrar um regime de torrefação ótimo, que reduza os custos nivelados da rota de conversão centralizada, ou aumente a produção da rota, ou permita especificar com maior precisão o gás de síntese final.

Referências Bibliográficas

AMOS, W. A. **Report on Biomass Drying Technology**. Golden. 1998.

ANEEL. Relatórios de Consumo e Receita de Distribuição - Consumidores, Consumo, Receita e Tarifa Média – Região, Empresa e Classe de Consumo. **Site da Agência Nacional de energia Elétrica**, 2020. Disponível em: <<https://www.aneel.gov.br/relatorios-de-consumo-e-receita>>. Acesso em: 03 Março 2020.

ARAÚJO, N. C. D. et al. Quantificação da geração de resíduos em uma casa de farinha no Estado da Paraíba. **Revista Monografias Ambientais - REMOA**, Santa Maria, 13, n. 5, dezembro 2014. p. 3793-3799. Disponível em: <<https://periodicos.ufsm.br/remoa/article/download/14984/pdf>>.

ATASHBAR, N. Z.; LABADIE, N.; PRINS, C. Modelling and optimisation of biomass supply chains: a review. **International Journal of Production Research**, 56, n. 10, 2018. 3482–3506. Disponível em: <<https://doi.org/10.1080/00207543.2017.1343506>>.

BACEN. Cotação de Dólar dos EUA em 2018, 2019. Disponível em: <<https://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpesq.asp?id=txcotacao>>. Acesso em: 12 Dezembro 2019. Retirado do site do Banco Central do Brasil, acesso em 12 Dezembro 2019.

BASU, P. **Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory**. Burlington: Elsevier Inc., 2010. 365 p. ISBN ISBN 978-0-12-374988-8.

BATIDZIRAI, B. et al. Biomass torrefaction technology: Techno-economic status and future prospects. **Energy**, 62, 1 Dezembro 2013. 196-214. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S036054421300786X?via%3Dihub>>.

BOCHALYA, R. K. **ANALYSIS OF SYNTHESIS GAS PRODUCED FROM BIOMASS GASIFICATION**. Rourkela: Department Of Chemical Engineering, National Institute of Technology, 2013.

BOERRIGTER, H.; RAUCH, R. **Review of applications of gases from biomass gasification**. Energy Center of the Netherlands. [S.l.], p. 33. 2006.

BORGES, A. C. P. et al. ENERGIAS RENOVÁVEIS: UMA CONTEXTUALIZAÇÃO DA BIOMASSA COMO FONTE DE ENERGIA. **Revista Eletrônica do PRODEMA**, 10, n. 2, 2016. 23-36. Disponível em:

<https://www.researchgate.net/profile/Carine_Alves2/publication/314298285_Renewable_energy_a_contextualization_of_the_biomass_as_power_supply/links/59146542aca27200fe4e76ec/Renewable-energy-a-contextualization-of-the-biomass-as-power-supply.pdf>.

BORGNAKKE, C. **Fundamentos da termodinâmica**. Tradução da 7a Edição americana. ed. São Paulo: Editora Edgard Blucher, 2009. ISBN ISBN 978-85-212-0490-9.

BR DISTRIBUIDORA. Tarifas. **Gás Natural - Espírito Santo**, Março 2020. Disponível em: <<http://www.br.com.br/pc/produtos-e-servicos/gas-natural/tarifas>>. Acesso em: 5 Março 2020. Anexo II, TABELA CONTENDO PRC (PARCELA DE RESERVA DE CAPACIDADE) E PUC (PARCELA DE USO DE CAPACIDADE) DO SEGMENTO TERMOELÉTRICO, VÁLIDA A PARTIR DE 01/05/2019.

CARBO, M. C. **Biomass-based industrial CO₂ sources: biofuels production with CCS**. Energy Research Center of the Netherlands. [S.l.]. 2011. (ECN-E--11-012).

CARVALHO, C. P. J. **Modelo de otimização aplicado ao balanço econômico da cogeração de energia, produção de álcool e açúcar na indústria canavieira**. Campinas - SP: Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica. Dissertação de Mestrado, 2016.

CONAB. **Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar - Safra 2018/19, n. 2 - Segundo levantamento**. Companhia Nacional de Abastecimento. Brasília, p. 1-86. 2018. (ISSN 2318-7921).

CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S.; GÓMEZ, E. O. **Biomassa para Energia**. Campinas: Editora da UNICAMP, 2008. ISBN ISBN 978-85-268-0783-9.

DIAS, J. M. C. D. S. et al. **Produção de briquetes e péletes a partir de resíduos agrícolas, agroindustriais e florestais**. Brasília. 2012. (ISSN 2177-4439).

ENSINAS, A. V. et al. Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. **Energy Conversion and Management**, n. 48, 2007. 2878-2987.

EPE. **Balanço Energético Nacional 2019: ano base 2018**. Empresa de Pesquisa Energética (Brasil). Rio de Janeiro, p. 292. 2019.

FRANÇOSO, R. F. et al. Relação do custo de transporte da cana-de-açúcar em função da distância, n. 3(1), 2017. 100-105.

GERBER, S.; BEHRENDT, F.; OEVERMANN, M. An Eulerian modeling approach of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor using char as bed material. **Fuel**, n. 89, 2010. 2903–2917.

GIL, J. et al. Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution. **Biomass and Bioenergy**, n. 17, 1999. 389-403.

GIL, M.; RAMOS, A. I.; ROMÁN, J. Characterization of a biomass milling pilot plant, 2009. Disponível em: <https://www.researchgate.net/publication/267398027_Characterization_of_a_biomass_milling_pilot_plant>.

GUIMARÃES, H. R. **Estudo da torrefação da cana-energia e seu efeito sobre a cinética de decomposição térmica**. Campinas-SP: Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química, Dissertação de Mestrado, 2016.

HANSEN, S. V. et al. Biomass residues as twenty-first century bioenergy feedstock— a comparison of eight integrated assessment models. **Climate Change**, 10 September 2019. Disponível em: <<https://doi.org/10.1007/s10584-019-02539-x>>.

HAQUE, N.; SOMERVILLE, M. Techno-economic and environmental evaluation of biomass dryer. **Procedia Engineering**, 56, 2013. 650-655. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1877705813005274>>.

HASSUANI, S. J.; LEAL, M. R. L. V.; MACEDO, I. D. C. **Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash**. 1ª Ed. ed. Piracicaba: PNUD - Programa das Nações Unidas para o Desenvolvimento / CTC - Centro de Tecnologia Canavieira, 2005. ISBN 85-99371-01-0. Disponível em: <<https://pdfs.semanticscholar.org/1c8f/cebf7aef193b4f9a0de509f9ed84d84bdf9a.pdf>>. p. il. 27cm. (Série Caminhos para Sustentabilidade).

HETLANDA, J. et al. Carbon-negative emissions: Systemic impacts of biomass conversion: A case study on CO₂ capture and storage options. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, 49, 2016. 330-342. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2016.03.017>>.

HEYNE, S.; LILIEDAHL, T.; MARKLUND, M. **Biomass Gasification - A synthesis of technical barriers and current research issues for deployment at large scale**. The Swedish Knowledge Centre for Renewable Transportation Fuels. [S.l.]. 2013.

IBGE. Sistema IBGE de Recuperação Automática - SIDRA. **Levantamento Sistemático da Produção Agrícola - dezembro 2019**, 2020 Janeiro 2020. Disponível em: <<https://sidra.ibge.gov.br/home/lspa/brasil>>. Acesso em: 25 Janeiro 2020.

IBGE. Portal de Mapas. **São Paulo - Malha Municipal 2018**, 2020a. Disponível em: <<https://portaldemapas.ibge.gov.br/portal.php#mapa221185>>. Acesso em: 28 Janeiro 2020.

IRENA. **Global Bioenergy Supply and Demand Projections: A working paper for REmap 2030**. International Renewable Energy Agency. [S.l.], p. 78. 2014.

IRENA. **Solid biomass supply for heat and power: Technology brief**. International Renewable Energy Agency. Abu Dhabi. 2018. (ISBN 978-92-9260-107-2).

IRENA. **Global Energy Transformation: A roadmap to 2050 (2019 edition)**. International Renewable Energy Agency. Abu Dhabi. 2019. (ISBN 978-92-9260-121-8).

KREUTZ, T. G. et al. **Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass**. Pittsburg. 2008.

LIPPEL. Lippel - Soluções integradas para biomassa. **Secado Rotativo para Secagem de Biomassa**, 2020. Disponível em: <<https://www.lippel.com.br/secador-rotativo/secador-rotativo-para-secagem-de-biomassa/?lng=pt>>. Acesso em: 29 Janeiro 2020.

