



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

NÚCLEO DE EXCELÊNCIA EM SISTEMAS TÉRMICOS - NEST
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

**ANÁLISE OTIMIZADA DE ALTERNATIVAS DE
BIORREFINARIAS SUCROALCOOLEIRAS
BRASILEIRAS**

JUAREZ CORRÊA FURTADO JÚNIOR

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ CARLOS ESCOBAR PALACIO

COORIENTADOR: PROF. DR. ELECTO EDUARDO SILVA LORA

Itajubá - MG
Novembro/2017

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

NÚCLEO DE EXCELÊNCIA EM SISTEMAS TÉRMICOS - NEST

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

**ANÁLISE OTIMIZADA DE ALTERNATIVAS DE
BIORREFINARIAS SUCROALCOOLEIRAS
BRASILEIRAS**

JUAREZ CORRÊA FURTADO JÚNIOR

Dissertação/Qualificação/Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Energia da Universidade Federal de Itajubá, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia de Energia, área de concentração: Exploração do uso racional de recursos naturais e energia.

Orientador: Dr. José Carlos Escobar Palacio

Itajubá - MG
Novembro/2017

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

NÚCLEO DE EXCELÊNCIA EM SISTEMAS TÉRMICOS - NEST

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

ANÁLISE OTIMIZADA DE ALTERNATIVAS DE BIORREFINARIAS SUCROALCOOLEIRAS BRASILEIRAS

JUAREZ CORRÊA FURTADO JÚNIOR

Dissertação/Qualificação/Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Energia da Universidade Federal de Itajubá, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia de Energia, área de concentração: Exploração do uso racional de recursos naturais e energia.

Orientador: Dr. José Carlos Escobar Palacio

Membros da Banca:

Prof^a. Dr José Carlos Escobar Palacio

(Orientador – UNIFEI)

Prof^a. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

(Coorientador – UNIFEI)

Prof^a. Dr. Rafael Coradi Leme

(UNIFEI)

Prof^a. Dr. Marcelo Modesto da Silva

(UFABC)

Itajubá - MG
Novembro/2017



Ministério da Educação
UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
Criada pela Lei nº 10.435, de 24 de abril de 2002

ANEXO I
FOLHA DE JULGAMENTO DA BANCA EXAMINADORA

Título da Dissertação: “Análise otimizada de alternativas de biorrefinarias
sucroalcooleiras brasileiras”

Autor: Juarez Corrêa Furtado Júnior

JULGAMENTO

Examinadores	Conceito		Rubrica
	A = Aprovado	R = Reprovado	
1º	A		
2º	A		
3º	A		
4º	A		

Este documento terá a validade de 30 (trinta) dias a contar da data da defesa da Dissertação.

Resultado Final: Conceito final: A, ou seja, Aprovado.

Observações: _____

Itajubá, 06 de novembro de 2017.

Prof. Dr. Marcelo Modesto da Silva
1º Examinador – UFABC

Prof. Dr. Rafael Coradi Leme
2º Examinador – UNIFEI

Prof. Dr. Electro Eduardo Silva Lora
3º Examinador (Coorientador) – UNIFEI

Prof. Dr. José Carlos Escobar Palacio
4º Examinador (Orientador) – UNIFEI

AGRADECIMENTO

Este trabalho não poderia ser terminado sem a ajuda de diversas pessoas às quais presto minha homenagem:

Primeiramente a Deus que me iluminou na realização desse trabalho

A minha mãe Elce e meu pai Juarez pelo incentivo em todos os momentos da minha vida, e as minhas irmãs Carol e Ingrid.

Aos meus familiares que forneceram apoio incondicional nos momentos mais difíceis

Aos meus orientadores José Carlos Escobar Palacio e Electo Eduardo Silva Lora, pela oportunidade e confiança a nós depositadas e a pela grande amizade construída por meio desse trabalho.

Ao professor Rafael Leme pela valiosa ajuda e inestimável contribuição para a realização do experimento computacional.

Ao professor Arnaldo Martinez pela sugestões e explicações a respeito de diversos conceitos teóricos.

Agradeço imensamente ao meu grande amigo e companheiro de trabalho José Eduardo.

Aos inesquecíveis amigos da Republica Blasfêmia

Aos amigos da Republica V8 (Leo, Ruddy, Tropica, Vinci e Chiquinha) pela amizade no breve período que passamos juntos.

A todos aqueles que não foram citados aqui, porém deram contribuições para a conclusão do trabalho.

A todos os professores e colegas, que ajudaram de forma direta ou indireta na conclusão deste trabalho.

Ao NEST que nos forneceu toda a estrutura e suporte técnico.

A CAPES pelo apoio financeiro para a realização desse estudo.

Agradeço em especial a minha querida esposa Raíssa, que esteve ao meu lado nos dias de luta, e apoiou, motivou e que é uma das pessoas responsáveis para a conclusão desse estudo.

*“Ninguém pode entrar duas vezes no mesmo rio,
pois quando nele se entra novamente, não se encontram
as mesmas águas, e o próprio ser já se modificou”*

Heráclito

RESUMO

As biorrefinairas são vistas como alternativas para suprir parte da crescente demanda energética requerida pelo planeta, de modo reduzir as emissões de gases GEE e atenuar os efeitos das mudanças climáticas. Neste trabalho é realizada uma análise técnica, econômica e ambiental de diferentes configurações de biorrefinarias, considerando a integração de diferentes tecnologias de aproveitamento da biomassa com uma usina de açúcar e etanol. Foram consideradas alternativas para a conversão uma rota bioquímica para a produção de etanol lignocelulósico, e biobutanol da fermentação ABE, além de processo termoquímico para produção de syngas. O etanol de segunda geração permite um melhor uso da terra, e o biobutanol é um importante insumo para a indústria química, além de produzir acetona e etanol como co-produtos. Também foi considerado o processo termoquímico para a produção de syngas, produto bastante versátil e pode ser usado para fabricação de diversos produtos. Nesse estudo foi considerado o seu uso para a produção de Diesel através da síntese Fischer-Tropsch, e também para a produção de energia elétrica. Para verificar qual é a distribuição de biomassa nos processos da biorrefinaria que permita alcançar os melhores resultados do ponto de vista técnico, econômico e ambiental, é feito um modelo uma modelagem matemática utilizando o método de Kriging. Os resultados revelaram que do ponto de vista energético as rotas termoquímicas apresentam melhores desempenhos, além de serem capazes de evitar grandes quantidades de emissões de CO₂. Já do ponto de vista econômico, as rotas bioquímicas se mostraram como as únicas viáveis sendo interessante destinar todo o bagaço disponível para essas alternativas. Por fim, o processo de etanol lignocelulósico apresentou desempenho superior possui a melhor combinação entre os indicadores analisados resultando em processos mais sustentáveis.

Palavras-chave: Cana-de-açúcar, biorrefinaria, análise energética, análise econômica, análise ambiental, Kriging.

ABSTRACT

Biorefineries are seen as alternatives to supply part of the planet's growing energy demand to reduce GHG emissions and mitigate the effects of climate change. In this work, a technical, economic and environmental analysis of different biorefinery configurations is carried out, considering the integration of different technologies for biomass utilization with a sugar and ethanol plant. A biochemical route for the production of lignocellulosic ethanol and biobutanol from the ABE fermentation was considered as alternatives for the conversion, besides a thermochemical process for the production of syngas. Second-generation ethanol enables better land use, and biobutanol is an important input for the chemical industry, as well as producing acetone and ethanol as co-products. It was also considered the thermochemical process for the production of syngas, a very versatile product and can be used to manufacture various products. In this study it was considered its use for the production of Diesel through the Fischer-Tropsch synthesis, and also for the production of electric energy. In order to verify the biomass distribution in the processes of biorefinery to achieve the best results from a technical, economic and environmental point of view, a mathematical modeling model is made using the Kriging method. The results showed that, from an energy point of view, thermochemical routes perform better, in addition to being able to avoid large amounts of CO₂ emissions. From the economic point of view, the biochemical routes proved to be the only feasible and it is interesting to destine all the bagasse available for these alternatives. Finally, the process of lignocellulosic ethanol and superior performance has the best combination among the analyzed indicators resulting in more sustainable processes.

Keywords: Sugarcane, biorefineries, energetic analysis, economic analysis, environmental analysis, Kriging.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1: Demanda global de energia primária até 2035 (adaptado IAE, 2013).....	13
Figura 1.2: Demanda global de energia primária por fonte de energia para os cenários de novas políticas até 2035 (adaptado IAE, 2013)	14
Figura 1.3: Produção de açúcar e etanol e área plantada de cana-de-açúcar no Brasil (MAPA 2016) ..	16
Figura 1.4: Evolução da produtividade por hectare de diversas culturas no Brasil (Nova Cana 2016).	17
Figura 2.1: Conceito do ciclo de bioeconomia segundo a TASK 42 (IEA, 2014)	20
Figura 2.2: Representação do aproveitamento da biomassa segundo o conceito de biorrefinaria. (Vaz Jr,2012)	20
Figura 2.3: Fatores relevantes na otimização da biorrefinaria (adaptada Murillo-Alvarado et al. 2013)	23
Figura 2.4: Curva de Pareto-ótima de VPL e GWP na produção de diesel de algas (Gebreslassie et al. 2013a)	24
Figura 2.5: Possibilidade de conversão numa biorrefinaria de cana-de-açúcar (Adaptada Lora et al., 2013b).	26
Figura 2.6: Evolução das usinas sucroalcooleira para biorrefinarias (Adaptado Lora et. al. 2013a).	27
Figura 2.7: Aspectos das rotas de conversão da biomassa (Adaptada de Lora & Venturini 2012a).....	29
Figura 2.8: Mercado de n-butanol nos Estados Unidos (GVR 2015).....	36
Figura 2.9: Potenciais aplicações da lignina com valor de mercado (O papel, 2015).....	39
Figura 2.10: Possibilidades e aplicações do syngas (CGEE 2010)	41
Figura 2.11: Produção de syngas a) Quantidade produzida em MWth desde 1970; b) Natureza dos produtos fabricados; c) Matérias-primas empregadas; d) Principais mercados produtores. (Higman 2015)	42
Figura 2.12: Evolução da capacidade de produção a partir do syngas. (Kirkels & Verbong 2011).....	44
Figura 2.13: Secador rotativo que promove a secagem direta (Lippel, 2012).	45
Figura 2.14: Esquema das possibilidades da gaseificação (Mahinpey & Gomez, 2016)	47
Figura 2.15: Faixas de valores de Megawatts térmicos de saída para cada tipo de gaseificador. (Adaptado: Basu, 2010).	49
Figura 2.16: Esquema do ciclo BIG-GTCC.	52
Figura 2.17: Utilização de metamodelos nos experimentos computacionais (Adaptado Fung et al. 2006)	56
Figura 2.18: a) Superfície de resposta do sistema (Adaptado Gomes et al. 2013); b) Arranjo de distribuição irregular (Fonte própria); c) Arranjo de distribuição uniforme. (Fonte própria).....	57

Figura 2.19: Pontos de um arranjo de considerando o LHS (círculos pretos) e AO-LHS (triângulos vermelhos) Adaptada Roshan & Hung n.d.)	58
Figura 2.20: Fluxograma das etapas do experimento computacional	62
Figura 3.1: Principais fluxos de massa e energia do processo de produção de etanol celulósico	68
Figura 3.2: Balanço de massa e energia do processo de produção de butanol celulósico	70
Figura 3.3: Processos utilizados na rota termoquímica.	72
Figura 3.4: Balanço de massa e energia da etapa de pré-tratamento.....	74
Figura 3.5: Balanço de massa e energia da produção e limpeza de syngas.....	78
Figura 3.6: Balanço de massa e energia da etapa de condicionamento do syngas	80
Figura 3.7: Frações molares e mássicas dos hidrocarbonetos produzidos.	82
Figura 3.8: Balanço de massa e energia da síntese FT	82
Figura 3.9: Esquema de um planta de processamento de cana-de-açúcar com sistema BIG/GTCC. (Furtado et al. 2015 e Loureiro et al. 2014)	84
Figura 3.10: Esquema geral da biorrefinaria	86
Figura 3.11: Modelo da planta da biorrefinaria construído no software <i>Gatecycle</i>	87
Figura 3.12: Esquema da alocação da matéria-prima nos processos.....	90
Figura 3.13: Plano que define a região do experimento; b) Pontos do arranjo distribuídos na região do estudo; c) Determinação do arranjo para a obtenção dos pontos do sistema	91
Figura 3.14: Comparativo entre diferentes metodologias (adaptado: Kalla, 2005).....	91
Figura 3.15: Fluxograma da realização do experimento computacional.....	93
Figura 4.1: Fluxos de massa e energia para o caso BSE	106
Figura 4.2: Região dos pontos do arranjo que são inviáveis.	107
Figura 4.3: Pontos do arranjo experimental 20 pontos.....	108
Figura 4.4: Pontos do arranjo experimental 50 pontos.....	109
Figura 4.5:a) Indicadores energéticos de desempenho; b) Volume dos produtos fabricados e eletricidade excedente.....	114
Figura 4.6: a) Consumo energético e excedente elétrico. b) Energia dos produtos fabricados e excedente elétrico.....	117
Figura 4.7: a) Distribuição do consumo elétrico para o caso BSE; b) Distribuição do consumo térmico para o caso BSE.	118
Figura 4.8: a) Distribuição da energia dos produtos fabricados em cada processo e eficiência global b) consumo energético e produtividade:.....	120
Figura 4.9: Relação entre a potência da turbina a gás simulada e a quantidade de energia do syngas.....	124
Figura 4.10: Divisão dos investimentos da modalidade 1 para o caso BSE.....	125
Figura 4.11: a) Indicadores econômicos para a modalidade 1; b) Distribuição dos investimentos e receitas para a modalidade 1.	126

Figura 4.12: Distribuição dos investimentos na modalidade 2 para o caso base	129
Figura 4.13: a) Resultados econômicos para a modalidade 2; b) Distribuição dos investimentos e receitas para a modalidade 2	130
Figura 4.14: Sensibilidade dos preços dos produtos, custos de produção e custo de capital para o caso BSE para a modalidade 1	133
Figura 4.15: Sensibilidade dos preços dos produtos, custos de produção e custo de capital para o caso BSE para a modalidade 2	134
Figura 4.16: a) Distribuição da energia dos produtos fabricados em cada processo e eficiência global b) consumo energético e produtividade.....	136
Figura 4.17: a) Distribuição da energia dos produtos fabricados em cada processo e eficiência global b) consumo energético e produtividade.....	140
Figura 4.18: Eficiência global e emissões de CO ₂ ev. em função do VPL para a modalidade 1	143
Figura 4.19: Eficiência global e emissões de CO ₂ ev. em função do VPL para a modalidade 2	144
Figura 4.20: Superfície de resposta para em função de x_1 e x_2 para a eficiência global	147
Figura 4.21: Superfície de resposta para diferentes valores de q	148
Figura 4.22: Superfície de resposta da eficiência global com $\lambda = 0,1$ e $z_1 = 0,8$	150
Figura 4.23: Superfície de resposta da produtividade líquida por hectare $\lambda = 0,3$ e $z_1 = 0,4$	151
Figura 4.24: Superfície de resposta do VPL para a modalidade 1 com $\lambda = 2,5$ e $z_1 = 0$	151
Figura 4.25: Superfície de resposta do VPL para a modalidade 2 com $\lambda = 2,5$ e $z_1 = 0$	152
Figura 4.26: Superfície de resposta para as emissões evitadas no cenário do Brasil com $\lambda = 1$ e $z_1 = 0,8$	153
Figura 4.27: Superfície de resposta para as emissões evitadas para o cenário média com $\lambda = 0,1$ e $z_1 = 0,88$	154

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Contexto das biorrefinarias. (Jong & Jungmeier 2015).....	21
Tabela 2.2: Produtos finais das biorrefinarias divididos por categorias.....	28
Tabela 2.3: Plantas comerciais de etanol celulósico atualmente em operação.....	35
Tabela 2.4: Maiores produtores mundiais de butanol (Linak 2010)	37
Tabela 2.5: Empresas produtoras de butanol no Brasil (Monteiro, 2015).....	37
Tabela 2.6: Principais produtos e aplicações a partir do syngas (BASU 2013, CGEE 2010).....	41
Tabela 2.7: Plantas comerciais que utilizam a síntese FT (Higman 2015 ,IEA, 2006).....	43
Tabela 2.8: Quadro comparativo entre as exigências dos gaseificadores quanto à qualidade do combustível (Molino et al 2016; E4tech, 2009).....	48
Tabela 2.9: Adaptações necessárias nas turbinas a gás. (Karg 2009, <i>Nykomb Synergetics</i> , 2009, <i>CRE Technical Repport</i> , 1999), (Corrêa,2001)	53
Tabela 2.10: Plantas BIG-GTCC em operação ou planejamento em 2006 (Pang & Li, 2006).....	54
Tabela 3.1: Parâmetros operacionais da usina (BNDES 2010; CGEE 2009; Hassuani 2005).....	64
Tabela 3.2: Propriedades da mistura de palha e bagaço queimadas no ciclo Rankine de cogeração (Nuncira, 2013; Walter & Ensinas 2012; Gani & Naruse 2007; Hassuani et al. 2005) ..	66
Tabela 3.3: Paramentos operacionais da planta de etanol celulósico (Walter & Ensinas 2013).....	68
Tabela 3.4: Paramentos operacionais da planta de butanol celulósico (Nuncira, 2013)	69
Tabela 3.5: Resumo dos processos contemplados pela rota bioquímica.....	70
Tabela 3.6: Composição da biomassa torrefeita, em base seca, e composição volumétrica do torgás para diferentes biomassas (Pach 2002)	73
Tabela 3.7: Composição do <i>syngas</i> oriundo da gaseificação em leito arrastado do bagaço da cana.	76
Tabela 3.8: Parâmetros de operacionais do processo RECTISOL (Leibbrandt et al 2013).....	77
Tabela 3.9: Composição e propriedades do syngas após a limpeza.	77
Tabela 3.10: Composição do syngas após a reforma e consumo de energia no processo.....	79
Tabela 3.11: Propriedades do syngas após a reação de shift, e os parâmetro operacionais	80
Tabela 3.12: Produtos gerados na síntese Fischer-Tropsch para cada tonelada de syngas	81
Tabela 3.13: Resumo dos processos contemplados pela rota termoquímica.....	83
Tabela 3.14: Propriedades do gás combustível do ciclo BIG-GTCC para o caso base.....	84
Tabela 3.15: Paramentos adotados nas simulações e nos cálculos (BNDES 2010, CGEE 2009; Escobar et al. 2009; Hassuani 2005).....	88
Tabela 3.16: Os valores utilizados do poder calorífico dos produtos.....	95
Tabela 3.17: Valores assumidos na análise econômica.....	97

Tabela 3.18: Plantas comerciais de etanol celulósico atualmente no Brasil (Monteiro 2015).....	97
Tabela 3.19: Plantas comerciais de biobutanol atualmente no Brasil (Monteiro, 2015).....	98
Tabela 3.20: Custo dos equipamentos do sistema de gaseificação e síntese Fischer-Tropsch.....	99
Tabela 3.21: Custos dos equipamentos do ciclo BIG-GTCC de 227,59 MW _{inst.} (Larson et al. 2009)	100
Tabela 3.22: Preço de venda dos produtos.....	101
Tabela 3.23 Quantidade de CO ₂ equivalentes evitadas pelos produtos.....	102
Tabela 4.1: Participação das rotas de conversão nos pontos extremos avaliados.	104
Tabela 4.2: Valores as variáveis dos arranjos	105
Tabela 4.3: Comparativo dos parâmetros da função objetivo	109
Tabela 4.4: Resultados para ao arranjo de 40 pontos com pontos extremos.....	111
Tabela 4.5: Demanda energética e energia dos produtos do processamento de 1 tonelada de bagaço.	112
Tabela 4.6: Comparativo dos casos de melhor e pior ótimos obtidos a partir das simulações.....	121
Tabela 4.7: Turbinas a gás selecionadas nas simulações.	123
Tabela 4.8: VPL para aumento da produtividade dos processos para modalidade 1	128
Tabela 4.9: VPL para aumento da produtividade dos processos para a modalidade 2.....	131
Tabela 4.10: Emissões evitadas para cada tonelada de cana processada	135
Tabela 4.11: Pontos obtidos fora da região de inviabilidade econômica na modalidade 1	144
Tabela 4.12: Pontos obtidos fora da região de inviabilidade econômica na modalidade 2.....	145
Tabela 4.13: Valores dos indicadores para os casos extremos, e valores normalizados	145
Tabela 4.14: Pontos de máxima e mínima eficiência e produtividade para as simulações e para a função objetiva.....	149

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABE – Acetona- butanol-Etanol

ANEEL – Agência nacional de energia elétrica;

ASU – *Air separation unit* (Unidade de separação de ar)

BIG-GTCC – Biomass integrated gasification – gas turbine combined cycle

BNDES – Banco Nacional de desenvolvimento econômico e social

CEPEA - Centro Paulista de Estudos Agropecuário;

CGEE- Centro de Gestão e estudos estratégicos;

COFINS - Contribuição para o financiamento da seguridade social;

CSLL - Contribuição social sobre o lucro líquido;

DME – Dimetil-eter

ELETRORBRAS - Centrais Elétricas Brasileiras S.A;

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária;

ESALQ - Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz;

ICMS - Imposto sobre circulação de mercadorias e prestação de serviços

IAE – International agency of energy;

IGCC – *Integrated Gasification Combined Cycle*;

IRPJ - Imposto de renda - pessoa jurídica;

IPI - Imposto sobre produtos industrializados;

FT – Fischer-Tropsch

GE – *General electric*;

GEE – Gases de efeito estufa;

PCI – Poder calorífico inferior

Syngas – Gás de síntese

SEBRAE - Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas;

OPEP- *Organização dos Países Exportadores de Petróleo*;

PIS – Programa de Integração Social;

PROINFA – Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica;

PROALCOOL – Programa nacional do álcool;

ÚNICA – União da AgroindústriaCanavieira de São Paulo;

ppm – parte por milhão

TIR – Taxa interna de retorno;

TMA – Taxa mínima de atratividade;

VPL – Valor presente líquido;

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO	13
1.1 O setor sucroalcooleiro e a sua contribuição.....	15
1.2 Motivação da pesquisa.....	17
1.3 Objetivos da pesquisa.....	18
CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
2.1 Biorrefinarias.....	19
2.1.1 Generalidades das biorrefinarias.....	22
2.1.2 Otimização do projeto e aspectos de sustentabilidade de biorrefinarias.....	23
2.2 Evolução do setor sucroalcooleiro em biorrefinarias.....	26
2.3 Potencial e Barreiras tecnológicas a serem superadas pelas biorrefinarias.....	28
2.4 Aproveitamento da biomassa através das rotas bioquímicas.....	30
2.4.1 Etanol celulósico.....	31
2.4.2 Butanol celulósico.....	32
2.4.3 O processo bioquímico lignocelulósico.....	33
2.4.4 Desafios e perspectivas do etanol celulósico.....	34
2.4.5 Aplicações e perspectivas para o butanol celulósico.....	36
2.4.6 Perspectivas para o aproveitamento da lignina.....	39
2.5 Aproveitamento da biomassa através das rotas termoquímicas.....	40
2.5.1 Aplicações do syngas.....	40
2.5.2 . A síntese Fischer-Tropsch.....	42
2.6 Aspectos da gaseificação.....	44
2.6.1 Secagem.....	44
2.6.2 Torrefação.....	45
2.6.3 Trituração.....	46
2.6.4 Gaseificação.....	46
2.6.5 Gaseificadores.....	48
2.6.6 Limpeza do syngas.....	49
2.6.7 Ajuste da composição e condicionamento do syngas.....	50
2.7 Geração de vapor e eletricidade.....	51
2.7.1 Sistemas BIG-GTCC e a lições aprendidas com os sistemas IGCC.....	52
2.7.2 Plantas BIG-GTCC e suas limitações.....	54
2.8 Experimentos computacionais e metamodelos.....	55

2.8.1 Projeto e a modelagem do experimento computacional.....	57
2.8.2 Modelagem através do método de Kriging	59
2.8.3 Avaliação dos erros	61
2.8.4 Etapas do experimento computacional.....	61
CAPÍTULO 3 - METODOLOGIA	63
3.1 Dimensionamento da biorrefinaria e quantificação das matérias-primas.....	63
3.1.1 Disponibilidade de bagaço e palha.....	64
3.1.2 Utilização do bagaço e palha.....	65
3.2 Processo bioquímicos de conversão.....	66
3.2.1 Produção de etanol celulósico	67
3.2.2 Produção de biobutanol celulósico.....	68
3.3 Processo termoquímicos de conversão.....	71
3.3.1 - Aspectos da gaseificação	71
3.3.1 Pré-tratamento do bagaço	72
3.3.1.1 Secagem	72
3.3.1.2 Torrefação	72
3.3.1.3 Trituração	73
3.3.3 - A produção de syngas	74
3.3.3.1 - Planta de produção de oxigênio - ASU.....	74
3.3.3.2 - Gaseificação.....	75
3.3.1.4 Limpeza do <i>syngas</i>	76
3.3.1.5 Ajuste e condicionamento do syngas	78
3.3.1.6 Reforma a vapor.....	78
3.3.1.7 Reações shift – Deslocamento gás-água.....	79
3.3.1.8 Síntese Fischer-Tropsch.....	80
3.4 Geração de eletricidade e vapor no ciclo BIG-GTCC.....	83
3.5 Aspectos da modelagem.....	85
3.5.1 - Procedimento de cálculo.....	86
3.5.1 Considerações	88
3.5.2 Aspectos da modelagem da planta	89
3.6 Experimento computacional.....	89
3.6.1 Determinação da função objetivo.....	92
3.6.2 Parâmetros do método de Kriging.....	94
3.7 Avaliação das plantas	94
3.7.1 Análise energética	94
3.7.2 Análise econômica	95

3.7.2.1 Estimativa dos custos das plantas.....	96
3.7.2.2 Custo da planta de etanol lignocelulósico.....	97
3.7.2.3 Custo da planta de biobutanol lignocelulósico.....	98
3.7.2.4 Custo das plantas de gaseificação e síntese Fischer-Tropsch.....	98
3.7.2.5 Custo do ciclo BIG-GTCC.....	99
3.7.2.6 Custo de investimento do ciclo Cogeração.....	100
3.7.3 Modalidades de investimentos adotadas.....	100
3.7.4 Receitas, custos de produção, impostos e taxas.....	100
3.8 Análise ambiental e indicadores de desempenho ambiental.....	101
3.9 Avaliação da integração dos indicadores.....	102
CAPÍTULO 4 - RESULTADOS.....	104
4.1 Limitações.....	106
4.2 Definição dos arranjos experimentais.....	107
4.3 Resultados das simulações.....	110
4.3.1 Resultados da análise energética.....	111
4.3.2 Resultados da análise econômica.....	124
4.3.2.1 Análise sensibilidade.....	132
4.3.2.2 Modalidade 1.....	132
4.3.2.3 Modalidade 2.....	134
4.3.3 Resultados da análise ambiental.....	135
4.3.4 Interação dos indicadores.....	138
4.4 Análise dos indicadores.....	143
4.5 Comparativo dos casos extremos.....	145
4.6 Resultados dos experimentos computacionais.....	147
CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES.....	155
SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	157
REFERÊNCIAS.....	158
ANEXOS.....	169
Anexo A1: Balanço de massa e energia do secador.....	169
Anexo A3: Indicadores de desempenho.....	173
Anexo A5: Gráficos de sensibilidade para os pontos extremos.....	176
Anexo A6: Valores dos parâmetros para diferentes valores de q e lambda.....	180
Anexo A7: Turbinas a gás disponíveis para operar com combustíveis de baixo PCI, Planta IGCC em operação e Gaseificadores para biomassa.....	181

Capítulo 1

INTRODUÇÃO

Atualmente a humanidade está diante de um cenário de contínuo aumento da demanda energética, junto a redução das reservas de combustíveis fósseis, e ao aumento das emissões de GEE, e mudanças climáticas. As perspectivas nas melhores hipóteses preveem crescimento de cerca de 20% em relação aos níveis atuais (Im-Orb et al. 2016, IAE 2013, Escobar et al. 2008).

Em um estudo realizado pela IEA (International Energy Agency), mostra o aumento estimado da demanda energética até o ano de 2035 para três cenários, sendo que no primeiro representa o cenário de políticas atuais com nenhuma ação sendo tomada. O segundo corresponde a adoção de novas políticas, com a adoção de metas de redução de emissões de gases GEE junto ao fim dos subsídios da utilização de energia fóssil. Por fim, o terceiro, chamado de cenário 450, admite-se que o aumento da temperatura média do planeta é limitado a 2°C com a estabilização da concentração de gases GEE em 450ppm de CO₂ equivalente. A figura 1.1, apresenta o comportamento da demanda de energia primária em milhões de toneladas equivalentes de óleo, até o ano de 2035.

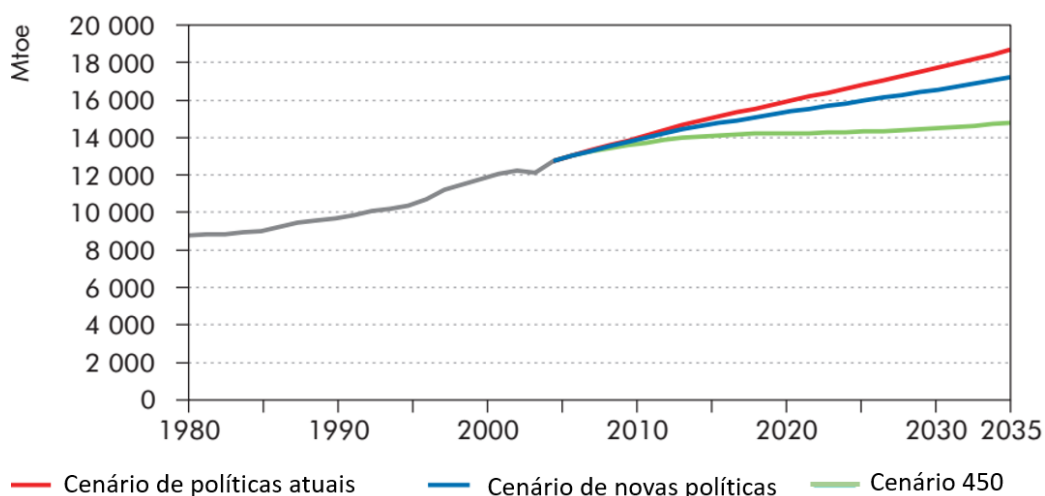


Figura 1.1: Demanda global de energia primária até 2035 (adaptado IAE, 2013)

Nota-se que no melhor cenário, a demanda por energia primaria terá um aumento de cerca de 16,6%, ao passo que na pior hipótese esse aumento é superior a 50%. No entanto, ao levar em

consideração o cenário de implantação de novas políticas, tem-se um crescimento notável da participação das energias renováveis na oferta de energia primária, conforme o mesmo estudo da IAE indica, que é apresentado na Figura 1.2.

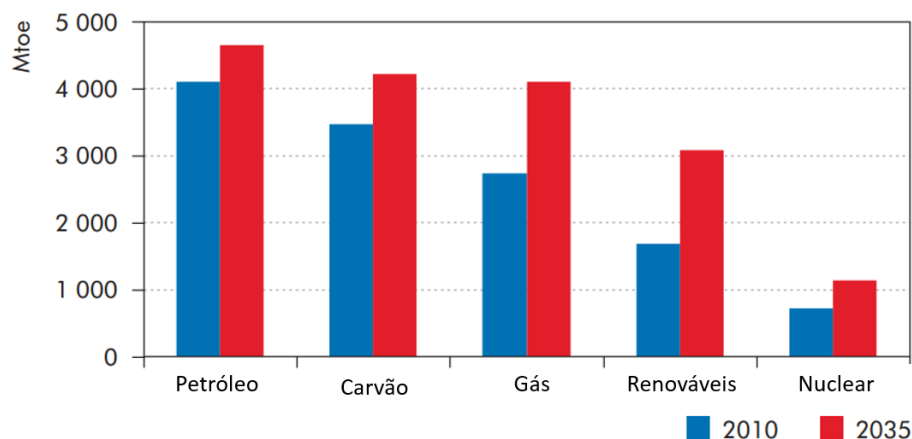


Figura 1.2: Demanda global de energia primária por fonte de energia para os cenários de novas políticas até 2035 (adaptado IAE, 2013)

As fontes renováveis de energia têm potencial para reduzir tanto a dependência e o esgotamento dos recursos fósseis, como as emissões de GEE e atenuando o problema das mudanças climáticas. Dentre as fontes renováveis, o uso da biomassa oriunda de atividades agrícolas tem um papel de destaque nesse contexto, sendo vista como uma das soluções para limitar o aumento da concentração de GEE e outros poluentes da atmosfera. Do ponto de vista energético, a biomassa é definida como recurso renovável derivado de matéria orgânica – tanto de origem animal ou vegetal – que pode ser utilizada na produção de energia. (EMBRAPA 2011, Chiradeja, Ramakumar, 2004).

Nesse cenário o Brasil destaca-se na busca da autossuficiência energética, uma vez que está entre os líderes mundiais na produção de biocombustíveis e eletricidade a partir da biomassa, bem como na produção de alimentos. Há muito o país conquistou reconhecimento mundial no que diz respeito as tecnologias e políticas de incentivo para fontes alternativas de energia e para a produção de biocombustíveis de primeira geração. O programa PROACOOOL iniciado na década de 70, foi uma das iniciativas mais bem-sucedidas na produção e utilização de biocombustíveis em grande escala, representando uma solução mais sustentável em relação ao uso de fontes energéticas fósseis (IPEA 2016; BNDES 2010).

Essas iniciativas contribuíram para que o setor sucroalcooleiro se tornasse um dos mais importantes da economia do país, com PIB setorial superior a R\$ 120 bilhões em 2014. Além de permitir que o Brasil reduzisse a sua dependência em relação ao petróleo, a cultura canavieira produz o açúcar, representa um importante produto para as exportações, de modo que mais da metade do açúcar comercializado no mundo é de origem brasileira (IPEA, 2016; Ferreira, 2013). Além disso, o setor produz enormes quantidades de biomassa residual, a qual em muitos casos é aproveitada em como combustível de ciclos de potência a vapor pouco eficientes (Kuntal & Sudipta, 2014).

De fato, são várias as possibilidades para o aproveitamento das grandes quantidades de biomassa mais eficientes que as atuais, sendo que através das biorrefinarias, tais resíduos podem dar origem não só a energia elétrica e biocombustíveis, mas também a insumos químicos, alimentos. Isso representa a criação de uma nova cadeia de valor agregado a indústria sucroalcooleira, capaz de contribuir para torná-la menos vulnerável as variações do mercado (IAE 2014; Vaz Jr, 2011)

Países desenvolvidos têm feitos grandes investimentos em pesquisa e desenvolvimento de biorrefinarias, que podem ser vistas como instalações industriais multiprodutos. As biorrefinarias contemplam o uso eficiente e sustentável da energia da biomassa para a produção de produtos químicos, biocombustíveis, geração de energia elétrica e alimentos em uma mesma planta industrial, as quais tem mostrado ser uma estratégia econômica e política correta (IEA, 2014)

No caso do Brasil a evolução das usinas do setor sucroalcooleiro em biorrefinarias pode contribuir para que o país continue na vanguarda mundial no que diz respeito a produção de energia limpa, além de auxiliar de maneira significativa em atenuar as causas das mudanças climáticas. Essa evolução também pode ser vista como uma solução sustentável para a redução da dependência energética das fontes fósseis. (Santos et al. 2013; Lora & Venturini, 2012b; Rodrigues, 2011).

1.1 O setor sucroalcooleiro e a sua contribuição

Desde o início do programa PROALCOOL, o setor sucroalcooleiro tornou-se um dos principais ramos do agronegócio no Brasil tendo alcançado na safra de 2012/2013 8,5 milhões de hectare de terras destinadas ao plantio de cana, movimentando valores que representaram cerca de 1,6% do PIB. Também foi responsável pela geração de cerca de 4,5 milhões de empregos diretos envolvendo cerca de 72 mil agricultores. Em termos energéticos o setor contribui com 16,9% da oferta de energia primária do país, contribuindo para que o Brasil tenha uma matriz energética mais limpa em relação à média global, menos dependente de combustíveis fósseis (MME 2016, Ferreira, 2013).

O setor também contribui para a redução da dependência dos recursos fósseis, de modo que os biocombustíveis produzidos representam uma das soluções para atenuar os efeitos das mudanças climáticas, devido as emissões de gases GEE, bem como os prejuízos da poluição atmosférica. Nos últimos anos, observam-se aumentos consideráveis nas quantidades de cana produzidas em cada safra sendo que desde 2005 a produção de etanol e açúcar foi incrementada a valores próximos a 90% e 50% respectivamente, ao passo que áreas destinadas ao plantio de cana teve acréscimo em torno de 55% (MAPA, 2016). A Figura 1.3 apresenta a produção de açúcar e etanol junto com as terras disponibilizadas.

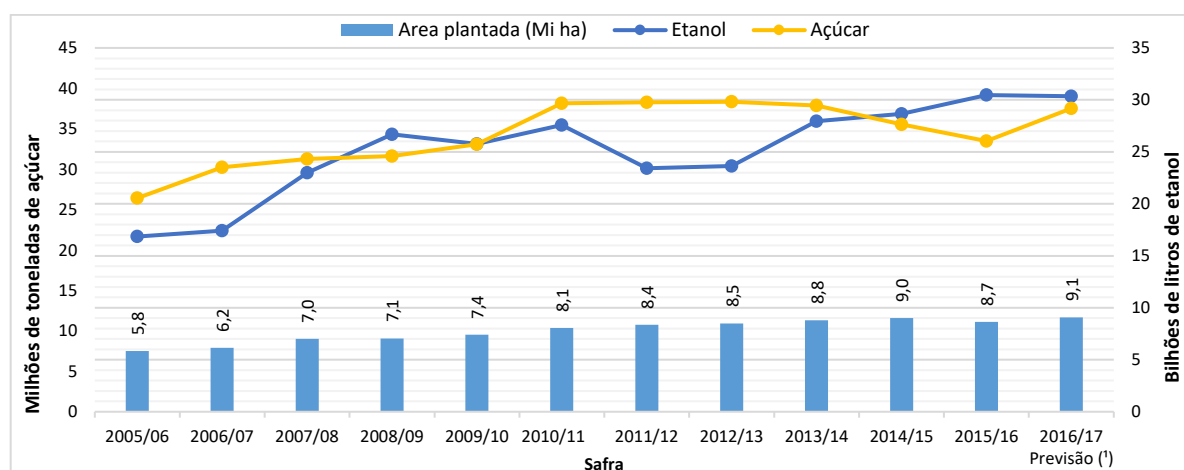


Figura 1.3: Produção de açúcar e etanol e área plantada de cana-de-açúcar no Brasil (MAPA 2016)

Nota-se também o expressivo aumento da área plantada de modo que para limitar o crescimento de terras destinadas ao plantio da cana, cada vez mais aplicam-se tecnologias que aumentam o aproveitamento da cana-de-açúcar como um todo, sendo que a utilização dos resíduos da cana (bagaço e palha), atualmente são utilizados para a produção de eletricidade, em ciclo de cogeração cada vez mais eficientes. No entanto, mesmo as usinas sendo energeticamente autossuficientes, ainda existe um potencial inexplorado na geração de eletricidade no setor sucroalcooleiro. O excedente de energia poderia complementar as receitas das usinas por meio da venda para as concessionárias, sem a necessidade de grandes investimentos, o que contribuiria para um melhor aproveitamento energético da cana como um todo. (Kuntal & Sudipta, 2014; BNDES, 2008).

Estima-se que sejam necessários cerca de 67 milhões de hectares de terras agricultáveis para a produção de combustíveis de primeira geração, que substituam os combustíveis derivados do petróleo. Essa área corresponde a aproximadamente 4% das terras agricultáveis disponíveis, sendo que pode haver competição do uso da terra para a produção de biocombustíveis em detrimento a produção de alimentos. Essa situação tende a assumir um cenário ainda mais nebuloso, pois mesmo considerando possíveis avanços tanto na produtividade das culturas, como outras melhorias do processo produtivo da fabricação dos biocombustíveis, com a perspectiva de crescimento da frota mundial de automóveis, estima-se que 2030 serão necessários cerca de 66 milhões de hectares de terras adicionais para a produção de combustíveis (Santos et al. 2013; Pacca & Moreira, 2011). Assim o aproveitamento das grandes quantidades de biomassa produzidas no setor sucroalcooleiro tem potencial de contribuir de maneira relevante na questão da segurança alimentar.

Com relação ao plantio da cana de açúcar, produtividade da cana por unidade de área não acompanhou outras culturas como pode ser observado na Figura 1.4. Embora desde 2005 a área destinada ao plantio da cana tenha aumento em cerca de 55% (Figura 1.3), no desde a década de 60 o aumento de produtividade da cana foi somente de 40%, muito inferior comparado a outras culturas.

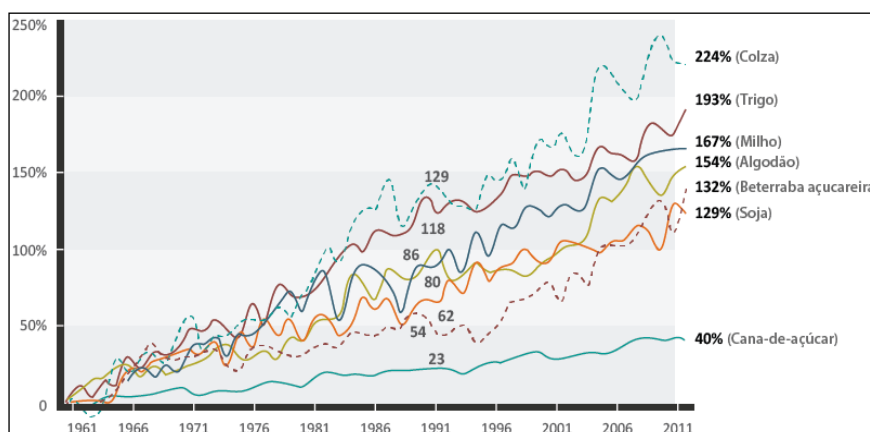


Figura 1.4: Evolução da produtividade por hectare de diversas culturas no Brasil (Nova Cana 2016).

Desde a década de 60 o aumento de produtividade da cana-de-açúcar é muito inferior ao de outras culturas, sendo que aproveitamento da biomassa da cana-de-açúcar resíduos do setor sucroalcooleiro, poderia incrementar a produtividade da cana sem aumento de área. De fato, tem-se grandes quantidades de biomassa oriundas dessa atividade agrícola, sendo que 1 tonelada de cana in natura, produz cerca de 280 kg de biomassa na forma de palha e bagaço em base seca. (Santos et al. 2013). Além disso, o uso da biomassa permite um aumento do nível de segurança alimentar, visto que a sua utilização para a fabricação de produtos não destinados a alimentação humana substitui matérias-primas oriundas de culturas alimentícias, a quais podem ser destinadas a produção de alimentos (IPEA 2016; Santos et al 2013).

Os resíduos da biomassa podem ser aproveitados em uma única instalação industrial que contenha diversos processos de conversão. Tal instalação contempla o conceito de biorrefinaria que permite o aproveitamento dos resíduos das atividades agrícola, de modo a otimizar o seu uso, e para agregar valor às cadeias produtivas da biomassa e reduzir possíveis impactos ambientais das mesmas. Desse modo o contexto da indústria da cana-de-açúcar, tais instalações biorrefinarias permitem incorporar um conjunto de opções para a incrementar o portfólio de produtos do setor, e representam benefícios econômicos e ambientais. Assim pode-se aproveitar com eficácia as oportunidades de um mercado volúvel, transformando assim, com a produção diversificada, incertezas e riscos de mercado em melhores condições de viabilidade. (Lora & Venturini, 2012b; Vaz Jr 2011).

1.2 Motivação da pesquisa

No contexto mundial de grandes esforços sendo feitos na busca por alternativas energéticas que sejam mais amigáveis ao meio ambiente, o Brasil há muito alcançou reconhecimento mundial no que diz respeito as tecnologias e políticas de incentivo para a fontes alternativas de energia e para a produção

de biocombustíveis de primeira geração com o programa PROALCOOL. A experiência com o etanol é a maior e mais bem-sucedida iniciativa de utilização de biocombustíveis em grande escala, representando um caminho mais sustentável.

No entanto, conforme já mencionado anteriormente, o setor sucroalcooleiro brasileiro possui um potencial ainda inexplorado quanto ao aproveitamento dos resíduos produzidos nessa atividade agrícola, os quais em termos energéticos representam cerca de dois terços do conteúdo total da cana (Olivério et. al 2014; Santos et al 2013; Seabra et al. 2013;).

Existe também um dilema no que diz respeito a destinação dos resíduos da cana-de-açúcar para a produção de energia elétrica, ou produção de biocombustíveis de segunda geração (etanol lignocelulósico, biobutanol, metanol, Líquidos FT, etc), bem como para a fabricação de produtos químicos, ou alimentação humana e animal. As características de inerentes a cada processo influem na viabilidade técnica e econômica do empreendimento modo que priorização de um tipo de produto em detrimento ao outro dependerá somente das condições do mercado.

1.3 Objetivos da pesquisa

O objetivo principal do presente trabalho é a avaliação energética, econômica e ambiental de diferentes tecnologias de aproveitamento e conversão da biomassa da cana-de-açúcar através de vários esquemas de biorrefinarias utilizando o método de Kriging. Como resultado da aplicação desse método, teremos o campo de indicadores de desempenho para as diversas configurações de biorrefinarias. Para que o objetivo acima descrito seja alcançado, os seguintes objetivos específicos devem ser atingidos:

- Simular diferentes esquemas de biorrefinarias incluindo a produção de biocombustíveis, produtos químicos e alimentos e eletricidade, utilizando softwares como Matlab ® e GateCycle®.
- Calcular diferentes indicadores de desempenho termodinâmicos, econômicos e ambientais para os diferentes esquemas considerados e selecionar as alternativas com melhores indicadores.
- Determinar qual deve ser a fração de biomassa destinada aos diversos processos da biorrefinaria.
- Estabelecer quais são os esquemas de biorrefinarias que realizam um melhor aproveitamento energético da energia da cana-de-açúcar e tem uma maior atratividade econômica com maior potencial de reduzir as emissões de CO₂.

Os aportes deste trabalho são a análise integrada de diferentes configurações de biorrefinarias do ponto vista energético, econômico e ambiental, além da aplicação do método matemático de Kriging no contexto da avaliação técnico-econômica e ambiental de biorrefinarias.

Capítulo 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Tendo em vista o contexto global de esgotamento dos recursos fósseis junto aos efeitos danosos sobre o meio ambiente decorrentes do seu uso, diversos esforços têm sido feitos em busca de alternativas amigáveis ao meio ambiente, que permitam a redução do uso de fontes energéticas não poluentes. As biorrefinarias surgem como opção capaz de atenuar a situação acima mencionada, e fazem parte da agenda de pesquisa, desenvolvimento e inovação da maioria dos países desenvolvidos e em desenvolvimento, como o Brasil, mobilizando esforços públicos e privados e grandes quantias de recursos voltados para o aproveitamento otimizado das matérias-primas, para agregar valor às cadeias produtivas da biomassa e reduzir possíveis impactos ambientais das mesmas (Fava et al. 2015; Vaz Jr, 2011).

Dessa forma é preciso conhecer as possibilidades de implantação da biorrefinaria, com relação a disponibilidade e tipo de biomassa. Além disso, é necessário escolher a cesta de produtos levando em consideração os aspectos da sustentabilidade. Assim, o conhecimento das características inerentes aos processos de conversão, junto ao grau de desenvolvimento tecnológico e as suas limitações é de grande importância para a utilização de modo viável e sustentável dos recursos, além de auxiliar na tomada de decisão (Cardona et al 2016).

2.1 Biorrefinarias

As biorrefinarias podem ser ditas como instalações industriais que convertem a biomassa ou outras matérias primas biológicas em produtos capazes de serem utilizados na indústria da transformação, insumos químicos, biocombustíveis, energia (calor e eletricidade), dentre outros (Kamm & Kamm 2007). Tais instalações não envolvem um único processo ou tecnologia, já que diferentes rotas de conversão podem ser utilizadas em função da matéria-prima utilizada e dos produtos que se deseja obter, de acordo com o tipo de biomassa utilizada. (BIO2VALUE, 2015)

O conceito por trás de uma biorrefinaria é amplo, e tem ligação com um desenvolvimento baseado em produtos de origem biológica, definidos pela bioeconomia ou economia verde, no qual não tem a participação de recursos fósseis (IEA, 2014). Segundo a IEA, uma biorrefinaria se caracteriza pela conversão sustentável da biomassa em uma gama de produtos comerciais e energia, e assim uma biorrefinaria consiste em um processo, uma planta ou um conjunto de instalações. A Figura 2.1 apresenta o ciclo da bioeconomia segundo a IEA.



Figura 2.1: Conceito do ciclo de bioeconomia segundo a TASK 42 (IEA, 2014)

Existem várias definições acerca desse conceito, sendo que uma delas afirma que uma biorrefinaria pode ser definida como uma instalação industrial que integra tecnologias e processos de conversão de biomassa para a produção simultânea de combustíveis, energia, produtos químicos e alimentos a partir da biomassa (NREL, 2008).

É possível fazer uma analogia com as refinarias de petróleo, no qual a partir do petróleo cru, obtém-se a gasolina, diesel, lubrificantes, querosene, asfalto, gás, nafta, dentre outros (Kamm & Kamm 2007). Já as biorrefinarias como já mencionado, utilizam a biomassa como matéria-prima, para a fabricação de produtos de interesse comercial, e dessa forma podem se estabelecer uma cadeia de produtos de valor agregado, assumindo assim um papel econômico relevantes na geração de receitas para a unidade de processamento, porém com um menor impacto ambiental, e de maneira mais sustentável, quando comparada com os produtos da cadeia do petróleo (Vaz Jr., 2012). A Figura 2.2 apresenta um esquema da de como a cadeia de valor da biorrefinaria.

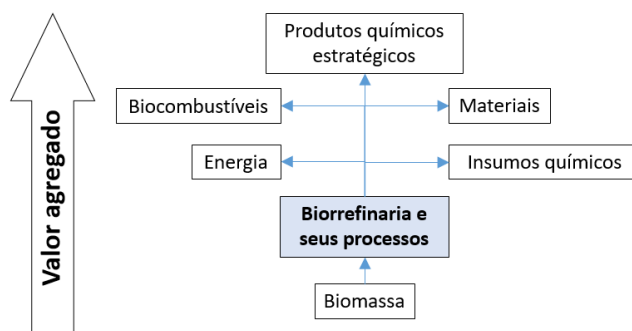


Figura 2.2: Representação do aproveitamento da biomassa segundo o conceito de biorrefinaria. (Vaz Jr.,2012)

Devido aos potenciais benefícios das biorrefinarias, existem diversos esforços para o desenvolvimento dessas instalações, sendo que a Agência internacional de energia possui um grupo de estudos específicos, o Task 42 Biorefining, para estudos específicos para as tecnologias e mercados para as biorrefinarias, a (IEA, 2014). Na UE está em execução o projeto BIOCORE, que visa o estudo e desenvolvimento de tecnologias de conversão de matérias primas lignocelulósicas integradas aos complexos industriais existentes (BIOCORE, 2014). Além disso a empresa global DELOITTE que atua no ramo de energia, elaborou um relatório “*Economic impact of a future tropical biorefinery industry in Queensland Prepared for qut bluebox,*”, no qual são discutidos os impactos econômicos das biorrefinarias na Austrália (DELOITTE, 2014). Nota-se, por meios desses esforços a importância de tema no contexto mundial.

Mesmo com os esforços para o desenvolvimento da biorrefinarias, é necessário conhecer não somente os potenciais benefícios, mas também as limitações dessas instalações, além das oportunidades e as tendências do mercado. Na Tabela 2.1, são apresentados os diversos pontos favoráveis e desfavoráveis, bem como as oportunidades e tendências do setor.

Tabela 2.1: Contexto das biorrefinarias. (Jong & Jungmeier 2015)

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> • Agregam valor para o uso sustentável da biomassa • Maximizam a eficiência da conversão da biomassa, minimizando os requisitos de matérias-primas • Produção de uma gama de bioprodutos (Alimentos, produtos químicos, rações e bioenergia (calor, biocombustíveis, bioeletricidade), alimentando a economia de base biológica • Conhecimento, e infraestrutura disponível para lidar com questões de ordem técnica e não técnica que teriam potencial de dificultar a implantação • O conceito de biorrefinaria presente em vários segmentos de mercado, tais como alimentos, papel, etc, sendo uma pratica comum. 	<ul style="list-style-type: none"> • Áreas bastante amplas, e não classificadas • É necessário o total envolvimento de diferentes setores de interesse (Agro, energia, química...) ao longo da cadeia de valor da biomassa • As configurações de biorrefinarias mais promissoras, bem como os processos de conversão não estão claros • A maiorias das cadeias de valor da biomassa, incluindo o presente e o futuro dos mercados não é clara • Estudos e desenvolvimentos das diversas configurações são teóricos, ao invés de implementa-los no mercado real. • Variabilidade da qualidade e densidade energética da biomassa
Oportunidades	Ameaças
<ul style="list-style-type: none"> • Faz uma significativa contribuição para o desenvolvimento sustentável • Metas desafiadoras de políticas nacionais, e internacionais com foco na utilização sustentável da biomassa para a produção de bioenergia. • Existem um consenso internacional a respeito da disponibilidade limitada da biomassa, de modo que essa seja utilizada da maneira mais eficiente possível, sendo que o desenvolvimento de biorrefinarias é desejável num quadro de matéria-prima, e energia escassa • Desenvolvimento internacional de uma gama de conceitos de biorrefinarias, incluindo os processos de conversão • Fortalecimento econômico de vários setores do mercado (Agricultura, silvicultura, indústria química, e de energia). 	<ul style="list-style-type: none"> • Mudanças econômicas e queda nos preços dos combustíveis fósseis • Rápida implementação de outras tecnologias renováveis que atendem aos requisitos exigidos pelo mercado • Objetivos e usos finais geralmente tem foco em um único produto • Disponibilidade de matéria-prima pode ser afetada em função de fatores externos globais, nacionais ou regionais (mudanças climáticas, políticas, logística) • Elevados custos de investimentos para projetos piloto e demo, sendo que tais iniciativas são difíceis de ser encontradas, além de que a infraestrutura industrial desses projetos ainda não foi depreciada. • Políticas governamentais de longo prazo flutuantes. • Questionamentos sobre segurança alimentar, (alimentos e biocombustíveis), além da competição do uso da terra e produção sustentável da biomassa

No Brasil, a empresa que mais dedica investimentos em pesquisa e desenvolvimento na temática de biorrefinarias é a estatal PETROBRAS S. A., a qual tem como estratégia competitiva a expansão do no mercado de biocombustíveis através da liderança da produção de biodiesel e na ampliação da participação do mercado de etanol. (PETROBRAS, 2013)

Com relação ao etanol, o setor sucroalcooleiro conforme mencionado anteriormente, possui um potencial inexplorado quanto a biomassa por ele gerada, o que representa oportunidade para o Brasil, visto que fatores como intensa radiação solar, abundância de recursos hídricos, grande quantidade de terras dentre outros (CGEE, 2010).

2.1.1 Aspectos das biorrefinarias

A definição de biorrefinaria mostra que as mesmas não envolvem um único processo ou tecnologia, já que diferentes rotas podem ser desenvolvidas em função da matéria-prima utilizada e dos produtos que se deseja obter de acordo com a composição inicial da biomassa utilizada (NREL,2008). A classificação das biorrefinarias, pode ser feita com base nas características do tipo de biomassa, dos produtos a serem fabricados, e dos processos de conversão a ser utilizados. Esses critérios levam em consideração (Parajuli et al 2015):

- **Características da biomassa:** A matéria-prima pode ser derivada de cultivos agrícolas palha, bagaço de cana, óleos, cascas, restos de madeira, etc, além de resíduos da silvicultura, comércio e indústria.
- **Produtos fabricados:** Podem ser obtidos produtos como biomateriais, biocombustíveis, produtos químicos e energia.
- **Produtos intermediários:** São produtos tais como de açúcares C5 e C6, gás de síntese (syngas) e biogás que possuem diversas aplicações em outros processos de conversão.
- **Processos utilizados na conversão:** Processos bioquímicos, termoquímicos, químicos e mecânicos podem ser empregados na conversão da biomassa.

A biomassa possui uma baixa densidade energética, característica que representa uma barreira para o aproveitamento da mesma devido a questões logísticas que complicam o seu armazenamento e transporte. O uso mais comum da biomassa é a combustão visando a produção de energia térmica na forma de vapor seja para alimentar algum processo produtivo ou para a geração de eletricidade por meio de ciclos termodinâmicos. (Dahlquist, 203; Santos et al. 2013, Hassuani et al, 2005)

As rotas de conversão da biomassa mais difundidas são as bioquímicas e as termoquímicas, as quais convertem a matéria-prima em produtos de natureza líquida (etanol, amônia, biodiesel, furfural, butanol, acetona, etc), ou gasosa (metano, biogás, etileno, etc.). Essas rotas exigem que antes da conversão propriamente dita a biomassa seja submetida a um processo de pré-tratamento, que confira ao material as características necessárias aos processos. (Leal et al. 2013; CGEE, 2010; Hamelinck et al. 2005)

2.1.2 Otimização do projeto e aspectos de sustentabilidade de biorrefinarias

Um dos esforços no desenvolvimento das biorrefinarias é encontrar a rota que proporcione os maiores ganhos econômicos e energéticos, com os mínimos impactos ambientais, sociais, isto é, determinar a rota mais sustentável (Ishiyama & Paterson, 2011).

Dessa forma, o conhecimento do processo de conversão permite a otimização dos recursos disponíveis e a obtenção de produtos mais sustentáveis comparados com os fabricados a partir de matérias-primas convencionais. A Figura 2.3 apresenta uma ilustração de todos os fatores a serem considerados na implementação de uma biorrefinaria que seja otimizada.

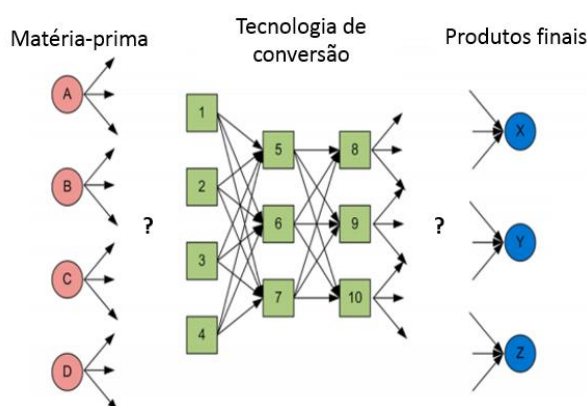


Figura 2.3: Fatores relevantes na otimização da biorrefinaria (adaptada Murillo-Alvarado et al. 2013)

Dessa forma, para a determinação da melhor opção de biorrefinaria devem ser levados em consideração as seguintes questões:

- **Matéria prima utilizada:** Características, recursos utilizados em sua produção, produtividade, impactos ambientais, entre outros;
- **Tecnologias de conversão energética utilizadas:** Eficiência dos processos, custo econômico, estado de desenvolvimento, etc.;
- **Produtos produzidos:** Energia, alimentos, combustíveis, produtos químicos, etc;

O conhecimento desses fatores permitirá o cálculo de indicadores termodinâmicos, econômicos e ambientais que podem servir como base de comparação entre das diferentes alternativas, e fornece ferramentas de decisão para a implementação de um projeto ou não.

Nesse contexto diversos trabalhos têm sido desenvolvidos buscando encontrar soluções otimizadas para o dimensionamento de uma biorrefinaria. O uso de modelos matemáticos permite determinar os processos que apresentam melhor desempenho energético, econômico ou ambiental. Através das diversas tecnologias disponíveis de conversão, Andiappan et al. (2014), apresentou uma abordagem de otimização multiobjetivo para a síntese de uma biorrefinaria. Com os resultados é possível avaliar as diferentes alternativas com base no desempenho econômico, impacto ambiental e no consumo de energia simultaneamente, permitindo considerar na tomada de decisão diferentes tipos biomassa com

base em suas composições de lignina, celulose e hemicelulose. Para ilustrar a abordagem proposta, um estudo de caso do aproveitamento da biomassa do óleo de palma, que considera 31 opções para a conversão do óleo da palma, sob diferentes cenários de avaliação como a maximização do resultado econômico, e minimização dos impactos ambientais, e minimização da demanda térmica, bem como os produtos produzidos pelas mesmas. São levadas em consideração a maximização do resultado econômico, design considerando os três objetivos conflitantes através da otimização em 2 níveis e design considerando os três objetivos conflitantes através de otimização fuzzy, e encontra superfícies de respostas baseadas para o estudo de caso.

Gebreslassie (2013a), avalia uma biorrefinaria a base de algas com sequestro de CO₂ dos gases de combustão interna de uma usina para a produção de diesel. A publicação propõe o um modelo de programação não-linear inteira multi-objetivo (MINLP) que simultaneamente maximiza o VPL do empreendimento e minimiza a emissão de gases com potencial de aquecimento global (GWP). O autor obtém uma curva de Pareto-ótima a qual é apresentada na figura 2.4, que revelando as regiões de viabilidade com base em critério econômicos e ambientais

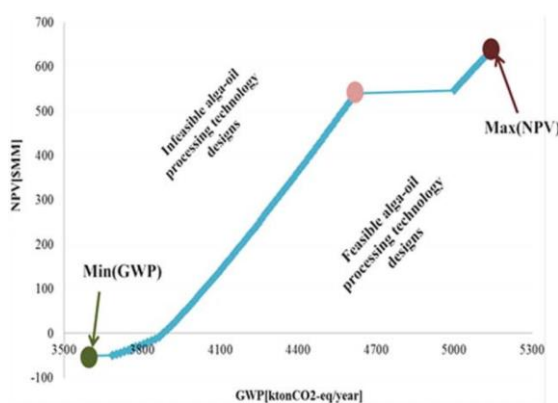


Figura 2.4: Curva de Pareto-ótima de VPL e GWP na produção de diesel de algas (Gebreslassie et al. 2013a)

Os resultados mostram que, para o VPN (sigla em inglês de VPL) máximo, o projeto de processo ideal usa gases da combustão, um fotobiorreator tubular para o crescimento de algas, uma unidade de desidratação de filtração e uma via de hidroprocessamento levando a 47,1 MM galões de produção de diesel verde por ano em US \$ 6,33 / gal correspondente a GWP de 108,7 kg CO₂-eq por galão. No entanto, para o melhor desempenho de impacto ambiental, a tecnologia de hidroprocessamento é substituída pela transesterificação catalisada por metóxido de sódio. No projeto de VPN máximo, o custo de produção unitário do diesel verde é de US \$ 6,33 / gal enquanto o VPL correspondente de US \$ 623,8 MM e GWP de 5122 ktonCO₂-eq por ano. Em uma outra publicação, Gebreslassie et al (2013b), aplica a metodologia acima citada para a otimização do ciclo de vida de biorrefinaria de hidrocarbonetos através de pirólise rápida, hidrotreamento e hidrocrackeamento, no qual o autor determina uma curva de Pareto que determina a região de viabilidade entre VPL e emissões de gases GWP evitadas.

Ng et al. (2013) apresenta uma abordagem sistemática para a síntese e otimização de uma biorrefinaria integrada sustentável que considere a segurança econômica, ambiental, inerente e os

desempenhos inerentes à saúde ocupacional. A abordagem de otimização fuzzy é adaptada para resolver quatro parâmetros conflitantes em si como: desempenho econômico, impacto ambiental, impacto de segurança dos trabalhadores e impactos na saúde dos empregados do empreendimento. Um estudo de caso integrado de biorrefinaria a base de óleo de palma é resolvida para demonstrar a abordagem proposta, e o autor conclui que a abordagem proposta pode ser facilmente revisada e reformulada para sintetizar processos em diferentes indústrias

Albarelli et al. (2015), avalia o uso da tecnologia de fluidos supercríticos, particularmente a gasificação de água supercrítica (SCWG), para agregar valor aos resíduos de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar que produz etanol de primeira e segunda geração. Para isso, foi utilizada uma estrutura de otimização multi-objetivo que mostrou ser uma ferramenta muito útil para entender como configurar as configurações de processo otimizadas em relação a diferentes objetivos de projeto. Os objetivos definidos para a análise multi-objetivo neste estudo foram a eficiência de exergia e o custo total de investimento para o processo, sendo o problema de otimização multi-objetivo destinado a minimizar os custos de investimento totais e a maximizar a eficiência de exergia da planta.

Maronese et al. 2015, utiliza uma metodologia que adota técnicas de integração energética e otimização termo-econômico-ambiental é aplicada para avaliar o desempenho econômico, impacto ambiental e necessidade de energia para várias opções de processo de múltiplas plataformas de conversão da madeira. É desenvolvida uma superestrutura de diferentes alternativas de processo baseadas em caminhos de conversão bioquímicos e termoquímicos. Então, diferentes caminhos são sistematicamente comparados uns com os outros e classificados de acordo com a função objetivo com a metodologia de restrições de cortes inteiros (ICC), para identificar as tecnologias mais promissoras e a configuração e tamanhos ótimos das unidades de processo.

Na publicação de Celebi et al. 2017, é apresentada uma otimização de uma biorrefinaria utilizando a metodologia termo-econômico-ambiental, a qual adota a estrutura de Lua-OSMOSE, que consiste em uma ferramenta utilizada para otimizar a integração térmica, e utiliza a técnica de Programação Linear Inteira Mista (*Mixed Integer Linear Programming – MILP*). Essa técnica visa a otimização do sistema através da modelagem por meio de equações matemáticas, sendo definida uma função objetivo que pode ser baseada em critérios técnicos, econômicos ou mesmo ambientais e uma série de restrições que interligam as variáveis do modelo. Algumas destas variáveis só podem assumir valores discretos (variáveis inteiras).

Murillo-Alvarado 2015, analisa a possibilidades de otimização da cadeia de suprimentos na indústria de tequila no México, que considera todas as atividades envolvidas junto com os objetivos conflitantes de sua operação diária representa um desafio científico. O autor apresenta uma abordagem de otimização multi-objetivo para projetar essa cadeia de suprimentos que explica a maximização simultânea do valor presente líquido e do desempenho ambiental da rede. A função objetivo ambiental responde por impactos na qualidade do ecossistema, saúde humana e danos aos recursos. Os resultados numéricos mostram que a implementação de um sistema de biorrefinaria no México com base nos

resíduos da indústria de tequila pode proporcionar benefícios econômicos e ambientais significativos. Particularmente, os resultados indicam que a melhor solução econômica mostra um lucro de US\$ 7,9 milhões por ano. Além disso, o sistema distribuído envolvendo várias usinas de processamento central e distribuídas permite obter melhorias econômicas significativas. Finalmente, os resultados apresentados através das curvas de Pareto permitem identificar várias soluções que são atraentes para os tomadores de decisão.

2.2 Evolução do setor sucroalcooleiro em biorrefinarias

São vários os possíveis produtos a serem considerados em uma biorrefinaria sucroalcooleira, bem como os processos de conversão utilizados, conforme pode ser observado na Figura 2.5. Diferente dos processos de aproveitamento do caldo da cana, as tecnologias que visam o aproveitamento do bagaço e da palha ainda não são totalmente consolidadas em escala comercial. Observa-se que alguns produtos como etanol, butanol e combustíveis para aviação podem ser produzidos através tanto do caldo como do bagaço, através de processos bioquímicos. Já os processos termoquímicos podem ser utilizados para a produção de combustíveis que altamente são fabricados através de recursos fósseis, tais como o Diesel e a gasolina. É importante mencionar que todos esses produtos podem ser fabricados em conjunto com a infraestrutura existente.

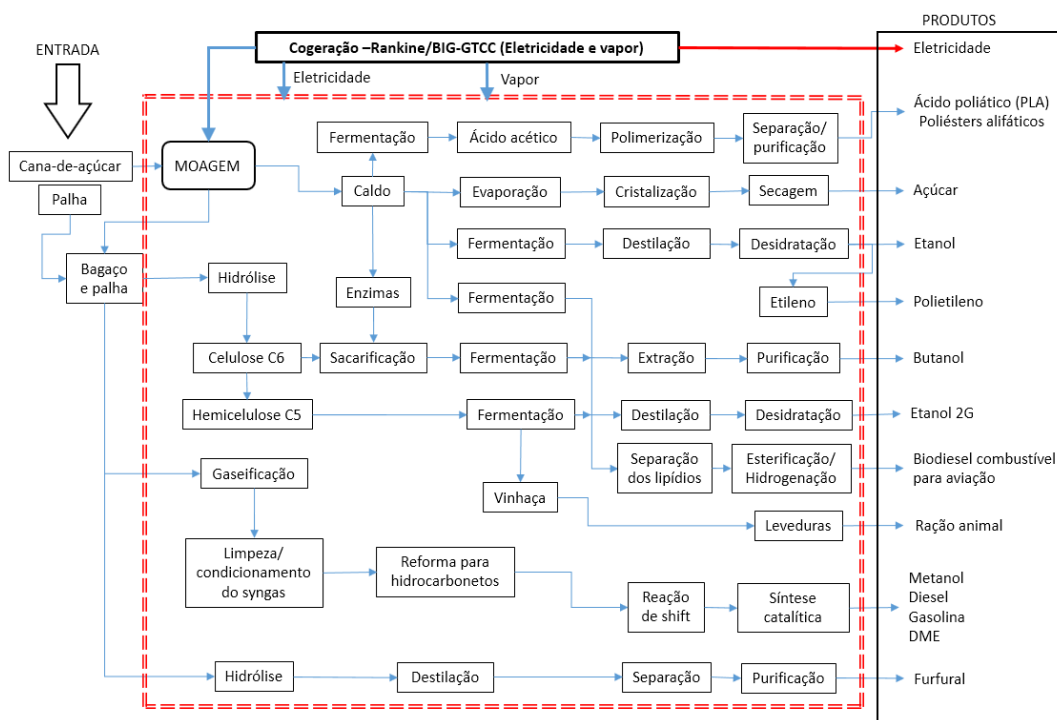


Figura 2.5: Possibilidade de conversão numa biorrefinaria de cana-de-açúcar (Adaptada Lora et al., 2013b).

A inserção de novas tecnologias na infraestrutura existente no parque industrial tem vantagens como (Lora et al 2013a; Lora et al 2013b):

- **Eficiência energética:** devido à forte integração entre geração de potência e síntese química, o aproveitamento energético de um sistema de biorrefinaria com múltiplos produtos é maior em relação a um sistema autônomo que produz os mesmos produtos.
- **Produção de produtos químicos alternativos:** produtos químicos produzidos podem ser usados para substituir combustíveis líquidos tradicionais, como por exemplo, o metanol como substituto da gasolina ou como recurso para a produção de biodiesel.
- **Redução de emissões:** um sistema energético em grande escala, normalmente apresenta vantagens com relação ao CO₂ emitido por utilizar matérias-primas renováveis.
- **Redução dos custos:** é possível reduzir os custos dos produtos finais, como também uma menor dependência da flutuação de preços no mercado.
- **Aumento da sustentabilidade:** O acréscimo da sustentabilidade no aproveitamento da cana-de-açúcar.

De fato, comparando a evolução das plantas de processamento de cana-de-açúcar, pode-se afirmar que as mesmas plantas evoluíram, ou podem evoluir de modo natural para um modo mais diversificado, conforme mostrado na Figura 2.6.

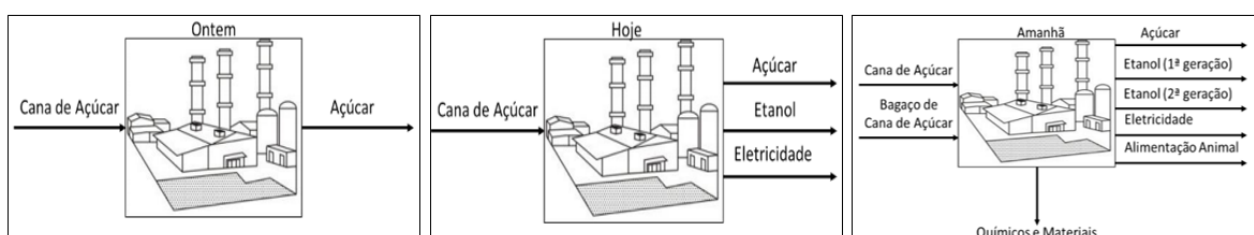


Figura 2.6: Evolução das usinas sucroalcooleiras para biorrefinarias (Adaptado Lora et. al. 2013a).

Diante da tendência de evolução das plantas de processamento da cana, (Santos, et al, 2016), avalia o aproveitamento do bagaço da cana-de-açúcar desde o ponto de vista econômico, através de 6 diferentes rotas de conversão. São abordados processos como: gaseificação do bagaço para uso em ciclos combinados, rota BTL (biomass to liquid) para obtenção de dimetil-éter (DME), BTL para a produção de combustíveis Fischer-Tropsch, BTL para a obtenção de álcoois superiores, Hidrólise do bagaço para a produção de etanol celulósico, e a bioplataforma para a produção de ácido succínico. O estudo, mostrou que o produto mais rentável é o ácido succínico, o qual possui preço mínimo de venda, de USD 2,03 por quilograma, ao passo que o custo de produção corresponde a USD0,57 por kg.

No caso de plantas flexíveis capazes de destinar diferentes quantidades de biomassa residual (bagaço e palha), Dias et al, 2013a, apresenta uma análise econômica para diferentes opções de produção tais como maximização da produção de eletricidade ou, maximização da produção de etanol (1ª e 2ª geração). Além disso, a divisão pode ser pautada em critérios baseados nos preços de mercado ou nos

impactos ambientais, sendo que o preço do etanol é que tem maior influência no resultado econômico final, avaliado por meio da taxa interna de retorno. Uma análise do ciclo de vida mostrou que as emissões evitadas nas diferentes alternativas de biorrefinaria variam entre 305 a 310 kg de CO₂ por tonelada de cana processada, sendo que a opção de biorrefinaria flexível é a que possui o maior valor da TIR que corresponde a 18,4% ao ano.

Outra possibilidade para as biorrefinarias baseadas na indústria sucroalcooleira é a integração de diferentes culturas, que é apresentada no estudo de Souza & Seabra, 2013. A publicação avalia as vantagens e benefícios da integração de culturas para a produção de biocombustíveis, apresentando como uma usina de processamento de cana-de-açúcar e uma planta de produção de biodiesel podem operar em conjunto. A necessidade de grandes quantidades de combustível demanda na fase do plantio e da colheita da cana é suprida pelo biodiesel proveniente de uma cultura de soja. Por outro lado, no processo produtivo do biodiesel há o consumo de quantidades consideráveis de álcool (metanol ou etanol), que é alimentado pelo álcool proveniente da planta de processamento de cana. São diversos os benefícios, tais como redução do consumo de energia fóssil, redução das emissões de gases GEE, além de que o nível de segurança alimentar ao final do processo é maior, devido a maior disponibilidade de alimentos (soja, açúcar). Um caso real dessas vantagens é a implementação da usina BARRALCOOL, que produz tanto etanol a partir da cana-de-açúcar, como biodiesel a partir da soja, além de gerar energia elétrica (Oliveiro et al. 2014).

2.3 Potencial e Barreiras tecnológicas a serem superadas pelas biorrefinarias

De modo geral, os produtos de uma biorrefinaria podem ser agrupados em várias categorias como apresentado na Tabela 2.2.

Tabela 2.2: Produtos finais das biorrefinarias divididos por categorias

Natureza dos produtos	Tipo de produtos
Energéticos	<ul style="list-style-type: none"> • Calor – Vapor para processo e aquecimento • Eletricidade
Insumos químicos	<ul style="list-style-type: none"> • Produtos químicos - química fina, <i>building blocks</i>, produtos químicos • Ácidos orgânicos - succínico, láctico e outros • Polímeros e Resinas - Plástico à base de amido, resinas fenólicas e de furanos • Biomateriais - painéis de madeira
Biocombustíveis	<ul style="list-style-type: none"> • Gasosos – biogás, gás de síntese, metano, hidrogênio • Líquidos - etanol, biodiesel, butanol, bio-óleos, FT-combustíveis • Sólidos - granulados, de lignina e de carvão
Nutrição	<ul style="list-style-type: none"> • Alimentos – açúcar, ração animal • Fertilizantes – vinhaça, amônia, ureia.

Com relação aos insumos químicos, estima-se que atualmente 85% dos produtos químicos industriais são obtidos de aproximadamente 20 produtos químicos, conhecidos como building blocks.

Desses 20 compostos, 8 são obtidos através da indústria petroquímica, e podem servir para fabricar mais de 300 compostos intermediários. (DOE 2010). Além disso, verificou-se que 12 desses building blocks, podem ser obtidos da biomassa, (ácidos succínico e ácido fumárico, ácido 2,5-furandicarboxílico, ácido 3-hidroxipropiónico, ácido aspártico, ácido glucárico, ácido glutâmico, ácido itacónico, ácido levulínico, 3-hidroxibutirolactona, glicerol, sorbitol e xilitol/arabinitol). A partir destas moléculas intermediários podem ser obtidos cerca de 30.000 produtos finais (DOE 2010; Jong & Jungmeier, 2015).

Uma grande possibilidade de ganhos econômicos que pode impulsionar as biorrefinarias, reside no fato de que o mercado de produtos químicos tem alcance global e deve ter crescimento anual de 3% até 2050, sendo que o mercado de produtos químicos renováveis tem valor de US\$ 3,6 bilhões. Por outro lado, estima-se que até 2025 o mercado de biocombustíveis, produtos químicos e plásticos e energia e calor derivados da biomassa chegaria a US\$ 160 bilhões, com base em receitas projetadas de US\$ 80 bilhões para biocombustíveis, entre US\$ 10 a 15 bilhões para produtos químicos a granel e bioplásticos e US \$ 65 bilhões para energia térmica e eletricidade (Deloitte, 2014).

É importante, porém, observar o atual estágio de desenvolvimento das tecnologias de conversão. Alguns mecanismos de conversão, estão consolidados em escala comercial, porém outros ainda estão em fase de desenvolvimento ou estudo. Muitas rotas vistas como promissoras ainda estão em fase de pesquisa. A Figura 2.7 apresenta as principais rotas de conversão da biomassa, junto ao estágio de desenvolvimento tecnológico.

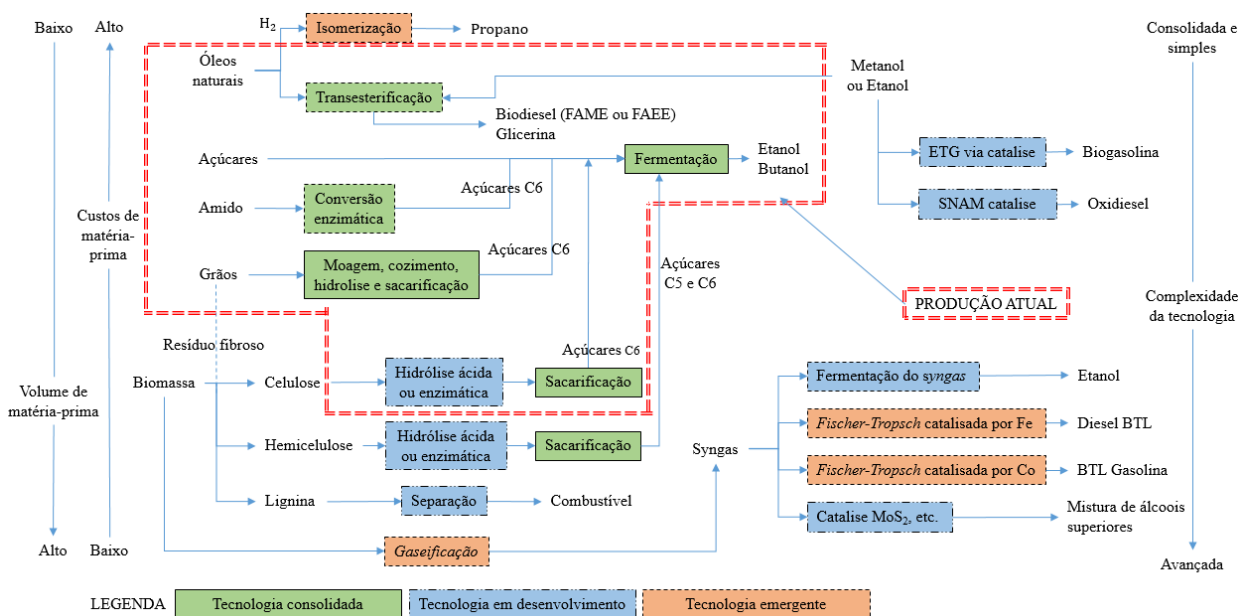


Figura 2.7: Aspectos das rotas de conversão da biomassa (Adaptada de Lora & Venturini 2012a)

Observa-se que as tecnologias de aproveitamento da biomassa exigem o uso de tecnologias com maior grau de complexidade, e algumas ainda que ainda não estão consolidadas comercialmente tais como a hidrólise e a gaseificação. Por outro lado, as grandes quantidades de biomassa geradas pelo setor sucroalcooleiro, com os relativos custos podem tornar interessante a adoção de processos de

aproveitamento para essa matéria-prima. Além disso vale ressaltar que é viável transportar a biomassa da cana-de-açúcar até 80 km dentro do raio do local onde serão processadas (Lora & Venturini 2012 a).

Embora as biorrefinarias representem uma alternativa com potencial para aumentar o aproveitamento energético e econômico da biomassa da cana-de-açúcar, para que essas instalações venham a se consolidar em escala comercial, existem desafios a serem superados. Esses desafios podem ser classificados como de ordem técnica relacionados ao pré-tratamento, catalise (heterogênea, homogênea e enzimática), separação, cinética do processo, e integração do processo as infraestruturas existentes. Os desafios de ordem econômica estão relacionados a logística da matéria-prima, integração do processo a infraestrutura existente, e redução dos custos de produção, e a falta de políticas de incentivo pode ser citada como um desafio de ordem política (Vaz Jr 2012; Vaz Jr 2011)

Mesmo com os desafios existentes, para a implementação das biorrefinarias o aproveitamento da biomassa da cana-de-açúcar poderia ser utilizado para a construção de uma indústria química renovável, constituindo em uma estratégia capaz de reduzir do uso de recursos fósseis a curto e médio prazo. A partir da cultura da cana-de-açúcar, tem-se disponíveis grandes quantidades de biomassa (cerca de 184 milhões de toneladas na safra 2014/2015 EPE, 2016c), de modo que o seu aproveitamento poderia contribuir para agregar valor as novas cadeias produtivas da cana, fortalecendo a criação de uma indústria química baseada na economia verde (IAE 2014; Cortez 2008). Além disso, a cultura da cana-de-açúcar produz grandes quantidades de biomassa (cerca de 184 milhões de toneladas na safra 2014/2015 EPE, 2016c), e a sua utilização poderia ser explorada para a criação postos de trabalho (IAE 2014; Cortez 2008).

2.4 Aproveitamento da biomassa através das rotas bioquímicas

Os processos de conversão bioquímicos, visam a extração dos açúcares contidos no arranjo estrutural da biomassa. Uma vez extraídos, esses açúcares podem ser fermentados por microorganismos, tendo como resultado os produtos de interesse. As rotas bioquímicas abordadas nesse trabalho focam na produção de etanol e butanol celulósicos, utilizando o bagaço da cana como matéria-prima, sendo que esses processo ocorrem de maneira independente.

No processo de etanol celulósico, também conhecido como etanol de segunda geração ou E2G, os açúcares extraídos são fermentados de modo similar ao etanol convencional. A justificativa para a escolha desse produto para a produção na biorrefinaria, é o acréscimo da produção de etanol da usina sem a necessidade da disponibilização de novas áreas para o cultivo de maiores quantidades de cana.

Já no caso do butanol celulósico, ou B2G, de modo similar ao do etanol lignocelulósico, os açúcares provenientes da celulose e hemicelulose, são consumidos por um microorganismo conhecido como clostridium, em um processo chamado de fermentação ABE. Nesse processo tem-se a produção

não somente de butanol, mas também de acetona e de etanol. A razão que justifica o uso desse processo são as várias aplicações industriais do butanol, de modo que esse álcool possa vir representar uma commodity renovável para a indústria química. As justificativas tanto para o E2G, como para o B2G são detalhadas nos itens a seguir.

2.4.1 Etanol celulósico

O ciclo das culturas agrícolas, demanda recursos como água, irradiação solar em grandes quantidades e dióxido de carbono além de terras férteis, para que os vegetais realizem a fotossíntese. O Brasil dispõe desses recursos em abundância, e não por acaso o país é um dos maiores produtores agrícolas do mundo, possuindo grande disponibilidade de terras agricultáveis, representado um total de 27% as terras aráveis no mundo. (Santos et al 2013). No setor sucroalcooleiro, a produtividade da cana-de-açúcar no campo varia entre 69 e 85 toneladas de cana por hectare, dependendo da idade do canavial (BNDES, 2008). Dessa forma, considerando um canavial novo, para cada tonelada de cana tem-se a produção de 140 kg de palha e 140 kg de bagaço em base seca, o que representa a produção de 11,9 toneladas de palha por hectare e 11,9 toneladas de bagaço por hectare.

Nas destilarias autônomas, que convertem todo o caldo da cana em etanol, a produtividade média corresponde a cerca de 85 litros de etanol para cada tonelada de cana processada, e dessa forma, um hectare de cana fornece cerca de 6800 litros de etanol (Seabra et al. 2013). Já nas plantas anexas, que produzem tanto etanol como açúcar, considerando que o caldo é dividido igualmente para etanol e açúcar, tem-se que 1 tonelada produz 42 litros de etanol e 67 kg de açúcar. Esses valores conduzem a 3360 litros de etanol e 5,36 toneladas de açúcar por hectare. (Hassuani, 2005)

O uso do bagaço e da palha permitem incrementar a produção de etanol sem aumentar a quantidade de terras destinadas para a cultura da cana, visto que o bagaço tem uma produtividade de 149,3 litros de etanol 2G por tonelada de biomassa lignocelulósico (Walter & Ensinas 2010). Assim, destinando 50% da biomassa disponível para a produção de E2G, é possível aumentar a produção etanol em torno de 1640 litros por hectare. Além disso, o mesmo rendimento teórico da produção de etanol celulósico a partir da palha corresponde a 287 litros por tonelada de palha (Santos et al. 2012). De modo análogo ao uso bagaço, se metade de toda a palha disponível no campo fosse destinada para a produção de etanol lignocelulósico, o incremento na produção de etanol corresponderia a aproximadamente 1600 litros por hectare.

Portanto o uso somente do bagaço, incrementaria a produção de uma destilaria autônoma em cerca de 25%, ao passo que para a usina anexa o incremento corresponde a aproximadamente a 50%. O uso combinado de palha e bagaço para a produção de etanol celulósico permitiria aumentar a produção nas destilarias anexas e autônomas em torno de 50% e 100% respectivamente, sem a necessidade de disponibilizar mais terras para o plantio de cana.

Os Estados Unidos, maior produtor mundial de etanol, utilizam o milho como matéria-prima. No processo produtivo o amido é extraído do milho é submetido a sacarificação (hidrólise) para a extração dos açúcares (Glicose), o quais são fermentados tendo como produto final o etanol. Já o Brasil, segundo maior produtor mundial de etanol, a glicose e a frutose provenientes da cana são fermentadas para a obtenção do álcool. União Europeia, China e Canadá, e outros países, utilizam principalmente trigo e milho para produção de etanol, sendo responsáveis por menos de 15% da produção mundial (PETROBRAS, 2013)

No panorama atual, praticamente todo o etanol produzido no mundo é de primeira geração. Isso é importante para questões relacionadas a competição por terras entre as culturas destinadas a produção de alimentos e biocombustíveis. (PETROBRAS,2013; BNDES 2008). A produção do etanol celulósico por uma biorrefinaria contribuiria de diversas maneiras para a sustentabilidade tais como:

- Aumento da produtividade
- Incremento da produção sem a necessidade de expansão da área cultivada
- Redução das emissões de gases GEE
- Redução potencial dos custos de produção
- Maior segurança alimentar devido a redução da competição com alimentos

Atualmente bagaço já é utilizado nas usinas para a produção de energia e calor através da cogeração, na qual é possível obter excedentes de eletricidade utilizando ciclos a vapor com caldeiras operando até 100 bar, e 520°C (CGEE 2008). Ainda é comum a queima da palha em canaviais de colheita não mecanizada, de modo a facilitar a colheita manual da cana. Por outro lado, a lei nº 11.241 de 19 de setembro 2002 estabelece a eliminação gradual da queima da palha nas colheitas no Estado de São Paulo, e um acordo entre a UNICA o e governo do Estado de São Paulo firmado em 2007 estabeleceu que essa prática fosse extinta em 2015. (IPEA 2016; Ronquim, 2010). Assim espera-se que a disponibilidade de palha disponíveis nos campos aumente consideravelmente além de uma redução das emissões do setor de açúcar e álcool.