MATTOS, T. D. M. **Potencial de redução de emissões de gases de efeito estufa pela captura e sequestro de CO₂ de destilarias de etanol do Centro Sul do Brasil para utilização em recuperação avançada de petróleo**. Rio de Janeiro - RJ: PPE/COPPE/UFRJ Dissertação (mestrado), 2018. 186 p. Disponível em: <http://www.ppe.ufrj.br/images/publica%C3%A7%C3%B5es/doutorado/2018/Tese_Mestr2018_Tha%C3%ADs_de_Moraes_Mattos.pdf>.

MEDINA, C. H. et al. Explosion characteristics of pulverised torrefied and raw Norway spruce (*Picea abies*) and Southern pine (*Pinus palustris*) in comparison to bituminous coal. **Biomass & Energy**, n. 79, 2015. 116-127.

MILNE, T. A.; EVANS, R. J.; ABATZOGLOU, N. **Biomass Gasifier “Tars”: Their Nature, Formation, and Conversion**. National Renewable Energy Laboratory. [S.l.], p. 68. 1998. (NREL/TP-570-25357).

MME. **Potencial dos Recursos Energéticos no Horizonte 2050**. Ministério de Minas e Energia. Rio de Janeiro - RJ. 2018.

MOLINO, A.; CHIANESE, A.; MUSMARRA, D. Biomass gasification technology: The state of the art overview. **Journal of Energy Chemistry**, n. 25, 2016. 10-25. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.jechem.2015.11.005>>.

MORAES, S. L. D. et al. Cenário brasileiro da geração e uso de biomassa adensada. **Revista IPT**, 1, n. 4, 2017. 58-73. Disponível em: <<http://revistainovacao.ipt.br/index.php/revistaIPT/article/view/37/33>>.

MOTA, F. D. A. D. S. et al. PIRÓLISE DA BIOMASSA LIGNOCELULÓSICA: UMA REVISÃO. **Revista GEINTEC**, São Cristovão, 5, n. n.4, 2015. 2511-2525. Disponível em:

<https://www.researchgate.net/profile/Renan_Viegas/publication/287404935_PIROLISE_DA_BIOMASSA_LIGNOCELULOSICA_UMA_REVISAO/links/5b4f40bba6fdcc8dae28860a/PIROLISE-DA-BIOMASSA-LIGNOCELULOSICA-UMA-REVISAO.pdf>.

NETL. **Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants - Volume 1b: Bituminous Coal (IGCC) to Electricity**. NETL (National Energy Technology Laboratory). [S.l.]. 2015.

NETL. Gasifipedia. **National Energy Technology Laboratory**, 2020. Disponível em: <<https://www.netl.doe.gov/research/Coal/energy-systems/gasification/gasifipedia>>. Acesso em: 05 Março 2020.

NETL. National Energy Technology Laboratory. **Shell Gasifiers**, 2020. Disponível em: <<https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/shell>>. Acesso em: 29 Fevereiro 2020.

NEWBOLT, G. S. **Modelling of biomass milling**. University of Nottingham. [S.l.]. 2018.

NONES, D. L. et al. Biomassa residual agrícola e florestal na produção de compactados para geração de energia, Lages, 16, n. n. 2, 2017. 155-164.

NOVO, A. L. A. **Perspectivas para o Consumo de Combustível no Transporte de Carga no Brasil: uma Comparação entre os Efeitos Estrutura e Intensidade no Uso Final de Energia do Setor**. Rio de Janeiro - RJ: UFRJ/ COPPE/ Programa de Planejamento Energético, Dissertação (mestrado), 2016. Disponível em: <http://www.ppe.ufrj.br/images/publica%C3%A7%C3%B5es/mestrado/Ana_Luiza_Andrade_Novo.pdf>.

PECEGE. **Custos de produção de cana-de-açúcar, açúcar, etanol e bioeletricidade no Brasil: fechamento da safra 2015/2016 e acompanhamento da safra 2016/2017**.

Universidade de São Paulo, Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”. Piracicaba - SP, p. 18. 2016. (ISSN 2177-4358).

PECEGE. **Custos de Produção de Cana-de-açúcar de Produtores da região Centro-Sul do Brasil Safra 2017/18**. PECEGE. Piracicaba -SP, p. 16. 2018.

PETTINAU, A. et al. The Sotacarbo gasification pilot platform: Plant overview, recent experimental results and potential future integrations. **Applied Thermal Engineering**, n. 74, 2015. 2-9. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2013.12.079>>.

PHILLIPS, J. Different types of gasifiers and their integration with gas turbines. In: _____ **Gasifipedia**. [S.l.]: US Dept of Energy National Energy/ Technology Laboratory, 2005. Cap. 1.2.1, p. 67-77. Disponível em: <https://www.researchgate.net/publication/300432219_Different_types_of_gasifiers_and_their_integration_with_gas_turbines>.

PIMCHUAI, A.; DUTTA, A.; BASU, P. Torrefaction of Agriculture Residue To Enhance Combustible Properties. **Energy Fuels**, 2010. 4638-4645. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ef901168f>>.

PINHO, J. M. **Simulação Euleriana da Gaseificação de Bagaço de Cana-de-Açúcar em Reator de Leito Fluidizado Borbulhante**. Rio de Janeiro: Coppe/UFRJ, Programa de Engenharia Mecânica, Dissertação (mestrado), 2012. 206 p.

PIRRAGLIA, A.; GONZALEZ, R.; SALONI, D. . D. J. Technical and economic assessment for the production of torrefied ligno-cellulosic biomass pellets in the US. **Energy Conversion and Management**, n. 66, 2013. 153-164. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2012.09.024>>.

PORCU, A. et al. Techno-Economic Analysis of a Small-Scale Biomass-to-Energy BFB Gasification-Based System. **MDPI - Energies**, 12, n. 494, 2019.

ROCHEDO, P. R. R. **DEVELOPMENT OF A GLOBAL INTEGRATED ENERGY MODEL TO EVALUATE THE BRAZILIAN ROLE IN CLIMATE CHANGE MITIGATION SCENARIOS**. Rio de Janeiro: UFRJ/ Coppe/ Programa de Planejamento Energético, 2016. Disponível em: <http://www.ppe.ufrj.br/images/publica%C3%A7%C3%B5es/doutorado/Pedro_Rua_Rodriguez_Rochedo.pdf>.

ROGELJ, J. et al. Scenarios towards limiting global mean temperature increase below 1.5 °C, ProofNo: 91, 2018. Disponível em: <<https://doi.org/10.1038/s41558-018-0091-3>>.

ROOS, C. J. **Biomass Drying and Dewatering for Clean Heat & Power**. Northwest CHP Application Center. Olympia, WA, p. 25. 2008.

RÜDISÜLI, M. et al. Scale-up of bubbling fluidized bed reactors — A review. **Powder Technology**, n. 217, 2012. 21-38.

SÁNCHEZ, C. G. **Tecnologia da gaseificação de biomassa**. Campinas: Editora Átomo, 2010. ISBN ISBN 978-85-7670-126-2.

SANTOS, F. A. D. **Análise da aplicação da biomassa da cana como fonte de energia elétrica**: usina de açúcar, etanol e bioeletricidade. São Paulo - SP: Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia de Energia e Automação Elétricas, Dissertação (mestrado), 2012.

SIEDLECKI, M. **On the gasification of biomass in a steam-oxygen blown CFB gasifier with the focus on gas quality upgrading**: technology background, experiments and mathematical modeling. [S.l.]: Tese (Doutorado), Universidade de Tecnologia de Delft, Mechanical, Maritime and Materials Engineering, 2011. 255 p. ISBN ISBN 9789085707905. Disponível em: <<https://repository.tudelft.nl/islandora/object/uuid%3Ae2da93b8-d504-438c-be29-a5b4c7c91160>>.

SIKARWARA, V. S. et al. Progress in biofuel production from gasification. **Progress in Energy and Combustion Science**, n. 61, 2017. 189-248. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.pecs.2017.04.001>>.

SILVA, F. T. F. D. **Avaliação da Torrefação e Densificação de Resíduos Agrícolas no Brasil**. Rio de Janeiro - RJ: UFRJ/ COPPE - Programa de Planejamento Energético, Dissertação (mestrado), 2017. 198 p.

SOUTO, T. J. M. P. et al. VIABILIDADE DA BIOELETRICIDADE A PARTIR DA CANA-DE-AÇÚCAR. **Revista em Agronegócio e Meio Ambiente**, Maringá - PR, 11, n. 2, abril/junho 2018.

SRINIVAS, S.; MALIK, R. K.; MAHAJANI, S. M. Fischer-Tropsch synthesis using bio-syngas and CO₂. **Energy for Sustainable Development**, XI, n. 4, 2007. 66 -71.

SWANSON, R. M. et al. Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification. **Fuel**, 89, 2010. S11-S19. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2010.07.027>>.

TAGOMORI, I. S. **Potencial Técnico e Econômico para a Produção de Fischer-Tropsch Diesel a partir de Biomassa (FT-BTL) Associada à Captura de Carbono no Brasil**. Rio de Janeiro - RJ: UFRJ/COPPE, 2017. 216 p. Disponível em: <http://www.ppe.ufrj.br/images/publica%C3%A7%C3%B5es/mestrado/Isabela_Schmidt_Tagomori.pdf>.

UDOP. Usinas/Destilarias no mundo, 2020. Disponível em: <https://www.udop.com.br/index.php?item=unidades&cn=am&id_pais=1>. Acesso em: 27 Janeiro 2020.

UNFCCC. **EXECUTIVE BOARD OF THE CLEAN DEVELOPMENT MECHANISM TWENTIETH MEETING - ANNEX 8**. United Nations Framework Convention On Climate Change. [S.l.]. 2005. (CDM-EB-20).

VAN PAASEN, S. V. B. et al. **Tar Dewpoint Analyser For application in biomassa gasification product gases**. Energy Research Center of the Netherlands. [S.l.], p. 32. 2005. (ECN-C--05-026).

WBA. **Thermochemical Gasification of Biomass**. World Bioenergy Association. [S.l.]. 2015.

WEILAND, F. et al. Entrained flow gasification of torrefied wood residues. **Fuel Processing Technology**, 125, 2014. 51-58. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382014001222?via%3Dihub>>.

WORLEY, M.; YALE, J. **Biomass Gasification Technology Assessment**. Golden. 2012. (NREL/SR-5100-57085).

Anexo I – Levantamento de Usinas

Tabela I.A - Levantamento de dados das usinas de cana de açúcar da região de estudo e resultados de cálculos individualizados para cada usina.

Nome da Usina	Cidade	Latitude	Longitude	Capacidade de moagem (Milhões de t)	Potencial de bagaço (t por ano) ^a
Alta Mogiana - Unidade São Joaquim da Barra	São Joaquim da Barra/SP	-20,485332	-47,870975	6	213000
Biosev - Unidade MB	Morro Agudo/SP	-20,730600	-48,054100	2,8	99400
Biosev - Unidade Vale do Rosário	Morro Agudo/SP	-20,613540	-48,001202	6,5	230750
Batatais	Batatais/SP	-20,749721	-47,570440	4,2	149100
Bazan	Pontal/SP	-21,009706	-47,992248	6,1	216550
Bela Vista	Pontal/SP	-20,936479	-48,075836	3,2	113600
Carolo	Pontal/SP	-21,003344	-48,025460	1,9	67450
Biosev - Unidade Santa Elisa	Sertãozinho/SP	-21,108790	-48,077868	6,1	216550
Delos - (Lopes da Silva)	Sertãozinho/SP	-21,149200	-48,016800	0,3	10650
Santa Inês	Sertãozinho/SP	-21,085520	-48,033487	0,7	24850
São Francisco - (UFRA)	Sertãozinho/SP	-21,174524	-48,119420	1,5	53250
USA - Santo Antônio	Sertãozinho/SP	-21,119987	-47,959909	3	106500
Pitangueiras	Pitangueiras/SP	-21,048873	-48,262893	2,4	85200
Tereos - Unidade Industrial Andrade	Pitangueiras/SP	-21,005154	-48,286113	3,8	134900
Viralcool	Pitangueiras/SP	-20,938104	-48,252969	2,4	85200
Pedra Agroind. - Unidade Buriti	Buritizal/SP	-20,219608	-47,654399	2,5	88750
Colorado	Guaíra/SP	-20,280586	-48,183151	7,5	266250
Guaíra	Guaíra/SP	-20,418868	-48,213329	3	106500
Tereos - Unidade Industrial Mandu	Guaíra/SP	-20,401880	-48,359657	4,7	166850
Cevasa	Patrocínio Paulista/SP	-20,754567	-47,431697	2,4	85200
Total:				71	7064500
Média:				3,55	353225

^a Potencial de bagaço calculado com base no caso referência de 14,2% de excedente de bagaço.

Tabela I.A (cont.) – Levantamento de dados das usinas de cana de açúcar da região de estudo e resultados de cálculos individualizados para cada usina. (Continuação)

Nome da Usina	Distância à Planta central (km) (GoogleEarth)	Distância estrada (km) GoogleMaps	Milhões de t.km de estrada até planta	Fonte (Capacidade)
Alta Mogiana - Unidade São Joaquim da Barra	32,9	51,8	310,8	[53]
Biosev - Unidade MB	18,3	26,9	75,32	[42]
Biosev - Unidade Vale do Rosário	13,9	19,4	126,1	[42]
Batatais	48	64,1	269,22	[52]
Bazan	30,5	48,1	293,41	[41]
Bela Vista	22,8	50,9	162,88	[43]
Carolo	29,3	42	79,8	[43]
Biosev - Unidade Santa Elisa	41,5	70,6	430,66	[42]
Delos - (Lopes da Silva)	51,3	80,7	24,21	[43]
Santa Inês	38,6	63,6	44,52	[41]
São Francisco - (UFRA)	49,3	88,1	132,15	[44]
USA - Santo Antônio	42,9	66	198	[45]
Pitangueiras	42,3	66,8	160,32	[46]
Tereos - Unidade Industrial Andrade	39,8	64,9	246,62	[47]
Viralcool	32,1	50	120	[41]
Pedra Agroind. - Unidade Buriti	69,5	100	250	[48]
Colorado	53,1	79,6	597	[49]
Guaíra	40	53,8	161,4	[50]
Tereos - Unidade Industrial Mandu	48,6	54,7	257,09	[47]
Cevasa	62,3	95,1	228,24	[51]
Total:			4167,74	
Média:	40,35	58,70^b		

^b Distância calculada através da média ponderada pela capacidade de moagem das usinas.

Tabela I.B – Custos das plantas de torrefação individualizados para cada usina de cana da região de estudo no caso de referência.

Nome da Usina	Custo Nivelado Total Calculado (US\$/t biocarvão)	Custo Cap. Anualizado (US\$/t biocarvão)	Custo O&M nivelado (US\$/t biocarvão)	Custo Variável (US\$/t biocarvão)
Alta Mogiana - Unidade São Joaquim da Barra	79,96	30,14	25,63	24,19
Biosev - Unidade MB	76,87	30,41	22,27	24,19
Biosev - Unidade Vale do Rosário	77,73	29,43	24,12	24,19
Batatais	80,84	30,93	25,72	24,19
Bazan	79,49	29,99	25,31	24,19
Bela Vista	89,47	33,56	31,72	24,19
Carolo	88,10	34,17	29,75	24,19
Biosev - Unidade Santa Elisa	79,49	29,99	25,31	24,19
Delos - (Lopes da Silva)	226,72	59,44	143,09	24,19
Santa Inês	137,56	46,10	67,28	24,19
São Francisco - (UFRA)	96,64	36,68	35,78	24,19
USA - Santo Antônio	91,79	34,22	33,38	24,19
Pitangueiras	80,98	31,85	24,94	24,19
Tereos - Unidade Industrial Andrade	83,82	31,88	27,76	24,19
Viralcool	80,98	31,85	24,94	24,19
Pedra Agroind. - Unidade Buriti	79,85	31,47	24,20	24,19
Colorado	74,06	28,19	21,68	24,19
Guaíra	91,79	34,22	33,38	24,19
Tereos - Unidade Industrial Mandu	77,73	29,91	23,63	24,19
Cevasa	80,98	31,85	24,94	24,19
Média (base biocarvão) :	82,33	31,23	26,91	24,19
Média (base biomassa <i>in natura</i>)	34,21	11,22	8,67	10,05

Tabela I.C - Dados do cultivo e produtividade de variedades de cana-de-açúcar e cana energia.

Tipo de cana	(GUIMARÃES, 2016)		Granbio		(PECEGE, 2018)	
	Cana de açúcar Convencional	Cana energia	Cana de açúcar Convencional	Cana energia	Cana-de-açúcar Centro-sul (Safra 2017/18)	
Produtividade [t/ha]	100	185-221	92	180	80,4	
Produção de bagaço [t/ha]	25	96	23	73		
ATR (Açúcares Totais Recuperáveis) [kg/t de cana]	135	90-100	126	85	134,3	
Produção de ATR [t/ha]	13,5	17,2-25,3	11,6	15,3	10,8	
Custo de produção [R\$/t]	N/D	N/D	N/D	N/D	31,9	

^a Calculado pelo teor de fibras e umidade do bagaço de 50% m. base seca.