O uso da biomassa residual da cultura da cana-de-açúcar permite a substituição de combustíveis fósseis por outras fontes menos poluentes. Embora o PCI dos combustíveis oriundos da biomassa seja menor do que os combustíveis provenientes de fontes fósseis, os biocombustíveis provenientes da biomassa emitem até 75% menos CO₂, além de que todo o CO₂ emitido é reabsorvido no plantio da safra seguinte. No caso do etanol lignocelulósico, tem-se o incremento da produção da usina, sem a necessidade de disponibilizar mais terras agricultáveis. (EPE2016c, IPEA 2016, Santos et al. 2013).

2.4.2 Butanol celulósico

Outro produto que pode ser fabricado nas biorrefinarias é o butanol, que tem recebido atenção da área acadêmica, devido as possibilidades de uso industrial. Isso porque esse álcool além de poder ser

utilizado como combustível, têm várias aplicações na indústria química, tendo potencial para se tornar uma commodity química. (Nabda et al. 2015; Jang et al. 2012). O crescimento anual médio do mercado de butanol é de 4,7%, sendo Estado Unidos, Europa e China os maiores consumidores globais. O aumento corresponde a 2,9 milhões de toneladas por ano, e a maior parte desse álcool é produzida pela rota petroquímica (Mariano et al. 2014). O butanol é miscível em diversos solventes como álcoois, cetonas, aldeídos, éteres, glicóis, hidrocarbonetos aromáticos, tendo miscibilidade é limitada quando o solvente é água. Ao ser utilizado como aditivo para diesel ou gasolina, proporciona melhores propriedades ao combustível (Nabda et al. 2015).

Louis Pasteur foi o pioneiro na produção de butanol por volta de 1860 com a fermentação da glicose. No entanto, a produção em escala comercial teve início em 1912 através fermentação ABE, processo no qual o microrganismo *acetobutylicum*, converte melaço (fonte de açúcares) em butanol, acetona e etanol. O auge da produção de butanol através do processo ABE ocorreu em 1950, quando diversas plantas produtivas nos Estados Unidos, Canadá, África do Sul, na antiga União Soviética e em outros países asiáticos, produziam o segundo maior volume global de um produto fermentado, atrás apenas do etanol. (Nabda et al. 2015; Natalense & Zouain, 2013)

No entanto, problemas com a confiabilidade do processo e longos tempos de fermentação, aumento dos preços da matéria-prima (melaço), a introdução de processos sintéticos da indústria petroquímica com menores custos e maiores rendimentos, causaram o declínio da produção de butanol via processo fermentativo, tornando a rota petroquímica predominante. O aumento dos preços do petróleo nos anos 90 atraiu novamente as atenções para o processo ABE, com a adoção de novas tecnologias da engenharia genética, desenvolvimento de reatores mais produtivos e novas tecnologias para a extração dos produtos do meio fermentativo, e o uso de novas estirpes de bactérias, que proporcionaram aumento da eficiência da conversão de amido em acetona e butanol (Natalense & Zouain 2013; Liu et al. 2015).

Atualmente a produção de butanol é feita por três diferentes processos: fermentação ABE, a condensação do acetaldeído e a síntese OXO, sendo o último o processo mais utilizado no mundo. Já o processo ABE utiliza matérias-primas ricas em carboidratos como o melaço, que nos últimos anos sofreu aumento nos seus preços, além de representar uma fonte de alimentos e pode interferir na segurança alimentar. Também podem ser citadas limitações no processo como o baixo rendimento, elevados tempos de fermentação, problemas relacionados a inibição do produto. Por outro lado, é possível utilizar matérias-primas renováveis que não venham a competir com as culturas alimentares, tal como a biomassa residual de culturas agrícolas (Singh & Singh 2011).

2.4.3 O processo bioquímico lignocelulósico

Tanto o etanol como o butanol lignocelulósicos podem ser ditos biocombustível de segunda geração, os quais utilizam a biomassa como matéria-prima e não competem com outras fontes

alimentícias para os seres humanos. A biomassa lignocelulósica compreende resíduos agrícolas, florestais e industriais, é produzida pelas atividades agrícolas e tem a sua estrutura composta por celulose, hemicelulose e lignina (Santos et al. 2013; CGEE, 2010).

A hemicelulose e a celulose contêm açúcares nas suas estruturas, que podem ser extraídos e fermentados produzindo etanol. Já a lignina é um componente que não possui açúcares em sua estrutura, sendo um tecido fibroso, que confere resistência a biomassa. Os processos bioquímicos visam romper a estrutura fibrosa da biomassa de modo a acessar os açúcares contidos na celulose e hemicelulose e convertê-los em etanol a partir da fermentação seguida da destilação tradicionais. (Lora & Venturini 2008; Santos et al. 2013)

O processo de produção bioquímico de segunda geração pode ser dividido em quatro etapas: o pré-tratamento, hidrólise, fermentação e destilação. O pré-tratamento tem a função de romper o tecido vegetal tornando a celulose e a hemicelulósica expostas para que na etapa de hidrólise, enzimas possam converter esses dois componentes em açúcares. Esses açúcares serão fermentados em um processo similar ao do etanol convencional produzindo o etanol e passarão por um processo de destilação. Na Figura 2.10a tem-se esquematicamente o processo conversão dos componentes da biomassa em etanol.

Além disso, as etapas do processo de lignocelulósico, podem ser realizadas separadamente por meio de diferentes configurações do processo tal como o processo conhecido como SHF (Separated Hydrolysis and Fermentation); o processo SSF (Simultaneous Saccharification and Fermentation); Pelo SScF (Simultaneous Saccharification and co-Fermentation); ou pelo CBP (Consolidated Bioprocessing).

2.4.4 Desafios e perspectivas do etanol celulósico

Um dos grandes entraves que tornam inviável a produção de etanol de segunda geração diz respeito ao tempo de produção, uma vez que o intervalo que compreende o recebimento da cana-de-açúcar na usina e a expedição do etanol celulósico para a comercialização, pode variar de 3 a 5 dias. No caso de etanol convencional, o tempo total de fabricação é de cerca de oito horas. (SEAGRI 2014; Dias, 2013b; BNDES 2008)

Devido esse tempo uma questão logística de armazenamento surge, uma vez que ao armazenar pilhas de bagaço da cana, os açúcares remanescentes junto ao alto teor de umidade (50%), favorecem a fermentação desses açúcares por fungos. Tendo em vista que a fermentação é uma reação exotérmica, as temperaturas no interior das pilhas de estocagem podem atingir temperaturas da ordem de 60°C, o que pode provocar a combustão instantânea, além de explosões representando um risco (Santos et al. 2011). Para armazenar as grandes quantidades de bagaço são necessárias grandes áreas. Além disso, outras dificuldades podem ser mencionadas tais como:

- Desenvolvimento de sistemas de pré-tratamento adequados para diferentes tipos de biomassas e processos

- Desenvolvimento de processos de destoxificação dos produtos da hidrólise
- Desenvolvimento de novos tipos de enzimas com menores custos
- Integração dos processos de hidrólise e fermentação
- Desenvolvimento de leveduras capazes de fermentar tanto açúcares C6 como C5.
- Desenvolvimento de esquemas integrados para o aproveitamento dos resíduos da lignina para a geração de eletricidade

Existem algumas plantas produtoras de etanol celulósico que operam em escala comercial, sendo que a primeira unidade produtos no mundo foi inaugurada na Itália em 2013. A Tabela 2.3 apresenta algumas plantas comerciais de etanol celulósico

Tabela 2.3: Plantas comerciais de etanol celulósico atualmente em operação

Usina	Capacidade (10 ⁶ Litros/ Safra)	Matéria-Prima	Ano	Grupo Proprietário	Local	Referência
Costa Pinto	40	Bagaço e Palha de Cana	2015	Raizen	Piracicaba (BRA)	Monteiro, 2015
Bioflex	82	Bagaço e Palha de Cana	2014	GranBio	São Miguel dos Campos (BRA)	Monteiro, 2015
Beta Renewables	75	Palhas de Arroz e Trigo	2013	Beta Renewables-Novozymes	Crescentino (ITA)	Lane, 2014
Project Liberty	75	Resíduos de Milho	2014	Royal DSM-Poet	Emmetsburg (EUA)	Royal DSM 2014

Nota-se que algumas dessas plantas utilizam palha como matéria-prima, a qual possui teor de cinzas duas vezes maior que o bagaço. Além disso, uma quantidade considerável de terra é impregnada a palha, sendo arrastada para os equipamentos de processo (Hassuani et al. 2005). Dessa forma, caso a palha seja usada como matéria-prima, a terra presente ao ser submetida as condições inerentes ao processo (pressão e temperatura elevadas) pode ocasionar em danos aos equipamentos como, corroer com agressividade as estruturas de aço da planta, além de provocar processos de erosão em válvulas, bombas e tubulações. É indicado que a palha seja aproveitada em caldeiras para produção de vapor e eletricidade para os processos convencional e de etanol celulósico, desviando o bagaço, que contém menos impurezas, para ser matéria-prima do processo produtivo de etanol celulósico (Jornal da cana, 2015).

Dificuldades operacionais impedem que as plantas brasileiras operem em plena capacidade, visto que, na safra 2014/15, as plantas Costa Pinto e Bioflex produziram somente 1 e 2 milhões de litros de etanol, respectivamente (Jornal da cana, 2015). Em decorrência disso, a Bioflex (GranBio), por exemplo, fechou a safra com prejuízo de R\$ 29,6 milhões. Dessa forma caso não seja desenvolvido um sistema eficiente de lavagem da palha, as duas unidades devem utilizar somente o bagaço como matéria-prima do processo (Batista, 2015). Por outro lado, a Bioflex estima que etanol celulósico será a solução mais efetiva economicamente e ambientalmente para expansão da produção brasileira e para atender o aumento da demanda por combustíveis renováveis quando a economia voltar a crescer. Além disso a

empresa se diz comprometida com o desenvolvimento do setor e acredita que o (etanol) 2G já será mais competitivo que o 1G a partir de 2019 (Estadão, 2016).

2.4.5 Aplicações e perspectivas para o butanol celulósico

O butanol movimentou cerca de US\$ 7,86 bilhões no mercado em 2014, e espera-se que esse valor aumente devido as crescentes preocupações ambientais e busca por alternativas que permitam a substituição dos recursos fósseis, de modo que em 2022 o mercado de biobutanol represente US\$17,78 bilhões (GVR 2015). Além disso, o butanol tem aplicações como solvente para tintas e vernizes, ou como matéria-prima para a produção de outros insumos químicos, como o acrilato de n-butila, importante monômero para produção de polímeros e emulsões utilizados em tintas para construção civil. Outros usos incluem acetato de n-butila como solvente, assim como éteres de glicol, plastificantes, extração de ativos farmacêuticos e cosméticos (Natalaense 2013; Mascall, 2012).

Dentre as aplicações como insumo químico são listadas algumas aplicações para o butanol (Mascall, 2012):

- Solvente latente para tiner, wash primer, resinas de ureia-formaldeído, ureia-melanina, e preparação de lacas de nitrocelulose destinados para a indústria de tintas e vernizes.
- Produção de tintas de impressão para a indústria gráfica, e ésteres de acrilato/metacrilato e éteres glicólicos
- Auxiliar na indústria de corantes, e uso direto como solvente, agente desidratante (destilações azeotrópicas), Ingrediente em fórmulas de detergentes
- Fabricação de dibutilfalata (DBP), empregado na transformação de PVC
- Solvente para a fabricação de explosivos a base de nitrocelulose, couros sintéticos, filmes de acetato de celulose, rayon (seda artificial);
- Agente de extração para diversas gorduras, óleos, ceras e resinas,
- Produção de acetato de butila, usado como solvente em tintas, vernizes, e resinas.

Estima-se que o uso do biobutanol no mercado dos Estados Unidos aumente em cerca de 100% até 2021, conforme pode ser observado na Figura 2.8.

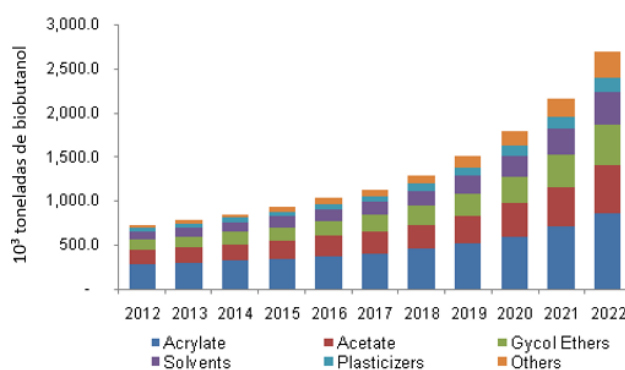


Figura 2.8: Mercado de n-butanol nos Estados Unidos (GVR 2015)

Além dessas aplicações, existe também um crescente interesse no uso do butanol como combustível, para transporte. Uma mistura 85% butanol e 15% de gasolina pode ser usada em motores do ciclo Otto (gasolina) sem alteração de parâmetros de funcionamento. Além do maior poder calorífico em relação ao etanol, o butanol tem baixa solubilidade em água, baixa corrosividade e apresenta propriedades semelhantes a gasolina usada nos dias atuais. Pode ser transportado nos oleodutos já existentes, e utilizar a infraestrutura da indústria do etanol. (Görgens et al 2017, Nabda et al 2015). Dentre os maiores produtores globais de butanol, tem-se grandes multinacionais como a Dow Chemical, Basf entre outras conforme apresentado na Tabela 2.4.

Tabela 2.4: Maiores produtores mundiais de butanol (Linak 2010)

Fabricante	Localização	Capacidade 2010 (mil toneladas)	Matéria-prima
Dow Chemical	Taft, Louisiana – EUA	272	Propeno
	Texas city, Texas – EUA	254	Propeno
Eastman Chemical	Longview, Texas, EUA	130	n-Butiraldeído
	Freeport, Texas, EUA	220	n-Butiraldeído
BASF	Ludwigshafen, Alemanha	450	n-Butiraldeído
	Nanjing, China (joint-venture com a Sinopec Yanzi Petrochemicals)	185	n-Butiraldeído
	Kuantan, Malásia (joint-venture com a Petronas)	116	n-Butiraldeído
OXEA	Bay city, Texas, EUA	200	n-Butiraldeído
	Oberhausen, Alemanha	1202	n-Butiraldeído

Nota-se, que todos os grandes produtores mundiais, utilizam recursos fósseis para a produção de butanol, conforme já mencionado anteriormente. A produção de butanol a partir da biomassa lignocelulósica tem potencial de substituir o uso de recursos fósseis usados na fabricação desse produto. No entanto, o estágio tecnológico da produção de butanol a partir da biomassa encontrar-se ainda em fase de pesquisa e desenvolvimento, sendo que a primeira planta produtiva foi construída na França na década de 90, pelo grupo SunOpta Bioprocess. (IEA, 2008). No Brasil, existem duas plantas produtivas, sendo uma adota o processo OXO, e a outra a fermentação ABE, conforme apresentado na Tabela 2.5.

Tabela 2.5: Empresas produtoras de butanol no Brasil (Monteiro, 2015)

Fabricante	HC Sucroquímica – Usina Paraíso	Elekeiroz S/A
Localização	Campos RJ	Camaçari, BA
Principais matérias-primas	Cana-de-açúcar	Gás natural, propeno, grau químico
Capacidade instalada	2 mil toneladas/ ano de solventes	150 mil toneladas/ ano (considerando a produção de n-butanol e octanol)
Aplicação	Indústrias químicas, farmacêuticas, de tintas, têxteis, cera, tiner e outros solventes	Consumo próprio, defensivos agrícolas, plastificantes, solventes
Processo	Fermentação Aaceto-butílica	Hidroformilação do propeno – Processo OXO

A empresa HC (Agacê) Sucroquímica foi inaugurada em 2006 com o objetivo de produzir “solventes verdes”. A produção de solventes atende cerca de 10% das necessidades do país, e forma

investidos R\$ 25 milhões de reais na construção do empreendimento, que utiliza a fermentação ABE que produz 30% de acetona, 60% de butanol e 10% de etanol.

As unidades produtivas apresentadas na tabela 2.5 não são suficientes para suprir a demanda de butanol no Brasil, sendo necessária a importação de cerca de 30 mil toneladas de butanol todos os anos. Os principais consumidores de butanol no país são fabricantes de tintas, solventes e plastificantes. Em 2010 foi iniciada uma investigação para verificar praticas antidumping das industrias que comercializam butanol com Brasil, sendo que todas as industrias citadas nas tabelas 2.4 estavam entre suspeitas. Por decisão da Câmara de Comércio Exterior as importações de butanol sofrem taxações extras, devido as práticas de antidumping praticadas pela industrias química para com o mercado brasileiro (Ministério da Industria e Comércio, 2017)

Em 2012, duas das maiores importantes industrias do setor químico a Rhodia e a Cobalt Technologies, anunciaram uma parceria para o desenvolvimento e operação conjunta de uma unidade de demonstração de butanol de segunda geração no Brasil. Também em 2013 a Rhodia e GranBio fecharam um acordo para a construção a primeira fábrica de butanol em escala comercial do mundo. Nos dois casos as plantas processariam a biomassa da cana e outros tipos de biomassa em butanol, e essa iniciativa representa um passo importante na construção de uma biorrefinaria em escala comercial. (Monteiro, 2015).

Além dessas empresas, outras multinacionais que têm buscado desenvolver processos tecnológicos capazes de utilizar a biomassa da cana como matéria-prima para a produção de butanol. Como exemplo a BP (British Petroleum), e a DuPont, iniciaram uma parceria em 2006 que resultou em 2008 na criação do processo Butamax. Além disso, o processo de produtivo do butanol possui sinergias com o processo produtivo de etanol, potencializando a sua implantação nas usinas de cana já existentes de modo a utilizar a infraestrutura já existente, com necessidades reduzidas de adaptação da fermentação e separação do butanol (Vaz Jr ,2011).

Dessa forma a produção de butanol utilizando a biomassa da cana-de-açúcar, pode representar grandes vantagens ao país, como a redução da dependência da cadeia petroquímica, redução das importações desse produto e redução do déficit monetário do setor químico. Além disso, as várias aplicações industriais, contribuem para que o butanol celulósico tenha um amplo mercado, e estimulam a sua produção e poderia fortalecer a indústria química nacional através de uma commodity química renovável.

A produção de butanol celulósico pode meio da fermentação ABE, permite a utilização a infraestrutura já existente para o etanol, tanto para a fabricação como para distribuição e comercialização. Outra vantagem é a produção de acetona e etanol, os quais podem comercializados e incrementar as receitas da planta. Outra vantagem é quanto ao uso do butanol como combustível, uma vez que pode ser misturado tanto ao diesel como a gasolina comum tendo propriedades superiores às do etanol. No entanto, o processo ABE ainda apresenta limitações, e há a necessidade de desenvolvimento de novas bactérias e enzimas. As grandes quantidades de energia térmica gasta na destilação dos butanol,

acetona e etanol, contribuem para a baixa eficiência do processo. Além disso, o processo como um todo é complexo o que dificulta do controle. (Mariano, 2014).

2.4.6 Perspectivas para o aproveitamento da lignina

A composição do bagaço seco da cana é composto por 38,1% de celulose, 37,7% de hemicelulose, 18,4% de lignina tendo menores teores de cinzas 2,8% e 3,0% de proteínas (Hamelinck et al. 2005). A fração correspondente a lignina é relevante e o aproveitamento desse componente permitiria um melhor aproveitamento do bagaço, contribuindo para a um aumento da eficiência global da biorrefinaria.

A lignina pode ser convertida em diversos outros produtos, com aplicações na indústria da construção civil, química, além de poder ser utilizada para a geração de energia. Entretanto, as tecnologias de uso da lignina ainda estão em fase de desenvolvimento. A Suzano papel e celulose iniciou em 2015 a construção de uma planta para a extração de lignina orçada em R\$ 70 milhões, que tem a previsão de início de operação a partir do sendo semestre de 2017. As iniciativas no sentido de tornar a lignina como um co-produto com maior valor agregado da biomassa estão em estágio inicial. (O papel 2016). A Figura 2.9, apresenta o potencial de utilização da lignina, com relação ao seu valor de mercado.

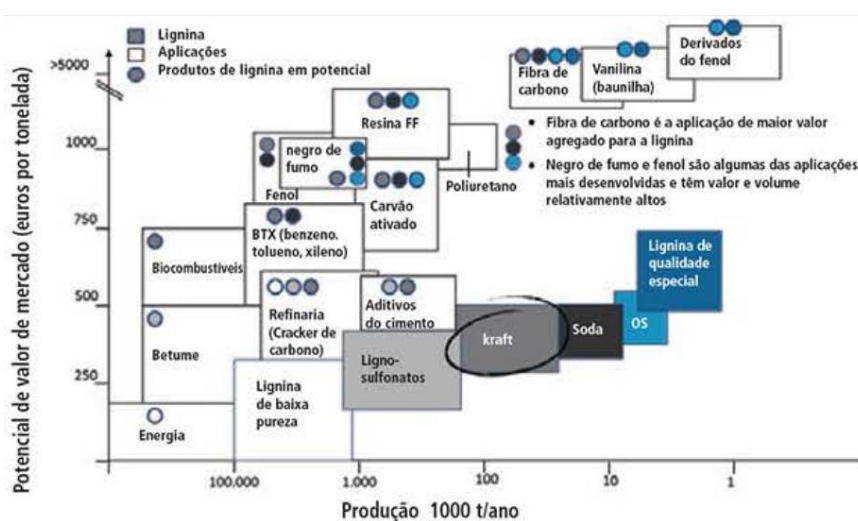


Figura 2.9: Potenciais aplicações da lignina com valor de mercado (O papel, 2015)

Após a hidrólise, tem-se os açúcares em solução juntamente com a lignina outros componentes, e após um processo de separação não a solução açucarada dos demais componentes, tem-se como resíduo a torta de lignina. No caso da cana-de-açúcar, Nuncira (Nuncira, 2013), fez uma simulação no software AspenPlus na qual uma planta de biobutanol integrada com uma usina de açúcar e álcool foi modelada, e verificou que o processo de hidrólise enzimática, tem-se a produção de 590 kg de torta de lignina para cada tonelada de bagaço em base seca.

A lignina produzida arrasta consigo a maioria das enzimas utilizadas na hidrólise, as quais podem afetar a fermentação, e por isso deve ser removida a solução de açúcar a ser fermentada. Além

disso, torta de lignina possui um poder calorífico relativamente elevado, e por essa razão pode ser utilizada como combustível em caldeira para a produção de vapor. Experimentos realizados por Gani e Naruse (Gani & Naruse 2007), mostraram que o PCI da torta de lignina corresponde a 11740 kJ/kg, valor superior ao do bagaço com teor de umidade de 50%, o qual tem PCI de 7650 kJ/kg.

2.5 Aproveitamento da biomassa através das rotas termoquímicas

Além das rotas bioquímicas, tem-se as rotas termoquímicas, as quais convertem a biomassa em diversos produtos de interesse industrial utilizando processos físicos. Nessa rota, ocorre a transformação da biomassa sólida em produtos líquidos, por meio da pirólise, ou gasosos, através da gasificação. A pirólise é um processo que ocorre na ausência de agente oxidante, no qual a biomassa é submetida a uma elevada taxa de transferência de calor de modo que as temperaturas alcancem valores de 700 a 1000°C (podendo em alguns casos superar esses valores). Devido a grande taxa de transferência de calor, o produto é aquecido em um tempo bastante reduzido. Esse processo ainda não está totalmente estabelecido comercialmente. (Basu, 2013).

A gaseificação é um processo consolidado para matérias-primas a base de carvão e petróleo, porém, ainda não está disponível em escala comercial para a biomassa (Higman, 2015; Dahlquist, 2013). Nesse processo, ocorre a oxidação parcial da biomassa com quantidades de oxigênio correspondentes de 20 a 30% da quantidade molar estequiométrica necessária na combustão. Podemos entender a gaseificação como uma combustão malfeita, que se processa a elevadas temperaturas, e permite a obtenção do syngas. Esse gás é um produto muito versátil que pode ser matéria-prima para a produção de diversos produtos químicos, biocombustíveis, energia elétrica, entre outros (Rezaiyan & Cheremisinoff 2005).

Nesse trabalho, a rota termoquímica considera a gaseificação do bagaço da cana para a obtenção de syngas, sendo necessário que a matéria-prima seja submetida a um pré-tratamento, o qual tem a finalidade de aproximar as características da biomassa das do carvão. Uma parte do syngas produzido será destinado para a fabricação de combustíveis Fischer-Tropsch, com ênfase na geração de Diesel. O restante será utilizado para a produção de energia elétrica em um ciclo BIG-GTCC.

2.5.1 Aplicações do syngas

O syngas é a mistura gasosa composta majoritariamente por hidrogênio (H_2), e monóxido de carbono (CO), metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2), tendo também outros gases em concentrações menores. Esse gás pode ser utilizado como matéria-prima para a fabricação de insumos químicos, além

de servir como combustível (Dahlquist, 2013). A Figura 2.10 apresenta o espectro de possibilidades de aplicações do syngas.

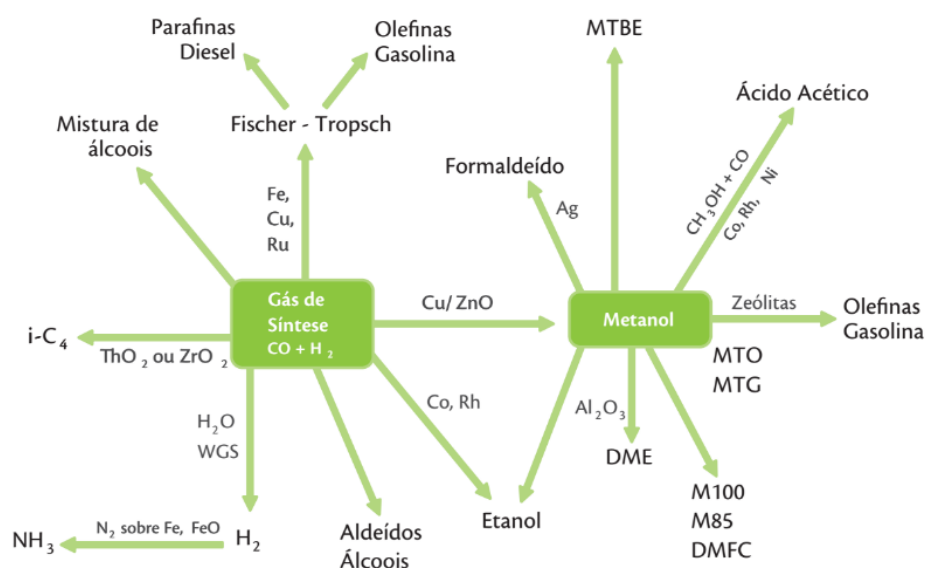


Figura 2.10: Possibilidades e aplicações do syngas (CGEE 2010)

Em tese, a biomassa pode substituir a maioria dos produtos derivados da cadeia petroquímica através de plataformas que contemplam a conversão dos açúcares, ou através de processos que utilizam o syngas como insumo. O syngas, pode ser utilizado para a fabricação dos chamados *building blocks*, que por sua vez podem usados para a produção de produtos como ácido fumárico, metanol, hidrogênio, glicerol, de grande importância nos setores de transporte, têxtil, alimentos, farmacêutico, cosméticos. (Basu 2013; Werpy e Petersen 2004). As características dos principais produtos produzidos a partir do syngas são apresentadas na Tabela 2.6:

Tabela 2.6: Principais produtos e aplicações a partir do syngas (BASU 2013, CGEE 2010)

Produto	Aplicação
Hidrogênio	Armazenamento de energia, combustível
Amônia e Uréia	Fertilizantes desinfetantes, ácido nítrico, fluidos refrigerantes.
Hidrocarbonetos (Gasolina, Diesel, Querosene, Nafta, ceras)	Indústrias aeronáutica, automotiva, química,
Etanol ou álcoois superiores	Aeronáutico; automotivo; agroindústrias; biocombustíveis; petroquímica; fabricação de produtos químicos; energia; higiene, perfumaria e cosméticos; plásticos.
Dimetil-éter	Indústria química, farmacêutica e de cosméticos
Metanol	Biocombustível, e matéria-prima para indústria química
Bio-óleo e Hbio	Setor agroindustrial, celulose e papel energia e madeireira. Biocombustíveis; petróleo, gás natural, e petroquímica; agroindústrias.
Insumos intermediários para a química fina	Indústria química, farmacêutica e de cosméticos.
Eletricidade	Energia

Nos últimos anos observou-se um aumento no interesse quando ao uso do syngas, para a produção de insumos químicos a partir dos resíduos do carvão, que aconteceu mais intensamente na China. (Higman, 2015). A Figura 2.11 apresenta a evolução da produção de syngas em Megawatts térmicos produzidos, e nota-se o aumento tanto na produção como nas intenções de expansão da capacidade produtiva, para o uso de carvão em instalações localizadas no continente asiático.

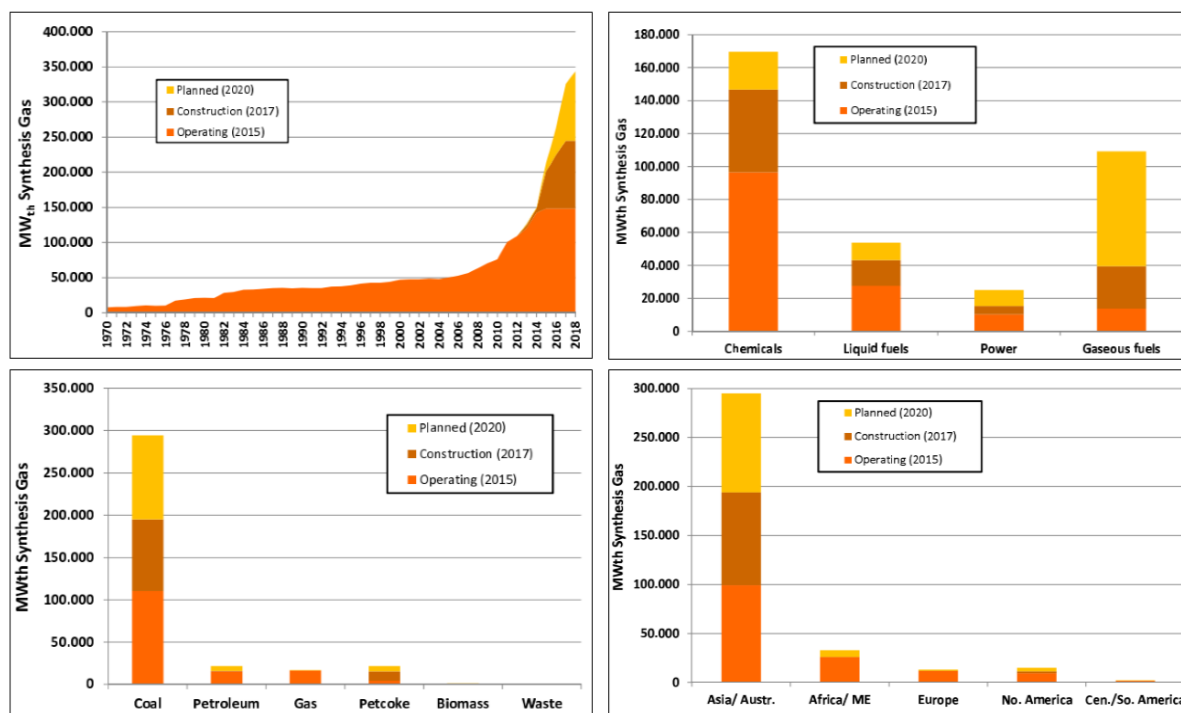


Figura 2.11: Produção de syngas a) Quantidade produzida em MWth desde 1970; b) Natureza dos produtos fabricados; c) Matérias-primas empregadas; d) Principais mercados produtores. (Higman 2015)

2.5.2 . A síntese Fischer-Tropsch

A síntese Fischer-Tropsch visa o aproveitamento da biomassa através da conversão do syngas em cadeias carbônicas, tais como hidrocarbonetos líquidos e sólidos. Tal processo pode ser adotado como uma alternativa a utilização do petróleo, visto que os produtos fabricados são os mesmos que a indústria petroquímica produz.

Já consolidado comercialmente, existem diversas plantas produtivas espalhadas pelo mundo que utilizam a síntese de Fischer-Tropsch, e tem como obstáculo o elevado custo de produção, sendo mais viável a medida que preços do petróleo se elevam. Além disso, a grande maioria dessas plantas utilizam como matérias-primas matérias primas de origem fóssil tais como carvão e gás natural. Por outro lado, esse processo proporcionaria a oportunidade de países que não detêm reservas de petróleo, fabricar produtos da cadeia da indústria petroquímica, sem que esses sejam dependentes das flutuações dos preços e das condições de demanda dessa *commodity*. (Van Vliet et al 2009; Takeshita & Yamaji 2008).

Tanto para syngas produzido a partir de matérias-primas fósseis como de biomassa, o processo FT, não é utilizado de modo mais amplo devido a 4 principais razões como: limitações dos catalisadores que são facilmente desativados; elevados custos de investimento dos equipamentos e dos catalisadores; baixas eficiências térmicas e de conversão de carbono quando comparadas com outras alternativas para o syngas; e a produção de uma gama de hidrocarbonetos sem grandes aplicações industriais, devido a limitações com a seletividade química (Steynberg & Dry 2004).

O processo de conversão do syngas em hidrocarbonetos foi desenvolvida por Franz Fischer e Hans Tropsch em 1923, em virtude do embargo sofrido pela Alemanha após a 1ª Guerra Mundial, que motivou pesquisas para o aproveitamento do carvão mineral abundante na região. Embora fosse mais caro e ineficiente, uma quantidade considerável dos combustíveis utilizados pela Alemanha na segunda guerra mundial provinha desse processo. Nos anos 50 a descobertas de novas reservas de petróleo tornaram a conversão do carvão pouco atrativa, sendo que o interesse do processo FT foi bastante reduzido. A África do Sul foi exceção, visto que devido as políticas do *Apartheid* o país sofreu sanções, o que obrigou o uso do carvão mineral, recurso abundante e barato disponível no seu território, para a produção de combustíveis. A SASOL, empresa sul-africana continuou as pesquisas no processo FT e hoje é uma das empresas líderes na utilização dessa tecnologia juntamente com a Shell (Higman, 2015; Van Vliet et al 2009).

Já no final dos anos 60 e início da década de 70, devido aos choques do petróleo, a síntese FT recebeu novo interesse, e com o aumento dos preços do petróleo, nos anos 90 com as crescentes preocupações ambientais, o processo consolidou-se como uma alternativa, para a produção de combustíveis menos poluentes além de aproveitar as reservas de gás de carvão, que representavam *commodities* abandonadas, gerando um produto possivelmente mais barato. Na Tabela 2.7 tem-se a plantas comerciais que utilizam a síntese Fischer-Tropsch

Tabela 2.7: Plantas comerciais que utilizam a síntese FT (Higman 2015 ,IEA, 2006)

Empresa	Local	Capacidade (bdp)	Matéria-prima	Início da operação
Sasol	Sasolburg	2.500	Carvão	1955
Sasol	Secunda	85.000	Carvão	1980
Sasol	Secunda	85.000	Carvão	1982
MossGas	Mossel Bay	30.0000	Gás natural	1992
Shell	Bintulu	12.500	Gás natural	1993
Sasol/Qatar Petroleo	Qatar	34.000	Gás natural	2006
Sasol Chevron	Escravos	34.000	Gás natural	2007
Shell	Qatar	140.000	Gás natural	2009

Na síntese Fischer-Tropsch o hidrogênio e o monóxido de carbono presentes no syngas reagem quimicamente em condições adequadas de temperatura e pressão e na presença de um catalisador, tendo como resultado a síntese de hidrocarbonetos de cadeia longa. O uso do *syngas*, tem ganho destaque nos últimos anos para aplicações as quais, utilizam a síntese de Fischer-Tropsch conforme pode ser observado na Figura 2.12.

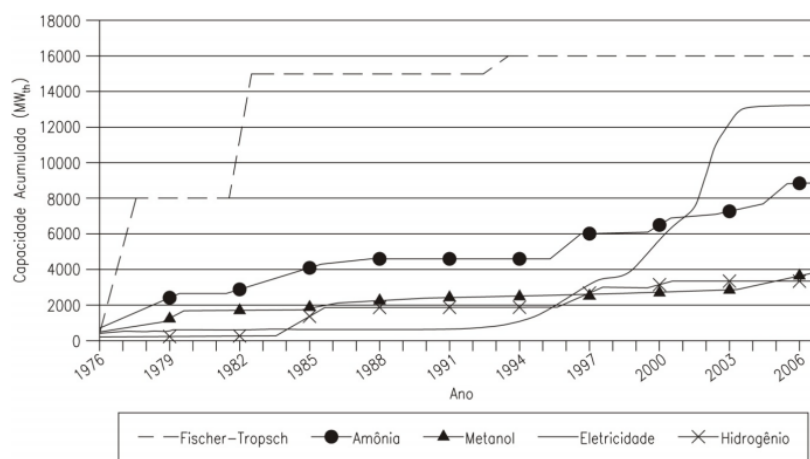


Figura 2.12: Evolução da capacidade de produção a partir do syngas. (Kirkels & Verbong 2011)

2.6 Aspectos da gaseificação

No pré-tratamento a biomassa, é submetida a um processo de secagem, para que a sua umidade esteja em um valor de 15%, seguido do processo de torrefação e trituração, sendo que o primeiro ajusta as propriedades da biomassa e a segunda conferem a granulometria requerida na gaseificação. A seguir, são apresentadas as etapas de pré-tratamento, bem como as justificativas da adoção dos parâmetros de operação.

2.6.1 Secagem

O bagaço ao sair das moendas possui um teor de umidade de 50% (Walter & Ensinas 2010; Hassuani, 2005), e para ingressar na etapa de torrefação essa umidade deve ser reduzida para teores entre 20% e 15%. A secagem é feita através da evaporação da água devido a um fluxo de calor, que pode ocorrer de forma direta (através de um fluido térmico com alto teor energético) ou de forma indireta (através do uso do ar ambiente como fluido térmico) (Bridgewater, 1999).

Geralmente, utilizam-se gases de escape provenientes de processos de combustão, de modo que os gases de exaustão da caldeira do ciclo a vapor, representam uma fonte de energia térmica para a secagem. O secador pode ser do tipo rotativo, similar ao utilizado na torrefação do café, e consiste basicamente em um tambor giratório em que se introduz tanto o produto a secar como o fluido térmico de secagem. Na Figura 2.13 é apresentado esquematicamente um secador rotativo, no qual os gases quentes são utilizados para aquecer o ar injetado junto ao bagaço a ser seco.

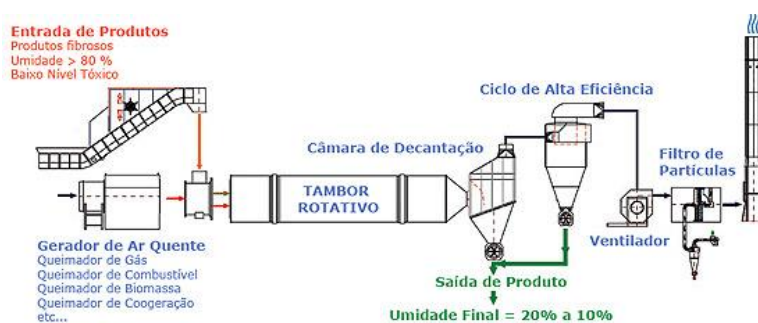


Figura 2.13: Secador rotativo que promove a secagem direta (Lippel, 2012).

Após ser injetado no tambor, a mistura de gás e vapor obtida, pode ser submetida a uma lavagem ou filtração caso o produto contenha partículas em suspensão prejudiciais para o ser humano e ao meio ambiente. Na entrada do secador a temperatura do gás de exaustão é elevada, 260°C, e a temperatura na saída corresponde a 105 °C. Não é recomendado temperaturas inferiores a 100°C na saída do trocador visto que os gases podem condensar formando componentes ácidos que corroem e danificam os equipamentos. (Hassuani, 2005). Além disso, a temperatura máxima do bagaço na saída não deve exceder 65°C, pois em caso contrário tem-se o risco de combustão espontânea instantânea devido ao baixo ponto de inflamação do material (Heyne & Harvey 2009). Também é necessário considerar o consumo de energia elétrica para o acionamento do sistema de transporte de biomassa, bem como dos sopradores, o qual para sistemas de secadores rotativos corresponde a 26 kWh por kg de biomassa (Smeets et al. 2009).

2.6.2 Torrefação

A torrefação do bagaço é feita com o intuito de proporcionar a biomassa características, tais como: boa moabilidade, aumento da densidade energética, redução da resistência mecânica (por meio da eliminação da hemicelulose). Assim, a etapa seguinte, a trituração, é facilitada, visto que com a eliminação das características fibrosas, o bagaço adquire as características do carvão, permitindo a redução do gasto energético, visto que a demanda energética após a torrefação é reduzida entre 4 a 7 vezes (Tremel et al. 2013).

Por definição, a torrefação é o processo que visa obter um produto com composição uniforme a partir de qualquer tipo de biomassa, consiste em aquecer a biomassa de modo lento 7°C por minuto, até a temperatura de 300°C (podem variar entre 280 e 350°C). É importante dizer que a principal característica da torrefação, é que ela se processa na total ausência de agente oxidante (oxigênio), de modo que os produtos mais voláteis tais como fenóis, ácido acético, e umidade remanescente evaporam (Strandberg, 2015; Dahlquist, 2013).

O rendimento mássico da torrefação corresponde a aproximadamente 70%, e o rendimento energético corresponde a cerca de 90%, sendo que a biomassa na saída do reator de torrefação tem-se o

produto torrefeito além de um gás conhecido como torgás. O processo é autotérmico, devido a utilização do torgás para alimentar o processo (Basu, 2013; Dahlquist, 2013; Bergman, 2005).

2.6.3 Trituração

Após a torrefação, tem-se um produto sólido, com as características necessárias para a gaseificação em leito arrastado, exceto a granulometria requerida pelo processo que corresponde a 0,1 mm. Essa granulometria é obtida triturando-se a biomassa torrefeita. Estima-se que a trituração após a torrefação vá consumir menores quantidade de energia elétrica (acionamento dos motores dos equipamentos), visto que a bagaço da cana-de-açúcar, inicialmente um produto fibroso, dotado de certa resistência devida a hemicelulose tem consumo específico de energia de $0,08 \text{ kW}_{\text{elétricos}}$ para cada $\text{kW}_{\text{térmico}}$, ao passo que esse valor para o caso do carvão mineral equivale entre 0,01 0,02 (E4tech 2009; Van der Drift et al. 2004).

O consumo de eletricidade depende também do teor de umidade da biomassa, sendo menores teor acarretam em menores consumos de energia elétrica. É importante mencionar que a biomassa torrefeita ingressa no triturador sem umidade, e absorve uma quantidade de água do ambiente. O bagaço pode absorver a umidade do ar, sendo o seu teor de umidade função das condições do ar ambiente, e admite-se que após o processo de torrefação a umidade de equilíbrio do ar com a biomassa torrefeita corresponde a 5%, e essa umidade é mantida até a entrada no gaseificador. Assim, pode-se dizer que a torrefação promove a despolimerização da biomassa, ocasionando desprendimento de voláteis e permitindo que a trituração aconteça com menor consumo energético (Bergman, 2005). Nesse caso do estudo, adota-se que o consumo de eletricidade seja de 70 kWh por tonelada de bagaço torrefeito que foi triturada a granulometria de 0,1mm (Kobayashi et al. 2009).