Anexo II – Planilhas de cálculos

Cálculos da ilha de gaseificador de leito de arraste (caso referência)

Gaseificação Leito de Arraste	Menos Bagaço Excedente
Energia	Reator NETL/WEILAND
Característica:	Gaseificação de resíduos de madeira mistos
Rendimento Cold Gas Efficiency da rota (% RM*PCI(Soma k)/PCIbiomassa)	0,595
fração de Gás de síntese bruto (GJ/t bio)	16,182
Energia Elétrica Consumida (MWh/t bio)	0,275
Energia Elétrica Consumida (MWh/t H2+CO)	1,170
Energia Elétrica Consumida absoluta (MWh/ano)	693831
Temperatura de saída do gás de síntese --> T1 (K)	1523,15
Temperatura de saída do recuperador de calor do gaseificador --> T2 (K)	483,15
Eficiência Tranf.de calor do recuperador de calor (%)	75%
Calor recuperado na saída do gaseifcador (GJ/t biocarvão)	2,279
Energia térmica equivalente na base PCI úmido (MWth)	537
Custos	
Custos de Construção/Equipamentos (US\$/ capacidade de t biocarvão anual) :	
Custo de Total da Planta Paga valor absoluto (US\$)	609.187.610,57
Custo de Total da Planta Paga (US\$/ capacidade de t carvão anual)	465,32
LOCOS* (US\$/ capacidade de t de H2+CO anual)	821,94
> Gaseificador Shell leito de arraste de 2600 t/d	252,95
> Equipamento de recuperação de calor e dutos	23,41
> Flare	1,25
> Fundações (gaseif.)	12,48
> BOP e sistemas de água	38,61
> Processamento de cinzas e resíduos	25,04
> Instrumentação e controle	18,35
> Melhorias do terreno	10,24
> Edificações (outros predios, ed. Tratamento agua, tratamento de resíduos)	4,17
Custo Básico Total da Planta (US\$/capacidade t biocarvão)	386,51
> Custos de pré-produção	8,04
> Custos de 1 mês de consumíveis	0,22
> Custos de peças (0,5% custo da planta)	1,93
> Custo de almoxarifado (60 dias de consumíveis)	0,49
> Custo de carga inicial de insumos químicos	0,00
> Custo do terreno	0,55
> Custo de financiamento	10,44
Custo de Total da Planta Entregue (US\$/ capacidade de t biocarvão anual)	408,17
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/t biocarvão anual) :	48,63
LCCOS*** (US\$/ano/capacidade de t de H2+CO anual)	85,89

Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t biocarvão anual):	12,91
LOFCOS** (US\$/ano/capacidade de t de H2+CO anual)	22,80
> Gerente de planta (US\$/ano)	51181
> Engenheiro de planta (US\$/ano)	29002
> Supervisor de Manutenção (US\$/ano)	30708
> Gerente de Laboratório (US\$/ano)	51181
> Supervisores de turno (US\$/ano)	136482
> Técnicos de Laboratório (US\$/ano)	44356
> Técnicos de Manutenção (US\$/ano)	122834
> Operadores de planta (US\$/ano)	177427
> Auxiliares de Campo (US\$/ano)	61417
Custo do trabalho (US\$/ano/ cap. t biochar anual)	0,67
> <i>Overhead</i> ou custos indiretos (95% do Custo de trabalho)	0,64
> Manutenção e reparos (2% do Custo de Investimento)	7,73
> Seguro (1% do Custo de Investimento)	3,87

Custos de O&M variáveis (US\$/ t biochar) :	10,31
LVCOS**** (US\$/ t de H2+CO)	18,21
Custo de energia de processamento de resíduos (US\$/ t biocarvão)	0,38
Custo de energia de bombas e compressores (US\$/ t biocarvão)	4,66
Custo de energia de BOP (US\$/ t biocarvão)	2,21
Custo de eliminação de escória (US\$/ t biocarvão)	2,22
Custo de Água (US\$/ t de biocarvão)	0,84
Consumo de energia elétrica total da ilha de gaseificação (MWh/t de biocarvão)	0,050

Custos de Construção/Equipamentos das Ilhas Auxiliares (US\$) :	804.014.875,16
Ilhas auxiliares (Fator de escala e razões aplicadas; US\$/ t biocarvão):	211,15
Ilhas auxiliares (Fator de escala e razões aplicadas; US\$/ t de H2+CO):	372,97
Ilha de Torrefação (US\$/t biocarvão):	82,33
Ilha de Carga e Descarga (US\$/t biocarvão):	4,80
Ilha de Administração da Planta (US\$/ t biocarvão):	1,66
Ilha de Alimentação de Biocarvão (US\$/ t biocarvão):	21,98
Ilha de ASU (US\$/ t biocarvão):	76,38
Ilha de Limpeza do Gás de Síntese (US\$/ t biocarvão):	22,30
Estocagem de biochar (US\$/ t biocarvão):	1,70

LCOS (Levelized Cost Of Syngas; US\$ / t de H2+CO anual)	499,87
---	---------------

LCOS (Levelized Cost Of Syngas; US\$ / t biocarvão anual)	282,99
--	---------------

Fator de escalabilidade	0,62
Fator de adição trem	0,9
Número de trens (Referência tem 2):	2
Taxa de desconto (r; %)	10%
Tempo de construção (anos)	3
Ponto de <i>Break Even</i> (anos)	15
Vida útil da planta (anos)	30

Fator de Anuidade	9,569432357
* Levelized Overnight Cost Of Syngas	
** Levelized O&M Fixed Cost Of Syngas	
*** Levelized Capital Cost Of Syngas	
**** Levelized Variable Cost Of Syngas	

Outros	
Geração de resíduos/ cinzas (t / t biomassa)	0,56%
Capacidade nominal disponível (t biocarvão/ano)	1.309.184
Capacidade nominal disponível (t biomassa/ano)	3.150.625
Capacidade nominal de cada reator (t/dia)	1793
Fator de Capacidade Esperado (%)	80%
Capacidade necessária (t biocarvão/ano)	1.047.347
Capacidade necessária (t biomassa/ano)	2.520.500
Fator de Capacidade Obtido (%)	80%
Rendimento Mássico de Torrefação (t biocarvão/ t biomassa)	41,55%
Razão H2:CO especificada	2,300
Consumo de Oxidante (t / t biocarvão):	0,680
Consumo de vapor do SWGS (t / t biocarvão):	0,382
fração de Gás de síntese bruto (t/t biocarvão)	1,900
fração de Gás de síntese normalizado (H2/CO=2,3) (t/t biocarvão)	2,300
fração de Gás de síntese normalizado (H2/CO=2,3) (t/t biomassa)	0,956
Rendimento Mássico total (t prod/t biocarvão)	1,900
Rendimento Mássico total (t prod/t biomassa)	0,790
Produção de Gás bruto absoluta (t de gás bruto/ano)	1.989.960
Produção de Gás normalizado absoluta (t de gás normalizado/ano)	2.408.865

Gás de síntese (base seca):

Referência dos dados	(WEILAND et al., 2014)
Saída de gases do reator:	
Razão H2:CO (vol.)	0,50
Razão H2:CO (massa)	0,53
H2 (% vol.)	24,00%
CO (% vol.)	48,17%
CO2 (% vol.)	16,41%
N2 (% vol.)	10,01%
O2 (% vol.)	0%
CH4 (% vol.)	1,41%
C2H6 (% vol.)	0,00%
C2H4 (% vol.)	0,00%
C2H2 (% vol.)	0,00%
H2S (% vol.)	0,00%
Outros (%vol.)	0,00%
Alcatrão (kg/kg gás seco)	0
H2O (% vol.)	0,00%
H2O (kg/kg gás seco <-- Teor de umidade em base seca)	0,00
Massa Molecular aparente do gás de síntese seco (kg/kmol)	24,23
Poder Calorífico Inferior Teórico (MJ/kg; base seca)	8,52
Poder Calorífico Inferior Teórico (MJ/Nm ³ ; base seca)	9,23
Poder Calorífico Superior Teórico (MJ/kg; base seca)	8,97

Poder Calorífico Inferior Teórico (MJ/kg; base úmida [inclui alcatrão])	8,52
Cp do gás de síntese na saída do gasif. (T=T1) (MJ/kg.K)	0,001504358
Cp do gás de síntese na saída do recuperador de calor. (T=T2) (MJ/kg.K)	0,001431798
Produção de H2 + CO (t/t biochar)	1,096015183

Após Water-Gas Shift para ajuste de razão H2:CO (Base úmida):

Razão H2:CO (vol.)	2,30
H2 (% vol.)	39,78%
CO (% vol.)	17,29%
CO2 (% vol.)	33,85%
N2 (% vol.)	7,83%
O2 (% vol.)	0,00%
CH4 (% vol.)	1,10%
C2H6 (% vol.)	0,00%
C2H4 (% vol.)	0,00%
C2H2 (% vol.)	0,00%
H2S (% vol.)	0,00%
Outros (%vol.)	0,00%
H2O (% vol.)	0,14%
Alcatrão (kg/kg gás úmido)	0
Massa Molecular aparente do gás de síntese úmido (kg/kmol)	22,94
Poder Calorífico Inferior Teórico (MJ/kg; base úmida)	6,76
Poder Calorífico Inferior Teórico (MJ/Nm ³ ; base úmida)	6,95
Poder Calorífico Superior Teórico (MJ/kg; base úmida)	7,51
Produção de H2 + CO (t/t biocarvão)	0,566
Produção de H2 + CO (t/t biomassa)	0,235
Produção de H2 + CO absoluta (t de H2+CO/ano)	592.927

#NOME?

Ilha de carga e descarga da gaseificação leito de arraste (caso de referência)

Ilha de carga e descarga de biomassa <i>in natura</i> (US\$/capacidade de t bio anual):	bio = biocarvão
Capacidade nominal (t anual):	1.636.480
Capacidade real (t anual):	1.309.184
Custos	LA WEILAND 2014
	(Menos bagaço excedente)
Custos de Construção/Equipamentos (US\$) :	4.215.594,26
Custo de construção/instalação (US\$/ capacidade de t bio anual)	2,58
> Esteiras de transporte	1.096.412,40
> Carregadora Frontal	274.100,09
> Empilhadeira	274.100,09
> Área de carga e descarga	360.935,05
> Estoque e galpão	466.941,67
> Custos Indiretos (24%)	593.397,43
> Contingência (10%)	306.588,67
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t biomassa anual):	0,43
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):	0,76
> Supervisor de turno	773706,21
> Operador de empilhadeira	309482,49
> Auxiliar de Campo	145069,93
> Manutenção e reparos (2% do Custo de Investimento)	67449,51
> Reinvestimentos (1% do Custo de Investimento)	33724,75
> Seguro (1% do Custo de Investimento)	33724,75
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t bio anual):	0,27
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):	0,48
Custos de O&M variáveis (US\$/ t bio) :	4,10
Custos de O&M variáveis (US\$/ t H2+CO) :	7,24
Ilha de carga e descarga de biomassa <i>in natura</i> (US\$/ t bio)	4,10
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de biomassa):	4,80
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de H2+CO):	8,48
Taxa de desconto (r; %)	10%
Tempo de construção (anos)	0
Vida útil da planta (anos)	30
Fator de Anuidade	9,426914467
Fator de Adição de Trem	0,9
Número de trens:	1
Razão t de H2+CO/ t bio	0,566
Rendimento mássico de torrefação (%)	41,55%
Fator de Capacidade (%)	80%

Exemplo da ilha de torrefação (caso referência) (unidade de 213kt de bagaço por ano)

Ilha de torrefação de biomassa (US\$/capacidade de t biocarvão anual):

Capacidade (t biomassa/ano)	213000
Capacidade real (t biocarvão/ano)	88508
Capacidade nominal (t biocarvão/ano)	212420

Custos

Custos de Construção/Equipamentos (US\$) :	25.150.529,21
Custo de construção/instalação (US\$/ capacidade de t biocarvão anual)	284,16
> Esteira de transporte	409.081,59
> Carregadeira frontal	102.269,28
> Funil de alimentação	545.442,12
> Transportador Helicoidal	1.499.963,58
> Separador de Sólidos	490.897,01
(> Triturador de sólidos)	2.742.248,55
> Empilhadeira	102.269,28
> Unidade de torrefação	6.229.002,76
> Caldeira de queima de voláteis	1.519.936,38
> Trocador de Calor	916.309,75
> Resfriador de produto	334.855,40
> Compressor	1.522.424,00
> Armazenamento e manejo de pellets	1.490.084,93
> Infraestrutura e Edificações	2.969.578,00
> Custos Indiretos (24%)	2.525.406,79
> Contingência (10%)	1.750.759,80
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t biomassa anual):	10,65
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):	45,27
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t biocarvão anual):	25,63
> Gerente de Planta	229.712,13
> Supervisor de turno	367.587,31
> Técnico de Manutenção	206.767,86
> Operador de Planta	477.863,49
> Operador de empilhadeira	147.034,93
> Auxiliar de Campo	68.922,63
> Manutenção e reparos (2% do Custo de Investimento)	385.167,16
> Reinvestimentos (1% do Custo de Investimento)	192.583,58
> Seguro (1% do Custo de Investimento)	192.583,58
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t biomassa anual):	12,53
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):	53,25
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t biocarvão anual):	30,14
Custos de O&M variáveis (US\$/ t biomassa) :	10,05
Custos de O&M variáveis (US\$/ t H2+CO) :	42,72
Custos de O&M variáveis (US\$/ t biocarvão) :	24,19

Energia para moagem, transporte e manuseio (US\$/ t biocarvão)	24,19
Armazenamento para regularizar sazonalidade (US\$/ t biocarvão)	0

Consumo de energia elétrica (MWh/t biocarvão)	0,149
--	--------------

Custo Total Nivelado (em US\$/ t de biomassa):	33,22
---	--------------

Custo Total Nivelado (em US\$/ t de H2+CO):	141,24
--	---------------

Custo Total Nivelado (em US\$/ t de biocarvão):	79,96
--	--------------

Taxa de desconto (r; %)	10%
Tempo de construção (anos)	0
Vida útil da planta (anos)	30
Fator de Anuidade	9,426914467
Fator de Adição de Trem	0,9
Número de trens:	3
Fator de Capacidade	80%
Fator de Sazonalidade	52,08%
Rendimento mássico de torrefação (biomassa 0% umidade) (%)	80,0%
Rendimento energético de torrefação (biomassa 0% umidade) (%)	91,2%
Razão t de H2+CO / t biocarvão	0,566
Umidade da biomassa crua	50,20%
Umidade pós-secagem	20%

Cálculos da planta de torrefação:

Fração de biomassa <i>in natura</i> gasta na secagem:	17,55%
PCI(bio <i>in natura</i> @ umidade biomassa crua)	9,88
PCI(bio seca @ umidade pós-secagem)	12,93
PCI(gases volatilizados)	3,43
PCI(biomassa torrefeita)	18,2
PCI(biomassa 0% umidade)	15,97
Fração de volatilizados por biomassa pós-secagem:	33,3%
Fração de volatilizados por biomassa <i>in natura</i> :	26,63%
Calor de torrefação (MJ/kg de biomassa pós-secagem)	1,04
Fração de volatilizados para torrefação por biomassa <i>in natura</i>	38,00%
Fração de volatilizados para secagem por biomassa <i>in natura</i>	-11,37%
Fração de biomassa auxiliar para torrefação	4,44%
Eficiência de Secagem:	50%
Eficiência do reator de Torrefação:	100%
Eficiência do combustor:	85%
Rendimento Mássico para biomassa úmida:	41,55%

Ilha de Administração da planta de gaseificação de leito de arraste (caso referência)

Ilha de administração e serviços da planta (US\$/capacidade de t bio anual):

bio = biocarvão

Capacidade real (t/ano):	1.047.347
Capacidade nominal (t/ano):	1.309.184

Custos **LA WEILAND 2014**

(menos bagaço excedente)

Custo de construção/instalação (US\$): **15.608.997,01**

Custo de construção/instalação (US\$/ capacidade de t bio anual) 7,99

> Infraestrutura e prédio 6.487.571,66

> Custos Indiretos (24%) 1.116.659,60

> Contingência (10%) 760.423,13

Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t bio anual): **0,81**

Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual): **1,43**

> Gerente de Planta 159.499,15

> Gerente Financeiro 159.499,15

> Secretário Executivo 41.469,78

> Vendedores/marketing 85.066,21

> Contadores 63.799,66

> Secretários 82.939,02

> Manutenção e reparos (2% do Custo de Investimento) 126.926,97

> Reinvestimentos (1% do Custo de Investimento) 63.463,49

> Seguro (1% do Custo de Investimento) 63.463,49

Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t bio anual): **0,85**

Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual): **1,50**

Custos O&M variáveis (US\$/ t bio) : **0**

Custos O&M variáveis (US\$/ t H2+CO) : **0**

Custo Total Nivelado (em US\$/ t de bio): **1,66**

Custo Total Nivelado (em US\$/ t de H2+CO): **2,92**

Taxa de desconto (r; %) 10%

Tempo de construção (anos) 0

Vida útil da planta (anos) 30

Fator de Anuidade 9,426914467

Fator de Adição de trem 0,9

Numero de trens 2

Razão t de H2+CO / t bio 0,566

Fator de Capacidade (%) 80%

Ilha de alimentação de biocarvão do gaseificador de leito de arraste (caso de referência)