2.6.4 Gaseificação

A gaseificação é um processo aplicável à para vários tipos de matérias-primas, podendo utilizar agentes oxidantes puros como oxigênio, ou ar atmosférico. Além do syngas, tem-se como subproduto as cinzas oriundas da própria matéria-prima, as quais podem ser destinadas para aplicações na indústria da construção civil (Molino et al, 2016). Dependendo da aplicação o syngas deve receber um tratamento com o objetivo de purifica-lo, e ajustar a sua composição química. A Figura 2.14 apresenta esquematicamente as possibilidades para gasificação de diferentes matérias-primas. É possível empregar diversos tipos de agentes gaseificantes, e processos de limpeza e ajuste de concentração, dependendo da aplicação do syngas.

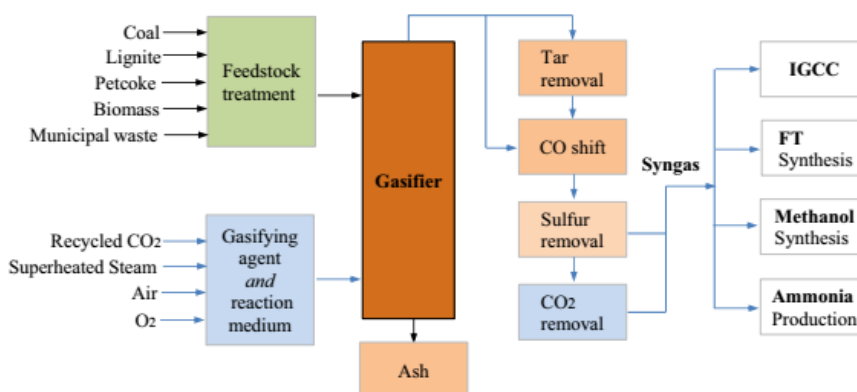


Figura 2.14: Esquema das possibilidades da gaseificação (Mahinpey & Gomez, 2016)

A gaseificação acontece a altas temperaturas, sendo que valores mais elevados favorecem a formação de maiores quantidades de H_2 e CO , o craqueamento de alcatrões, além de menores teores de CO_2 no syngas e maiores taxas de conversão de carbono. A temperatura de gaseificação depende de outros parâmetros como relação de equivalência, tempo de residência das partículas da biomassa no reator de gaseificação, da composição química da matéria-prima a ser gaseificada, do tipo e da temperatura do agente gaseificante, além das características do gaseificador tal como isolamento térmico.

Nos reatores de leito fluidizado borbulhante a temperatura de gaseificação é limitada a temperatura de fusão das cinzas a qual corresponde a cerca de $800^\circ C$, visto que as cinzas fundidas podem ser arrastadas e incrustar nos equipamentos como trocadores de calor, causando danos aos equipamentos. Essa limitação quanto a temperatura não existe para os gaseificadores de leito arrastado.

Além disso, diferentes tipos de agentes oxidantes podem ser utilizados: ar atmosférico, oxigênio, ou misturas das opções anteriores com vapor. A gaseificação com ar atmosférico produz um gás de baixa qualidade rico em nitrogênio, gás inerte que contribui para um baixo PCI do syngas. Por outro lado, o ar atmosférico não tem custo algum, ao passo que outros agentes gaseificantes como o vapor e o oxigênio, possuem custos consideráveis além de um elevado consumo de energia elétrica.

O uso do vapor como agente oxidante, possibilita um melhor controle da temperatura, o que ocasiona quebra dos alcatrões produzidos no processo. No entanto o uso do vapor acarreta em uma menor eficiência global do processo (Rocha, 2016). Já o uso do oxigênio como agente gaseificante, contribui para produção de um gás com elevado PCI, devido à ausência de nitrogênio (Kirkels & Verbong 2011; Larson et al 2009).

Em plantas de gaseificação de grande porte, utilizam-se gaseificadores de leito arrastado, os quais utilizam oxigênio com elevado teor de pureza como agente gaseificante. A produção de oxigênio é feita uma planta de separação de ar ASU (sigla em inglês de Air Separation Unit), a qual produz oxigênio puro, ou misturas gasosas com 95% oxigênio e 5% nitrogênio em relação molar. Essas instalações são bastante difundidas em plantas de gaseificação, possuem um grande consumo energético,

sendo que o consumo de uma planta criogênica de separação corresponde a 0,85 MJ de energia elétrica gasta, para cada quilograma de oxigênio produzido (Zhu et al. 2016).

2.6.5 Gaseificadores

Após o pré-tratamento a biomassa possui as condições adequadas para a gaseificação, e a conversão em syngas ocorre em reatores chamados de gaseificadores. Existem basicamente cinco tipos de reatores a saber: leito arrastado, leito fluidizado, leito fixo, forno rotativo e plasma, os quais deferem quanto ao modo de contato entre a biomassa e o agente gaseificante, a taxa de transferência de calor e tempo de residência. (Molino et al 2016). A seleção do tipo de gaseificador a ser utilizado deve considerar diversos fatores tais como as características do combustível que vai alimentá-lo (em termos de granulometria, impurezas e umidade) e da quantidade de megawatts térmicos que ele deverá fornecer ao sistema. A Tabela 2.8 apresenta um comparativo dos diferentes tipos de gaseificadores.

Tabela 2.8: Quadro comparativo entre as exigências dos gaseificadores quanto à qualidade do combustível (Molino et al 2016; E4tech, 2009).

Gaseificador	Exigência quanto à umidade	Exigência quanto à composição	Exigência quanto à granulometria	Qualidade do gás produzido
Leito arrastado	Elevada. Em torno de 15%.	Elevada. Baixo teor de cinzas.	Elevada: <1 mm	Baixo teor de alcatrão e de partículas. Alta concentração de CO e H ₂ .
Leito fluidizado borbulhante	Média. De 10 a 50%.	Média. Teor elevado de cinzas pode ser preocupante.	Entre 50 e 150 mm.	Alta concentração de CO e H ₂ com uso de O ₂ na gaseificação. Presenças de alcatrão e partículas.
Leito fluidizado circulante	Média. De 10 a 50%.	Média. Teor elevado de cinzas pode ser preocupante.	Menor que 20 mm.	Alta concentração de CO e H ₂ com uso de O ₂ na gaseificação. Presenças de alcatrão e partículas.
Leito fluidizado dual	Média. De 10 a 50%.	Média. Teor elevado de cinzas pode ser preocupante.	Menor que 75 mm.	Alta concentração de CO e H ₂ com uso de O ₂ na gaseificação. Presenças de alcatrão e partículas.
Plasma	Irrelevante.	Irrelevante.	Irrelevante.	Ausência de alcatrão no gás produzido. Elevadas concentrações de CO e H ₂ .
Leito fixo	Irrelevante.	Irrelevante.	Irrelevante.	Gás produzido de baixa qualidade, com elevado teor de alcatrão.

Além disso, outro ponto diz respeito a faixa de megawatts térmicos que cada tipo de gaseificador apresentado é capaz de fornecer, junto das características adequadas do material a ser gaseificado. Esse fator tem relação com a disponibilidade de biomassa que a ser gaseificada. (Basu, 2013). A Figura 2.15 apresenta as faixas de valores de megawatts térmicos de saída para cada tipo de gaseificador.

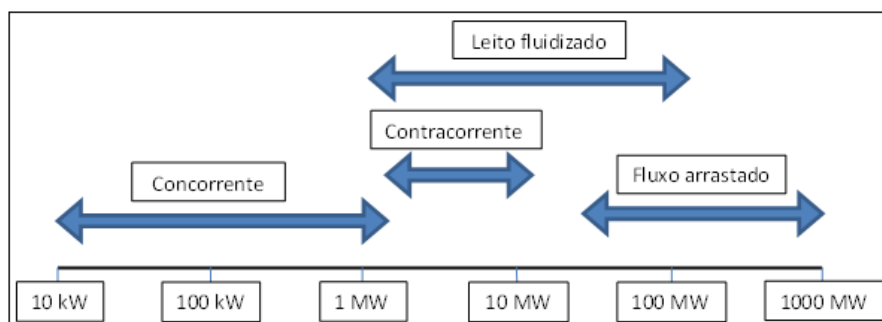


Figura 2.15: Faixas de valores de Megawatts térmicos de saída para cada tipo de gaseificador. (Adaptado: Basu, 2010).

2.6.6 Limpeza do syngas

Os efeitos negativos das impurezas e componentes indesejáveis presentes no syngas podem atuar desativando os catalizadores, além de danificar equipamentos como trocadores de calor e tubulações através de entupimento, deposições, aglomerações, desgaste e erosões. Tais efeitos adversos reduzem tanto a vida útil dos equipamentos, como afetam o rendimento global dos processos, de geração de eletricidade e vapor através do BIG-GTCC, e na síntese de líquidos Fischer-Tropsch, tornando-os inviáveis tanto técnica e economicamente. Dessa forma, é necessária uma etapa de limpeza, com intuito de remover tais componentes danosos aos equipamentos.

A limpeza do syngas contempla a remoção dos alcatrões, alcalinos, os compostos halogêneos, nitrogenados bem como os compostos de enxofre e o dióxido de carbono. Para a remoção do alcatrão não será necessária a instalação de nenhum equipamento, visto que as temperaturas da gaseificação em leito arrastado são da ordem de 1100°C a 1300°C, nas quais ocorre o craqueamento catalítico dos alcatrões. A remoção dos compostos alcalinos, os quais são predominantemente formados por cloretos, hidróxidos e sulfatos, é de grande importância, visto que esses podem causar danos nos equipamentos de processo tais como entupimentos, corrosão, desativação dos catalisadores o que compromete o processo como um todo. Essa remoção é feita por meio do resfriamento do gás, visto que a condensação desses compostos alcalinos ocorre a temperaturas de 600°C, juntando-se com as cinzas no fundo do gaseificador, e dessa forma são removidos (Valle et al. 2013, Leibbrandt et al. 2013).

Também existe no syngas um teor mínimo de compostos halogêneos, o que são predominantemente caracterizados pelo cloro e pelo flúor. Esses compostos formados durante a gaseificação podem causar corrosão, envenenamento dos catalisadores, e solventes como o óxido de zinco, que é usado nas etapas posteriores do tratamento do syngas. No entanto esses compostos estão em concentrações desprezíveis na biomassa (Steynberg & Dry 2004).

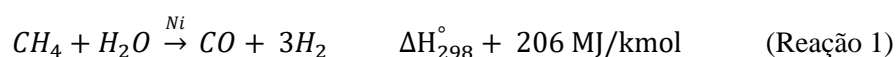
Para a remoção dos compostos de enxofre e o dióxido de carbono, utiliza-se a tecnologia de RECTISOL a frio, com metanol refrigerado, a qual remove componentes como COS, CO₂ e H₂S do syngas. Para aplicações que não toleram enxofre, tal como a síntese Fischer-Tropsch, o processo

RECTISOL produz excelentes resultados, visto que as concentrações de enxofre após a limpeza são inferiores a 1 ppm. A temperatura de entrada do syngas é relativamente baixa, da ordem de 30 a 40°C. Vale ressaltar que as temperaturas de gaseificação em leito arrastado podem estar entre 1100°C e 1350°C, e dessa forma para entrar no processo RECTISOL, o gás deve ser submetido um resfriamento com um diferencial de temperatura, superior a 1300°C. A quantidade de energia gasta para a remoção desse gás ácido é relativamente elevada, e corresponde a 1900 kJ para cada kmol de gás removido. (Tyurina e Skripchenko, 2015. Leibrant et al. 2013)

Após a limpeza do syngas, obtém-se uma mistura gasosa composta majoritariamente por CO, H₂ e CH₄, com concentrações mínimas de CO₂. Caso o syngas seja utilizado como combustível em turbinas a gás para a geração de eletricidade, não é necessário nenhum tipo de tratamento, porém caso seja utilizado como matéria-prima para a produção de insumos químicos, é necessário um condicionamento do gás, de modo a ajustar ou eliminar frações gasosas.

2.6.7 Ajuste da composição e condicionamento do syngas

O ajuste da composição é necessário para preparar o syngas para as etapas posteriores que consistem basicamente em converter o metano presente no syngas em H₂ e CO, visto que o CH₄ pode comprometer a síntese FT. A conversão pode ser feita pelo processo de reforma a vapor que utiliza catalisadores a base de níquel e se processa a temperaturas e pressões de 15 bar e 600°C. Essa etapa tem um consumo elétrico equivalente a 0,3 kJ por kg de syngas enviado para a reforma a vapor (Rocha, 2015). A reação 1 ilustra a reforma a vapor, que por ser altamente endotérmica necessita de vapor com elevada entalpia (15 bar e 600°C), além de que quantidade de vapor 3 vezes superior a estequiométrica maximizam a conversão do metano (Valle et al., 2013; Hamelinck et al., 2004).



Após a conversão do metano, deve-se ajustar a relação H₂/CO, que é feita por meio das reações de deslocamento (*water-gas-shift*). Esse ajuste é feito através da conversão do CO em excesso, que reage com vapor produzindo H₂, conforme a reação 2.



É importante mencionar que mínimos teores de impurezas, tais como enxofre atuam desativando os catalisadores. A seleção do tipo de catalisador, bem como as características dependem da aplicação e de questões como custos dos mesmos. O vapor deve ser injetado no reator de reforma a pressão 22 bar e 350°C, e a relação molar vapor-carbono pode variar entre 2 e 3, no entanto quanto maior o valor dessa razão, maior será a taxa de conversão. Assim, será adotado que para cada mol de CO serão injetados 3 mols de vapor (Tijmensen et al., 2002). O consumo elétrico dessa etapa corresponde a 140 kJ de energia elétrica para cada kg de syngas da gaseificação (Rocha, 2016), sendo esse valor admitido devido aos poucos dados disponíveis na literatura.

2.7 Geração de vapor e eletricidade

A conversão das matérias-primas nas biorrefinarias demanda grandes quantidades de energia, para suprir as necessidades dos processos. Nas diversas fases do processamento, tem-se aquecimento de materiais primas, evaporação, destilação dentre outros que necessitam de energia térmica, além de equipamentos como transportadores, misturadores, e demais acionamentos que necessitam de energia elétrica.

Atualmente, as usinas sucroalcooleiras são autossuficientes do ponto de vista energético, produzindo toda a energia térmica (vapor) e elétrica que necessitam. Muitas plantas produzem quantidades excedentes de eletricidade, para serem comercializados com as concessionárias de energia elétrica, o que auxilia as usinas a incrementarem as suas receitas (BNDES, 2010). Parte da energia elétrica produzida, é destinada ao acionamento das moendas, acionamento dos motores elétricos de outros equipamentos de processo, iluminação, alimentação de controle e automação, alimentação elétricas das diversas instalações e outras utilidades. O consumo interno de uma usina de cana, que é equivale ao consumo elétrico da planta excluindo a energia fornecida para as moendas equivale a 12 kWh por tonelada de cana processada (Seabra et al. 2013; Hassuani, 2005)

A palha disponível no campo tem PCI 12,9 MJ/kg a um teor de umidade de 15%, podendo ser misturada ao bagaço e utilizada como combustível na cadeia de plantas de cogeração a vapor (Walter & Ensinas 2010). De fato, entre 30 a 60% do total de palha podem ser aproveitados tendo viabilidade econômica, no entanto recomenda-se a utilização somente da metade da quantidade total de palha. Isso porque a palha atua reduzindo processos erosivos, conserva a umidade do solo e a reciclagem nos nutrientes, aumenta a matéria orgânica e a atividade microbiana do solo, além das propriedades físicas e químicas do solo, e reduz a infestação de plantas daninhas, entre outras. (BNDES 2010; Hassuani 2005).

Em relação a participação de bagaço e palha na mistura, existem poucos estudos do gênero, porem o fabricante de caldeiras CALDEMA, recomenda que o a mistura de bagaço e palha, contenha uma fração máxima de palha correspondente a 50%, visto que a palha possui um teor de cinzas superior ao do bagaço, o que pode acarretar em incrustações nos tubos de troca térmica da caldeira afetando a troca de calor (Marinho, 2014).

Mesmo com a implantação de melhorias nos ciclos Rankine de cogeração, tais como adoção de caldeiras que produzam vapor a maiores pressões e temperaturas, a utilização de condensadores que propiciam a geração de eletricidade nos períodos de entressafra, utilização de caldeiras de leito fluidizado, dentre outras, a eficiência global desse ciclo não ultrapassa 30%. Por outro lado, sistemas de produção de vapor e eletricidade que utilizem tecnologias de gaseificação, turbinas a gás e ciclos combinados, permitem alcançar excedentes de eletricidade da ordem de 180 kWh por tonelada de cana,

além de eficiências típicas de ciclos combinados, da ordem de 40 a 45% (BNDES, 2010; Hassuani 2005; Tolmasquim 2005)

2.7.1 Sistemas BIG-GTCC e a lições aprendidas com os sistemas IGCC

Os sistemas BIG-GTCC (*Biomass integrated gasification – gas turbine combined cycle*), utilizam tecnologias de gaseificação da biomassa, de modo que o gás produzido alimenta um ciclo combinado. Esse sistema é usado para geração de eletricidade, sendo mais eficiente que os tradicionais ciclos Rankine, e também podem produzir vapor para alimentar os processos, e tem potencial para substituir os atuais sistemas de cogeração (Tolmasquim, 2005). Tais sistemas tem a capacidade incrementar consideravelmente a geração de excedentes de eletricidade da ordem os quais podem ser comercializados com a concessionaria, representando um incremento das receitas, além de representar uma fonte de eletricidade com emissões neutras, e de origem renovável. A Figura 2.16 apresenta esquematicamente um ciclo BIG-GTCC que utiliza o bagaço da cana-de-açúcar para a gaseificação.

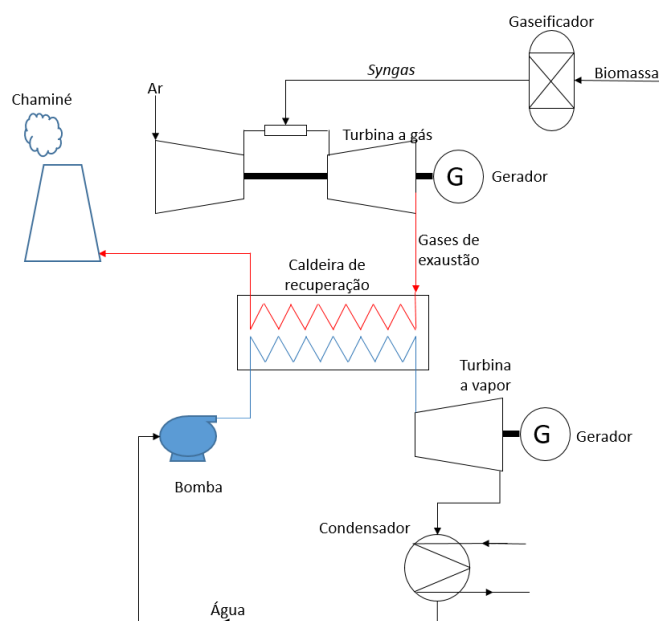


Figura 2.16: Esquema do ciclo BIG-GTCC.

No ciclo de geração de eletricidade apresentado na Figura 2.16, o syngas produzido é utilizado como combustível para uma turbina a gás. Os gases quentes oriundos da queima são enviados para uma caldeira de recuperação, a qual tem por finalidade a remoção de parte do conteúdo energético desses gases, e a geração de vapor. O vapor produzido é expandido em uma turbina com a geração de eletricidade.

O uso da gaseificação para a produção de energia elétrica surgiu com a necessidade de se utilizar os resíduos e outras matérias-primas fósseis tais como carvão e insumos derivados do petróleo (asfalto, lignito, xisto betuminoso dentre outros) A gaseificação dessas matérias era feita nas plantas IGCC

(*Integrated Gasification Combined Cycle*), que são plantas de geração termelétrica que tem o mesmo princípio de funcionamento dos sistemas BIG-GTCC. Na verdade, em uma escala cronológica os sistemas BIG-GTCC são uma evolução da planta IGCC, sendo que a primeira planta dessa natureza a operar em escala comercial foi a de Lünen (Alemanha Ocidental) em 1972. (Karg 2009).

Diversas unidades IGCC surgiram desde então, e algumas das principais plantas são apresentadas na Tabela A7.2 nos anexos desse trabalho, na qual observa-se que o PCI do syngas varia em torno de 6 a 14 MJ/kg, ao passo que para o gás natural esse valor é próximo a 40 MJ/kg. Essa peculiaridade com relação ao combustível, exige turbinas a gás aptas a operar com combustíveis de menor poder calorífico, o que não foi um empecilho para os sistemas IGCC, conforme pode ser visto na tabela A7.1. Nessa tabela são apresentados diversos modelos de turbinas a gás adaptadas disponíveis comercialmente, desde as de grande e médio porte heavy duty, turbinas aeroderivativas, e microturbinas, que contemplam potências de cerca de centenas de MW, até 30 kW.

Nas turbinas adaptadas, para operar com combustível de baixo PCI, é necessário compensar a menor quantidade de energia que entra na camada, injetando uma quantidade maior de combustível. Dessa forma é necessário redimensionar a turbina a gás de modo que elas suportem maiores quantidades de syngas. As adaptações necessárias nas turbinas a gás são apresentadas na Tabela 2.9.

Tabela 2.9: Adaptações necessárias nas turbinas a gás. (Karg 2009, Nykomb Synergetics, 2009, CRE Technical Report, 1999), (Corrêa,2001)

Adaptação	Motivo da adaptação	Ação
Modificações na câmara de combustão	Aumento da vazão de combustível compensa o menor fluxo energético devido ao menor PCI.	Aumento da câmara, de modo que a mesma comporte uma vazão maior de combustível.
Aumento do diâmetro dos bocais e dutos	A injeção de maiores quantidades de gás combustível, provoca maiores perdas de carga	O bocal injetor deve ser redimensionado, para suportar o aumento da vazão de gás de modo que a perda de carga seja reduzida.
Maior recepção de ar para a combustão	O maior volume de gás combustível, demanda de maiores quantidades de ar para a queima do excedente de combustível injetado.	O aumento de ar na admissão da turbina a gás, auxilia a refrigeração da câmara de combustão, de modo a eliminar a necessidade da injeção de vapor.
Injeção de vapor ou nitrogênio na câmara de combustão.	A combustão do syngas, com grandes concentrações de H ₂ e CO, gera elevadas temperaturas de chama e favorecem a formação de NO _x	A injeção de vapor ou de nitrogênio, arrefece a câmara, além de evitar a formação de elevados teores de NO _x .

É possível inferir que as lições aprendidas quanto a adaptação das turbinas a gás utilizadas nos sistemas IGCC, podem ser utilizadas nos sistemas BIG-GTCC. Neste sentido, o sucesso obtido na adaptação de turbinas para gás de baixo PCI trata-se claramente de uma lição aprendida em sistemas IGCC e que poderia ser passada para os BIG-GTCC. Embora, haja diversas vantagens na geração de energia através dos ciclos BIG-GTCC, tais como a grande disponibilidade de biomassa, maior eficiência no aproveitamento da biomassa, benefícios devido a substituição de fontes fósseis para a geração de

eletricidade, existem características relacionadas as características da biomassa e do gás produzido que representam limitações para implantação desses sistemas.

2.7.2 Plantas BIG-GTCC e suas limitações

O sucesso das plantas IGCC, não foi o mesmo da implantação das BIG-GTCC, pois mesmo que as turbinas a gás estejam disponíveis comercialmente existem outras barreiras tecnológicas a serem superadas por essa tecnologia. A primeira planta BIG-GTCC a entrar em operação no mundo foi a de Värnamo (Suécia), que entrou em operação em 1996. A matéria-prima utilizada na gaseificação era palha, casca e madeira peletizada, sendo gaseificada em um reator que operava a 18 bar e 1100°C. O PCI do gás de síntese produzido correspondem entre 5 e 6,3 MJ/kg, e alimentava uma turbina Alstom Typhoon SGT-100 de 5 MW. Embora tenha acumulado cerca 2500 horas de operação essa planta não atingiu a viabilidade econômica, e foi desativada em 2000, acumulando um total de 4000 horas de operação. (*CRE Technical Report*, 1999). Outras cinco plantas estavam em fase de planejamento e construção em 2006, e são apresentadas na tabela 2.10, sendo que nenhuma dessas plantas prosperou.

Tabela 2.10: Plantas BIG-GTCC em operação ou planejamento em 2006 (Pang & Li, 2006)

Projeto (País)	Tecnologia	Capacidade	Status
ARBRE (GRB)	ABIGCC, Termiska Processador AB (TPS)	8 MW _{elétrico} S	Falência em 2002, mudança de proprietário, incerto desde 2003.
EF, Bioelettrica (Itália)	ABIGCC antes, Lurgi PBIGCC depois, Carbona	12 MW _{elétrico}	Cancelada em 2003.
Chianti (Itália)	ABIGCC conceito, TPS	7.7 MW _{elétrico} 18 MW _{térmicos}	Sem mais informações.
Värnamo (Suécia)	PBIGCC, Foster Wheeler	6 MW _{elétrico} 9 MW _{térmicos}	Em operação por 3600 horas finalizado em 1999.
Andhra Pradesh (Índia)	PBIGCC, Carbona	12.5 MW _{elétrico}	Operação planejada em 2006
Güssing (Áustria) (não é BIG-GTCC)	Gaseificação com vapor combinada com motor, Universidade Tecnológica de Viena	2 MW _{elétrico} 4.5 MW _{térmicos}	Em operação desde 2002

Conforme a tabela 2.10, os projetos de gaseificação da biomassa não tiveram continuidade, o que se deve a fatores econômicos relacionados com a viabilidade econômicas do processo de gaseificação. De modo geral, essas plantas são de pequeno porte, e utilizam tecnologias impropriadas para a obtenção de um gás de qualidade, tais como uso de ar como agente oxidante, e gaseificação em baixas pressões, sendo necessário submeter o syngas produzido a processos de limpeza e purificação.

No caso dos gaseificadores utilizados nas plantas IGCC, são predominantemente do tipo de leito arrastado, o qual exige que a matéria prima a ser gaseificada possua baixa umidade e baixa granulometria (conforme tabela A7.2 nos anexos do trabalho). Caso seja utilizada biomassa em gaseificadores de leito arrastado, deve-se submeter a matéria-prima a um pré-tratamento que torne as características da biomassa próximas dos produtos de origem fóssil. Para tal fim, é necessário um sistema elaborado de

preparo da biomassa, o qual consome consideráveis quantidades de energia, além de ser relativamente custoso, o que pode comprometer a viabilidade técnica e econômico do empreendimento (Mahinpey & Gomez, 2016, Pang & Li 2006, CRE, 1999).

Além disso, impurezas sólidas contidas no gás obtido na gaseificação podem causar danos a turbina a gás, além de gerar incrustações, corrosão e deposição nos equipamentos reduzindo a vida útil do sistema como um todo. Assim, é necessário um sistema de limpeza do syngas que permita a sua purificação, e tais sistemas além de acarretar em gastos energéticos que podem comprometer a viabilidade técnica, possuem custos elevados Outra desvantagem em relação a gaseificação da biomassa é a baixa densidade energética da biomassa, demanda de grandes quantidades de bagaço para alimentar o gaseificador, e o transporte dessas grandes quantidades, aliado ao armazenamento, o qual demanda de grandes áreas, pode inviabilizar sistemas BIG-GTCC com de grande porte (Van der Drift et al, 2010; E4Tech, 2009).

Mesmo com várias lições aprendidas com nas plantas IGCC, tais como o desenvolvimento de sistemas de limpeza do syngas, sistemas de alimentação para gaseificadores pressurizados, além das turbinas a gás adaptadas para gás de baixo PCI. No entanto, os gaseificadores de leito arrastado requerem matérias-primas com granulometria e umidade reduzida, sendo que para o uso de gaseificadores de leito arrastado é necessário submetê-la a um elaborado preparo. Adequar a biomassa a tais características, é um desafio, de modo que as tentativas feitas até então, não foram capazes de produzir de modo economicamente viável um syngas de qualidade (Hernandez et al 2010, E4Tech,2009).

Após desativação da planta de Värnamo, nos anos 2000, apenas duas plantas similares aos sistemas BIG-GTCC foram inauguradas e continuam em operação até os dias atuais, sendo a *Americentrale Fuel Gas Plant* na Holanda, e a *Skive CHP* na Dinamarca, com ambas utilizando gaseificadores de leito fluidizado circulante. Além delas, existem atualmente também plantas de gaseificação de grande porte que utilizam biomassa misturada a matérias-primas de origem fóssil, utilizando o um processo de co-gaseificação. É caso das plantas *Demkolec* (localizada em Buggenum, Holanda) e da *SVZ Süstec* (localizada em Schwarze Pumpe, Alemanha). (Hingman, 2015; EKBOM, 2007).

2.8 Experimentos computacionais e metamodelos

O avanço das tecnologias de processamento computacional e o desenvolvimento dos métodos numéricos, permitiram aos cientistas e engenheiros utilizarem ferramentas que simulam os sistemas físicos, podendo prever o seu comportamento com razoável precisão. O emprego de tais ferramentas, exige a elaboração de modelos matemáticos, os quais em geral são complexos e podem ser de difícil

solução, descritos por equações lineares, não-lineares, ordinárias ou diferenciais parciais, e dependendo do problema não é possível obter solução analítica das equações (Montgomery, 2012; Fang et al. 2006).

Por outro lado, é possível construir modelos capazes de prever o comportamento do sistema a partir das variáveis de entrada. Considerando a modelagem de um fenômeno físico complexo que sofre a influência de n variáveis de entrada, expressas pelo vetor x contidas no espaço T , a resposta pode ser expressa por y , sendo uma função das entradas dos sistemas, conforme apresentado na Equação 2.1.

$$y = f(x_1, x_2, \dots, x_n) = f(x); \quad x = (x_1, x_2, \dots, x_n) \in T \quad (2.1)$$

O modelo da equação 2.1 relaciona as variáveis de entrada com as respostas, e pode ser obtido a partir de experimentos computacionais, os quais visam a obtenção de um modelo simplificado que retrate o comportamento de um sistema. Esse modelo simplificado é chamado de metamodelo, ou também modelo do modelo, e mostram a relação entre a variáveis de entrada x e a resposta y . Geralmente requerem menores requisitos computacionais, sendo caracterizados por g , onde conforme a equação 2.2:

$$y = g(x_1, x_2, \dots, x_n), \quad x \in T \quad (2.2)$$

Mesmo sendo próximo da realidade, o metamodelo produz como resultados respostas com desvios em relação ao sistema físico real. No entanto, desde que o erro seja inferior a um valor previamente estabelecido, os resultados dos metamodelos permitem uma visualização preliminar do sistema em estudo, além da sua predição, otimização. A Figura 2.17, apresenta a modelagem por meio dos experimentos computacionais, utilizando o metamodelo.

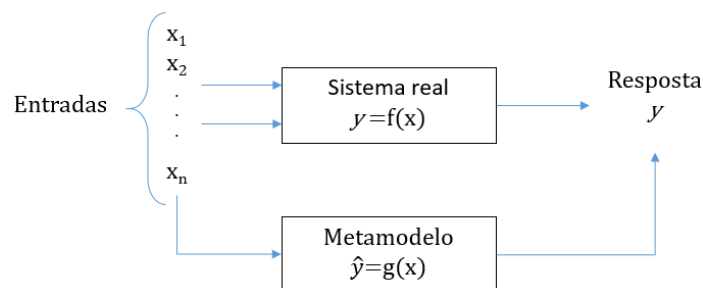


Figura 2.17: Utilização de metamodelos nos experimentos computacionais (Adaptado Fung et al. 2006)

Os experimentos computacionais têm sido amplamente empregados no desenvolvimento de projetos de engenharia, uma vez que reduzem a dependência de protótipos que em geral possuem custos mais elevados. No teste de colisão de um veículo por exemplo, o uso de experimentos computacionais permite a simulação e a visualização dos efeitos de uma colisão, de modo que o protótipo físico seja construído de uma maneira mais próxima do produto final. A avaliação do aproveitamento da biomassa em uma biorrefinaria é um exemplo de aplicações dos experimentos computacionais, visto que do ponto de vista prático não seria possível a construção de uma planta de processamento (Fang et al. 2006).

2.8.1 Projeto e a modelagem do experimento computacional

No experimento computacional não são observados os erros aleatórios referentes a medição, visto que as simulações computacionais fornecem sempre o mesmo resultado para um dado sistema. O objetivo do experimento computacional é verificar a relação das respostas do sistema, com as respectivas variáveis de entrada. Para exemplificar, considerando um sistema hipotético que sofre a influência de duas variáveis x_1 e x_2 , produzido uma resposta y , tem-se uma função f que relaciona y com x_1 e x_2 , de modo que $y=f(x_1, x_2)$.

Essa função pode ser obtida por meio de simulações computacionais, para diferentes valores de entrada x_1 e x_2 . Considerando que sejam realizadas n simulações computacionais, existem n valores de respostas relacionados com os respectivos n conjuntos de combinações de variáveis x_1 e x_2 . Entretanto, o conjunto de variáveis de entrada, chamado de arranjo experimental não pode assumir quaisquer valores e deve levar em consideração as diversas regiões do estudo. Na Figura 2.18 tem-se plotadas as superfícies de resposta desse sistema hipotético (a), junto com dois possíveis arranjos das variáveis de entrada (b) e (c).

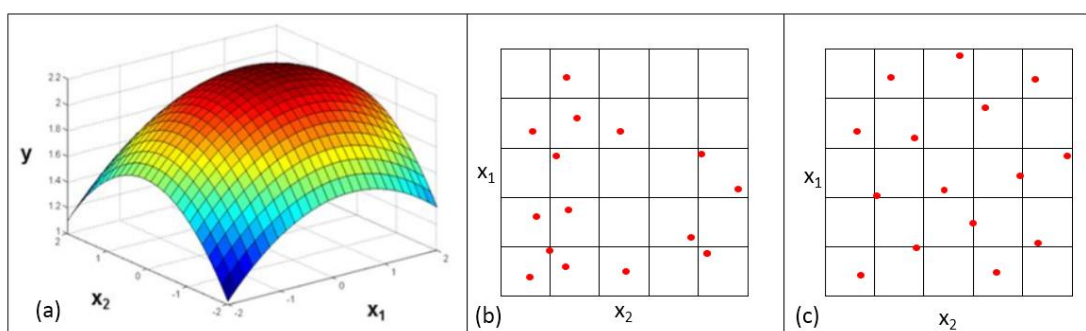


Figura 2.18: a) Superfície de resposta do sistema (Adaptado Gomes et al. 2013); b) Arranjo de distribuição irregular (Fonte própria); c) Arranjo de distribuição uniforme. (Fonte própria).

Na figura 2.18a nota-se que a superfície de resposta y do sistema em estudo, apresentam os maiores valores no centro da região de estudo, delimitada pelo plano formado entre x_1 e x_2 . Na Figura 2.18b, tem-se um arranjo das variáveis de entrada concentrado para os menores valores de x_2 , ao passo que o arranjo apresentado na Figura 2.18c tem a distribuição das variáveis mais uniforme. A obtenção de uma função utilizando um arranjo similar ao da Figura 2.18 b pode produzir uma função que conduza a respostas com erros elevados. Dessa forma, é indicado que as variáveis de entrada estejam distribuídas uniformemente na região do experimento (Fung et al. 2006).

Nos experimentos computacionais, são elaborados dois arranjos, sendo um utilizado para a obtenção de uma função que relaciona as variáveis de entrada com as respostas, e outro que será utilizado como teste dessa função obtida. A função que relaciona as variáveis de entrada com a resposta é chamada de função objetivo, a qual pode ser obtida através de métodos numéricos que utilizam metodologias de superfície de resposta, e regressão não-linear. O teste da função objetivo é feito através das variáveis de

entrada do arranjo de teste, as quais são substituídas na função objetivo com o intuito de obter-se as respostas do teste. Posteriormente, os valores das respostas obtidas por meio do modelo são confrontados com as respostas da função objetivo, e caso os parâmetros de avaliação do erro estejam dentro de valores previamente estabelecidos a função é validada. Caso contrário, os arranjos experimentais e de teste são redimensionados de modo a obter um número maior de experimentos e todo o procedimento é feito novamente. A função objetivo permite prever o comportamento, bem como o conhecer os pontos de máximo e mínimo das respostas do sistema. Arranjo das variáveis de entrada

A primeira etapa do experimento computacional consiste na determinação da região de estudo, sobre o qual o fenômeno físico ocorre. A não delimitação dos limites dos experimentos podem tornar a avaliação complexa. Dentro dessa região delimitada, estão as entradas do sistema a ser estudado, e devem ser elaborados os arranjos de teste e experimental. Existem diversas formas para a elaboração dos arranjos, sendo a do *Latin Hypercube Sampling* (LHS) possui variância inferior a uma amostragem aleatória. O uso dessa metodologia permite experimentos computacionais mais baratos e rápidos, capazes de operar com grande número de variáveis de entrada (Fung et al. 2006).

Por outro lado, a variância do LHS não é a menor possível para uma amostra, sendo que esforços foram feitos na tentativa de reduzir essa variância. Essa melhoria foi alcançada através da ortogonalização aleatória do espaço ROA (*Randomized Orthogonal Array*). Essa melhoria consiste basicamente em uma matriz ortogonal que aproxima o LHS com uma variância menor. Na Figura 2.19 tem-se a comparação entre o LHS representado pelos círculos pretos e o AO-LHS representado pelos triângulos vermelhos.

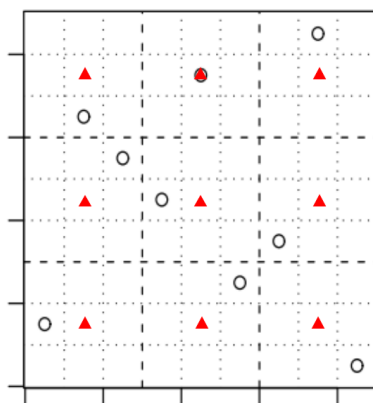


Figura 2.19: Pontos de um arranjo de considerando o LHS (círculos pretos) e AO-LHS (triângulos vermelhos) Adaptada Roshan & Hung n.d.)

O OH-LHD, não possui critérios quanto ao espalhamento dos pontos de interesse no cubo. Na Figura 2.23, observa-se na quais os pontos estão dispersos no interior do espaço de interesse e outra em que os pontos estão dispostos segundo uma tendência.

2.8.2 Modelagem através do método de Kriging

Alguns autores indicam que para um melhor dimensionamento do LHD, é preciso preencher o espaço segundo dimensões maiores. Para isso, é necessário a busca da combinação da $n!$ possíveis combinações, sendo indicado a limitação dos pontos que devem compor os pontos, de modo a eliminar os elementos que tem pouca influência no projeto, de modo a limitar o projeto aos pontos dominantes que exercem uma influência maior. Esse procedimento proporciona uma melhor performance na prática. Além disso, é necessário encontrar o espaço com propriedades construtivas no que diz respeito a amostragem otimizada. Uma forma de construir um LHD otimizado é por meio dos critérios de entropia, IMSE (erro quadrático médio integrado), ou máximo ou mínima distância (Fung et al. 2006).

A modelagem através do experimento computacional pode ser entendida como um problema de regressão baseado nos dados experimentais, sem erros aleatórios. A função objetivo que relaciona as variáveis de entrada com as respostas, pode ser determinada através de técnicas matemáticas e estatísticas empregadas quando a resposta é afetada por diversas variáveis (Kleijnem & Mehdad 2014)

Diversas técnicas de modelagem podem ser utilizadas para a construção de uma superfície de resposta, tais como a modelagem polinomial, série de Taylor, método dos mínimos quadrados, dentre outras que determinam uma função objetivo capaz de fornecer as respostas do sistema. Embora a superfície de resposta seja muito útil e permita a visualização da tendência do modelo real, a sua determinação torna-se mais complicada quanto maior o número de variáveis de entrada. (Fung et al., 2006).

Para sistemas que possuem múltiplas variáveis de entrada, o modelo de Kriging é bastante útil, sendo bastante popular para solução de problemas de modelagem não-linear e multivariados, o qual a partir dos dados de entrada do experimento fornece respostas correlacionadas entre si, as quais são uma combinação linear entre os valores das entradas do experimento. O método de Kriging, é assim chamado em homenagem ao engenheiro sul-africano D. G Krige que desenvolveu esse método 1951, para analisar dados geológicos. Foi aprimorado posteriormente por outros cientistas e o método de Kriging Gaussiano foi proposto pelo cientista francês Matheron em 1963 para a modelagem espacial de dados geológicos (Roshan & Hung n.d; Kleijnem & Mehdad 2014; Sánchez 2010).

De acordo com Lin (Lin et al., 2017), Kleijnem & Mehdad (Kleijnem & Mehdad 2014) e Fung (Fung et al 2006), o método de Kriging, a resposta $y(x)$ de um dado sistema é dividida em duas componentes, $\mu(x)$ e $z(x)$, de modo que $y(x) = \mu(x) + \varepsilon(x)$, onde: $\mu(x) = \sum_h \beta_h g_h(x)$; sendo $g_h(x)$ uma função das variáveis de entrada e β_h é um parâmetro de ponderação desconhecido da função, que será estimado. A componente $\varepsilon(x)$ representa o erro da resposta e segue uma distribuição Gaussiana aleatória a qual possui significância não viciada, e variância σ^2 , e os erros da predição estão na função de $g(x)$. O erro do valor da previsão dos pontos próximos a amostra é menor do que dos pontos mais distantes, sendo a correlação entre esses pontos dada por: $Cov(\varepsilon(x_i), \varepsilon(x_j)) = \sigma^2 r(x_i, x_j)$;

Onde $r(x_i, x_j)$ uma função de correlação espacial, e pode ser modelada de diferentes formas, sendo um modelo exponencial o mais comumente selecionado. Dessa forma a correlação pode ser modelada conforme a equação 2.3:

$$r(x_i, x_j) = \exp\left[-\sum_{h=1}^k \theta_h (x_{h1} - x_{h2})^q\right]; \theta_h \geq 0 \text{ e } 1 \leq q \leq 2 \quad (2.3)$$

Onde o parâmetro θ_h têm relação com a importância das variáveis de modo que se o seu valor for elevado, mesmo que a subtração das variáveis x_i e x_j tenha valores baixos, é possível obter-se elevados valores de correlação. O parâmetro q indica a suavidade da função na direção h . A introdução desses parâmetros é uma vantagem que torna o método de Kriging mais atrativo em relação a outros, já que a maioria dos outros métodos não tem parâmetros em suas funções de base e usa uma norma euclidiana resultante das sensibilidades para as unidades de medida. A correlação tem impactos significativos sobre o ajuste de modo que $g_h(x)$ não tenha grande influência sobre a superfície de resposta e dessa forma, $g_h(x)$ pode ser substituída por um termo constante simples μ é suficiente para uma boa previsão. Sendo assim, tem-se uma função de verossimilhança L , composta pelos parâmetros θ_h , μ , σ^2 e q , os quais são obtidos através da maximização da função L apresentada na equação 2.4:

$$L(x, \sigma, \mu) = \frac{1}{(2\pi\sigma^2)^{n/2} |\mathbf{R}|^{1/2}} \exp\left(-\frac{(y - 1\mu)^T \mathbf{R}^{-1} (y - 1\mu)}{2\sigma^2}\right) \quad (2.4)$$

Aplicando o logaritmo natural nos dois lados da equação tem-se a equação 2.5:

$$\ln(L) = -\frac{n}{2} \ln 2\pi - \frac{n}{2} \ln \sigma^2 - \frac{1}{2} \ln(|\mathbf{R}|) - \left(-\frac{(y - 1\mu)^T \mathbf{R}^{-1} (y - 1\mu)}{2\sigma^2}\right) \quad (2.5)$$

Os valores ótimos de μ , σ^2 são dados pelas equações 2.6 e 2.7 respectivamente:

$$\mu = \frac{\mathbf{1}^T \mathbf{R}^{-1} y}{\mathbf{1}^T \mathbf{R}^{-1} \mathbf{1}} \quad (2.6) \quad \sigma^2 = \left(\frac{(y - 1\hat{\mu})^T \mathbf{R}^{-1} (y - 1\hat{\mu})}{n}\right) \quad (2.7)$$

Substituindo os valores de σ^2 e μ na função de verossimilhança L , a maximização da função pode ser escrita de modo simplificado conforme a equação 2.8:

$$\max_{\theta_l, q_l} -\frac{n}{2} \ln \hat{\sigma}^2 - \frac{1}{2} \ln(|\mathbf{R}|) \quad (2.8)$$

O preditor final do método de Kriging é dado pela equação 2.9:

$$\hat{f}(x_{novo}) = \mu + \mathbf{r}^T \mathbf{R}^{-1} (y - \mathbf{1}\mu)^T \quad (2.9)$$

Onde \mathbf{r} é o vetor de correlação $n \times 1$ entre o ponto a ser correlacionado e os pontos da amostra. A precisão de predição é representada pelo erro quadrático médio do preditor que está relacionado com a correlação. O erro torna-se menor quando o novo ponto está perto de um ponto de amostra. O erro quadrático médio é dado pela equação 2.10:

$$s^2(x_{novo}) = \sigma^2 \left(\mathbf{1} - \mathbf{r}^T \mathbf{R}^{-1} \mathbf{r} + \frac{(\mathbf{1} - \mathbf{r}^T \mathbf{R}^{-1} \mathbf{r})^2}{\mathbf{1}^T \mathbf{R}^{-1} \mathbf{1}}\right) \quad (2.10)$$

Embora o termo constante de $g_h(x)$ satisfaça principalmente o requisito de precisão, a seleção de $g_h(x)$ ainda depende do pré-conhecimento do sistema.