Ilha de alimentação de biomassa (US\$/capacidade de t bio anual):	bio = biocarvão
Capacidade real (t/dia):	1.047.347
Capacidade nominal (t/dia)	837.878
Custos	LA WEILAND 2014
	(menos bagaço excedente)
Custo de construção/instalação (US\$)	146.474.668,74
Custo de construção/instalação (US\$/ capacidade de t bio anual)	139,85
> Moagem (e secagem) de biocarvão	39.561.270,53
> Alimentação e estocagem de biocarvão preparado	2.170.577,06
> Sistema de injeção de biocarvão seco	56.499.512,70
> Fundações dos sistemas de alimentação	5.832.235,51
> Misc. de sistemas de alimentação e preparação	3.322.524,98
> Custos Indiretos (24%)	25.772.668,99
> Contingência (10%)	13.315.878,98
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t bio anual):	5,83
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):	10,30
> Supervisor de turno	81.596,00
> Operador de planta	106.074,79
> Auxiliar de Campo	15.299,25
> Técnico de Manutenção	45.897,75
> Manutenção e reparos (2% do Custo de Investimento)	2.929.493,37
> Reinvestimentos (1% do Custo de Investimento)	1.464.746,69
> Seguro (1% do Custo de Investimento)	1.464.746,69
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t bio anual):	14,84
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):	26,21
Custos O&M variáveis (US\$/ t bio) :	1,31
Custos O&M variáveis (US\$/ t H2+CO) :	2,32
Custo de energia de moagem (US\$/ t bio)	1,08
Custo de energia de manuseio (US\$/ t bio)	0,23
Consumo de energia elétrica (MWh/t bio)	0,01
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de bio):	21,98
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de H2+CO):	38,83
Taxa de desconto (r; %)	10%
Tempo de construção (anos)	0
Vida útil da planta (anos)	30
Fator de Anuidade	9,426914467
Fator de Adição de Trem	0,9
Número de trens:	1
Razão t de H2+CO / t biocarvão	0,566
Fator de Capacidade (%)	80%

Ilha da ASU (Air Separation Unit) do gaseificador de leito de arraste (caso de referência)

Ilha da Unidade de Separação de Ar (US\$/capacidade de t oxidante):	bio = biocarvão
Capacidade real (t/ano):	712.196
Capacidade nominal (t/ano):	791.329
Custos	LA WEILAND 2014
	(menos bagaço excedente)
Custo dos equipamentos total (US\$)	146.724.373,34
Custo dos equipamentos total (US\$/ capacidade de t oxidante anual)	206,02
> Custo de construção/instalação (US\$/ capacidade de t oxidante anual)	206,02
(> BOP* + Custos indiretos e contingência (15,5%))	0,00
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t bio anual):	5,60
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):	9,90
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t oxidante anual):	8,24
> Manutenção e reparos (2% do Custo de Investimento)	4,12
> Reinvestimentos (1% do Custo de Investimento)	2,06
> Seguro (1% do Custo de Investimento)	2,06
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t bio anual):	14,86
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):	26,25
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t oxidante anual):	21,85
Custos O&M variáveis (US\$/ t bio) :	55,92
Custos O&M variáveis (US\$/ t H2+CO) :	98,77
Custos O&M variáveis (US\$/ t oxidante) :	82,23
> Energia Elétrica	82,23
Consumo de energia elétrica (MWh/t oxidante)	0,57
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de bio):	76,38
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de H2+CO):	134,92
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de oxidante):	112,33
Taxa de desconto (r; %)	10%
Tempo de construção (anos)	0
Vida útil da planta (anos)	30
Fator de Anuidade	9,426914467
Fator de Adição de Trem	0,9
Número de trens:	2
Razão t oxidante/ t H2+CO	1,201
Razão t oxidante/ t bio	0,68
Rendimento mássico de torrefação (%)	
Fator de Capacidade	90,0%

Ilha de Limpeza de Gases da gaseificação de leito de arraste (caso referência)

Ilha da Unidade de Limpeza de Gás de Síntese (US\$/capacidade de t syngas sujo):	bio = biocarvão	
Capacidade real (t syngas sujo/anual):		2.408.865
Capacidade nominal (t syngas sujo/anual):		2.647.105
Custos	LA WEILAND 2014	
	(Menos bagaço excedente)	
Custo dos equipamentos total (US\$)		243.667.061,07
Custo dos equipamentos total (US\$/ capacidade de t syngas sujo)		54,21
Custo de construção/instalação (US\$/ capacidade de t syngas sujo anual)		0,55
> Reator de hidrólise de COS		4,22
> Unidade Selexol		38,02
> Planta Claus de enxofre elementar		11,42
> BOP* + Custos indiretos e contingência (15,5%)		0,09
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t bio anual):		4,99
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t H2+CO):		8,81
Custos de O&M (US\$/ano/capacidade t syngas sujo anual):		2,17
> Manutenção e reparos (2% do Custo de Investimento)		1,08
> Reinvestimentos (1% do Custo de Investimento)		0,54
> Seguro (1% do Custo de Investimento)		0,54
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t bio anual):		13,23
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t H2+CO anual):		23,36
Custo de Capital Anualizado (US\$/ano/capacidade t syngas sujo anual):		5,75
Custos O&M variáveis (US\$/ t bio) :		4,09
Custos O&M variáveis (US\$/ t H2+CO) :		7,22
Custos O&M variáveis (US\$/ t syngas sujo) :		1,78
> Energia Elétrica		1,55
> Solução Selexol		0,11
> Catalizador Claus		0,03
> Catalizador de COS		0,09
Consumo de energia elétrica (MWh/t syngas sujo)		0,012
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de bio):		22,30
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de H2+CO):		39,39
Custo Total Nivelado (em US\$/ t de syngas sujo):		9,70

* instrumentation and controls, building, civil works,
electrical connections, piping, insulation,
and site preparation

Outros consumos:

Taxa de desconto (r; %)	10%
Tempo de construção (anos)	0
Vida útil da planta (anos)	30
Fator de Anuidade	9,426914467
Fator de Adição de Trem	0,9
Número de trens:	2
Razão de t H ₂ +CO / t syngas sujo	0,246
Razão de t bio / t syngas sujo	0,435
Rendimento massico de torrefação (%)	41,55%
Fator de Capacidade	91%

Planilha de cálculo do custo de transporte de biomassa:

Ilha de Transporte		
Energia	Caminhão Diesel (sólidos)	Referência
Característica:		
Rendimento (km/L)	3,4	[1]
Rendimento (Consumo) (MJ/km)	10,44729741	
Consumo (L/t.km)	0,011312217	
Consumo (MJ/t.km)	0,401819131	
Custos		
Custo de carga e descarga (US\$/t)	1,7	
Custo fixo (US\$/t capacidade anual)	0,446070314	
Custo fixo anual cluster bagaço (US\$/ano)	510114,1814	
Custo construção/renovação (US\$/t capacidade anual)	0,273812314	
Custo de seguro (US\$/t capacidade anual)	0,146158303	
Impostos (US\$/t capacidade anual)	0,026099697	
Custo variável (US\$/t.km)	0,036892121	
Custo variável anual cluster de bagaço (US\$/ano)	2476509,335	
Custo de combustível/energia (US\$/t.km)	0,012774363	
Custo manutenção (US\$/t.km)	0,000773866	
Custo Operador (US\$/t.km)	0,023343892	
Custo Variável @ distância média (US\$/t)	2,165588287	
Custo total anual cluster bagaço (US\$/ano)	2986623,516	
Custo total anual cluster bagaço (US\$/t)	4,3116586	
Outros (dados de entrada)		
Carga média (t)	26	[1]
Distância média percorrida por viagem ida e volta (km)	58,70056338	
Velocidade média do trajeto (km/h)	43,26244796	
Fator de Ociosidade (% do tempo ocioso)	64,6%	[38]
Preço por unidade ou metro (US\$ ou US\$/m)	100000	[19]
Valor residual da unidade ou metro (US\$ ou US\$/m)	38888,89	[38]
Capacidade anual por veículo (t capacidade anual)	59436,84283	
Capacidade anual total (t.km anual)	67128407,59	
Capacidade anual total (t capacidade anual)	1143573,481	

Quantidade de veículos	20	
Taxa de desconto (%)	10%	
Tempo de construção (anos)	0	
Vida útil média (anos)	10	[37]
Fator de Anuidade	6,144567106	
Seguro médio de cada veículo (US\$/ano)	8687,18806	[36]
Kilometragem anual (km/ano)	134191,3907	
Impostos anuais por unidade (US\$/ano.veiculo)	1551,28	[39]
Salário-hora do motorista/operador (US\$/h)	9,30	[19]
Frequência de manutenções (quantidade/ano.veiculo)	5,4	[19]
Valor médio de cada manutenção (US\$)	500	[19]
Duração da safra (dias)	204	[55]

Anexo III – Dados de cultura e biomassa

Cultivos e Culturas de biomassa e suas propriedades

Energia	Unidades	Cana de Açúcar	Ref.	Bagaço de Cana	Ref.
Característica:					
Produção média (Brasil)	Toneladas	728.529.485	[5] ano 2016	168.567.000	[8] ano 2016
Razão por t de cana de açúcar não-etanol				0,2314	
Rendimento médio	t bio / ha	75,968	[5] ano 2016	17,57745997	
Poder Calorífico Superior (base seca)	GJ/t bio			17,31	[26]
Poder Calorífico Inferior (biomassa seca)	GJ/t bio	19,87620593		15,97	[26]
Poder Calorífico Inferior (biomassa úmida)	GJ/t bio	4,602223837		9,877150466	
Consumo médio anual de Energia por há	GJ/ ha .ano	12,3297	[6]	N/A	
Consumo Específico de Energia	GJ/t bio .ano	0,162301232		0,037553225	
Outros					
Análise elementar (base mássica, seca):					
Carbono	%	42,55%	[16]	43,53%	[26]
Hidrogênio	%	6,42%	[16]	6,33%	[26]
Oxigênio	%	49,29%	[16]	48,62%	[26]
Nitrogênio	%	0,35%	[16]	0,08%	[26]
Enxofre	%	N/A		0,10%	[4]
Cloro	%	N/A		0,02%	[4]
Análise imediata (base mássica, seca):					
Carbono Fixo	%	20,11%	[16]	13,66%	[26]
Voláteis	%	78,40%	[16]	84,72%	[26]
Teor de umidade	%	223%	[16]	50,20%	[4]
Cinzas	%	1,41%	[16]	1,62%	[26]
Análise componentes da estrutura celular:					
Celulose	%	13,70%	[16]	48,45%	[14]
Hemi-celulose	%	13,04%	[16]	29,92%	[14]
Lignina	%	2,82%	[16]	17,12%	[14]
Outros (açúcares e solúveis)	%	69,96%	[16]	4,51%	[14]
Fração da produção no mês mais produtivo	%	16%	[27]	16%	[27]
Fator de Sazonalidade	%	52,08%		52,08%	
Fator de ocupação de estoque (% da cap. Anual):					
Janeiro	%	19%	[27]		
Fevereiro	%	12%	[27]		

Março	%	4%	[27]
Abril	%	0%	[27]
Mai	%	0%	[27]
Junho	%	5%	[27]
Julho	%	9%	[27]
Agosto	%	17%	[27]
Setembro	%	20%	[27]
Outubro	%	25%	[27]
Novembro	%	27%	[27]
Dezembro	%	25%	[27]
Somatório do estoque dos meses	(fração)	1,63	

Composição das cinzas
(%, massa) [4]

P2O5	0,0005
K2O	0,0017
CaO	0,0007
MgO	0,0005
Fe2O3	0,0023
Al2O3	0,0023
CuO	0
ZnO	0
MnO2	0,000062
Na2O	0,000045
Total:	0,81%

Referências citadas por números nos Anexos:

Número	Autor	Título	Ano	URL
[1]	NOVO, ANA LUIZA ANDRADE	Perspectivas para o Consumo de Combustível no Transporte de Carga no Brasil: uma Comparação entre os Efeitos Estrutura e Intensidade no Uso Final de Energia do Setor	2016	http://www.ppe.ufrj.br/images/publica%C3%A7%C3%B5es/mestrado/Ana_Luiza_Andrade_Novo.pdf
[1]a	ARRUDA JÚNIOR, J.S.	Desenvolvimento de um método para redução do consumo de combustível no transporte rodoviário de cargas. Capacitação, aplicações de torque e telemetria para veículos pesados.	2014	http://repositorio.unb.br/bitstream/10482/17898/1/2014_JurandidaSilvaArrudaJunior.pdf
[1]b	Goodyear	FACTORS AFFECTING TRUCK FUEL ECONOMY	2016	https://www.goodyear.eu/za_en/images/truck-fuel-economy_tcm1427-81819.pdf
[2]	ANP	FATORES DE CONVERSÃO, DENSIDADES E PODERES CALORÍFICOS INFERIORES	2015	http://www.anp.gov.br/wwwanp/?dw=6954
[3]	IPCC	2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories	2006	https://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/2006gl/pdf/2_Volume2/V2_3_Ch3_Mobile_Combustion.pdf
[4]	Hassuani, Suleiman José	Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash	2005	https://pdfs.semanticscholar.org/1c8f/ceb7aef193b4f9a0de509f9ed84d84bdf9a.pdf
[5]	IBGE	Levantamento Sistemático da Produção Agrícola	2017	https://www.ibge.gov.br/estatisticas-novoportal/economicas/agricultura-e-pecuaria/9201-levantamento-sistemico-da-producao-agricola.html?edicao=19941&t=resultados
[6]	SOARES, L. H. de B.; ALVES, B. J. R.; URQUIAGA, S.; BODDEY, R. M.	Mitigação das Emissões de Gases Efeito Estufa pelo Uso de Etanol da Cana-de-açúcar Produzido no Brasil	2009	http://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/CNPAB-2010/35797/1/cit027.pdf
[7]	R. Jorapur, A.K. Rajvanshi	Sugarcane leaf-bagasse gasifiers for industrial heating purposes	1997	https://phyllis.nl/Biomass/View/2131
[8]	Empresa de Pesquisa Energética (Brasil)	Balanco Energético Nacional 2017: Ano base 2016	2017	https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2017.pdf
[9]	Spadotto, C. A.; Ribeiro, W. C.	Gestão de resíduos na agricultura e agroindústria	2006	www.fepaf.org.br
[10]	M. Gabra, E. Pettersson, R. Beckmann, B. Kjellström		2001	https://phyllis.nl/Biomass/View/2277
[11]	Resende A.S., Santos A.O., Gondim A.O., Xavier R.P., Coelho C.H.M., Oliveira O.C., Alves B.J.R., Boddey R.M. & Urquiaga S.	Efeito estufa e o seqüestro de carbono em sistemas de cultivo com espécies florestais e na cultura de cana-de-açúcar.	2001	https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/CNPAB-2010/27401/1/doc133.pdf

[12]	PECEGE	Custos de produção de cana-de-açúcar, açúcar, etanol e bioeletricidade no Brasil: fechamento da safra 2015/2016 e acompanhamento da safra 2016/2017	2016	http://pecege.com/projetos2/wp-content/uploads/2018/10/2015.16.pdf
[13]	Banco Central do Brasil	Cotação de Dólar dos EUA em dezembro de 2016	2018	https://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpesq.asp?id=txcotacao
[14]	Chen, W. H.; Ye, S. C.; Sheen, H. K.	Hydrothermal carbonization of sugarcane bagasse via wet torrefaction in association with microwave heating	2012	https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852412007250?via%3Dihub
[15]	RUEDA-ORDÓÑEZ, Y. J.; TANNOUS, K.	Isoconversional kinetic study of the thermal decomposition of sugarcane straw for thermal conversion processes	2015	https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S096085241501024X
[16]	Lima, Elisângela Cristina Trevisan de	Cana-energia como potencial fonte energética: Caracterização dos subprodutos (frações sólida, líquida e gasosa) provenientes da pirólise	2016	http://repositorio.unicamp.br/bitstream/REPOSIP/321232/1/Lima_ElisangelaCristinaTrevisande_M.pdf
[17]	BNDES e CGEE	Bioetanol de cana-de-açúcar : energia para o desenvolvimento sustentável	2008	https://web.bndes.gov.br/bib/ispui/bitstream/1408/2002/2/Bioetanol%20da%20cana-de-acucar_P.pdf
[18]	PALACIOS BERECHÉ, Reynaldo	Modelagem e integração energética do processo de produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar	2011	http://repositorio.unicamp.br/bitstream/REPOSIP/265106/1/PalaciosBereche_Reynaldo_D.pdf
[19]	da SILVA, F. T. F.; CARVALHO, F. M.; CORRÊA JR, J. L. G.; MERSHMANN, P. R. de C.; TAGOMORI, I. S.; SZKLO, A.; SHAEFFER, R.	CO ₂ capture in ethanol distilleries in Brazil: Designing the optimum carbon transportation network by integrating hubs, pipelines and trucks	2018	https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2018.02.018
[20]	SANCHEZ, C. G	Tecnologia da gaseificação de biomassa	2010	http://www.grupoatomoealinea.com.br/tecnologia-da-gaseificacao-de-biomassa.html
[21]	Engineering ToolBox	Heat of combustion.	2017	https://www.engineeringtoolbox.com/standard-heat-of-combustion-energy-content-d_1987.html
[22]	Engineering ToolBox	Gases - Densities.	2003	https://www.engineeringtoolbox.com/gas-density-d_158.html
[23]	VAN WYLEN, G.J.; SONNTAG, R.E.; BORGNAKKE, C.	Fundamentos da Termodinâmica.	2009	https://www.blucher.com.br/livro/detalhes/fundamentos-da-termodinamica-431
[24]	MegaWatSoft Inc.	Steam Tables Calculator - IAPWS-IF97	2019	https://www.steamtablesonline.com/steam97web.aspx
[25]	GE Power	6B.03 Fact sheet	2015	https://www.ge.com/content/dam/gepower-pgdp/global/en_US/documents/product/gas%20turbines/Fact%20Sheet/6B.03-fact-sheet-2016.pdf
[26]	GUIMARÃES, H. R.	Estudo de Torrefação da Cana Energia e seu efeito sobre a cinética de decomposição térmica	2016	http://repositorio.unicamp.br/bitstream/REPOSIP/320801/1/Guimaraes_HenriqueReal_M.pdf
[27]	SILVA, F. T. F.	Avaliação da Torrefação e Densificação de Resíduos Agrícolas no Brasil	2017	http://www.ppe.ufrj.br/images/publica%C3%A7%C3%B5es/mestrado/F%C3%A1bio_Teixeira_Ferreira_da_Silva.pdf
[28]	Heyne, S.; Harvey, S.	Impact of choice of CO ₂ separation technology on thermo-economic performance of Bio-SNG production processes.	2014	https://onlinelibrary.wiley.com/doi/epdf/10.1002/er.3038
[29]	Pirraglia, A.; Gonzalez, R.; Saloni, D.; Denig J.	Technical and economic assessment for the production of torrefiedligno-cellulosic biomass pellets in the US	2013	http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2012.09.024
[30]	HAQUE, N.; SOMERVILLE, M.	Techno-economic and environmental evaluation of biomass dryer	2013	https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1877705813005274