2.8.3 Avaliação dos erros

Para avaliar o erro do método de Kriging, são utilizados parâmetros estatísticos que indicam o valor que a resposta da função objetivo em relação ao valor da simulação. Para isso são utilizados os parâmetros MAPE, MSE e R^2 conforme (Fung et al 2006) são:

- MAPE: Média absoluta positiva do erro, que informa a média dos erros obtidos entre os valores determinados pela função objetivo e pelo arranjo de teste, é pode ser calculado conforme a equação 2.11:

$$MAPE = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^k |x_i - x_{i\ test}| \quad (2.11)$$

- MSE: Média dos erros quadráticos, que quantifica a média quadrática do erro, dado pela equação 2.12:

$$MSE = \frac{1}{n} \sum_{h=1}^k (x_i - x_{i\ test})^2 \quad (2.12)$$

- R^2 : É chamado de coeficiente de determinação, também conhecido como R^2 , mede o ajuste do modelo estatístico, em relação aos valores observados. Varia 0 e 1, indicando o percentual de quanto o modelo consegue explicar os valores observados. Quanto maior o R^2 , mais explicativo é modelo, melhor ele se ajusta à amostra. Cabe citar o exemplo que 0,95, que significa que 95% da resposta do sistema consegue ser explicada pelos regressores presentes no modelo. O valor pode ser calculado conforme a equação 2.13:

$$R^2 = 1 - \sum_{h=1}^k \frac{(x_i - x_{i\ test})^2}{(x_i - \bar{x}_{i\ test})^2} \quad (2.13)$$

2.8.4 Etapas do experimento computacional

Cada ponto fornecido pelo LHS representa uma simulação computacional a ser realizada, de modo que cada resposta está relacionada com um valor do arranjo. Sendo assim, é possível obter uma função objetivo que permite a determinação dos pontos de máximo e mínimo. O método de Kriging tem sido amplamente utilizado na solução de problemas com caráter multivariado, que tem uma grande quantidade de dados de entrada. Além disso, dentro os métodos de regressão, o de Kriging permite a solução com razoável precisão (Kleijnen & Mehdad 2014, Fung et al.2005). As etapas do experimento computacional que utiliza o método de Kriging são apresentadas na Figura 2.20.

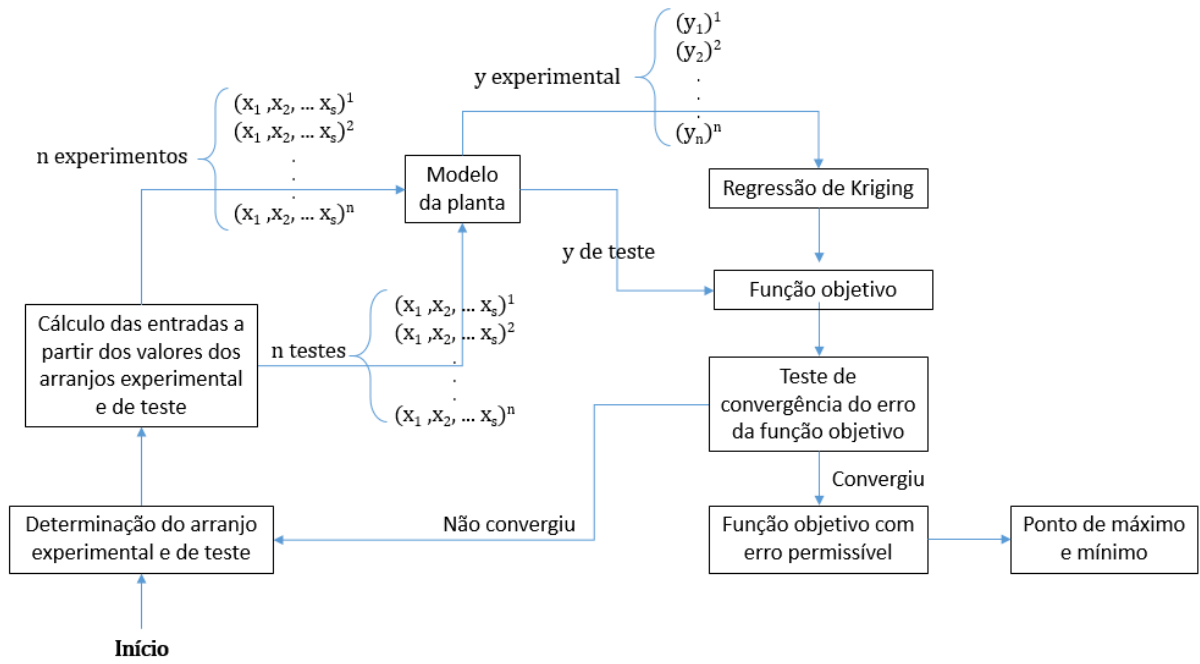


Figura 2.20: Fluxograma das etapas do experimento computacional

Observa-se na Figura 2.20, que o primeiro passo do experimento computacional é a determinação dos arranjos de teste e experimental, nos quais através do modelo da planta, conduzem a função objetivo. Caso o erro da função obtida encontra-se dentro dos valores aceitáveis, obtêm-se a função objetivo desejada encerrando a etapa do experimento computacional. Caso contrário, é necessário melhorar o arranjo de pontos para a determinação da função objetivo, de modo que a qualidade do arranjo tem uma relação com o erro obtido.

Capítulo 3

METODOLOGIA

A proposta do estudo em questão é a de avaliar técnica, econômica e ambientalmente a evolução de uma planta de processamento de cana-de-açúcar convencional, em uma biorrefinaria. Após terem sido apresentados processos de conversão da biomassa, neste capítulo serão apresentados os parâmetros adotados e as justificativas para a sua adoção. Também serão abordados os aspectos adotados na realização dos experimentos computacionais, além da modelagem matemática que permita a determinação do mix de distribuição de biomassa para os diversos processos, de modo que a biorrefinaria seja mais sustentável.

3.1 Dimensionamento da biorrefinaria e quantificação das matérias-primas

Para que haja um melhor aproveitamento energético da cana-de-açúcar a tendência na indústria sucroalcooleira é a de diversificação dos produtos, o que permite reduzir os impactos ambientais da sua cadeia produtiva, além de aumentar tanto as quantidades de produtos produzidos, agregando valor a essa cadeia. Para isso, o uso da biomassa é vital para que o setor de açúcar e álcool alcance essa diversificação (Lora, 2014a, Vaz Jr 2011).

O Brasil, como maior produtor global de cana-de-açúcar, possui 372 usinas, e processou cerca de 665 milhões de toneladas de cana na safra de 2014/2015, tem um grande potencial de se beneficiar com o aproveitamento da biomassa sucroalcooleira podendo emergir como um dos grandes produtores mundiais de bioprodutos renováveis (Kist et al. 2016; Monteiro, 2015). Os maiores grupos que atuam no setor sucroalcooleiro são Raizen, Odebrecht, Biosev, São Martinho, Noble e TCC, que tem respectivamente torno de 60, 40, 30, 20, 10 e 5 milhões de toneladas de cana moídas por safra (Jornal da Cana, 2015). Neste estudo

considerou-se uma usina com capacidade de processamento de 6 milhões de toneladas de cana por safra, sendo que a planta irá processar 1200 toneladas de cana por hora.

Esse valor foi adotado de modo que haja quantidades suficiente de bagaço para servir de insumo energético para suprir a demanda de eletricidade e vapor de todos os processos produtivos. A usina de Santa Luzia pertencentes ao grupo Odebrecth, e as usinas de Santa Elisa e Vale do Rosário pertencentes ao grupo BIOSEV, além das usinas da COSAN (Jataí I, Jataí II, Bonfim I e Bonfim II), são plantas com configuração similares às utilizadas nesse estudo, sendo instalações modernas com moagem próxima a 6 milhões de toneladas de cana por safra, possuindo ciclos a vapor com 100 bar e 520°C (BIOSEV, 2017; ODEBRECHT 2016; DEDINI 2016)

Admite-se que a usina seja autossuficiente energeticamente, de modo que a eletricidade produzida, alimenta tanto as moendas (considera-se moendas eletrificadas), como os equipamentos de processo tais como bombas, agitadores, transportadores dentre outros referentes a iluminação das instalações. Além disso, o bagaço gerado será utilizado como matéria-prima nos processos de etanol de segunda geração, biobutanol e gaseificação. A quantidade de bagaço disponibilizada para esses processos é a quantidade disponível subtraída da quantidade a ser utilizada como combustível nas caldeiras de cogeração, e do montante disponibilizado para o armazenamento. A Tabela 3.1 apresenta os parâmetros operacionais adotados na usina.

Tabela 3.1: Parâmetros operacionais da usina (BNDES 2010; CGEE 2009; Hassuani 2005)

Parâmetros	Valores	Unidade
Moagem	1200	t _c /h
Quantidade de bagaço ^a	336	t _b /h
Consumo elétrico das moendas	16	kWh/ t _c
Consumo adiabático	12	kWh/ t _c
Consumo de vapor no processo	420	kg/ t _c
Produtividade de etanol ^b	42	l/ t _c
Produtividade de açúcar ^b	67	kg/ t _c

^a Considerando o teor de fibras de 14% em base seca. ^b assumindo que 50% do caldo seja destino a produção de etanol e 50% para a produção de açúcar, t_c: tonelada de cana, t_b: tonelada de bagaço

3.1.1 Disponibilidade de bagaço e palha

A biomassa da cana-de-açúcar possui cerca de dois terços do conteúdo energético da cana, sendo composta pelo bagaço e palha. O bagaço, tecido fibroso composto por hemicelulose, lignina e celulose,

representa 14% da massa da cana em base seca (teor de fibras de 14%). Após o processo de extração do caldo obtém-se o bagaço com teor de umidade de 50%, de modo que para cada tonelada de cana processada tem-se 280 kg em base úmida, valor esse que corresponde ao valor disponível de bagaço. (Marino, 2014, Olivério 2008, 2010; Hassuani et al. 2005)

Já a palha, representa 14% do total da cana disponível no campo (Marino 2014, Olivério 2008, Hassuani et al. 2005), e assim para cada tonelada de cana colhida tem-se 140 kg de palha deixados no campo. Portanto, considerando as 1200 toneladas horárias de cana que chegam usina correspondem a de 86% da cana disponível no campo, e os 14% restantes são referentes a palha equivalem a 195,35 toneladas por hora.

No entanto, o valor máximo recomendado para remoção de palha do campo equivale a 50% do total, visto que metade a palha deve ser deixada no solo de modo a reduzir a erosão, permitir a recirculação de nutrientes e manter o nível de umidade do solo (Marino 2014, Hassuani et al 2005). Dessa forma a quantidade total de palha disponível para utilização corresponde a 97,68 toneladas por hora, sendo adotado nesse estudo o valor de 97,60 toneladas por hora. Além disso, admite-se que a umidade na palha quando ingressa na usina corresponde a 15 %, sendo que esse valor é mantido até a sua utilização final.

3.1.2 Utilização do bagaço e palha

O bagaço será utilizado como matéria-prima nos processos da biorrefinaria, a qual contempla rotas conversão bioquímicas e termoquímicas. Serão produzidos etanol e butanol celulósico por processos independentes, por meio da rota bioquímica. Na rota termoquímica, o bagaço será convertida em syngas, de modo que uma parte da quantidade produzida será utilizada como combustível para a geração de energia elétrica através de um ciclo BIG-GTCC, e o restante será destinado para a produção de combustíveis Fischer-Tropsch, visando a maximização da produção de diesel.

No entanto, antes de enviar todo o bagaço para ser usado como matéria-prima para a produção de biocombustíveis através das rotas termoquímicas e bioquímicas, é necessário destinar uma quantidade para suprir as demandas de energia térmica e elétrica dos processos produtivos. Também é necessário disponibilizar um montante de bagaço para ser armazenado e utilizado na partida da planta após o período de entressafra (Santos et al 2011). As demandas energéticas dos processos serão supridas por um ciclo a vapor de cogeração, o qual é alimentado por um combustível que consiste em uma mistura de bagaço e palha. Nesse estudo, o ciclo BIG-GTCC produz vapor saturado a 2,5 bar, o qual enviado aos processos produtivos, de modo que o ciclo BIG-GTCC complementar o ciclo a vapor.

O montante de palha coletada no campo corresponde a 97,60 toneladas horárias, e será misturado a mesma quantidade de bagaço, formando uma mistura com o percentual de 50% de palha, tal como

recomendado pelo fabricante de caldeiras CALDEMA (Marino, 2004). A Tabela.3.2 apresenta dos parâmetros dos componentes que formarão a mistura que será utilizada como combustível no ciclo de cogeração.

Tabela 3.2: Propriedades da mistura de palha e bagaço queimadas no ciclo Rankine de cogeração (Nuncira, 2013; Walter & Ensinas 2012; Gani & Naruse 2007; Hassuani et al. 2005)

Parâmetros	Valores	Unidades
Quantidade de bagaço	97,60	t/h
Teor de umidade do bagaço	50	%
PCI do bagaço (umidade de 50%)	7650	kJ/kg
Quantidade de palha	97,60	t/h
PCI da palha (umidade de 15%)	12900	kJ/kg
Quantidade de combustível	195,2	t/h
PCI da mistura	10275	kJ/kg
Produtividade de torta de lignina	590	kg _{torta lignina} /t _b (*)
PCI da torta de lignina	11740	kJ/kg

(*) considerando bagaço em base seca

Recomenda-se que uma parte do bagaço seja armazenada correspondendo a 10% do total produzido após a extração do caldo (CGEE 2009). Assim o montante destinado para o armazenamento corresponde a 33,6 toneladas de bagaço por hora. Dessa forma, após destinar o montante de bagaço para suprir a demanda energética ($97,6 t_{cana}/h$), bem como para a partida da planta nos períodos de retorno da entre-safra ($33,6 t_{cana}/h$), tem-se que uma quantidade de bagaço de remanesce corresponde a 204,8 toneladas por hora, e esses valores serão distribuídos de modo a fornecer a matéria-prima para os processos bioquímicos e termoquímicos.

3.2 Processo bioquímicos de conversão.

Nas rotas de conversão bioquímicas adotadas pela biorrefinaria idealizada nesse trabalho, uma parte do bagaço é usada para a produção de etanol de segunda geração incrementando a produtividade da usina. Tem-se também outra parte do bagaço destinada à produção de butanol celulósico através da fermentação ABE, que gera como co-produtos acetona e etanol diversificando o portfólio de produtos. É importante mencionar que esses dois processos bioquímicos são conduzidos de modo independente.

3.2.1 Produção de etanol celulósico

Mesmo que ainda não esteja totalmente consolidada em escala comercial, o processo produtivo de etanol lignocelulósico tem recebido grande atenção com esforços no sentido de torná-la economicamente viável. Conforme mencionado no capítulo 2, na conversão de biomassa em etanol, o bagaço é submetido a um pré-tratamento no qual ocorre a abertura das fibras da biomassa tornando os polímeros de celulose acessíveis, para que em uma etapa posterior, esses polímeros possam ser convertidos em açúcares fermentáveis. Esses açúcares serão fermentados posteriormente, e em seguida destilados produzindo o etanol (Dias et al, 2014).

Na produção de etanol a partir do bagaço da cana, o pré-tratamento a explosão de vapor com ácido diluído é o mais utilizado devido a elevada absorvidade de água inerente a essa matéria-prima, além de possuir tempo de processamento relativamente baixo, e dessa forma esse método de pré-tratamento será adotado nesse estudo. Esse pré-tratamento consiste em adicionar ao bagaço uma solução com ácido sulfúrico com concentrações da ordem de 10% em um reator, e posteriormente é injetado vapor saturado a 37 bar. Nesse processo ocorrem compressões seguidas de descompressões repentinas devido a injeção de vapor pressurizado e ao alívio da pressão no reator. Dessa forma ocorre a degradação da hemicelulose sem a solubilização da lignina. Já no término dessa etapa, obtém-se menores frações de celulose e hemicelulose. (Santos et al. 2013, Ojeda et al. 2011; Walter & Ensinas 2010).

Admite-se que hidrólise e fermentação ocorram separadamente (SHF), visto que mesmo existindo outras alternativas que permitam alcançar rendimentos e eficiência superiores, a SHF é a que apresenta um estágio de desenvolvimento mais avançado (Ojeda et al., 2011). A conversão dos polímeros de celulose e hemicelulose em açúcares ocorre por meio de enzimas, as quais atuam na polpa rompendo as ligações químicas desses componentes, deixando aos açúcares oriundos deles expostos para a fermentação. Esse processo não é contínuo e ocorre em reatores de batelada, tendo 95% de conversão das hexoses e 85% das pentoses. Esses açúcares são separados em centrífugas, e enviados para a fermentação, e o restante da solução, é chamado de torta de lignina e possui elevado poder calorífico e será enviada para a queima no sistema de cogeração a vapor (Walter & Ensinas 2010).

O processo de fermentação das hexoses possui eficiência de 91%, ao passo que para as pentoses ainda não é estabelecido comercialmente, e dessa forma não será considerado o aproveitamento das pentoses (Ojeda et al. 2011; Walter & Ensinas 2010). Por fim, a destilação separa o etanol da solução fermentada por meio da evaporação de maneira similar a destilação do etanol convencional, tendo consumo de vapor a 2,5 bar além da produção de quantidades consideráveis de vinhaça. Os parâmetros operacionais utilizados pela planta de etanol de segunda geração são apresentados na Tabela 3.3.

Tabela 3.3: Parâmetros operacionais da planta de etanol celulósico (Walter & Ensinas 2013)

Parâmetro	Valor
Consumo de vapor (37 bar) ^a	1,14 kg _v / l _{etanol}
Consumo de vapor (2,5 bar) ^a	4,60 kg _v / l _{etanol}
Consumo de eletricidade (*)	92,5 kWh / ton _{bagaço}
Produtividade	149,3 l _{etanol} / ton _{bagaço}

^a Vapor saturado

Baseado nos parâmetros da Figura 3.1, tem-se o balanço de massa e energético da planta.

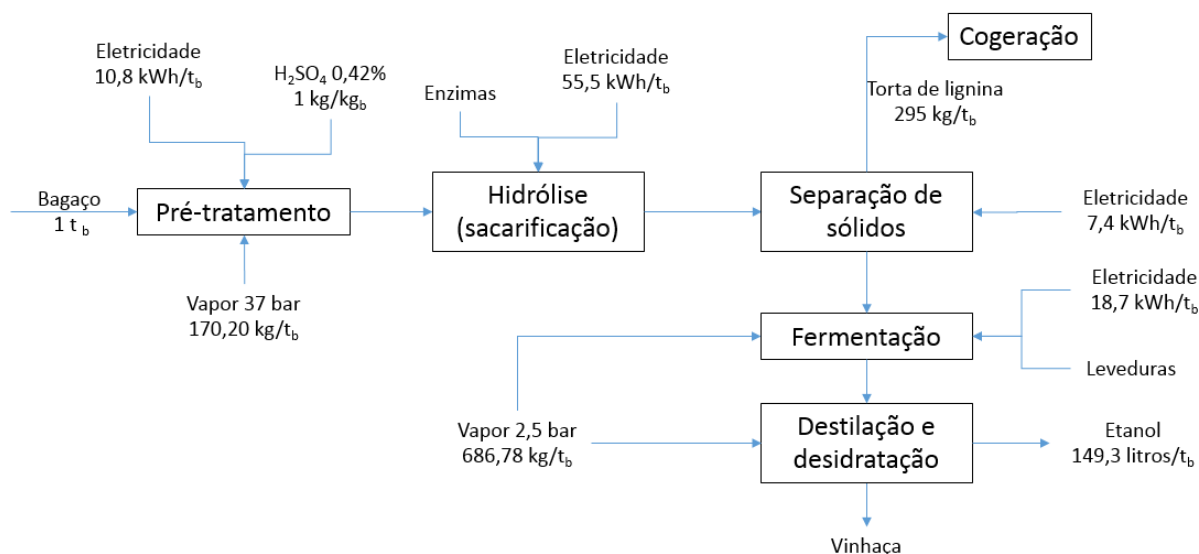


Figura 3.1: Principais fluxos de massa e energia do processo de produção de etanol celulósico

3.2.2 Produção de biobutanol celulósico

A produção de biobutanol e a do bioetanol lignocelulósico, possui basicamente as mesmas etapas produtivas, estando a principal diferença no processo de fermentação que utiliza o microrganismo *Clostridium*, que transforma os açúcares da celulose e da hemicelulose em butanol, acetona e etanol, sendo conhecida como fermentação ABE.

A escolha do pré-tratamento por explosão de vapor com ácido diluído, tem as mesmas justificativas apresentadas para o etanol celulósico, sendo que nessa etapa o bagaço é misturado a uma solução de ácido sulfúrico a 10%, e submetido a injeção de com vapor saturado a 12 bar, seguido de alívio da pressão, de modo que o conteúdo do reator experimenta compressões e descompressões. Para cada tonelada de bagaço processado, são necessários 650 kg de vapor saturado a 12 bar, além de 10 kg de ácido sulfúrico. Na hidrólise enzimática, a solução resultante do pré-tratamento é colocada em um reator sob a ação de um coquetel de enzimas que convertem 80% da celulose em açúcares, e são necessárias 11,2 kg de enzimas e

331 kg de vapor a 2,5 bar para cada tonelada de bagaço. De modo análogo a separação de sólidos do processo de etanol celulósico, remoção da torta de lignina é realizada por centrífugas, produzindo uma taxa de 295 kg para cada tonelada de bagaço (Nuncira, 2013). Na fermentação ABE dos açúcares, utiliza-se o microrganismo *Clostridium Acetobutylicum*, que deve ser adicionado no fermentador a razão de 21,3 kg para cada tonelada de bagaço, e produz acetona, butanol e etanol na proporção de volumétrica 2:7:1 respectivamente (Kumar & Gayen, 2012).

A solução alcoólica resultante possui 3 produtos, e a separação desses componentes é feita através da evaporação dos compostos de maior volatilidade. Inicialmente a solução alcoólica com acetona, butanol e etanol é separada da solução inicial, para posteriormente esses compostos serem separados. Nessa etapa há uma demanda de 471 kg de vapor a 2,5 bar para cada tonelada de bagaço. Além disso, a destilação dos componentes deve ser gradativa e lenta, sendo que a temperatura do vapor não deve superar as condições de projeto do equipamento de destilação, pois caso contrário, a evaporação do produto mais volátil ocorra com o arraste de uma parte do produto menos volátil. Nesse trabalho, foram adotados os mesmos parâmetros operacionais do trabalho de (Nuncira, 2013) o qual foi feita uma simulação de uma planta de Butanol celulósico no software Hysys. Esses parâmetros operacionais estão apresentados na Tabela 3.4, a Figura 3.2 apresenta o balanço de massa e energético da planta de butanol celulósico:

Tabela 3.4: Parâmetros operacionais da planta de butanol celulósico (Nuncira, 2013)

Parâmetro	Valor	
Consumo de vapor (12 bar) ^a	650 kg _v / ton bagaço	
Consumo de vapor (2,5 bar) ^a	802 kg _v / ton bagaço	
Consumo de eletricidade	18 kWh / ton bagaço	
Produtividade	Butanol	57,2 l butanol / ton bagaço
	Acetona	15,7 l acetona / ton bagaço
	Etanol	4 l etanol / ton bagaço
	Vinhaça	3600 l vinhaça / ton bagaço

^a Vapor saturado

A Figura 3.2 apresenta o balanço de massa e energético da planta de butanol celulósico:

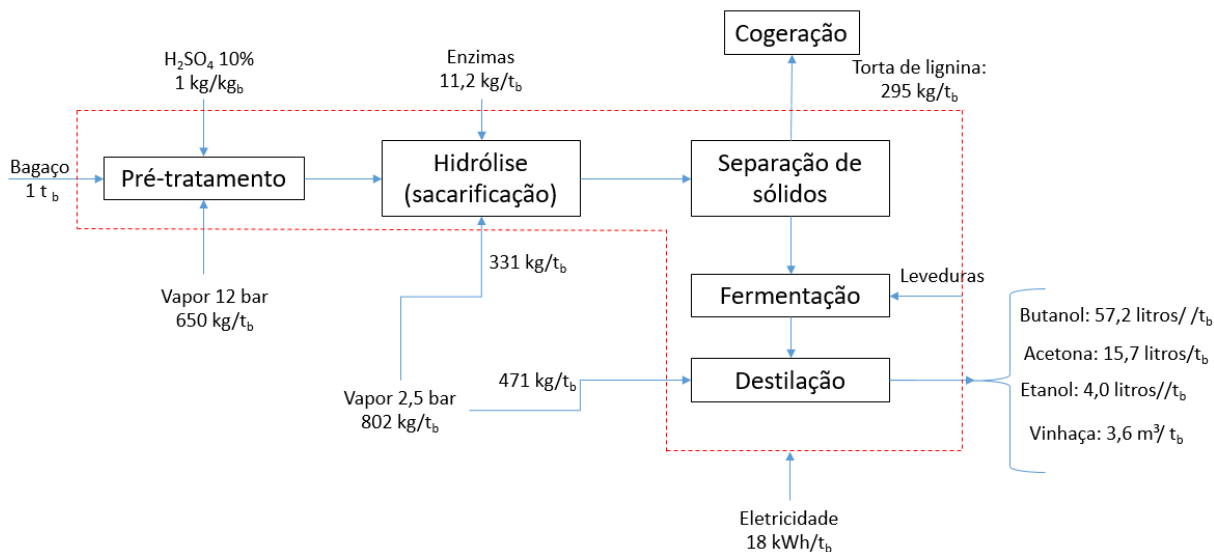


Figura 3.2: Balanço de massa e energia do processo de produção de butanol celulósico

A Tabela 3.5 apresenta de modo resumido os parâmetros e processo adotados nos processos bioquímicos.

Tabela 3.5: Resumo dos processos contemplados pela rota bioquímica.

Etapa	Objetivo	Características	Processo	
			E2G	B2G
Pré-tratamento	Desestruturar o tecido vegetal, tornando os polímeros de celulose acessíveis	Compressões e descompressão instantâneas por meio da injeção de vapor a elevada pressão em meio ácido.	Consumo: 170,2 kg/t _b de vapor saturado - 37 bar (pré-tratamento)	Consumo: 650 kg/ t _b de vapor saturado a pressão de 12 bar (pré-tratamento).
Hidrólise	Converter os polímeros da celulose e hemicelulose em açúcares fermentáveis.	As enzimas, atuam no rompimento das ligações químicas, quebrando os polímeros em moléculas de glicose.	Demanda de vapor a 2,5 bar, admitindo que a quantidade demandada esteja incluída nos 686,78 kg/t _b usados na destilação e desidratação.	Demanda de 331 kg vapor/t _b de vapor saturado a pressão de 2,5 bar (Hidrólise)
Separação dos sólidos	Separa a solução hidrolisada de componentes que interferem na fermentação.	É feita em centrifugas que separam da solução açucarada, partes fibrosas, e outros componentes que atrapalhem a fermentação. Permite a recuperação da torta de lignina.	Produção de 295 kg de torta de lignina para cada tonelada de bagaço (50% de umidade)	Produção de 295 kg de torta de lignina para cada tonelada de bagaço (50% de umidade)
Fermentação	Converte os açúcares nos produtos de interesse por meio da ação de bactérias	Sob condições adequadas, as bactérias metabolizam os açúcares, produzindo os outros produtos	Produção de 149 litros/ t _b . de etanol	Produção de 57,2 l _{butanol} ; 15,7 l _{acetona} ; 4 l _{etanol} para cada tonelada de bagaço processado
Destilação e desidratação	Separa e purifica, os produtos para sua destinação final.	Por meio da diferença de volatilidade da solução fermentada, evaporam-se os compostos mais voláteis.	Consumo: 686,78 kg/t _b vapor saturado a 2,5 bar (destilação e desidratação)	Demanda de 471 kg vapor/t _b , de vapor saturado a pressão de 2,5 bar (Destilação)

O consumo total de eletricidade no processo E2G corresponde a 92,5 kWh/t_b, e no processo B2G 18 kWh/t_b.

3.3 Processo termoquímicos de conversão

A rota termoquímica utilizada na biorrefinaria modelada neste estudo, converte o bagaço da cana em *syngas*, que possui diversas aplicações. Considera-se que parte desse gás será destinada para a produção de Diesel através da síntese Fischer-Tropsch, e a outra parte será utilizada como combustível para alimentar um ciclo BIG-GTCC para a produção de energia térmica (vapor) e energia elétrica.

3.3.1 - Aspectos da gaseificação

Através da gaseificação, o bagaço da cana é convertido em uma mistura gasosa chamada de *syngas*, composta majoritariamente por monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrogênio, metano, além de outros compostos indesejáveis em quantidades menores tais como alcatrões, composto de enxofre e cloro e nitrogênio. Esses compostos indesejáveis, quando presentes em concentrações elevadas, influenciam na qualidade do gás produzido, limitando as aplicações. Isso se deve ao fato de que em diversos processos industriais, a presença de compostos de enxofre, cloro, nitrogênio, além dos alcatrões podem reduzir consideravelmente a eficiência global, além causar problemas operacionais, como entupimentos de tubulações, corrosão dos equipamentos de processo, incrustações, desativar catalisadores dentre outros. (Souza, 1999, Meadowcroft & Striger 1987)

Por outro lado, o bagaço da cana deve receber um pré-tratamento capaz de adequar as suas propriedades tais como: granulometria, o teor de umidade e densidade energética aos requisitos da tecnologia de gaseificação utilizada. Após a gaseificação, é necessário submeter o *syngas* a um processo de limpeza, de modo a remover componentes ácidos, e particulados, entre outros compostos indesejáveis. Tendo sido purificado, o *syngas* pode alimentar a turbina a gás do ciclo BIG-GTCC. No entanto, para o aproveitamento na síntese Fischer-Tropsch, é necessário remover o metano presente no gás e ajustar os teores de hidrogênio e monóxido de carbono, de modo que a síntese tenha a maior eficiência possível (Dahlquist, 2013, Leibbrandt et al., 2013; Consoni et al., 2009).

Com o intuito de facilitar a apresentação dos processos, a etapa termoquímica será dividida com os seguintes estágios: pré-tratamento, produção de *syngas*, condicionamento do *syngas* e a síntese Fischer-Tropsch. Na Figura 3.3 têm-se os estágios de acordo com os seus processos. Além disso, será apresentado um balanço de massa e energia para o processamento de uma tonelada de bagaço. Nesses balanços considera-se a divisão do *syngas* conforme a do caso base que será apresentado, sendo que 50% do *syngas* é enviado para o ciclo BIG-GTCC e os outros 50% é enviado para a síntese FT.

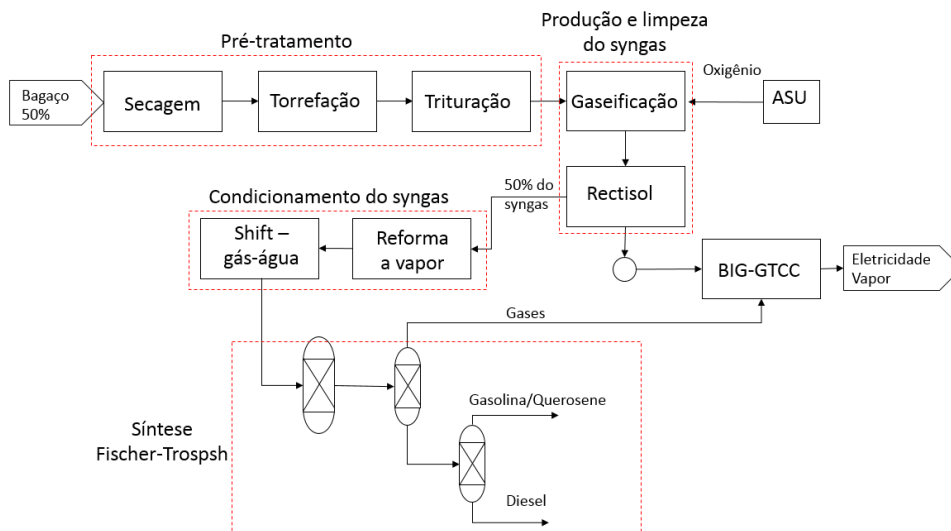


Figura 3.3: Processos utilizados na rota termoquímica.

3.3.1 Pré-tratamento do bagaço

O estágio de pré-tratamento compreende a secagem a torrefação e trituração, e prepara a biomassa para o processo de gaseificação em leito arrastado, conferindo-lhe granulometria, umidade adequada, e melhorando o aspecto da densidade energética

3.3.1.1 Secagem

Para entrar no torrefador, o teor de umidade do bagaço deve estar entre 20 e 15%, sendo admitido nesse estudo que a biomassa será seca até 15% de umidade. Na secagem o bagaço é enviado para um secador rotativo, equipamento no qual o teor de umidade do bagaço é reduzido de 50% para 15%. Para cada tonelada de bagaço que entra no secador são removidas 412 kg de água.

Considera-se que a temperatura ambiente é de 25°C sendo a mesma do bagaço na entrada. Na saída, admite-se que a temperatura do bagaço seja de 55°C, visto que temperaturas acima 60°C desse valor podem ocasionar ignição instantânea. (Strandberg, 2015; Santos et al., 2011; Heyne & Harvey, 2009). Admite-se também o consumo de energia elétrica dos sopradores de ar corresponde a 26 kWh por tonelada de biomassa (Smeets et al., 2009). O aumento do PCI do bagaço aumenta e de 7650 kJ/kg na entrada, para 15300 kJ/kg na saída. No anexo A1 desse trabalho, tem-se o balanço de massa e energia do secador de biomassa.

3.3.1.2 Torrefação

O trabalho de Pach (2002), o qual realizou um experimento com diferentes tipos de biomassa, constatou que após a torrefação a composição das diferentes biomassas torrefeitas possuem composição

química muito próximas. O mesmo ocorre com o torgás, que é um gás liberado no processo de torrefação composto principalmente por CH₄, CO₂, CO e C₂, e serve com combustível para alimentar torrefação. A Tabela 3.6, apresenta as características de três tipos de biomassa torrefeitas, considerando um tempo de residência de 2 horas e uma temperatura de torrefação de 280°C.

Tabela 3.6: Composição da biomassa torrefeita, em base seca, e composição volumétrica do torgás para diferentes biomassas (Pach 2002)

Biomassa	Biomassa torrefada					Torgás				
	C (%)	N (%)	H (%)	O (%)	PCI (MJ/kg)	CH ₄	C ₂	CO ₂	CO	PCI (MJ/kg)
Bétula	56,6	0,17	5,6	37,6	21,07	0,3	0,05	81,0	18,8	20,73
Pinho	59,1	0,07	5,6	35,2	22,30	0,4	0,12	64,3	35,1	38,03
Bagaço	54,7	0,41	5,4	39,50	19,84	0,3	0,13	75,5	24,0	26,36

Após a torrefação a composição dos diferentes tipos de biomassa são próximas sendo razoável assumir conforme a definição da torrefação, que o processo confere aos seus produtos uma composição química uniforme. Além disso, o torgás liberado nos três experimentos, embora tenha variações significativas quanto a sua composição volumétrica, e consequentemente molar, foi capaz de suprir a demanda energética da torrefação.

As características apresentadas pelo bagaço na tabela 3.6, correspondem aos valores adotados para a biomassa torrefeita nesse estudo, e também admite-se que a biomassa torrefeita seja resfriada até a temperatura ambiente, para que a mesma não entre em combustão instantânea após deixar o reator de torrefação. Além disso é necessário considerar o consumo de eletricidade nessa etapa. Conforme a simulação realizada no software *Aspen Plus* por Rocha (Rocha, 2015), esse valor equivale a 30 kJ para cada kg de bagaço que entra no torrefador. Dessa forma, para cada tonelada de bagaço destinado para a rota termoquímica, tem-se que 588 kg de bagaço com teor de umidade de 15% entrando no torrefador, consumindo um montante de 4,9 kWh de eletricidade, e produzindo 411,6 kg de biomassa torrefeita.

3.3.1.3 Trituração

Como requisito para a gaseificação em leito arrastado, é necessário que o bagaço tenha granulometria média de 0,1 mm, a qual pode ser obtida por meio da trituração. O acionamento dos motores dos equipamentos do triturador requer 70 kWh de eletricidade para cada tonelada de bagaço torrefeito que foi triturada a granulometria de 0,1mm (E4tech, 2009; Kobayashi et al., 2008), sendo que para os 588 kg de bagaço torrefeito, o consumo elétrico total corresponde a 41,16 kWh. Além disso deve-se mencionar que o bagaço torrefeito ingressa no triturador sem umidade, e absorve uma quantidade de água do ambiente. Assim admite-se que após o processo de torrefação, a umidade da biomassa torrefeita corresponde a 5%, e essa umidade é mantida até a entrada no gaseificador. A Figura 3.4 apresenta um balanço de massa da etapa de pré-tratamento, para 1 tonelada de bagaço processado.

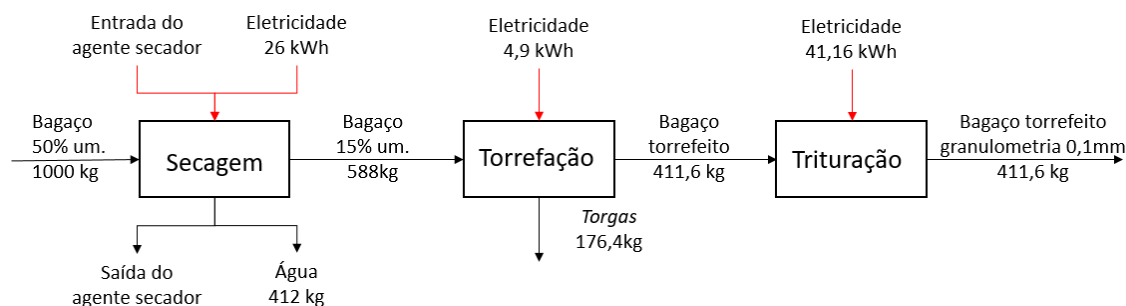


Figura 3.4: Balanço de massa e energia da etapa de pré-tratamento

3.3.3 - A produção de syngas

A produção do syngas engloba as etapas de gaseificação em leito arrastado e a limpeza do gás obtido. A gaseificação é um processo complexo, sensível a diversos fatores, como temperatura de gaseificação, razão de equivalência, granulometria da biomassa dentre outras, demanda oxigênio com elevado grau de pureza. Assim o estágio de produção do syngas possui uma unidade de separação de ar, o qual produz o agente oxidante para a gaseificação. Além disso, a qualidade do syngas limita a sua utilização em outros processos, e dessa forma a limpeza tem como objetivo a remoção dos compostos indesejáveis, permitindo a sua utilização nos ciclos BIG-GTCC e na síntese de Fischer-Tropsch.

3.3.3.1 - Planta de produção de oxigênio - ASU

As unidades de separação de oxigênio, ASU sigla em inglês, são amplamente utilizadas nas plantas IGCC. Essas instalações são responsáveis por produzir o oxigênio com elevado teor de pureza, o qual deverá ser utilizado como agente oxidante na gaseificação. A planta a ser utilizada nesse estudo é do tipo criogênica, visto que esse tipo de instalação é capaz de fornecer elevadas quantidades de oxigênio. O produto final da ASU é o oxigênio (O_2), que se encontra em uma fração de 95% do total, junto ao nitrogênio o qual representa 5% do total obtido. As ASU, são grandes consumidores de energia elétrica, visto que em seu processo ocorrem compressão e resfriamento de gases. O consumo total de energia elétrica para a produção de um quilograma de oxigênio com pureza de 95%, corresponde a 0,3 kWh (Valle et al., 2013).

Para a gaseificação em leito arrastado, é necessário fornecer 0,7 kg de oxigênio por kg de biomassa a ser gaseificada (Chen et al., 2013), o que para o total de biomassa torrefeita equivale a 288,1 kg de oxigênio, e um consumo total de 86 kWh para cada tonelada de bagaço. Além disso, admite-se que o oxigênio produzido é enviado para o processo de gaseificação a uma pressão de 30 bar, a mesma pressão na qual a gaseificação em leito arrastado ocorre (DOE 2000a; DOE 2000b).

3.3.3.2 - Gaseificação

O processo de gaseificação é utilizado em escala comercial desde a década de 70 nas tradicionais plantas IGCC, as quais gaseificam carvão e outras matérias-primas fósseis (E4tech 2009). A partir disso, pode-se inferir que tecnologia inerente ao processo já foi assimilado, existindo diversos tipos máquinas e equipamentos, tais como gaseificadores, trocadores de calor, secadores, caldeira, etc., que são utilizados na gaseificação.

O sistema de gaseificação deve prever o pré-tratamento da biomassa, além de um sistema capaz de operar com grandes volumes de bagaço de modo a compensar a menor densidade energética. Conforme a Figura 2.15, apresentada no capítulo anterior, a gaseificação em leito arrastado é utilizada para grandes quantidades de megawatts térmicos de entrada, com valores acima de valores de 40 MW térmicos, o que justifica a sua adoção devido aos grandes volumes de bagaço gerados na pela usina. As características utilizadas no estudo, levam em consideração uma razão de equivalência de 30%, sendo o O₂ (95% de pureza) o agente oxidante o qual é consumido a uma proporção de 0,7 kg para cada quilograma de biomassa torrefeita, conforme já mencionado no item anterior.

Além disso, as reações químicas que ocorrem na gaseificação, são exotérmicas, e dessa forma o processo é dito auto térmico, não sendo necessário fornecer outras fontes de energia, senão a energia elétrica para a alimentação dos equipamentos auxiliares, tais como bombas, alimentadores, compressores entre outros. O consumo de energia elétrica na gaseificação corresponde a 8,1 kWh para cada MW térmico produzido, sendo que essa energia elétrica é responsável por alimentar os equipamentos integrantes do sistema de gaseificação, tais como compressores, alimentadores, bombas e outros equipamentos auxiliares (Rocha 2015; Tremel et al. 2013).

Admite-se que no processo de gaseificação a composição do syngas produzido seja a mesma obtida nos experimentos realizados por Standberg (2015). O autor deste estudo realizou experimentos com resíduos de madeira, sobre os quais foram realizadas torrefação e gaseificação em leito arrastado. Tendo em vista os resultados experimentais de Pach et al. 2002, no qual verificou-se que diferentes tipos de biomassa quando torrefeitas, apresentam composição química similar (conforme já mencionado anteriormente e apresentado na tabela 3.6), é razoável admitir a gaseificação do bagaço da cana produza um gás com composição próxima a obtido por Strandberg (Standberg 2015).