[31]	Zoelle, A.; Keairns, D.; Turner, M. J.; Woods, M.; Kuehn, N.; Shah, V.; Chou, V.; Pinkerton, L. L.; Fout T.	Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants Volume 1b: Bituminous Coal (IGCC) to Electricity Revision 2b – Year Dollar Update	2015	https://www.netl.doe.gov/projects/energy-analysis-download.aspx?id=1033&filename=CostandPerformanceBaselineforFEPIantsVol1bBitCoallGCCtoElecRev2bYearDollarUpdate_073115.pdf
[32]	Kreutz, T. G.; Larson, E. D.; Liu, G.; Williams, R. H.	Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass	2008	https://acee.princeton.edu/wp-content/uploads/2016/10/Kreutz-et-al-PCC-2008-10-7-08.pdf
[33]	CAMEO Chemicals	National Toxicology Program Chemical Repository Database. Research Triangle Park, North Carolina	1992	https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Naphthalene#section=Vapor-Density
[34]	Macrotrends.net	Euro Dollar Exchange Rate (EUR USD) - Historical Chart	2019	https://www.macrotrends.net/2548/euro-dollar-exchange-rate-historical-chart
[35]	Andrea Porcu, Stefano Sollai, Davide Marotto, Mauro Mureddu, Francesca Ferrara and Alberto Pettinau	Techno-Economic Analysis of a Small-Scale Biomass-to-Energy BFB Gasification-Based System	2019	https://www.mdpi.com/1996-1073/12/3/494
[36]	Nunes, P. B.	Caracterização logística do sistema agroindustrial da cana-de-açúcar no Centro-Sul do Brasil	2010	https://esalqlog.esalq.usp.br/upload/kceditor/files/2015/05/Caracteriza%E2%94%9C%C2%BA%E2%94%9C%C3%BAo-log%E2%94%9C%C2%A1stica-do-sistema-agroindustrial-da-cana-de-a%E2%94%9C%C2%BA%E2%94%9C%E2%95%91car-no-Centro-Sul-do-Brasil.pdf
[37]	BOLOVENTA, F. C.; BIAGGIONI, M. A. M.	Análise Energética de Rotas de Escoamento do Etanol da Região Centro-Oeste para Exportação	2016	http://www.scielo.br/pdf/eaagri/v36n3/1809-4430-eaagri-36-3-0408.pdf
[38]	CURY, A.; AUGUSTO, J.; BRITO, M.; MARQUEZ, W.; VINICIUS, T.	INTEGRAÇÃO RODOFERRO (OTIMIZAR O CICLO RODOVIÁRIO NO TRANSPORTE DE GRÃOS)	2018	https://repositorio.itl.org.br/jspui/bitstream/123456789/280/1/Integra%C3%a7%C3%A3o%20rodoferro%20-%20otimizar%20o%20ciclo%20rodovi%C3%A1rio%20no%20transporte%20de%20gr%C3%A3os.pdf
[39]	SECRETARIA DA FAZENDA SP	Início > Serviços > IPVA > Mais informações/Alíquota	2020	https://portal.fazenda.sp.gov.br/servicos/ipva/Paginas/mi-aliquota.aspx
[40]	WEILAND, F.; NORDWAEGER, M.; OLOFSSON, I.; WIINIKKA, H.; NORDIN, A.	Entrained flow gasification of torrefied wood residues	2014	https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382014001222?via%3Dihub
[41]	COSTA, G. F.	Caracterização do Setor Sucroalcooleiro na Mesorregião de Ribeirão Preto	2011	https://esalqlog.esalq.usp.br/upload/kceditor/files/2015/05/Caracterizacao-do-Setor-Sucroalcooleiro-na-Mesorregiao-de-Ribeirao-Preto-COSTA-G.-F..pdf
[42]	BIOSEV	Relatório de Sustentabilidade 2018/2019	2020	http://www.biosev.com/wp-content/uploads/2019/12/Relatorio_de_sustentabilidade_Biosev_safra_2018_2019.pdf
[43]	SILVA, M. F. da	Os processos de comunicação e mediação da informação em uma indústria de alta produtividade do setor sucroalcooleiro no estado de São Paulo	2013	https://repositorio.unesp.br/bitstream/handle/11449/93640/silva_mf_me_mar.pdf?sequence=1&isAllowed=y
[44]	GRUPO ECONÔMICO BALBO	Usina São Francisco	2020	http://www.canaverde.com.br/ufra-usina-sao-francisco/
[45]	GRUPO ECONÔMICO BALBO	Usina Santo Antônio	2020	http://www.canaverde.com.br/usa-usina-santo-antonio/
[46]	USINA PITANGUEIRAS	Perfil da PITAA	2020	http://www.usinapitangueiras.com.br/perfil

[47]	XP INVESTIMENTOS	PROSPECTO PRELIMINAR DE DISTRIBUIÇÃO PÚBLICA DAS 1ª (PRIMEIRA) E 2ª (SEGUNDA) SÉRIES DA 18ª (DÉCIMA OITAVA) EMISSÃO DE CERTIFICADOS DE RECEBÍVEIS DO AGRONEGÓCIO DA VERT COMPANHIA SECURITIZADORA Lastreados em Debêntures Emitidas Pela TEREOS AÇÚCAR E ENERGIA BRASIL S.A.	2018	https://downloads.xpi.com.br/BO/11092018_CRA_Tereos_Prospecto_Preliminar.pdf
[48]	PEDRA AGROINDUSTRIAL	Pedra Agroindustrial em números	2020	http://www.pedraagroindustrial.com.br/pedra-agroindustrial-em-numeros/
[49]	GRUPO COLORADO	Sucroenergético	2020	http://www.colorado.com.br/negocios/sucroenergetico/
[50]	USINA AÇÚCAREIRA GUAÍRA	Página Inicial	2020	http://www.cegsp.com/
[51]	CEVASA	Nossos Números	2020	http://www.cevasa.com.br/codigo-conduta
[52]	USINA BATATAIS	Histórico de Produção - Moagem	2020	http://www.usinabatatais.com.br/quem-somos/#ad-image-0
[53]	ALTA MOGIANA	Relatório de Sustentabilidade 2017/2018	2020	http://www.altamogiana.com.br/Relatorio_de_Sustentabilidade_2017-2018.pdf
[54]	BATIDZIRAI, B.; MIGNOT, A. P. R.; SHAKEL, W. B.; JUNGINGER, H. M.; FAAIJ, A.P.C.	Biomass torrefaction technology: Techno-economic status and future prospects	2013	https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S036054421300786X?via%3DiHub
[55]	SANTOS, F. A. dos	Análise da aplicação da biomassa da cana como fonte de energia elétrica: usina de açúcar, etanol e bioeletricidade	2012	https://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3143/tde-05102012-105550/publico/DissertacaoFernandoAlves.pdf
[56]	VATAVUK, W. M.	Updating the CE Plant Cost Index	2002	https://www.chemengonline.com/Assets/File/CEPCI_1_01-2002.pdf
[57]	AMOS, W. A.	Report on Biomass Drying Technology	1998	https://www.nrel.gov/docs/fy99osti/25885.pdf

Arquivos disponibilizados:

As Planilhas de Excel, arquivos de locais do Google Earth e o arquivo de apresentação de slides PowerPoint da defesa de mestrado se encontram disponíveis publicamente para consulta nos seguintes links URL:

<https://drive.google.com/drive/folders/1q8-0FW0wA5mdtVdKoNFPCwCqXUwdBSwo?usp=sharing>

<https://www.dropbox.com/sh/txgwm66chfx81/AAC0WSdHvg1yFhvlIulnRDZsa?dl=0>