A adoção da composição do syngas obtido no experimento de Standberg (2015), para a gaseificação do bagaço pode introduzir as mínimas diferenças nos teores dos componentes, e de modo a simplificar a análise serão desprezadas. É importante notar que o somatório das concentrações percentuais em base molar corresponde a 100,7%, o que pode ser atribuído a erro de medição. Sem perda de generalidade faz-se uma correção baseado no percentual que cada componente representa na mistura. Desse modo as concentrações

finais medidas em temperaturas entre 1210°C e 1250°C, em base seca e livre de nitrogênio são apresentadas também na Tabela 3.7.

Tabela 3.7: Composição do syngas oriundo da gaseificação em leito arrastado do bagaço da cana.

Componente	% na mistura base molar do experimento	% na mistura base molar corrigida
CO	54,0	53,6
H ₂	28,0	27,8
CO ₂	16,9	16,8
CH ₄	1,8	1,8
Propriedades do syngas		Valor
H ₂ /CO		0,52
PCI (MJ/kg)		8,3

Outro ponto importante, diz respeito a ausência dos compostos de cloro, nitrogênio, a álcalis que possuem concentrações mínimas, e foram desconsiderados na composição final dos gases no experimento de Strandberg. Mesmo que estejam presentes em quantidades mínimas, os compostos de nitrogênio, cloro e álcalis condensam a temperaturas próximas a 600°C, e serão removidos pelo processo de limpeza de gás RECTISOL, etapa posterior (Tyurina e Skripchenko, 2015; Leibbrandt et al 2013).

Também foi considerado que todo o enxofre presente do bagaço é convertido em H₂S no processo de gaseificação. Mesmo que essa quantidade inicial seja pequena, concentrações de no máximo 0,1 a 1,5 ppm são toleradas na síntese FT (Tyurina & Skripchenko, 2015). Sendo assim, a fração de enxofre existente na biomassa inicialmente corresponde a 0,04% em massa, de modo que para 1 tonelada de bagaço, tem-se 0,4 kg de enxofre, e essa quantidade é convertida em 0,4 kg de H₂S. Assim, o bagaço já triturado e pulverizado, entra no reator de gaseificação utilizando as mesmas tecnologias já consolidadas nas plantas IGCC (DOE 2000a; DOE 2000b).

Dessa forma, a partir de cada tonelada de bagaço destinado para a rota termoquímica, tem-se 411,6 kg de biomassa torrefeita que entram no gaseificador de leito arrastado, são necessários 288,1 kg de oxigênio como agente gaseificante, que produzem além do syngas, as cinzas que a temperaturas de 1250 °C fundem-se e escoam no fundo do gaseificador. A quantidade total de cinzas que foi considerada corresponde a 3,46% da biomassa torrefeita que equivale ao mesmo valor encontrado no experimento de Pach et al. 2002, o que fornece 14,4 kg de cinzas fundidas. Assim o montante de syngas produzido é de 685,3 kg, com PCI de 8,3MJ/kg, acarretando em um consumo elétrico total na gaseificação de 12,8 kWh.

3.3.1.4 Limpeza do syngas

Os componentes indesejáveis presentes no syngas interferem negativamente nos processos, desativando catalizadores, podendo causar entupimento, deposições, aglomerações, desgaste e erosões nas tubulações. Tais efeitos adversos reduzem a vida útil dos equipamentos, além de diminuir o rendimento global dos processos, de geração eletricidade e vapor através do BIG-GTCC, e na síntese de líquidos

Fischer-Tropsch, tornando-os inviáveis tanto técnica e economicamente, podendo também causar aumento da poluição.

Nesse estudo, utiliza-se para a limpeza do syngas a tecnologia RECTISOL a frio, com metanol refrigerado. O processo remove componentes que produzem gases ácidos tais como COS, CO₂ e H₂S. Esses componentes além de causar avarias nos equipamentos de processo tais como entupimento, corrosão, e erosão, atuam reduzindo os rendimentos globais desses processos. Embora o processo de limpeza RECTISOL seja capaz de remover os diversos componentes prejudiciais existentes no syngas, admite-se que as quantidades desses compostos sejam muito pequenas e não serão contabilizadas. Os compostos a serem removidos são o CO₂ e o H₂S, e conforme já mencionado, o enxofre presente inicialmente no bagaço será convertido em H₂S, e qual será totalmente removido do syngas. A eficiência de remoção do CO₂ corresponde a 97%. Os parâmetros de operação do processo de limpeza adotados, são apresentados na Tabela 3.8, juntamente com as quantidades removidas e a demanda energética para a 1 tonelada de bagaço.

Tabela 3.8: Parâmetros de operacionais do processo RECTISOL (Leibbrandt et al 2013)

Remoção de gases ácidos	Eficiência	Quantidade removida por t _b
CO ₂	97%	211,2 kg
Compostos de enxofre - H ₂ S	100%	0,4 kg
Gasto energético	Valor unitário	Total
Consumo de eletricidade	1900 kJ/kmol (CO ₂ +H ₂ S)	2,54 kWh
Demanda de vapor a	6,97 kg/kmol (CO ₂ +H ₂ S)	33,6 kg

^a Vapor a 4,8 bar e 180°C; t_b tonelada de bagaço

Após a etapa de limpeza, o syngas possui em sua composição apenas 3% da quantidade inicial de dióxido de carbono, além de hidrogênio, monóxido de carbono e metano. As concentrações em base molar apresentadas na Tabela 3.9, junto com as características do syngas limpo.

Tabela 3.9: Composição e propriedades do syngas após a limpeza.

Componente	% molar	Massa (kg)
CO	64.0%	442.5
H ₂	33.2%	16.4
CO ₂	0.6%	6.5
CH ₄	2.2%	8.5
Total	100%	473.9
H ₂ /CO		0.52
PCI		14523,44 kJ/kg

Ao sair do processo RECTISOL tem-se 437,90 kg de syngas limpo para cada tonelada bagaço processada. Parte desse gás é usada como combustível para alimentar um ciclo BIG-GTCC para a geração de energia, e vapor. A outra parte do syngas é utilizada para a produção de combustíveis FT. Considerando o caso base, o qual admite que 50 % syngas é enviado para o ciclo BIG-GTCC e a outra metade é enviada

para a síntese Fischer-Tropsch. A Figura 3.5, apresenta o balanço de massa da etapa de produção do syngas, com aos consumos energéticos para o processamento de 1 tonelada de cana para o caso base.

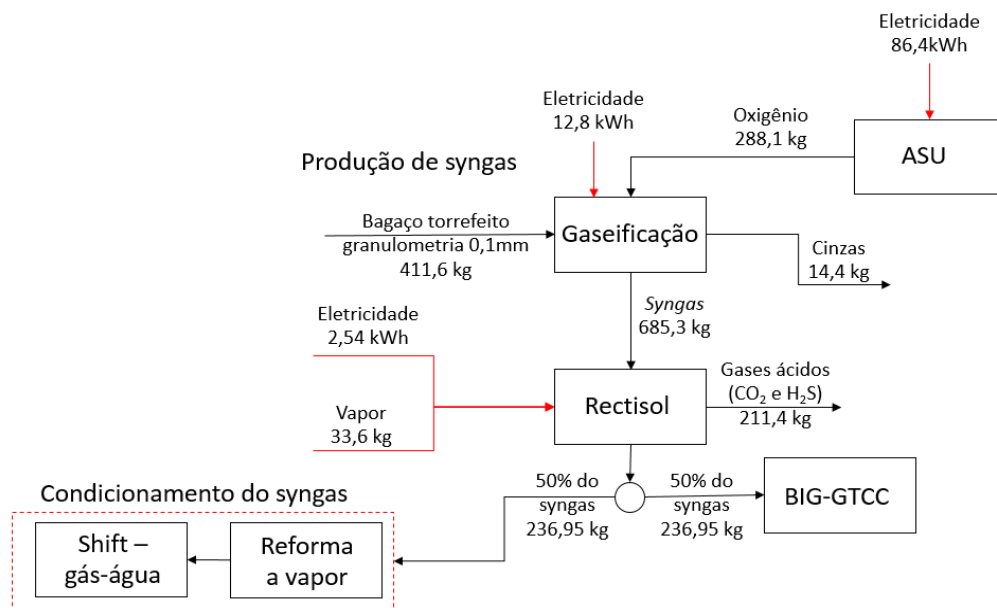


Figura 3.5: Balanço de massa e energia da produção e limpeza de syngas

3.3.1.5 Ajuste e condicionamento do syngas

Após a remoção dos compostos indesejáveis, o syngas possui um grau elevado de pureza, porém para a sua utilização na produção de combustíveis FT ainda é necessário que seja feito um ajuste na sua composição. Esses ajustes consistem na conversão do metano presente no gás em CO e H₂, além tornar a relação entre as concentrações de hidrogênio e monóxido de carbono (relação H₂/CO) próximas a um valor a 2,01 conforme requisito da síntese Fischer-Tropsch (Tijmensen et al. 2002). O processo de reforma a vapor será utilizado converter o CH₄ em monóxido de carbono e hidrogênio, e a reação shift de deslocamento gás-água será utilizada para o ajuste da relação H₂/CO.

3.3.1.6 Reforma a vapor

Conforme a reação 1, apresentada no item 2.6.5 do capítulo anterior, na reforma a vapor o metano remanescente no syngas reagem o vapor d'água resultando em H₂ e CO, e em virtude do caráter endotérmico dessa reação, tem-se um consumo razoável de energia térmica. Para suprir essa demanda energética, vapor a 15 bar e 600°C é injetado ao syngas em um reator de reforma, de modo que a quantidade a ser injetada ao metano equivale a 3 vezes a quantidade estequiométrica de vapor necessária segundo a reação 1. Em outras palavras, para cada mol de CH₄, será injetado 3 mols de vapor (Liu et al. 2010).

Antes da reforma, a fração de metano representava 2,2% em base molar do total de syngas. Para o caso base, dos 473,9 kg de syngas produzidos na gaseificação, 236,95 kg são destinados para a produção de líquidos FT, de modo que a quantidade de metano a ser reformado corresponde a 0,265 kmol. Assim, a demanda de vapor a 15 bar e temperatura de 350°C equivale a 0,795 kmol, que representa 14,31 kg de vapor.

Tem-se a incorporação de 4,77 kg de vapor (equivalente a 0,265 kmol de vapor), sendo a massa final de syngas de 241,72 kg. O restante do vapor injetado, correspondente a 0,53 kmol de vapor, possui massa de 9,54 kg sai do processo. A Tabela 3.10, mostra a composição do syngas reformado, junto com as suas características. O consumo de energia elétrica segundo as simulações realizadas no trabalho de Rocha (Rocha, 2015), de 3 kJ para cada kg de syngas que entra reator de reforma a vapor, sendo que o consumo elétrico total corresponde a 0,20 kWh de eletricidade.

Tabela 3.10: Composição do syngas após a reforma e consumo de energia no processo

Componente	% em base molar no syngas reformado
CO	62,2%
H ₂	37,3%
CO ₂	0,6%
CH ₄	Convertido em CO e H ₂
Quantidade total de syngas	241,72 kg
Propriedades do syngas	
H ₂ /CO	0,6
PCI (MJ/kg)	14437,38 kJ/kg
Demanda energética	
Consumo de vapor ^a	14,31 kg vapor
Consumo de eletricidade ^b	0,24 kWh

^a Vapor a 14 bar e 350°C; ^b admitindo uma demanda elétrica de 3 kJ/kg_{syngas}

3.3.1.7 Reações shift – Deslocamento gás-água.

Ao ingressar na etapa de shift o syngas é composto basicamente por hidrogênio e monóxido de carbono, de modo que a razão entre as suas concentrações corresponde a 0,6 (razão H₂/CO=0,6), além de uma fração mínima de CO₂. Para as aplicações como a produção de líquidos Fischer-Tropsch, é necessário que a razão H₂/CO seja 2,01 (Tijmensen et al. 2002), e as razões dessa exigência serão apresentadas posteriormente. O ajuste das concentrações de H₂ e CO é feito através da reação de deslocamento gás-água, mostradas na reação 2 no item 2.6.6 do capítulo anterior, na qual ocorre a conversão do CO em H₂ por meio da adição de vapor d'água, resultando em dióxido de carbono e hidrogênio (Liu et al. 2010; Tijmensen et al. 2002).

De modo análogo na reforma a vapor utilizam-se 3 mols de vapor para cada mol de CO a ser convertido em CO₂ e H₂. As quantidades de vapor necessárias para ajustar a concentração de modo que a relação H₂ /CO igual a 2,01 foram feitas com o auxílio planilha no software Excel, na qual foram consideradas as quantidades de cada componente do gás, tanto antes como após a reação de shift.

Assim, no caso base, obteve-se que para a relação H₂/CO de 2,01 a quantidade estequiométrica de vapor necessária na reação de deslocamento gás-água corresponde a 3,83 kmol de vapor sendo a demanda total de vapor equivale a 11,49 kmol. Tem-se a que 3,83 kmol de vapor é incorporado ao syngas, de modo que a massa final de gás após a reação de shift é de 206,8 kg sendo que 68,9 kg são incorporados ao syngas. Foi considerado que o consumo de eletricidade da etapa de shift corresponde a 140 kJ por kg de syngas, que entra no processo (Rocha, 2016), e, portanto, o consumo elétrico total das reações gás-água equivale a 9,4 kWh. A Tabela 3.11 apresenta a composição do syngas após o ajuste da concentração.

Tabela 3.11: Propriedades do syngas após a reação de shift, e os parâmetro operacionais

Componente	% em base molar no syngas limpo	Massa
CO	25,6%	25,6
H ₂	51,4%	17,4
CO ₂	23,0%	171,8
Quantidade total de syngas	-	310,7kg
Propriedades		
H ₂ /CO	2,01	
PCI (kJ/kg)	13733,90 kJ/kg	
Demanda energética		
Consumo de vapor ^a	206,8 kg	
Consumo de eletricidade ^b	9,4 kWh	

^a Vapor a 20 bar e 350°C; ^b admitindo uma demanda elétrica de 117 kW/kg_{syngas} gaseificado

A Figura 3.6, apresenta o balanço de massa da etapa de condicionamento do syngas.

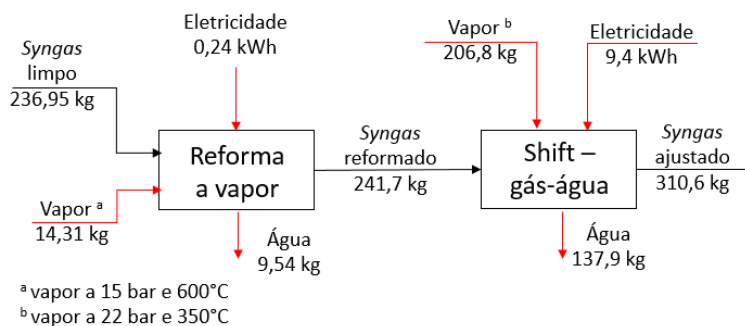
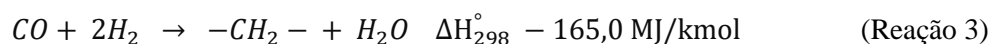


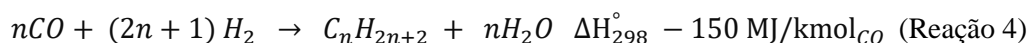
Figura 3.6: Balanço de massa e energia da etapa de condicionamento do syngas

3.3.1.8 Síntese Fischer-Tropsch.

No estágio da síntese FT, tem-se a produção de combustíveis por meio do syngas, que ocorre através da conversão do monóxido de carbono e do hidrogênio em água no monômero representado –CH₂–, o qual irá formar as cadeias de hidrocarboneto, conforme apresentado na reação 3, chamada de reação de polimerização (Tijmensen et al 2002).



Segundo Rocha (Rocha, 2015), foram obtidas maiores eficiências de combustíveis, quando a produção de diesel foi priorizada. Dessa forma, esse trabalho admite que a produção de diesel será priorizada. As condições de temperatura, pressão e o catalisador selecionados correspondem a valores de α (probabilidade de crescimento da cadeia) de 0,88. Esse valor segundo a distribuição ASF maximiza a produção de diesel. Dessa forma a síntese será processada sob pressões de 25 bar e 220°C, além de serem utilizados catalisadores de ferro devido ao seu baixo custo. A conversão do syngas em hidrocarbonetos pode ser generalizada conforme a reação 4, na qual tem-se a liberação de 150 MJ de energia na forma de calor para cada kmol de CO convertido (Steynberg e Dry 2004).



Através da distribuição de Anderson-Schulz-Flory, (equação 2) utilizando o valor de α sendo 0,88, tem-se na Tabela 3.12, um resumo dos hidrocarbonetos com as suas respectivas frações molares e mássica, bem como a quantidade total de água produzida na reação, a qual deve ser contabilizada para efetuar o balanço de massa da reação.

Tabela 3.12: Produtos gerados na síntese Fischer-Tropsch para cada tonelada de syngas

Compostos	Hidrocarbonetos		Água	
	Nº de mols (kmol)	Massa (kg)	Nº de mols (kmol)	Massa (kg)
Gases - C1 a C4	0,88	30,59	0,32	5,80
Gasolina C5 a C11	0,78	83,33	2,55	45,98
Diesel C12 a C20	0,37	78,90	4,75	85,49
Ceras C21 a C30	0,12	42,38	4,07	73,32
Graxas C31 a C40	0,03	16,60	2,24	40,26
Total	2,18	251,80	13,94	250,85

Considerando que após a limpeza, metade dos 473,9 kg de syngas seja destinado ao ciclo BIG-GTCC, tem-se que os 236,95 kg restantes são destinados para as reações de reforma a vapor e reação de shift, de modo que na saída do condicionamento do gás tenham-se 310,6 kg de syngas. A partir dessa quantidade são produzidos através da síntese de Fischer-Tropsch um montante de 7,4 kg de gases C1-C4, 52,3 kg líquidos FT e 78,1 kg de água. É importante que na composição do syngas tem-se 138,8 kg (121,4 kg de CO e 17,4 kg de H₂), de modo que os outros 171,8 kg CO₂ remanescente no syngas não participam da síntese.

Na Figura 3.7 pode-se observar as frações molares, e as frações mássicas das cadeias carbônicas que foram produzidas na síntese. Nota-se que as frações molares e mássicas de gás são bastante diferentes, tendo como exemplo os gases C1-C4, que tem grande participação na fração molar e na fração mássica a participação é menor. A Figura 3.7 tem-se a diferença entre as frações molares e mássicas.

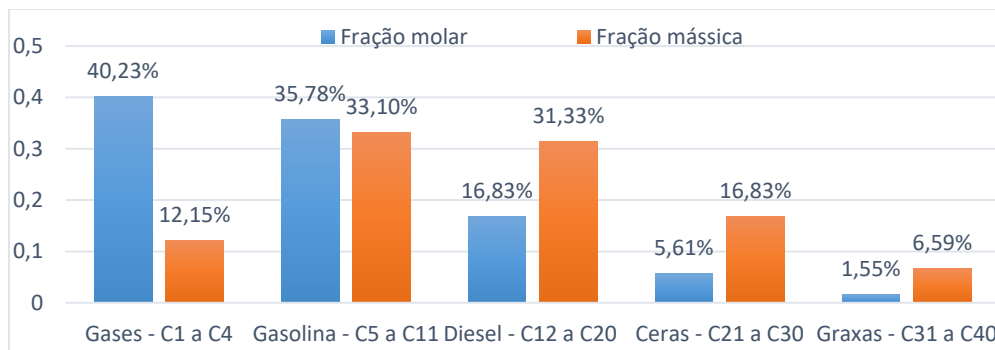
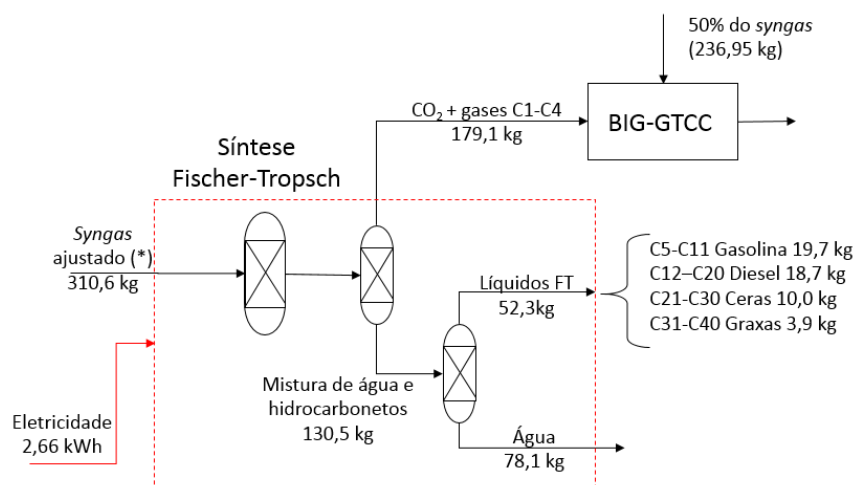


Figura 3.7: Frações molares e mássicas dos hidrocarbonetos produzidos.

Admite-se que a demanda elétrica corresponde a 31 kJ por kg de syngas que entra no reator de síntese, e sendo assim o consumo de eletricidade total na etapa de produção de líquidos FT equivale a 2,66 kWh de energia elétrica (Rocha, 2015). Após a etapa de síntese, o produto obtido é uma mistura com os hidrocarbonetos, sendo necessário separá-los de modo a destinar as diferentes cadeias para seu uso final. A separação é feita por meio da destilação, o processo que demanda de uma quantidade de energia térmica correspondente a 1,95MJ para cada kg de hidrocarboneto.

Em uma primeira fase, os produtos mais leves representados pelos hidrocarbonetos com cadeias de 1 a 4 átomos de carbono, juntamente com o CO₂ são removidos e enviados para queima em uma turbina a gás em um ciclo BIG-GTCC. O restante dos hidrocarbonetos é posteriormente separado, por meio da destilação, e tem-se a produção dos hidrocarbonetos para a sua utilização final, em que se destacam a produção de 19,7 kg de gasolina, e 18,7 kg de diesel, a partir de uma tonelada de bagaço. A Figura 3.8 apresenta o balanço de massa da etapa de síntese FT. (O catalizador de ferro não sofre envenenamento com CO₂).



(*) – Referente a 50% do syngas destinado a síntese FT que tem 236,95 kg antes do ajuste da composição, visto que 1 t_b produz 473,9 kg de syngas limpo

Figura 3.8: Balanço de massa e energia da síntese FT

A Tabela 3.13 resume os processos contemplados pela gaseificação e pela síntese Fischer-Tropsch.

Tabela 3.13: Resumo dos processos contemplados pela rota termoquímica.

Etapa	Processo	Objetivos e características operacionais	Consumo unitário	Consumo para 1 t _b
Pré-tratamento	Secagem	Reduzir o teor de umidade de 50% para 15%, por meio do gás de escape da caldeira de cogeração, injetado a 260 °C que sai a 65 °C	Elétrico: 26 kWh/t _b	26kWh
	Torrefação	Conferir a biomassa características similares a do carvão, que é aquecida durante 2h a temperatura de 280°C	Elétrico: 30 kJ/kg	4,9kWh
	Trituração	Redução da granulometria da biomassa a 0,1 mm. Admite-se que não há perdas no triturador e que a umidade na saída corresponde a 15%	Elétrico: 70 kWh/t _{b torr.}	41,16 kWh
Produção do syngas	Gaseificação	Converter a biomassa em syngas. A gaseificação é em leito arrastado se processa a 1150°C e 22 bar, com ER de 0,3.	Elétrico: 8,1 kWh/MW _{th}	12,8 kWh
	ASU	Produzir oxigênio com pureza de 95% para a gaseificação	Elétrico: - 0,3kWh/kgO ₂	86,43 kWh
	RECTISOL	Remover compostos indesejáveis do syngas (CO ₂ e H ₂ S), que podem formar gases ácidos. Após a gaseificação, a temperatura do syngas é reduzida de 1250°C para -30°C, além de ser comprimido de 22 para 40 bar. Na saída o syngas é reaquecido até 800°C.	Elétrico - 1900kJ/kmol (*) Vapor (180°C e 4,8 bar): 5,97 kg _v /kmol (*)	2,54 kWh 33,6 kg
Condicionamento do syngas	Reforma a vapor	Converter todo o CH ₄ presente no syngas em H ₂ e CO. O syngas limpo é injetado no reator de reforma a de 15bar e 800°C.	Elétrico: 3 kJ/kg _{syngas} Vapor (15 bar e 600°C): 0,06kg _{vapor} /kg _{syngas}	0,24 kWh 14,31kg
	Shift – Gás-água	Ajustar a relação das concentrações dos gases de modo que a relação H ₂ /CO seja 2,01. Ocorre em 2 etapas, sendo que a primeira se processa em um reator a 350°C e 20bar no qual é injetado vapor, e segunda ocorre em um reator a 200°C e 20bar.	Elétrico: 140 kJ/kg _{syngas} Vapor (22 bar e 350°C)	9,4 kWh 206,8 kg
Produção de líquidos FT	Síntese FT	Converter o syngas em líquidos FT. A reação de síntese, ocorre a 25 bar, 220°C e com catalizador de ferro, para maximizar a produção de diesel ($\alpha=0,88$)	Elétrico: 31 kJ/kg _{syngas}	2,66kWh
	Destilação dos líquidos FT	Separar os hidrocarbonetos produzidos para a utilização. A destilação é feita através do fornecimento de energia térmica em colunas de destilação.	Térmico: 1,95 MJ/kg _{syngas reformado}	31kJ/kg _{syngas reformado}

(*) kmol é referente a quantidade dos compostos removidos (CO₂ e H₂S); t_b : tonelada de bagaço

3.4 Geração de eletricidade e vapor no ciclo BIG-GTCC

O ciclo BIG-GTCC tem como objetivo a produção tanto de energia térmica (na forma de vapor) como de energia elétrica, de modo a complementar e dividir com o ciclo a vapor convencional de cogeração a responsabilidade de suprir a demanda energética da planta. O combustível desse ciclo é o resultado da

mistura do syngas produzido na gaseificação, com a fase gasosa dos produtos gerados na síntese Fischer-Tropsch. O syngas é composto basicamente por monóxido de carbono, hidrogênio e metano, enquanto gás obtido no processo FT é composto basicamente por metano, etano, propano e butano. O PCI do gás combustível depende de sua composição química, a qual está relacionada com a fração de syngas destinado ao ciclo BIG-GTCC, assim como dos gases provenientes da síntese FT. O PCI do syngas após a gaseificação é inferior ao do gás oriundo da síntese FT, de modo que quanto maior a proporção de syngas destinado a queima direta, menor será o PCI do combustível a ser queimado na turbina a gás. Para o caso base, tem-se a composição e o PCI apresentados na Tabela 3.14.

Tabela 3.14: Propriedades do gás combustível do ciclo BIG-GTCC para o caso base

Componente	Massa molar (kg/kmol)	Concentração molar (%)	PCI ^a (kJ/kg)
CO	28,00	0,62971	10102,7
H ₂	2,00	0,32661	119961
CO ₂	44,00	0,00592	0
CH ₄	16,00	0,02613	50027
C ₂ H ₆	30,00	0,00438	47512
C ₃ H ₈	44,00	0,00386	46334
C ₄ H ₁₀	58,00	0,00339	45720

^a (Perry et al. 1997)

Esse combustível é injetado na turbina a gás, que através da queima produz energia elétrica além de gases de exaustão. Esses gases, possuem um elevado conteúdo energético, e são enviados para uma caldeira de recuperação, a qual gera vapor a pressão de 85 bar. O vapor é expandido em uma turbina de contrapressão, sendo a pressão de saída de 2,5 bar, e é utilizado para alimentar os processos da biorrefinaria juntamente com o vapor proveniente da cogeração. A Figura 3.9 apresenta esquematicamente o sistema de cogeração operando em conjunto com o ciclo BIG-GTCC, suprindo a demanda térmica e elétrica dos processos.

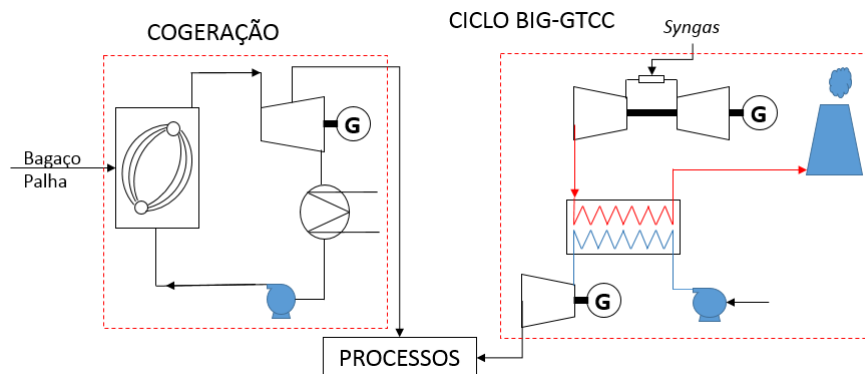


Figura 3.9: Esquema de um planta de processamento de cana-de-açúcar com sistema BIG/GTCC. (Furtado et al. 2015 e Loureiro et al. 2014)

Considerando o caso em que o bagaço disponível é dividido igualmente entre os processos de conversão, com o processo de etanol lignocelulósico, biobutanol e gaseificação, recebendo um terço da massa total de bagaço disponível, além de o syngas produzido é dividido igualmente entre a geração de vapor e eletricidade no ciclo BIG-GTCC e a síntese Fischer-Tropsch. Esse caso será chamado de caso base ou BSE, e mais adiante serão apresentados os estudos de caso abordados nesse trabalho. A turbina a gás adotada no caso base é do tipo aeroderivativa, do fabricante GE do modelo LM2500 PJ.

É importante mencionar que esse fabricante possui grande experiência na fabricação de turbinas a gás adaptadas para operar com syngas de baixo PCI, além de que a linha LM é a mais utilizada quando se deseja utilizar combustíveis de baixo PCI, tal como o syngas produzido no caso base o qual tem PCI de 15486,33 kJ/kg. Por outro lado, não só a GE, mas também o fabricante SIEMENS possui experiência em construir turbinas a gás adaptadas para trabalhar com combustíveis de baixo PCI, visto que em diversas plantas existem máquinas da linha SGT em operação.

3.5 Aspectos da modelagem

A biorrefinarias serão modeladas com base nos processos bioquímicos e termoquímicos, considerando os seus consumos térmicos e elétricos, bem como a produtividade. Os balanços de massa e energia apresentados para os processos de conversão, serão utilizados como base para o modelo geral da biorrefinaria, que tem como entradas a biomassa, vapor e eletricidade, e fornecem os produtos de interesse como etanol, butanol, líquidos FT, energia elétrica, etc. A Figura 3.10 apresenta o esquema geral da biorrefinaria, na qual os processos descritos anteriormente são integrados a uma usina já existente.

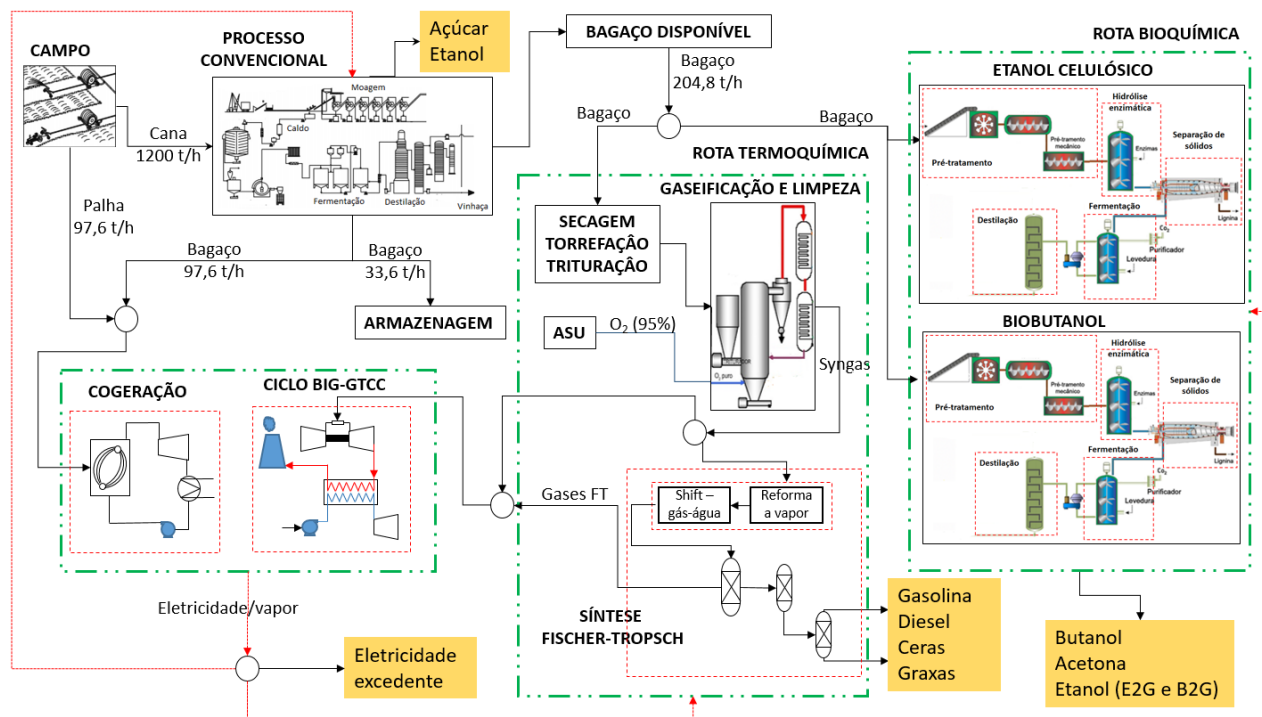


Figura 3.10: Esquema geral da biorrefinaria

É importante notar que os processos serão construídos de modo independente, sendo que o sistema de cogeração e o ciclo BIG-GTCC serão responsáveis pelo fornecimento da energia elétrica e do vapor necessários nos processos produtivos.

Outro ponto que é importante ressaltar, é que do montante total de bagaço gerado na usina, será subtraída uma quantidade igual à quantidade de palha que pode ser retirada do campo, a qual corresponde a 97.6 toneladas por hora, para alimentar o ciclo de cogeração a vapor. Também será disponibilizado 10% do total do bagaço produzido para o armazenamento.

3.5.1 - Procedimento de cálculo

A modelagem dos processos foi feita com base nos consumos unitários de cada processo, ou seja, os consumos de vapor e eletricidade estão relacionados com as quantidades de biomassa alocadas para os diferentes processos. A avaliação termodinâmica foi feita com o auxílio de ferramentas computacionais, tal como o software Gatecycle, desenvolvido pela General Electric e usado para usado para simulação e avaliação de plantas termelétricas. A Figura 3.11 apresenta o modelo da biorrefinaria construído no software Gatecycle 6.1.2. Observa-se, que a parte superior que é representada pelo ciclo de cogeração não tem ligação com a parte inferior que diz respeito a parte do ciclo BIG-GTCC. Embora no ciclo de cogeração, sejam mostradas várias turbinas a vapor, na prática apenas uma turbina é utilizada, sendo que a divisão em

várias turbinas no modelo é feita apenas para que na simulação seja possível controlar a eficiência isentrópica da turbina.

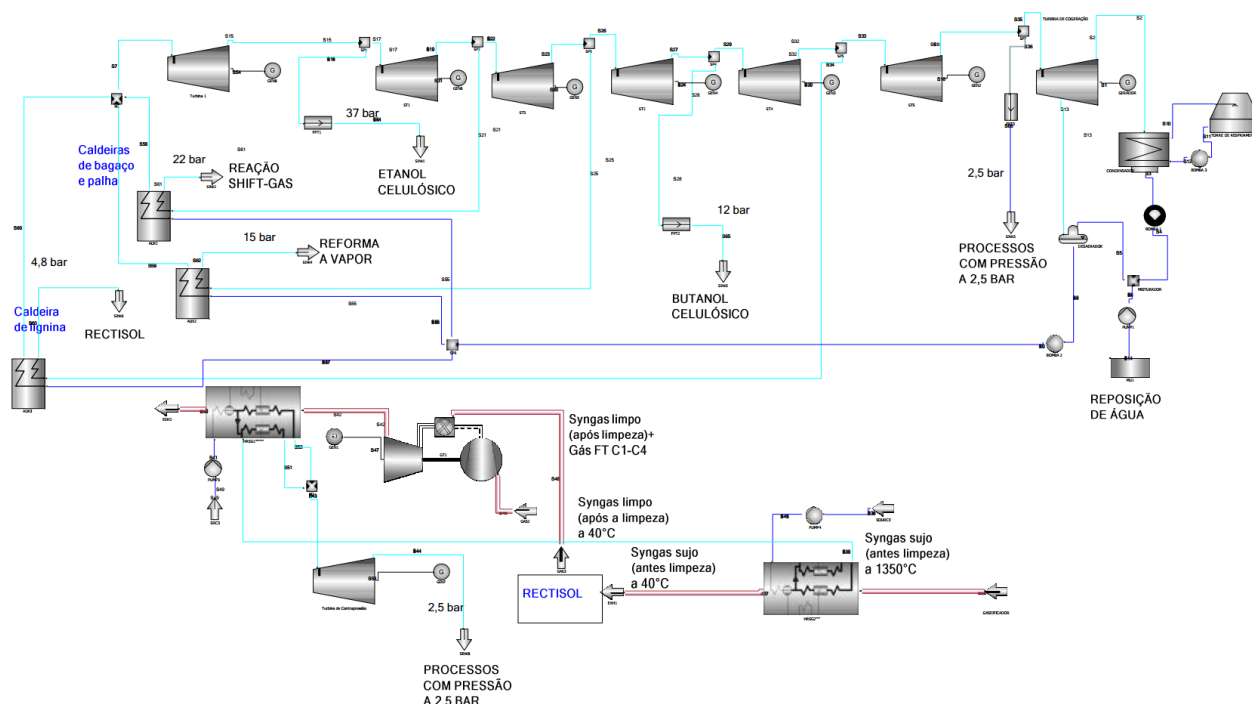


Figura 3.11: Modelo da planta da biorrefinaria construído no software *Gatecycle*

Ainda sobre a Figura 3.11, nota-se vários valores de pressão tais como 2,5; 4,8; 12; 15; 22 e 37 bar, os quais representam as pressões nas quais o vapor é extraído e alimenta os processos. Nos casos das extrações a 2,5; 12; e 37 bar o vapor extraído é saturado e atende aos requisitos do processo, ao passo que nos casos que utilizam vapor a 4,8; 15 e 22 bar o vapor é superaquecido sendo necessário o seu reaquecimento na caldeira. Também foi considerado na simulação que a lignina é queimada em uma caldeira separada da mistura bagaço e palha, de modo que não haja mistura com o bagaço, para evitar interferência na combustão devido ao teor de umidade.

É importante notar que a temperatura do syngas após a gaseificação corresponde a 1250°C, sendo necessário o seu resfriamento até a temperatura de 40°C para entrar na etapa de limpeza que utiliza o processo RECTISOL. Obviamente o não aproveitamento da energia dispendida no resfriamento do syngas de 1250°C para 40°C, representaria uma grande fonte de perda de energia, e dessa forma, admite-se a recuperação dessa energia, por uma caldeira de recuperação, conforme apresentado na figura 3.9. Além disso, tal como ocorre em diversas plantas IGCC, a caldeira que recupera o calor do syngas produz vapor saturado a 85 bar. Já na caldeira de recuperação do calor dos gases de escape, considerou-se em todos os casos simulados que a temperatura na qual os gases quentes entram na caldeira é acima de 480°C (DOE 2009a; DOE 2009b; CRE 1999). Na Tabela 3.15, tem-se os valores dos parâmetros adotados na simulação.

Tabela 3.15: Parâmetros adotados nas simulações e nos cálculos (BNDES 2010, CGEE 2009; Escobar et al. 2009; Hassuani 2005)

Usina		Cogeração e BIG-GTCC	
Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
Pressão da caldeira de cogeração	100 bar	PCI do syngas (após limpeza)	14,52 MJ/kg
Temperatura na saída da caldeira	530°C	PCI dos gases FT	46,90 MJ/kg
Eficiência isentrópica das turbinas a vapor	90%	Pressão da caldeira de recuperação	85 bar
Eficiência dos geradores elétricos	98,5%	Eficiência isentrópica das turbinas a vapor	78%
Eficiência da caldeira de cogeração (% PCI)	85%	Rendimento das bombas	85%
Consumo interno na planta	12kWh/t _c	Rendimento da caldeira	80%
Consumo específico das moendas	16 kWh/t _c	Pressão de entrada do syngas na turbina	30 bar

3.5.1 Considerações

Inicialmente é importante ressaltar que um dos objetivos desse estudo é o de encontrar a quantidade de biomassa que deve ser enviada para cada processo, de modo que seja possível determinar a alocação que torna a biorrefinaria mais atrativa desde o ponto de vista termodinâmico, econômico e ambiental. Para isso elaborou-se um modelo baseado nos itens anteriormente descritos, o qual serviu de base para o experimento computacional. Assim tem-se uma função matemática que relaciona os indicadores de desempenho com a distribuição do bagaço enviado aos processos, de modo que o ponto de máximo dessa função corresponde à alocação que permite obter para a planta a melhor configuração para um dado indicador. No caso da eficiência global por exemplo, o ponto de máximo indica as quantidades de bagaço que devem ser enviadas aos processos E2G, B2G, e para a gaseificação, além das porções do mix de syngas a ser enviada ao processo BIG-GTCC, e para a síntese FT. Para desenvolver esse modelo matemático, foram feitas algumas considerações que simplificam a modelagem matemática, sendo que tais considerações são referentes as características e limitações dos equipamentos de processos.

O gaseificador considerado é do tipo leito arrastado, independentemente da quantidade de biomassa que será gaseificada. Vale ressaltar que os gaseificadores desse tipo, trabalham em plantas que utilizam matérias-primas de origem fóssil, e neste estudo esse gaseificadores são adaptados para operar com bagaço da cana-de-açúcar, mesmo após o pré-tratamento, para que as suas propriedades sejam aproximadas as do carvão mineral. Além disso admite-se que todas as turbinas a gás utilizadas no estudo, estejam disponíveis comercialmente em versões aptas a operarem com combustíveis de baixo PCI, tal como o syngas produzido na gaseificação. Conforme já mencionado anteriormente, existem grandes esforços no sentido de produzir turbinas a gás aptas a utilizar combustíveis com as características dos produzidos na gaseificação da biomassa. Os fabricantes desses equipamentos já possuem esses equipamentos disponíveis, tal como a GE com a linha de turbinas LM2500, e a SIEMENS com a linha SGT. Por outro lado, em alguns casos do arranjo, devido ausência de turbinas a gás da GE, e da SIEMENS que pudesse operar na faixa de potência

requerida foram selecionadas turbinas existentes na biblioteca do software Gatecycle, admitindo que essas turbinas sejam capazes de operar nas condições do estudo.

No caso da planta convencional, tem-se que 50% do caldo produzido destinado para a produção de açúcar e os outros 50% para a produção de etanol. Além disso, o secador de biomassa utiliza os gases da combustão da caldeira de cogeração para a secagem do bagaço, admitindo que esses gases sejam suficientes para a secagem. No anexo A1 é apresentado o balanço energético para a secagem.

3.5.2 Aspectos da modelagem da planta

A metodologia utilizada na modelagem dos processos de conversão da biorrefinaria é baseada tanto em indicadores específicos extraídos da literatura, quanto em resultados de outros trabalhos que utilizaram simulações computacionais. As quantidades de produtos fabricados em cada processo de conversão da planta tais como os processos E2G e B2G, síntese FT, e ciclo BIG-GTCC, obviamente dependem das quantidades de biomassa enviadas para os mesmos.

Assim, os indicadores de desempenho relacionam a energia consumida e o montante produzido, sendo uma fonte de comparação entre os processos, podem ser entendidos como sendo uma função da distribuição da biomassa em cada processo. É possível que um processo A de um ponto vista energético seja superior a um processo B, sendo que se a análise for pautada em aspetos econômicos o processo B seja superior ao processo A.

Do ponto de vista da sustentabilidade faz-se necessária uma análise integrada da alocação da matéria-prima que otimizem o resultado energético, econômico e ambiental. Dessa forma a modelagem irá considerar indicadores de desempenho como eficiência global, VPL do empreendimento, emissões de dióxido de carbono, com o intuito de encontrar a quantidade de bagaço a ser enviada a cada processo que torne o empreendimento mais sustentável, ou seja, o ponto que possibilite melhor combinação de eficiência da planta atrelada ao maior VPL e de emissões de CO₂ eq. evitadas. Na modelagem da biorrefinaria, cada processo será tratado como sendo uma caixa preta, de modo a serem analisados apenas os fluxos de entrada e de saída.

3.6 Experimento computacional

Em um primeiro estudo de caso que será utilizado como base de comparação, o bagaço excedente é distribuído igualmente pelos processos contemplados pela biorrefinaria. Assim cada processo recebe um

terço da quantidade inicial disponível de bagaço. Além disso na etapa de gaseificação após a limpeza, metade do syngas é enviado para a síntese de Fischer-Tropsch para a produção de hidrocarbonetos, ao passo que a outra metade é enviada para o ciclo BIG-GTCC para a produção de energia elétrica.

Nos demais casos a distribuição será feita conforme a teoria dos experimentos computacionais, a qual determina as quantidades de biomassa cada processo deve receber como sendo função do arranjo experimental. Nesse estudo admite-se que as plantas comerciais a serem construídas estão disponíveis em escala comercial para as diferentes capacidades de cada ponto do arranjo, mesmo que essas capacidades não venham a ser exequíveis na prática. A Figura 3.12 ilustra como a biomassa é distribuída nos diversos processos.

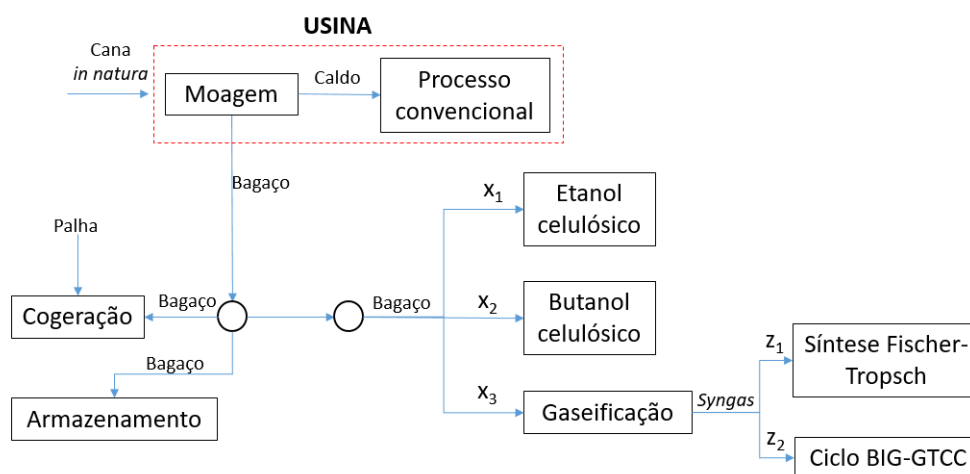


Figura 3.12: Esquema da alocação da matéria-prima nos processos

De acordo com a figura 3.12, a cana-de-açúcar in natura chega na usina e após a extração do caldo, tem-se o bagaço, o qual juntamente com a palha colhida no campo alimenta o sistema de cogeração a vapor. Posteriormente uma quantidade do bagaço é destinada para o armazenamento para ser utilizada na partida da planta após o período de entressafra, e a quantidade do bagaço remanescente será destinada para os processos de segunda geração. As variáveis x_1 , x_2 , x_3 , representam respectivamente a fração de bagaço a ser distribuída entre os processos de etanol celulósico, butanol celulósico e gaseificação. Já os valores de z_1 , z_2 correspondem as quantidades de syngas enviadas para a síntese Fischer-Tropsch e ciclo BIG-GTCC. A relação entre essas variáveis é apresentada mostras no sistema de equações S1.

$$\begin{cases} x_1 + x_2 + x_3 = 1 \\ z_1 + z_2 = 1 \end{cases} \quad S1$$

No caso base por exemplo, os valores de x_1 , x_2 , x_3 correspondem a um terço, pois a quantidade de bagaço será distribuída uniformemente nos processos de etanol celulósico, butanol celulósico, e gaseificação, além de que os valores de z_1 , z_2 , equivalem a 0,5, visto que metade do syngas é utilizado na síntese de Fischer-Tropsch e a outra metade é usada para a geração de eletricidade.

A partir desses valores são determinadas as demandas de eletricidade e de vapor dos processos, bem como a quantidade de produtos produzidos. Por outro lado, é necessário que as variáveis se encontrem dispersas dentro da possível região experimental do estudo, de modo que todos os pontos relevantes da região sejam levados em consideração. Para o bagaço tem-se que os valores de x_1 , x_2 e x_3 formam um plano conforme apresentado na Figura 13 a. E os pontos do arranjo devem estar distribuídos na região do estudo de modo a varrer toda a região do experimento, a qual pode ser representada na Figura 3.13b. O valor de x_3 representa a fração do bagaço disponível que é destinada para a gaseificação, de modo que o syngas gerado por esse processo é dividido para alimentar o ciclo BIG-GTCC, e a síntese Fischer-Tropsch. Dessa forma, a fração do syngas que cada um desses processos receberá é dada por z_1 e z_2 , sendo que o arranjo do experimento deve preencher não a região compreendida entre z_1 e z_2 . A Figura 3.13 c, apresenta como os pontos preenchem a região experimental do estudo.

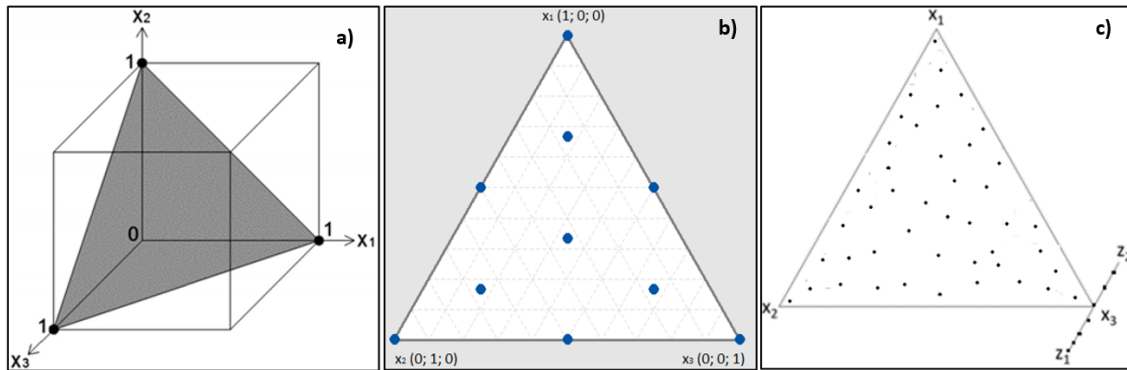


Figura 3.13: Plano que define a região do experimento; b) Pontos do arranjo distribuídos na região do estudo; c) Determinação do arranjo para a obtenção dos pontos do sistema

Além disso, a metodologia de determinação dos pontos do arranjo experimental pode influenciar na dispersão dos pontos do arranjo, conforme pode ser observado na Figura 3.14, que apresenta dois arranjos experimentais com 100 pontos, determinados com base em diferentes metodologias como o LHS (Latin Hypercube Sampling) e o método de Monte Carlo.

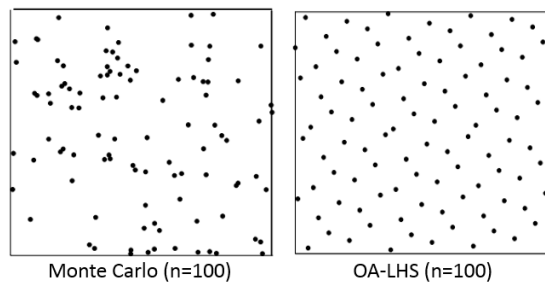


Figura 3.14: Comparativo entre diferentes metodologias (adaptado: Kalla, 2005)

Nota-se que o LHS, apresenta uma distribuição mais uniforme dos pontos, quando comparada a distribuição do método de Monte Carlo. Cada ponto do arranjo experimental, representa um experimento a

ser realizado, que na prática indica uma configuração de biorrefinaria. O objeto do experimento computacional é o de determinar o comportamento de um sistema de acordo com a influência das variáveis de entrada do sistema através de simulações computacionais.

A partir de cada ponto dos arranjos (experimental e de teste), são determinadas as quantidades de produtos fabricadas, além dos consumos de eletricidade e vapor. Com base na demanda térmica de cada configuração, e na quantidade de syngas destinadas ao ciclo BIG-GTCC, será simulado no sistema termelétrico no Gatecycle, tendo como resultado as quantidades de eletricidade excedentes. Por fim, tendo todas as quantidades de produtos e eletricidade excedente são calculadas a eficiência global, produtividade líquida por hectare, VPL e emissões evitadas. Esse procedimento é feito para todos valores de x_1 , x_2 , x_3 , e de z_1 , z_2 , pertencentes ao arranjo experimental, que conforme já mencionado anteriormente contém os pontos espalhados na região do estudo. Com o auxílio do software *Matlab*, obtém-se os arranjos experimental e de teste. A partir da alocação de biomassa de cada experimento, permite a obtenção dos indicadores de desempenho, os quais serão utilizados tanto na avaliação das diferentes configurações de biorrefinarias como na determinação da função objetivo.

3.6.1 Determinação da função objetivo

Após todas as +simulações terem sido feitas tem-se como respostas os indicadores de desempenho, sendo que cada valor do arranjo se relaciona com um indicador. Sendo assim, é possível relacionar os indicadores calculados, com os seus respectivos valores do arranjo, de modo a obter uma função objetivo. Essa função por sua vez, permite a determinação de um ponto de alocação de biomassa de máxima eficiência, ou que tenha a melhor uso da terra representado pela produtividade líquida por hectare, bem como o VPL para as duas modalidades consideradas, além das emissões de CO_2_{eq} evitadas para o cenário de emissões do Brasil e para o cenário de emissões médias. Uma rotina computacional foi elaborada no software *Matlab*® que fornece o ponto de maior eficiência global, produtividade líquida por hectare, VPL (para as modalidades 1 e 2), e para as emissões de CO_2_{eq} evitadas (para o cenário de emissões do Brasil, e para o cenário médio). O procedimento para a determinação da distribuição de bagaço que permite a obtenção dos maiores indicadores de desempenho é apresentado nas etapas a seguir:

1. Determinar um arranjo com pontos distribuídos que abranjam todo o espaço analisado. São elaborados dois arranjos, sendo um para o cálculo da função objetivo e outro para a validação da função que será obtido
2. Simular os pontos, para os valores contidos nos arranjos de alocação da matéria-prima.
3. A partir das respostas obtidas, obtém-se a função objetivo a partir da regressão de Kringing. A função objetivo fornece o resultado do indicador para quaisquer valores do arranjo de entrada.

4. Tendo sido encontrada a função objetivo, é feita a validação da função por meio do arranjo de teste. A função pode ser considerada validada caso o erro encontrado, bem como os demais parâmetros estatísticos estejam dentro de valores aceitáveis. Caso contrário, é necessário refazer o procedimento com as simulações computacionais para arranjos com um número maior de alocações.

5. A partir da função objetivo, encontra-se o ponto de máximo, ou mínimo conforme a necessidade.

É importante mencionar que a obtenção da função objetivo é feita através do modelo matemático baseado nas repostas para as diferentes alocações de bagaço destinadas para os processos da biorrefinaria. Nessa modelagem foram feitas algumas considerações, além de existirem outras limitações que podem em algumas situações não representar com fidelidade a realidade. Um exemplo que pode ser citado diz respeito a um ponto no qual a rota termoquímica recebe pequenas quantidades de bagaço, e o reator de gaseificação escolhido é de leito arrastado é recomendado elevados valores de MW térmicos de saída conforme pode ser observado na figura 2.17, e admite-se que o gaseificador irá operar normalmente mesmo com menores quantidades de bagaço. Além disso, o investimento de uma planta de processamento pode ser inviável para pequenas quantidades de biomassa a ser processada.

Além disso, para o uso do syngas como combustível do ciclo BIG-GTCC admite-se que haja turbinas a gás disponíveis comercialmente para operar com esse combustível. De fato, fabricantes como General Electric e Siemens possuem turbinas a gás em operação em diversas plantas. No entanto, para o caso em que a energia de entrada do syngas é reduzida foram selecionadas turbinas existentes na biblioteca do software Gatecycle assumindo que essas podem operar com o syngas. A modelagem da planta foi realizada conforme o fluxograma apresentado na Figura 3.15, o qual mostra as etapas da obtenção do modelo e dos pontos de interesse.

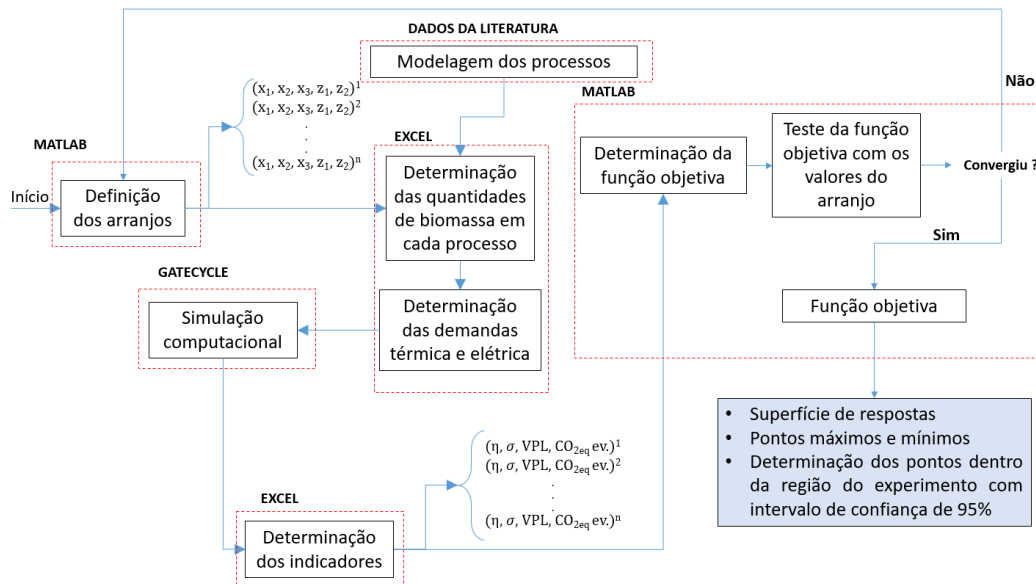


Figura 3.15: Fluxograma da realização do experimento computacional

3.6.2 Parâmetros do método de Kriging

Para a utilização do método de Kriging é necessário fornecer dois parâmetros de entrada sendo ela q e λ . O primeiro é oriundo da equação de correlação espacial apresentada no item 2.8.3 do capítulo 2. Já o segundo corresponde a penalização da função objetivo.

- **Parâmetro q :**

A função de correlação espacial pode ser modelada de diversas forma, sendo o modelo exponencial o mais utilizado, (Kleijnem & Mehdad 2014; Fung et al 2006), e será adotado nesse estudo. Conforme a equação 2.3, mencionada no capítulo 2, para valores de $q=2$, a função é diferenciável em quaisquer pontos, de modo que não existem pontos de inflexão na função (Fung et al. 2006), e por essa razão esse valor foi adotado no experimento.

- **Parâmetro λ**

O parâmetro λ permite que o comportamento da função não desvie do comportamento real do sistema, além de que o método de Kriging tem uma precisão razoável. O valor de λ deve ser adotado de modo que a obter-se a maior verossimilhança do experimento, bem como os menores erros estatísticos de avaliação (Fung et al. 2006).

3.7 Avaliação das plantas

Para avaliar as características das plantas contempladas nos arranjos, será realizada uma análise técnico-econômico-ambiental de todos os pontos contemplados nos arranjos. Essa análise será feita por meio do cálculo de indicadores de desempenho, que permite a visualização das melhores alternativas do ponto de vista energético, financeiro e ambiental.

3.7.1 Análise energética

A análise energética quantifica as quantidades de produtos fabricadas, bem como os seus respectivos consumos energéticos, de modo a fornecer informações do modo que a energia é aproveitada. Através da quantidade de biomassa destinada a cada processo, das demandas de eletricidade e vapor, e dos resultados das simulações computacionais, tem-se os balanços de massa e energia, que permitem os cálculos dos indicadores de desempenho da biorrefinaria.

A avaliação do desempenho energético das diferentes biorrefinarias, será feita através de indicadores tal como a eficiência global da planta, a qual é definida como sendo a razão entre a energia útil dos produtos fabricados (Etanol, açúcar, etanol celulósico, butanol celulósico, acetona, Diesel, Gasolina, Ceras e eletricidade), pela energia dos insumos utilizados (Caldo, bagaço e palha). A eficiência global da planta é calculada conforme a equação 3.1.

$$\eta_{Global} = \frac{\sum(\dot{m}_{produto} PCI_{produto}) + \sum Eletricidade\ excedente}{\sum \dot{m}_{comb} PCI_{comb}} \quad (3.1)$$

Além da eficiência global, outro indicador a ser adotado é a produtividade energética por hectare, que mostra o aproveitamento da energia da cana por hectare. O valor desse parâmetro, indica a quantidade de energia que é convertida nos produtos, tais como etanol, butanol, acetona, açúcar, líquidos FT e eletricidade em cada hectare. É determinado em função da produção de um hectare de cultivo de cana-de-açúcar conforme a equação 3.2.

$$\sigma_{Cana} = \frac{\sum(\dot{m}_{produto} PCI_{produto}) + \sum Eletricidade\ excedente}{\dot{m}_{cana}} \Psi \quad (3.2)$$

Onde Ψ representa a produtividade de cana por hectare e corresponde a 80 t_c/ha (Leal et al. 2013, Rocha et al 2013), considerando um canavial novo. O valor de σ_{cana} é expresso em GJ/ha, e os valores de propriedades físicas dos produtos tais como PCI, densidade, bem como outros valores estão apresentados na Tabela 3.16.

Tabela 3.16: Os valores utilizados do poder calorífico dos produtos

Produto	Valor	Referencia
Etanol	28,23 MJ/kg	BNDES 2010
Açúcar	16,73 MJ/kg	Renó, 2011
Syngas	14,524 MJ/kg	Calculado
Bagaço (50%)	7,65 MJ/kg	Renó et al 2011
Butanol	26,60 MJ/ litro	(Beckwith, 2011)
Acetona	28,80 MJ/ litro	(Beckwith, 2011)
Gases FT C ₁ -C ₄	46,90 MJ/kg	Calculado
Gasolina C ₅ -C ₁₁	44,50 MJ/kg	GREET, 2010
Diesel C ₁₂ -C ₂₀	44,21 MJ/kg	GREET, 2010
Ceras C ₂₁ -C ₃₀	46,50 MJ/kg	GREET, 2010
Graxas C ₃₁ -C ₄₀	47,00 MJ/kg	GREET, 2010
Caldo	2,51 MJ/kg	Rennó, 2011
Palha (15%)	12,90 MJ/kg	Walter & Ensinas 2010

3.7.2 Análise econômica

Para avaliar a viabilidade financeira das alternativas contempladas nos arranjos, foi realizada uma análise econômica dos pontos dos arranjos de modo análogo ao realizado para a eficiência global e para a produtividade líquida. Admite-se que os processos da biorrefinaria sejam independentes, não existindo

etapas comuns nos processos. Além disso, o tamanho das plantas de processamento será determinado a partir das quantidades produzidas em cada processo, sendo que o custo é baseado nos custos de plantas ou equipamentos existentes e corrigidos para a capacidade de cada caso, além de valores de reportados na literatura, corrigidos pela inflação. Para a avaliação, utiliza-se como indicadores o valor presente líquido (VPL) do investimento, apresentado na equação 3.3.

$$VPL = \sum_{n=1}^{25} \frac{\text{Fluxo de caixa}}{(1+i)^n} - \text{Investimento total} \quad (3.3)$$

3.7.2.1 Estimativa dos custos das plantas

Inicialmente é feito o cálculo do valor dos investimentos necessários para a construção das plantas de processamento da biorrefinaria, as quais são integradas a usina convencional. O tamanho e os custos dessas plantas dependem das quantidades de produtos produzidas em cada um dos casos dos arranjos considerados. Para a determinação dos custos do investimento utiliza-se um caso de referência cujo custo e capacidade são conhecidos, são utilizados na equação de custo capacidade conforme a equação 3.4, a qual é utilizado no cálculo dos custos dos diversos estudos de caso.

$$\text{Custo}_2 = \text{Custo}_1 \left(\frac{\text{Capacidade}_2}{\text{Capacidade}_1} \right)^\alpha \quad (3.4)$$

O valor de α com o tipo de equipamento adotado, e para a construção de plantas de processamento, corresponde a 0,6 (Dias et al. 2014). Os custos referentes aos investimentos são corrigidos para dezembro de 2016 através dos índices CEPCI (Chemical Engenniering, 2017), sendo a correção através desses índices é feita conforme a equação 3.5.

$$\text{Custo}_{\text{Dez 2016}} = \text{Custo}_{\text{Data da referência}} \left(\frac{\text{Indice CEPCI}_{\text{Dez 2016}}}{\text{Indice CEPCI}_{\text{Data da referência}}} \right) \quad (3.5)$$

Para o cálculo do investimento necessário para a construção das plantas de processamento, são utilizados como referência os custos de plantas comerciais ou equipamentos de processo existentes e reportados na literatura, e cujas capacidades são conhecidas, tais como plantas de processamento, gaseificadores, secadores, reatores FT, turbinas a gás dentre outros. Através das quantidades produzidas em cada ponto do arranjo, determina-se o valor referente ao investimento para o investimento considerando a sua capacidade de processamento, através da equação de custo capacidade. Os parâmetros econômicos utilizados na análise são apresentados na Tabela 3.17.

Tabela 3.17: Valores assumidos na análise econômica

Item	Valor	Referencia	Item	Valor	Referencia
Câmbio (R\$/ US\$)	3	Valor assumido	ICMS, IPI, PIS, COFINS	18%	-
EURO/US\$	0,95	Valor assumido	IRPJ / CSLL	35%	-
Índice CEPCI dez 2016	541,7	(*)	Taxa de juros	7%	BNDES 2017
Índice CEPCI 2015	556,8	(*)	Horizonte de planejamento	25 anos	(***)
Índice CEPCI 2014	576,1	(*)	Tempo de construção	2 anos	(***)
Índice CEPCI 2013	567,3	(*)	Valor residual dos equipamentos	0	(***)
Índice CEPCI 2007	525,4	(*)	Depreciação (linear)	10 anos	(***)
Índice CEPCI 2006	499,6	(*)	Sistema de financiamento	Price	(***)
Índice CEPCI 2005	468,2	(**)	Pagamento do empréstimo	10	(***)
Índice CEPCI 2003	401,7	(**)	Preço do bagaço	6,67 US\$/tc	EPE 2016a
Índice CEPCI 1996	382	(**)	Preço da palha	US\$ 19/tc	EPE 2016a
Horas de operação por safra	5000	Seabra et al 2014	Contingencias e capital de giro	5% do investimento	Borregiter et al 2013

(*) Chemical Engineering 2017; (**) Chemical Engineering 2016; (***) Valores assumidos

3.7.2.2 Custo da planta de etanol lignocelulósico.

Atualmente existem 2 plantas de etanol de segunda geração em operação no Brasil, sendo a Usina Costa Pinto instalada no interior de São Paulo, e a planta da BIOFLEX localizada em localizada em São Miguel do Campos no interior do estado de Alagoas possuem capacidade de produção de 82 milhões de litros de etanol 2G por safra. Além dessas unidades, em 2013 o Centro de Tecnologia Canavieira, anunciou a construção de uma planta de demonstração a ser instalado na Usina São Manoel da Coopersucar na cidade de São Manoel, a qual possui capacidade de produção de 3 milhões de litros por safra. (Monteiro, 2015). A Tabela 3.18 apresenta características dessas plantas.

Tabela 3.18: Plantas comerciais de etanol celulósico atualmente no Brasil (Monteiro 2015)

Usina	Capacidade (10 ⁶ litros/safra)	Matéria-Prima	Local - Ano	Investimento (em milhões) ^a
Raizen - Costa Pinto	40	Bagaço e palha de cana	Piracicaba SP – 2015	R\$ 230
Bioflex	82	Bagaço e palha de cana	São Miguel dos Campos AL – 2014	R\$ 300
CTC	3	Bagaço e palha de cana	São Manoel SP- 2013	R\$ 80

^a Valores corrigidos para dezembro de 2016.

A planta do Centro de Tecnologia Canavieira é uma unidade de demonstração, com pouca capacidade em comparação com o potencial de biomassa produzida uma usina de açúcar e álcool, sendo uma planta destinada ao desenvolvimento de tecnologia própria para o processo E2G, além de ter um elevado custo de produção.

O investimento para a produção de etanol considerando a planta da Bioflex corresponde US\$ 1,22 por litro, ao passo que esse valor para a planta da usina Costa Pinto é US\$ 1,86 por litro, sendo que ambos valores estão corrigidos para 2016. Dessa forma, por possuir um menor investimento específico, admite-se os valores referentes a planta da BIOFLEX serão utilizados como base para a construção da planta de etanol lignocelulósico, de acordo com as correções do índice CEPCI, e com a equação de custo capacidade.

3.7.2.3 Custo da planta de biobutanol lignocelulósico.

Atualmente existe apenas uma unidade produtora de biobutanol no Brasil, pertencente a empresa HC sucroquímica que utiliza substratos da cana-de-açúcar em um processo que envolve a fermentação ABE. Em 2012 as empresas Rhodia/Solvay e Cobalt Technologies estabeleceram uma parceria para a produção de biobutanol no Brasil, que previa a construção uma planta de demonstração no interior do estado de São Paulo (Monteiro, 2015). A Tabela 3.19, apresenta as características dessas plantas.

Tabela 3.19: Plantas comerciais de biobutanol atualmente no Brasil (Monteiro, 2015)

Usina	Capacidade (10 ³ kg/safra)	Matéria-Prima	Local - Ano	Investimento (em milhões)
HC Sucroquímica	2000	Substratos da cana-de-açúcar	Campos dos Goytacazes RJ – 2006	US\$ 8,33
Rhodia e Cobalt	100000	Bagaço e palha de cana	Interior de SP 2015	US\$ 66,67

Em relação a HC sucroquímica mesmo produzindo biobutanol a partir de matérias-primas renováveis através da fermentação ABE, não utiliza como matéria-prima a biomassa da cana. Já a planta da Rhodia-Cobalt tem um investimento específico de US\$ 0,667 para cada kg de butanol produzido. No entanto essa planta ainda não entrou em operação, e é desconhecido o atual status desse projeto.

Por outro lado, Clifford (Clifford, 2016), indica que o investimento para a produção de biobutanol partir de palha de trigo para as condições dos Estados Unidos, considerando uma planta de capacidade anual de 150 mil toneladas, corresponde a US\$ 162,02 milhões. O investimento específico dessa planta corresponde a US\$ 1,08 por kg de butanol produzido, e mesmo que esse valor seja superior ao do projeto da Rhodia, admite-se o custo reportado por Clifford como a base para o cálculo das demais plantas.

Assim, de maneira análoga ao modelo de investimento adotado para a planta de etanol lignocelulósico, os custos referentes ao investimento a construção da planta de biobutanol, serão determinados a partir da capacidade de produção anual de butanol de cada ponto dos arranjos, sendo o custo do investimento será determinado através da equação de custo capacidade, e corrigidos pelo índice CEPCI.

3.7.2.4 Custo das plantas de gaseificação e síntese Fischer-Tropsch

Atualmente não existem plantas de gaseificação de biomassa em escala comercial, sendo que alguns projetos de planta piloto não tiveram continuidade. De fato, existem diversos desafios tecnológicos a serem superados, para que essa tecnologia venha a ser utilizada para o aproveitamento da biomassa. A China, é uma nação que investe em plantas de gaseificação para uso de carvão, de modo que importam a tecnologia de outros países. Os elevados investimentos desses empreendimentos representam um entrave para a implantação dos mesmos. Existem alguma planta piloto tais como a do projeto Chorem na Alemanha que

tem como objetivo a gaseificação de 65 mil toneladas de madeira por ano, a do Projeto Chermec na Suécia que visa a produção de bioquerosene e biogás de segunda geração, e o projeto biofuel na França, que converte matérias-primas lignocelulósicas em biodiesel e bioquerosene (IPT 2011, IPT 2013). Por não existirem plantas de gaseificação em escala comercial, os custos de investimento serão levantados com base nos equipamentos de processamento necessários. A Tabela 3.20 apresenta os custos dos equipamentos utilizados na gaseificação e na síntese FT.

Tabela 3.20: Custo dos equipamentos do sistema de gaseificação e síntese Fischer-Tropsch

Etapa	Tipo de equipamento	Custo e capacidade	Referencia
Pré-tratamento	Secador e triturador	Custo em 2011: US\$ 22,7 milhões com capacidade de recepção de 389 MW _{th} de entrada	Swanson et al. 2011
	Torrefador (tipo moving bed)	Custo em 2010: US\$ 10,73 milhões para um equipamento com capacidade de processar 126 mil toneladas de biomassa por ano	Basu, 2013
Produção de syngas	Gaseificador Shell 400 MW _{th} . Leito arrastado	Custo em 2005: €81 milhões, considerando que US\$ 1,00 equivale a €0,90 (2005)	Vliet et al 2009
	Unidade ASU ^a	Custo em 2003: Custo total de US\$ 31,71 milhões, para uma vazão de entrada de ar de 18 kg/s	Larson et al 2009
	Unidade RECTISOL ^b	Custo em 2003: Custo total de US\$ 122,38 milhões para uma capacidade de 34,2 kg/s de syngas	Larson et al 2009
Síntese FT	Reforma a vapor, reações de Shift, sistema de destilação e refino ^c	Custo em 2003: Custo total de US\$ 123,8 milhões para uma capacidade de 34,2 kg/s de syngas	Larson et al. 2009

^a Considera a unidade ASU, um compressor de O₂ e um expansor de N₂ que custam em milhões de US\$ 25,75; 4,68; 1,23. ^b Considera o resfriador de gás (caldeira de recuperação), sistema de filtros e craqueamento do alcatrão, Unidade RECTISOL e compressor de O₂, que custam em milhões de US\$ 51,6; 26,8; 43,7; 0,28 respectivamente. ^c considera reatores FT que custam US\$ 38,77 milhões e reformadores shift e sistema de destilação e refino que custam US\$ 85,03.

3.7.2.5 Custo do ciclo BIG-GTCC

Diversos autores utilizam valores do custo de instalação do ciclo BIG-GTCC baseados nos custos por kW instalado, tal como Dantas (Dantas et al, 2013), que indica que os custo do ciclo BIG-GTCC corresponde a US\$ 3600 por kW instalado. Esse custo leva em consideração os valores referentes ao sistema completo, com o gaseificador, e sistema de limpeza, e pré-tratamento da biomassa. Como os custos desses equipamentos já foram contabilizados anteriormente, restam apenas os valores referentes a turbina a gás, a caldeira de recuperação e o ciclo a vapor. Os custos desses equipamentos forma elaborados de acordo com Larson et al 2009, para um ciclo com 227,59 MW instalados, e estão apresentados na Tabela 3.21.

Tabela 3.21: Custos dos equipamentos do ciclo BIG-GTCC de 227,59 MW_{inst.} (Larson et al. 2009)

Equipamento	Custo em milhões para 2003	Custo corrigido para dezembro de 2016)
Turbina a gás	US\$ 30,65	US\$ 41,33
Caldeira de recuperação	US\$ 84,77	US\$ 114,31
Ciclo a vapor	US\$ 59,17	US\$ 79,79
Custo total	US\$ 174,59	US\$ 235,44

3.7.2.6 Custo de investimento do ciclo Cogeração

No estudo, admite-se que o ciclo de cogeração será construído junto a usina, de modo que os parâmetros de operação são similares aos de usinas modernas como as da ODEBRECHT e BIOSEV, as quais operam segundo parâmetros de 100 bar e 520°C (BIOSEV,2017; ODEBRECHT, 2016; DEDINI, 2016). O custo de construção de um ciclo de cogeração a vapor corresponde a US\$ 1400 por kW instalado, e os custos fixos são referentes a manutenção dos equipamentos são US\$ 84 por kW hora instalado (Dantas et al. 2013).

3.7.3 Modalidades de investimentos adotadas

Na modelagem da usina, foi assumida a produção de vapor de elevados parâmetros. Por outro lado, existem diversas usinas que operam segundo parâmetros de vapor inferiores aos admitidos no estudo (DEDINI, 2011). Dessa forma, para avaliar os investimentos da implantação da biorrefinaria em usinas sucroalcooleiras que possuem e que não possuem ciclo a vapor que operem com os elevados parâmetros de vapor, foram consideradas duas modalidades de investimento, sendo que a primeira (modalidade 1), considera a construção do ciclo de cogeração, junto as demais plantas de conversão.

A segunda modalidade (modalidade 2) não considera os custos para a construção do ciclo de cogeração, e admite-se que a planta convencional possui um sistema capaz de operar com parâmetros tais como as usinas da COSAN (100 bar e 520°C). Nesse caso apenas as receitas referentes a venda de eletricidade oriunda do sistema BIG-GTCC são consideradas no fluxo de caixa, e os custos de à aquisição da palha, bem como os de manutenção do ciclo de cogeração a vapor são desprezados.

3.7.4 Receitas, custos de produção, impostos e taxas

As receitas do empreendimento são obtidas a partir da venda dos produtos, considerado os preços de venda apresentados na Tabela 3.22.

Tabela 3.22: Preço de venda dos produtos

Produto	Preço	Referencia
Etanol	US\$ 0,52/ litro	UDOP 2017 (*)
Butanol (produto químico)	US\$ 1,65/kg	Dias et al. 2014, Pereira et al. 2014
Acetona	US\$ 0,92/kg	Pfromm et al. 2010
Gasolina	US\$ 1,10/l	ANP 2016
Diesel	US\$ 1,00/l	ANP 2016
Ceras	US\$ 0,22/l	Im-orb et al 2016
Graxas	US\$ 0,22/l	Im-orb et al 2016
Eletricidade	US\$ 76,00/ MWh	ANEEL,2016

(*) Valor médio dos últimos 5 anos. Considerando cambio de US\$ 1,00 = R\$3,00 e 1 US\$ =0,95 Euros

Os custos de produção considerados são referentes a salários, manutenção e operação, sendo que o custo da mão-de-obra para uma planta de processamento FT corresponde a 2000 Euros por MW térmico de entrada (Van Vliet et al. 2009). Esse valor foi considerado como constante para todas as plantas. Os custos de manutenção e operação foram considerados como sendo 4% do investimento total. (EPE 2016a., Larson et al. 2009). No ciclo BIG-GTCC e ciclo de cogeração, foram considerados como custos de manutenção e operação como sendo US\$ 144,00 por kW instalado e US\$ 84,00 por kW (Dantas et al. 2013).

Os custos variáveis correspondem aos custos da matéria-prima, que no caso do ciclo de cogeração é o combustível a ser queimado nas caldeiras, sendo bagaço e palha. Os custos referentes ao uso da lignina como combustível, não serão considerados, admitindo que esses já estão inseridos no custo do bagaço da cana. Os custos referentes a enzimas para o processo E2G e B2G considerados, correspondem a US\$ 0,05 por litro de etanol produzido (Dias et al 2012) e US\$ 0,085 por kg de butanol produzido (Pfromm et al 2010).

É necessário descontar da receita impostos como (ICMS, IPI, PIS, COFINS), que são proporcionais a produção e correspondem a 18% da receita bruta. Incidem também impostos sobre lucro os lucros obtidos (IRPJ e CSLL), de modo que devem ser considerados tendo como base o lucro operacional e correspondem a 35% do lucro operacional.

3.8 Análise ambiental e indicadores de desempenho ambiental

A análise ambiental avalia os benefícios do uso da biomassa de modo que os produtos gerados por ela substituirão outros produtos de origem fóssil. O etanol por exemplo, é um biocombustível que pode substituir outros combustíveis oriundos do petróleo como a gasolina. Sendo assim, as emissões da gasolina que foi substituída pelo etanol seriam evitadas, uma vez que o etanol tem emissões neutras considerando apenas o seu uso apenas como combustível.

Dessa forma os produtos provenientes da biomassa, substituem os produtos de origem fóssil de modo que essas emissões são evitadas. Utiliza-se como indicador as quantidades de CO₂ equivalente evitadas dada em toneladas de CO₂ eq. equivalente por safra. A Tabela 3.23 apresenta as quantidades de CO₂eq. evitadas por cada produto.

Tabela 3.23 Quantidade de CO₂ equivalentes evitadas pelos produtos

Produto	Quantidade de emissões evitadas	Referência
Etanol	0,086 kg CO ₂ eq/MJ	Väisänen et al. 2016
Butanol	0,0558kg CO ₂ eq /MJ	Michailos et al 2016
Acetona ABE	0,057 kg CO ₂ eq /MJ	Väisänen et al. 2016
Gasolina FT	85 g CO ₂ eq /MJ de gasolina	-
Diesel FT	3917 g CO ₂ eq /litro de diesel	Van Vliet et al. 2009
Ceras	4210 g CO ₂ eq /litro de diesel	Van Vliet et al. 2009
Graxas	4210 g CO ₂ eq /litro de diesel	Van Vliet et al. 2009
Eletricidade - Brasil	0,1396 kg de CO ₂ eq/kWh	BEN 2016b
Eletricidade – Média (*)	0,4559 kg de CO ₂ eq/kWh	BEN 2016b

(*)-Considera a média das emissões de Brasil, China, EUA e EU para a geração de 1 kWh.

Para a energia elétrica gerada, tem-se as emissões que são evitadas para a produção de 1 kWh. Por outro lado, esse valor depende das características da matriz energética, sendo que para o Brasil, que possui uma das matrizes energéticas mais limpas do planeta esse valor é baixo. Já para o caso da China, que é dependente de carvão mineral para a geração de eletricidade, esse valor corresponde a 805,2 kg de CO₂ eq para cada MWh gerado. Esse valor para os Estado Unidos corresponde a 494,2, e para a União Europeia 384,5 kg de CO₂ eq. para cada MWh gerado. (EPE, 2016a).

Assim leva-se em consideração dois cenários, sendo o primeiro referente as emissões da matriz energética de Brasil, o qual considera a emissões de 0,1396 kg de CO₂ eq. emitidos para cada kWh gerado na biorrefinaria, o qual será chamado de CBR. Já segundo caso utilização o valor médio das emissões entre Brasil, China, Estados Unidos e União Europeia, sendo que esse valor corresponde a 0,4559 kg de CO₂ eq para cada kWh gerado, e será chamado de CME.

3.9 Avaliação da integração dos indicadores

Além dos indicadores anteriormente selecionados, serão avaliados como a interação desses indicadores ocorre. É interessante por exemplo avaliar para os vários pontos do arranjo a quantidade de emissões evitadas em relação a energia total produzida. Assim utiliza-se o indicador de emissões evitadas por energia calculado através da equação 3.6.

$$Emissões\ ev.\ por\ energia = \frac{\sum(Emissões\ de\ CO_2\ eq.\ evitadas)}{\sum(\dot{m}_{produto}PCI_{produto}) + \sum Eletricidade\ excedente} \quad (3.6)$$

Esse indicador é dado por kg de CO_{2 eq.} por GJ de energia produzida. Como foram definidos dois cenários para as emissões evitadas, será determinado um indicador para cada um dos cenários. Outro indicador a ser calculado é a energia total por investimento, o qual determina a quantidade de energia produzida em relação aos investimentos a serem realizados. Esse indicador é medido em GJ/US\$, e calculado conforme a equação 3.7.

$$\textit{Investimento por energia} = \frac{\sum(\dot{m}_{\textit{produto}}\textit{PCI}_{\textit{produto}}) + \sum \textit{Eletricidade excedente}}{\textit{Investimento total}} \quad (3.7)$$

Pode ser interpretado como uma medida do ponto de vista energético de quão bem os recursos financeiros são empregados. Por fim, tem-se o indicador emissões evitadas por investimento total, apresentado na equação 3.8, o qual avalia as emissões evitadas em relação ao investimento total.

$$\textit{Investimento por emissões evitadas} = \frac{\sum(\textit{Emissões de CO}_{2 \textit{ eq. evitadas}})}{\textit{Investimento total}} \quad (3.8)$$

A unidade desse indicador é CO_{2 eq.}/US\$, e de modo análogo ao investimento por energia, pode ser visto como um indicativo dos benefícios ambientais que o investimento proporciona.

Capítulo 4

RESULTADOS

Nesse capítulo serão apresentados os resultados obtidos através tanto das simulações, como dos experimentos computacionais. Antes, no entanto para uma melhor compreensão, é pertinente apresentar de modo esquemático como é feita a distribuição do bagaço para cada processo, sendo que para cada distribuição tem-se uma configuração de biorrefinaria.

Os pontos do arranjo experimental e de teste serão representados pelo conjunto de pontos ordenados com cinco variáveis, sendo indicados por a $(x_1 \ x_2 \ x_3 \ z_1 \ z_2)$, com as variáveis x_1 , x_2 e x_3 indicando a fração de bagaço destinada ao processo de etanol lignocelulósico, biobutanol e gaseificação respectivamente, de modo que o somatório dessas variáveis equivale a 1. As variáveis z_1 e z_2 as frações do syngas produzido a ser destinada para a síntese Fischer-Tropsch e ao ciclo BIG-GTCC respectivamente. A Tabela 4.1 apresenta os pontos extremos, com a participação das rotas de conversão.

Tabela 4.1: Participação das rotas de conversão nos pontos extremos avaliados.

Pontos Extremos	Processos				
	Bioquímico		Termoquímico		
	Etanol lignocelulósico (x_1)	Biobutanol (x_2)	Gaseificação (x_3)	Síntese FT (z_1)	BIG-GTCC (z_2)
E2G (1 0 0 0 0)	X				
B2G (0 1 0 0 0)		X			
BGT (0 0 1 0 1)			X		X
FT1 (0 0 1 0,4 0,6)			X	X	X
FT2 (0 0 1 0,8 0,6)			X	X	X
BSE (1/3 1/3 1/3 1/2 1/2)	X	X	X	X	X

No caso de uma das variáveis x_1 , x_2 e x_3 do arranjo tenha o valor igual a zero, o processo correspondente a essa variável não é contemplado pela biorrefinaria. No caso de x_1 igual a zero por exemplo, tem-se que a ausência possui uma planta de conversão de etanol lignocelulósico na biorrefinaria. O mesmo pode ser dito para as variáveis z_1 e z_2 , sendo que para valores de x_3 iguais a zero, não há participação dos processos termoquímicos. No ponto E2G por exemplo é representado pelo quádrupla ordenada (1 0 0 0 0), indicando que todo o bagaço disponível é destinado ao processo de produção de etanol lignocelulósico.

Os valores correspondentes as variáveis x_1 , x_2 , x_3 , z_1 e z_2 , para os arranjos de 50 pontos e 40 pontos obtidos são apresentadas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2: Valores as variáveis dos arranjos

Arranjo de 50 pontos						Arranjo de 40 pontos					
Ponto	x ₁	x ₂	x ₃	z ₁	z ₂	Ponto	x ₁	x ₂	x ₃	z ₁	z ₂
1	0,300	0,370	0,330	0,379	0,621	1	0,144	0,590	0,266	0,851	0,149
2	0,254	0,632	0,115	0,592	0,408	2	0,248	0,356	0,396	0,605	0,395
3	0,462	0,310	0,228	0,674	0,326	3	0,636	0,114	0,250	0,259	0,741
4	0,734	0,222	0,044	0,825	0,175	4	0,416	0,228	0,356	0,963	0,037
5	0,193	0,260	0,547	0,563	0,437	5	0,299	0,051	0,650	0,590	0,410
6	0,511	0,175	0,314	0,174	0,826	6	0,041	0,167	0,793	0,773	0,227
7	0,040	0,786	0,174	0,396	0,604	7	0,598	0,284	0,118	0,742	0,258
8	0,580	0,216	0,204	0,832	0,168	8	0,771	0,014	0,215	0,998	0,002
9	0,338	0,142	0,520	0,642	0,358	9	0,074	0,845	0,081	0,039	0,961
10	0,006	0,609	0,385	0,081	0,919	10	0,530	0,331	0,139	0,159	0,841
11	0,121	0,180	0,700	0,666	0,334	11	0,390	0,096	0,514	0,803	0,197
12	0,575	0,319	0,105	0,790	0,210	12	0,121	0,523	0,356	0,637	0,363
13	0,494	0,304	0,203	0,013	0,987	13	0,371	0,434	0,195	0,449	0,551
14	0,171	0,209	0,620	0,121	0,879	14	0,205	0,139	0,656	0,325	0,675
15	0,306	0,652	0,041	0,085	0,915	15	0,345	0,221	0,434	0,196	0,804
16	0,245	0,118	0,637	0,249	0,751	16	0,165	0,718	0,117	0,313	0,687
17	0,115	0,356	0,528	0,520	0,480	17	0,077	0,199	0,725	0,651	0,349
18	0,066	0,295	0,639	0,005	0,995	18	0,005	0,622	0,373	0,934	0,066
19	0,783	0,023	0,193	0,201	0,799	19	0,857	0,041	0,102	0,059	0,941
20	0,150	0,134	0,716	0,851	0,149	20	0,194	0,768	0,037	0,920	0,080
21	0,209	0,093	0,697	0,402	0,598	21	0,212	0,535	0,253	0,145	0,855
22	0,686	0,151	0,163	0,431	0,569	22	0,526	0,374	0,100	0,096	0,904
23	0,086	0,875	0,038	0,432	0,568	23	0,067	0,333	0,599	0,747	0,253
24	0,441	0,284	0,275	0,762	0,238	24	0,005	0,010	0,986	0,815	0,185
25	0,409	0,512	0,079	0,139	0,861	25	0,188	0,290	0,522	0,168	0,832
26	0,636	0,241	0,123	0,263	0,737	26	0,779	0,159	0,063	0,791	0,209
27	0,226	0,099	0,675	0,906	0,094	27	0,447	0,114	0,439	0,897	0,103
28	0,375	0,443	0,182	0,459	0,541	28	0,518	0,232	0,251	0,703	0,297
29	0,334	0,247	0,419	0,894	0,106	29	0,347	0,564	0,088	0,200	0,800
30	0,362	0,612	0,026	0,335	0,665	30	0,081	0,040	0,879	0,625	0,375
31	0,045	0,777	0,177	0,047	0,953	31	0,742	0,182	0,077	0,533	0,467
32	0,712	0,050	0,238	0,411	0,589	32	0,138	0,620	0,242	0,027	0,973
33	0,076	0,011	0,913	0,444	0,556	33	0,475	0,060	0,465	0,235	0,765
34	0,219	0,065	0,716	0,195	0,805	34	0,030	0,679	0,291	0,222	0,778
35	0,424	0,523	0,053	0,789	0,211	35	0,352	0,259	0,390	0,483	0,517
36	0,541	0,430	0,028	0,346	0,654	36	0,157	0,447	0,397	0,011	0,989
37	0,264	0,159	0,577	0,583	0,417	37	0,298	0,585	0,117	0,567	0,433
38	0,011	0,266	0,724	0,058	0,942	38	0,107	0,823	0,070	0,124	0,876
39	0,555	0,039	0,406	0,603	0,397	39	0,324	0,079	0,597	0,280	0,720
40	0,147	0,693	0,160	0,554	0,446	40	0,241	0,319	0,440	0,999	0,001
41	0,326	0,339	0,335	0,185	0,815	Pontos extremos					
42	0,026	0,382	0,592	0,500	0,500	E2G	1	0	0	0	0
43	0,096	0,582	0,322	0,231	0,769	B2G	0	1	0	0	0
44	0,286	0,328	0,386	0,982	0,018	BGT	0	0	1	0	1
45	0,443	0,053	0,504	0,721	0,279	FT1	0	0	1	0,4	0,6
46	0,652	0,110	0,238	0,806	0,194	FT2	0	0	1	0,8	0,2
47	0,746	0,195	0,059	0,350	0,650	Caso base					
48	0,887	0,083	0,029	0,264	0,736	BSE	1/3	1/3	1/3	½	½
49	0,483	0,008	0,510	0,940	0,060	Caso zero					
50	0,131	0,487	0,382	0,771	0,229	ZRO	0	0	0	0	0

Os casos base (BSE) e zero (ZRO), embora não sejam pertencentes aos arranjos utilizados, e não tenham sido utilizados no experimento computacional, serão utilizados para a comparação. Conforme já mencionado no ponto BSE, cada processo da biorrefinaria recebe um terço do bagaço disponível, e o syngas produzido na gaseificação é dividido igualmente entre a síntese Fischer-Tropsch e o ciclo BIG-GTCC. Já no ponto ZRO, que considera que toda a palha e bagaço disponíveis ao invés de ser enviado aos processos

da biorrefinaria é queimada nas caldeiras do ciclo de cogeração a vapor para a produção de eletricidade. A Figura 4.1 apresenta os fluxos de massa e energia para esse ponto.

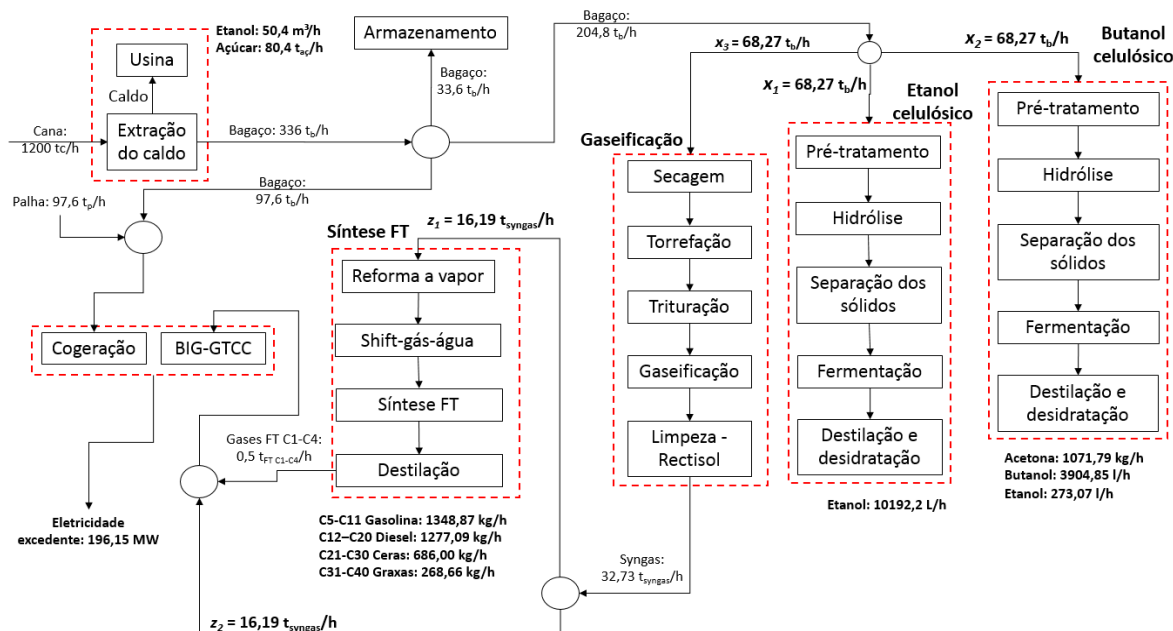


Figura 4.1: Fluxos de massa e energia para o caso BSE

4.1 Limitações

De acordo com a quantidade de bagaço que cada processo receberá, tem-se diferentes demandas energética (demanda térmica e elétrica), de modo que dependendo da alocação a demanda térmica é maior do que a capacidade de supri-la, e dessa forma seria necessário adquirir insumos energéticos externamente. Assim, optou-se por desconsiderar esses casos tratando-os como limitações do modelo. Dessa forma, as simulações permitiram verificar que o ponto (0 0 1 1 0), que corresponde a situação em que todo bagaço disponível é destinado para a gaseificação, e o syngas produzido é enviado para a síntese de Fischer-Tropsch, possui uma elevada demanda energética e a bagaço e palha inicialmente disponibilizados para suprir a demanda energética não é suficiente. Assim para que esse ponto seja viável é necessário fornecer a planta uma quantidade adicional de combustível.

Admitindo que quantidades adicionais de bagaço fossem adquiridas com o intuito de abastecer o processo, desprezando questões de ordem econômica, seria necessário adquirir 36,02 toneladas de combustível composto por uma mistura de palha (15% de umidade) e bagaço (50% de umidade) a cada hora. Caso se utilize apenas o bagaço como combustível são necessárias 48,37 toneladas por hora. Nessa

situação a eficiência da planta corresponderia a 61,993%, valor inferior ao de maior eficiência observada (63,840% no ponto FT2), visto que o cálculo da eficiência contabiliza a quantidade necessária adicional de bagaço e palha. No caso da produtividade líquida o valor corresponde a 249,838 GJ/ha.

Além disso, não somente o ponto (0 0 1 1 0) é inviável, mas a região entre os pontos (0 0 1 1 0) e (0 0 1 0,8 0,2), de modo que a biomassa disponível não é suficiente para suprir a demanda energética. Sendo assim, tem-se uma região de pontos que não são viáveis, visto que a sua elevada demanda energética impossibilita que essas configurações de biorrefinarias possam operar sem o fornecimento de quantidades adicionais de combustível. A Figura 4.2, mostra essa região de pontos inviáveis.

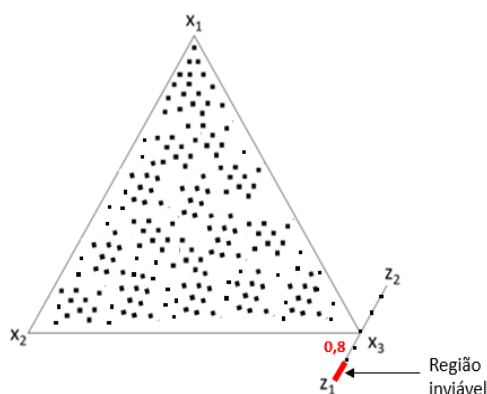


Figura 4.2: Região dos pontos do arranjo que são inviáveis.

As simulações permitiram verificar que para valores de x_3 correspondentes a 1, o valor máximo que z_1 pode assumir corresponde a 0,8. No caso de z_2 não há restrições. Na prática, isso indica que nos casos em que todo o bagaço é destinado para gaseificação, a quantidade máxima de syngas que pode ser enviada para a síntese FT é de 80% do total produzido.

4.2 Definição dos arranjos experimentais

Inicialmente na modelagem do experimento computacional considerou-se um arranjo experimental composto de 25 pontos (sendo 20 pontos obtidos do LHS e 5 oriundos dos pontos extremos do arranjo), para a determinação da função objetivo. Para avaliar o erro da função obtida, foi utilizado um arranjo de teste (composto de 20 pontos obtidos a partir do LHS), o qual tem a finalidade de verificar se as respostas fornecidas pela função objetivo possuem parâmetros estatísticos de avaliação (MAPE, MSE e R^2), dentro de valores aceitáveis. A Figura 4.3 apresenta os pontos do arranjo de 25 pontos distribuídos no espaço a ser avaliado.

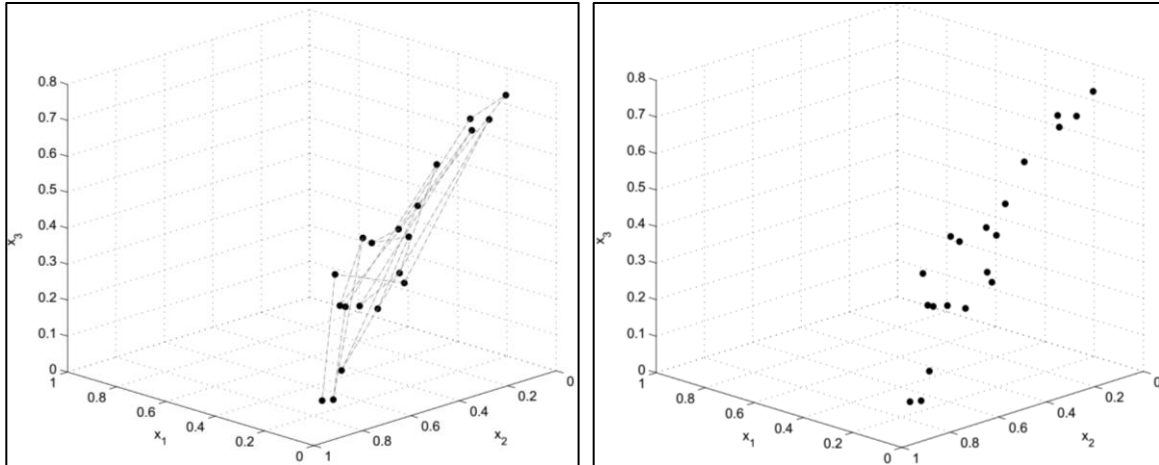


Figura 4.3: Pontos do arranjo experimental 20 pontos

É importante ressaltar que os pontos do arranjo devem possuir o maior espalhamento na região do experimento. A qualidade do arranjo, pode ser verificada através da comparação entre os valores das respostas e do arranjo experimental e do arranjo de teste. Para isso são utilizados parâmetros medidas dos erros estatísticos como o erro mínimo quadrático (MSE) e o coeficiente de correlação R^2 que representam medidas do erro estatístico inerentes ao experimento computacional.

Para esse arranjo (20 pontos) os resultados mostraram que o ponto de eficiência máxima corresponde ao $(0,0,1,0,8,0,2)$. Para o caso da eficiência global, o valor obtido através da função objetivo foi de 63,85%, e os erros MSE, MAPE e R^2 são respectivamente $8,02 \cdot 10^{-6}$, 0,0019 e 0,9848, sendo que o valor obtido para esse ponto através da simulação computacional corresponde a 63,840%. No caso da produtividade líquida, verificou-se através da função objetivo que os pontos de maior e menor valor de sigma são respectivamente $(1,0,0,0,0)$ e $(0,0,1,0,1)$, (para o E2G e BGT respectivamente), sendo que os valores de MSE, MAPE e R^2 correspondem a 0,4234; 0,4437 e 0,9692. Embora o valor de R^2 encontrado seja muito próximo de 1, optou-se por utilizar um arranjo com 50 pontos para a determinação da função objetivo, de modo a obter uma correlação ainda maior entre as variáveis. Assim para o arranjo de 50 pontos, tem-se os pontos distribuídos conforme apresentado na Figura 4.4.

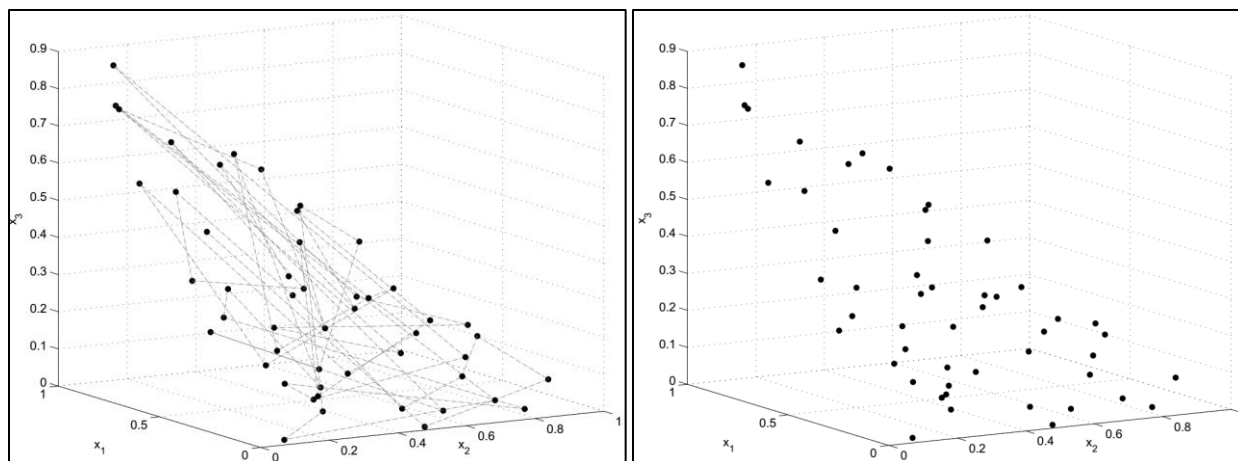


Figura 4.4: Pontos do arranjo experimental 50 pontos

Os 40 pontos determinados anteriormente através do LHS (20 pontos para determinação da função e 20 pontos de teste), ao invés de serem descartados, foram usados como arranjo de teste da função objetivo calculada a partir dos 50 pontos. , para reduzir o número de simulações a serem realizadas. Quanto ao arranjo experimental, considerou-se 50 pontos oriundos do LHS e 5 pontos extremos, de modo análogo ao caso anterior. A Tabela 4.3 apresenta um comparativo dos parâmetros da função objetivo para os arranjos de 50 pontos e de 20 pontos para a eficiência global e para a produtividade líquida.

Tabela 4.3: Comparativo dos parâmetros da função objetivo

Arranjo	Parâmetro	η global (%) ^a	σ (GJ/ha) ^a	VPL (milhões de US\$) ^a	CO ₂ evitado (ton) ^a
20 pontos determinação da função e 20 pontos teste	MSE	8,02 10 ⁻⁶	0,4234	1079,1	89,759
	MAPE	0,0019	0,4437	9,6200	5,7776
	R ²	0,9848	0,9636	0,9763	0,9741
	Ponto máximo	63,85% (0 0 1 0,8 0,2)	258,53 (1 0 0 0 0)	368,85 (0 1 0 0 0)	584,5203 (0 0 1 1 0)
	Ponto mínimo	52,01% (0 1 0 0 0)	234,25 (0 0 1 0 1)	-1178,6 (0 0 1 0 1)	255,0449 (0 0,05 0,95 0 1)
50 pontos determinação da função e 40 pontos teste	MSE	4,58.10 ⁻⁶	0,7267	177,7667	34,6630
	MAPE	0,0012	0,4960	-3,4163	2,4149
	R ²	0,9893	0,9412	0,9961	0,9863
	Ponto máximo	63,88% (0 0 1 0,85 0,15)	258,53 (1 0 0 0 0)	368,8451 (0 1 0 0 0)	578,3328 (0 0 1 1 0)
	Ponto mínimo	51,93% (0,05 0,95 0 0 0)	233,35 (0 0,325 0,675 0 1)	-1178,6 (0 0 1 0,8 0,2)	255,20 (0 0 1 0 1)

^a considerando $\lambda=0$ e $q = 2$

Embora a função obtida através do arranjo de 50 pontos, tenha pouca diferença em relação a função obtida com o arranjo de 20, optou-se pela adoção da função gerada através do arranjo de 50 de pontos, visto que esse caso considera um número maior de amostras. Além disso, adotou-se os valores de λ e q fixos e correspondentes da 0 e 2 respectivamente. Ainda que para valores de $q = 1$ ou 1,5 ou 1,7, forneçam maiores valores de R², as superfícies de resposta obtidas com esses parâmetros não são suaves e possuem aristas, que representam pontos de inflexão. As razões da adoção dos parâmetros serão apresentadas a seguir no item 4.4.

No exemplo da eficiência global, considerando o arranjo de 20 pontos, os valores determinados através da função objetivo coincidem com os valores fornecidos calculados nas simulações. Já para o caso base, tem-se que a eficiência global e a produtividade líquida obtida através do arranjo de 20 pontos correspondem a 56,63% e 246,687GJ/ha respectivamente, ao passo que os valores calculados nas simulações correspondem a 56,648% e 247,144 GJ/ha. Por outro lado, levando em consideração o arranjo de 50 pontos, a eficiência de 63,88% foi obtida para o ponto de máximo, sendo o ponto fornecido pela função objetivo correspondente a (0 0 1 0,85 0,15), localizado na região de pontos inviáveis. Dessa forma considerou-se como ponto (0 0 1 0,8 0,2) como sendo o de valor máximo, visto que esse ponto é o mais próximo fornecido inicialmente pela função objetivo. A eficiência do ponto de máximo considerado (0 0 1 0,8 0,2), corresponde a 63,85 % que coincide com o valor da função objetivo do arranjo de 20 pontos, e é apenas 0,004% inferior ao valor calculado.

A produtividade líquida máxima obtida a partir do arranjo de 50 pontos corresponde a 258,530 GJ/ha, valor apenas 0,002 GJ/ha inferior ao calculado através das simulações. Já para o caso base, tem-se que a eficiência determinada através da função objetivo corresponde a 56,650%, valor muito próximo aos 56,648% determinados nas simulações. No caso da produtividade o valor obtido foi de 247,051 GJ/ha, valor mais próximo ao da simulação quando comparado com o arranjo de 20 pontos.

Dessa forma, a função obtida é baseada no arranjo de 50 pontos, com teste é baseado nos 40 pontos obtidos anteriormente, permitiu a obtenção de valores mais próximos dos encontrados a partir das simulações. É importante ressaltar que cada ponto corresponde a uma configuração de biorrefinaria para a qual foi feita uma simulação computacional, sendo que para os arranjos de 50 pontos, junto com o arranjo de 40 pontos (coletados dos dois arranjos anteriores), e os pontos extremos que foram considerados 5, e o ponto médio que corresponde ao caso base, totalizaram 96 simulações, tal como já apresentado na Tabela 4.2 apresentada anteriormente.

4.3 Resultados das simulações

Após a modelagem dos processos da biorrefinaria, foram determinadas para todos os casos as quantidades de produtos gerados, o conteúdo energético contido nos mesmos, além dos valores referentes a análise econômica como receitas, custo de investimentos dentre outros. Esses valores são apresentados nas tabelas A 3.2 e A3.3, nos anexos do trabalho. Os indicadores de desempenho, como eficiência global, produtividade líquida, VPL, e quantidades de CO₂ equivalentes evitadas, são apresentados nas Tabela 4.4.

Tabela 4.4: Resultados para ao arranjo de 40 pontos com pontos extremos

Ponto	η_{global}	σ (GJ/ha)	VPL (mi de US\$) mod 1	VPL (mi de US\$) mod. 2	10 ³ toneladas de CO ₂ eq. evitado – Brasil	10 ³ toneladas de CO ₂ eq. evitado - Média
1	55,208%	243,846	-173,96	-13,37	380,22	733,04
2	56,914%	245,447	-378,57	-199,17	400,21	780,75
3	56,722%	251,275	-353,46	-181,72	411,97	832,48
4	57,333%	249,071	-279,66	-95,20	464,13	800,46
5	60,161%	247,196	-669,44	-455,07	453,51	843,65
6	61,125%	244,175	-660,17	-431,75	482,80	816,18
7	55,465%	251,559	-127,14	28,67	416,87	800,66
8	57,198%	254,957	-206,60	-29,37	486,44	848,06
9	52,896%	241,488	26,37	156,73	297,35	688,18
10	55,272%	249,759	-191,34	-37,37	382,54	793,10
11	59,037%	249,016	-537,70	-334,43	444,78	793,11
12	56,058%	243,560	-287,97	-118,15	375,62	750,63
13	55,261%	247,226	-205,64	-49,26	375,44	770,26
14	59,116%	242,637	-765,75	-558,90	375,46	816,44
15	57,515%	246,290	-551,77	-368,66	365,94	816,96
16	53,653%	243,402	-54,86	83,72	324,05	714,24
17	60,154%	243,576	-665,74	-448,24	442,18	810,43
18	55,808%	241,719	-163,10	8,52	393,65	720,74
19	56,151%	255,391	-188,45	-27,33	434,52	850,15
20	53,110%	244,316	87,96	218,48	330,55	705,45
21	55,148%	244,148	-281,44	-125,21	330,47	754,90
22	54,848%	249,544	-132,21	16,84	378,02	783,13
23	58,680%	243,494	-486,88	-284,55	434,83	782,45
24	63,490%	243,802	-801,59	-546,66	534,29	836,98
25	57,291%	241,284	-638,94	-451,23	331,82	784,76
26	55,593%	254,608	-83,66	71,22	436,67	826,39
27	58,395%	249,811	-376,95	-180,49	485,00	822,64
28	56,533%	250,398	-262,13	-91,47	429,71	808,92
29	54,076%	246,537	-68,29	73,11	350,02	745,24
30	61,718%	242,261	-849,65	-612,16	461,33	826,27
31	55,580%	253,917	-113,60	41,26	427,23	822,84
32	54,668%	242,496	-252,26	-100,60	307,22	737,43
33	58,687%	249,863	-603,85	-411,87	399,35	859,77
34	54,858%	241,182	-252,90	-98,19	307,66	726,91
35	57,375%	247,728	-428,66	-247,79	403,56	809,63
36	55,611%	239,798	-482,64	-312,35	299,21	748,88
37	54,227%	245,967	-74,57	69,70	357,14	739,92
38	52,952%	242,197	33,18	163,61	305,34	692,90
39	58,866%	244,387	-733,53	-530,37	381,52	827,87
40	57,558%	246,195	-296,84	-106,03	463,40	777,10
Pontos extremos						
E2G	55,839%	258,532	33,84	188,16	460,54	861,26
B2G	52,014%	240,821	283,75	402,00	286,30	660,84
BGT	61,186%	234,253	-1263,66	-1028,76	255,20	833,35
FT1	62,461%	239,134	-1080,61	-837,05	392,31	836,02
FT2	63,854%	244,467	-839,73	-583,44	530,73	842,97
Caso base						
BSE	56,648%	247,144	-361,58	-188,45	367,30	766,21
Caso zero						
ZRO	60,556%	231,841	-146,69	-56,85	218,56	713,70

4.3.1 Resultados da análise energética

Em todos os casos foram contabilizados tanto o etanol como o açúcar produzidos no processo convencional, sendo que o conteúdo energético do etanol e do açúcar correspondem respectivamente a

312,96 MW e 373,53MW, e são os mesmos para todos os experimentos. A vinhaça, gerada tanto no processo convencional, como nos processos bioquímicos não foi considerada como um produto, sendo uma parte destinada para utilização como na etapa agrícola de fertirrigação, e o seu conteúdo energético não foi levado em consideração nos cálculos.

Os indicadores de desempenho foram calculados para cada ponto dos arranjos de 50 pontos e de 40 pontos. Também foram considerados os indicadores do caso base (BSE), além do caso ZRO (caso zero). Os pontos FT1 (0 0 1 0,6 0,4) e FT2 (0 0 1 0,8 0,2) representam os casos em que todo o bagaço é gaseificado, sendo que no primeiro 60% do syngas é enviado para a síntese de Fischer-Tropsch, e no segundo o percentual de gás enviado a produção de combustíveis corresponde a 80%, e obviamente o restante do syngas nos dois casos é enviado ao ciclo BIG-GTCC.

O processo que individualmente tem o pior desempenho energético é o de biobutanol, seguido do processo de etanol celulósico com valores de eficiência global correspondendo a 52,014% e 55,839% respectivamente. Esses valores são consideravelmente inferiores aos das rotas termoquímicas tais como tal como os casos BGT, FT1 e FT2. Até mesmo o caso ZRO (caso zero) tem uma eficiência global superior as rotas bioquímicas correspondentes a 60,556 %. Por outro lado, o processo de etanol celulósico conduz ao maior valor de produtividade líquida observada, valor que corresponde a 258,532 GJ/ha. Para melhor compreender as razões dos valores obtidos para a eficiência global, a Tabela 4.5 apresenta os valores referentes a demanda energética do processamento de 1 tonelada de bagaço em cada processo.

Tabela 4.5: Demanda energética e energia dos produtos do processamento de 1 tonelada de bagaço.

	E2G	B2G	Fischer-Tropsch (*)	BIG-GTCC
Demanda térmica (kWh)	651,1	1108,6	1144,6	27,1
Demanda elétrica (kWh)	92,5	18,0	231,6	207,3
Energia dos produtos (kWh) (**)	927,5	573,3	1310,9	0

(*) Considerando que todo o *syngas* produzido na gaseificação seja utilizado na síntese FT; (**) Não considera a eletricidade excedente, e a torta de lignina.

A elevada demanda energética do processo B2G, combinada com a baixa produção de energia dos produtos fabricados contribui para que o processo tenha baixos valores de eficiência. No modelo do processo, tem-se que na entrada dos processos o bagaço com 50% de umidade, possui uma energia equivalente a 2125 kWh, que junto com o valor da demanda energética de 1126,6 kWh (energia elétrica e térmica) produz 573,3 kWh em produtos. Já no caso do E2G, a energia de entrada no processo corresponde a 2868,7 kWh, com a produção de 927,5 kWh na forma de etanol. Na síntese FT, que representa o processo de maior demanda energética, tem-se 3501,2 kWh de energia na entrada com a produção de produtos de 1310,9 kWh.

Além disso nos pontos E2G e B2G, o baixo desempenho energético indica a necessidade de aumentar as quantidades de energia de saída, ou seja, são necessárias melhorias que aumentem a quantidade de bagaço convertido. Nesses pontos não há processo de gaseificação ($x_3=0$), e não há a contribuição do

ciclo BIG-GTCC com o processo de cogeração tradicional, de modo que não há produção de eletricidade mais eficiente, tal como é a característica do ciclo BIG-GTCC. O consumo de energia térmica será discutido mais adiante, na figura 4.4 que apresenta os consumos térmicos e elétricos para arranjo de 40 pontos.

É importante mencionar que o aproveitamento da torta de lignina gerada nos processos de E2G e B2G fornece uma quantidade energia considerável que torna o processo viável, e caso fosse desprezada, os processos da biorrefinaria poderiam não ter a sua demanda térmica suprida, comprometendo o funcionamento da planta. Uma avaliação do ponto (1 0 0 0 0), mostrou que somente a palha e o bagaço não seriam suficientes para suprir a demanda térmica do processo, sendo necessários outras 44,71 toneladas adicionais de bagaço (50% de umidade) para serem queimadas na caldeira do ciclo de Rankine de cogeração, para atender o processo. Considerando que fossem utilizadas uma mistura de palha (teor de umidade de 15%) e bagaço (umidade de 50%), tal como a que foi destinada inicialmente para o ciclo Rankine de cogeração, seriam necessárias 33,30 toneladas por hora. Dessa forma a eficiência global do processo E2G cairia de 55,839% para 48,908%, e a produtividade seria reduzida de 258,532 para 237,5923 GJ/ha.

Já no caso do processo B2G é mais dependente da utilização da torta de lignina, visto que a sua demanda térmica é superior a do processo E2G, de modo que o seu não aproveitamento inviabilizaria o processo. De modo análogo ao ponto E2G, para o ponto B2G (0 1 0 0 0) seriam necessárias 99,35 toneladas de bagaço (teor de umidade de 50%) para compensar a energia da lignina caso essa não seja utilizada. Considerando a mistura de palha (15% de umidade) e bagaço (50% de umidade), seriam necessárias 73,96 toneladas por hora. Nesse caso a eficiência cairia de 52,014% para 44,782%. A produtividade líquida cairia de 240,821 GJ/ha para 230,024 GJ/ha.

Considerando a produtividade líquida, que pode ser vista como uma medida da quantidade de energia produzida na forma de produtos a partir de 1 hectare, os melhores resultados foram obtidos pelo processo E2G com 258,532 GJ/ha. Isso porque na fabricação do etanol lignocelulósico, além o etanol produzido, tem-se a geração de 295 kg de torta de lignina por tonelada de bagaço. A utilização da torta de lignina permite a geração de maiores quantidades de eletricidade excedente. No caso do ponto de maior eficiência, tem-se elevadas demandas energéticas, com consumo elétrico bastante superior ao do processo E2G (226,74 kWh/t_b para o ponto FT2 e 92,5 kWh/t_b para o E2G), sendo que a quantidade o total de energia produzida no ponto FT2 não supera a do ponto E2G.

Na Figura 4.5 tem-se graficamente as quantidades produzidas para cada arranjo, com os seus valores de eficiência global para o arranjo de 40 pontos com os casos extremos e o ponto zero. Por comodidade, nesse capítulo não serão apresentados os resultados gráficos do arranjo com 40 pontos, visto que a grande quantidade de dados pode atrapalhar o entendimento das figuras. Além disso não haverá perda de generalidade na análise, e as colusões dos resultados serão as mesmas.

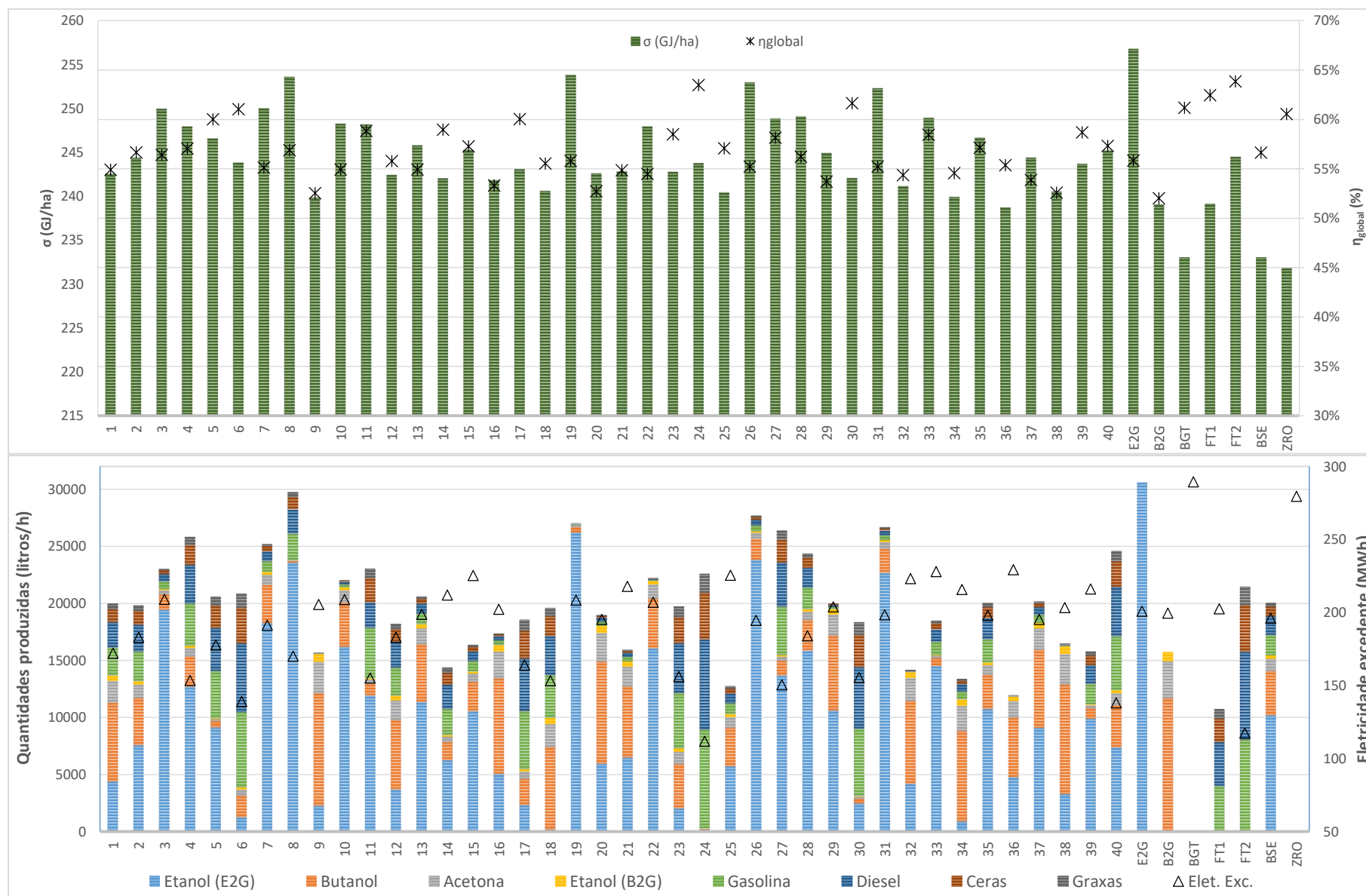


Figura 4.5:a) Indicadores energéticos de desempenho; b) Volume dos produtos fabricados e eletricidade excedente

Nota-se na Figura 4.5 a) que em se tratando da produtividade líquida por hectare, os maiores valores foram obtidos para os casos com maior participação do processo E2G, visto que individualmente esse processo possui o maior valor de σ . Nesse caso, tem-se grandes quantidades de combustível sendo produzidas, as quais irão incrementar a produção da usina, contribuindo para um melhor aproveitamento do uso da terra. Por outro lado, os menores valores desse indicador são referentes aos casos em que menores quantidades de bagaço são destinadas para a síntese FT.

No caso da eficiência global, observa-se que nos casos em que foram destinadas maiores quantidades de biomassa para o processo de butanol celulósico tais como 9, 16, 20 e 38 nos quais o valor de x_2 corresponde a 0,845, 0,718, 0,768, 0,823 respectivamente. As eficiências foram de 52,896%, 53,653% e 53,110% e 52,952% respectivamente, valores esses menores, quando comparados com o caso base que corresponde a 56,648%. A situação inversa, em que o processo de biobutanol recebe menores quantidades de bagaço também é observada, tal como nos casos 24, 30, 33, 39 do arranjo de 40 pontos, sendo o percentual de biomassa enviado ao processo B2G correspondente a 0,96%, 3,99%, 6,03% e 7,90% respectivamente. A eficiência observada nesses casos é respectivamente 63,490%, 61,718%, 58,687%, 58,866%.

Já na Figura 4.5b) tem-se as quantidades produzidas em litros por hora, junto com as quantidades de eletricidade excedente em um eixo secundário. Os maiores volumes produzidos são obtidos no processo de etanol celulósico, visto que a sua produtividade em termos volumétricos é elevada quando comparada aos outros produtos. Nesse processo os açúcares são convertidos somente em etanol, que é uma molécula com uma cadeia carbônica com dois átomos de carbono. No processo B2G, os açúcares são fermentados obtendo butanol e acetona que são moléculas com 4 e 3 átomos de carbono, além de etanol. O mesmo raciocínio pode ser estendido para a síntese FT, na qual a biomassa é convertida em moléculas com cadeias carbônicas com grande número de carbono, sendo que no caso da gasolina esse valor corresponde entre 5 e 11 átomos de carbono para o Diesel são entre 12 e 20 átomos de carbono. Obviamente essa análise também deve levar em consideração as características inerentes aos processos, tais como os componentes adicionados e eliminados no processo além das quantidades convertidas.

Além disso, em termos de rendimento mássico, o processo de etanol celulósico, é o que representa a melhor alternativa, visto que uma tonelada de bagaço cana-é convertida em 149,3 litros de etanol ou 189 kg de etanol. Já o processo B2G, tem- um rendimento mássico menor, sendo que a partir de 1 tonelada, a fermentação ABE permite obter 57,2 litros de butanol, 18,0 litros de acetona e 4 litros de etanol, representando um total de cerca de 99 kg. No caso da síntese FT, 1 tonelada de bagaço produz um total de aproximadamente 104,84 kg de produtos.

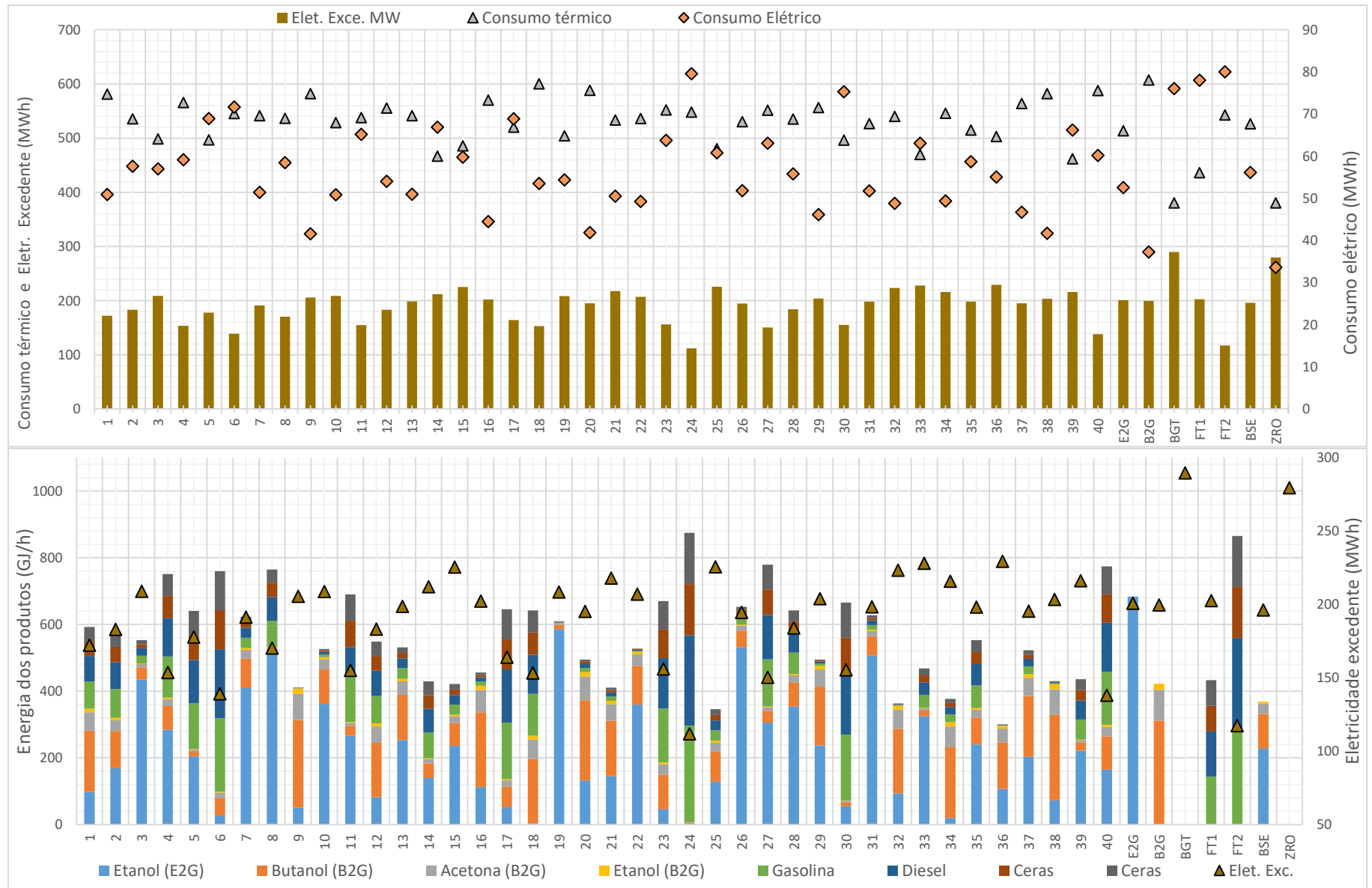
Nota-se também que pontos com pouca participação dos processos termoquímicos tais como 8 (0,771 0,014 0,215 0,998 0,002), 26 (0,779 0,159 0,063 0,791 0,209), 29 (0,347 0,564 0,088 0,200 0,800)

e 38 (0,107 0,823 0,070 0,124 0,876), tem a maioria da sua energia elétrica produzida através de um ciclo Rankine, o qual tem uma eficiência menor em relação ao ciclo BIG-GTCC. Isso contribui que as eficiências sejam menores nesses casos. Os maiores volumes de produtos fabricados são alcançados no ponto E2G, seguido pelo caso 8 (0,771 0,014 0,215 0,998 0,002), sendo que a eletricidade excedente do primeiro é superior ao do segundo (200,869MW para o E2G e 170,228 MW para o caso 8). No processo E2G, tem-se maiores quantidade de torta de lignina em relação ao primeiro caso, além de que no caso 8 tem-se que 99,8% do syngas produzido é utilizado na síntese FT, restando apenas 0,2% de syngas para alimentar o ciclo BIG-GTCC. Nota-se também que nesses casos, mesmo com a produção de quantidades próximas em termos de volume final, os indicadores energéticos são consideravelmente diferentes (η e σ 55,839% e 258,532GJ/ha no caso E2G, e para o caso 8 tem-se 57,198% e 254,959GJ/ha).

É importante observar o ponto ZRO possui o menor valor de σ , uma vez que a energizados produtos refere-se somente a energia contida no açúcar e etanol produzidos no processo convencional junto com a eletricidade excedete. Nessa opção não há processo de conversão com todo o bagaço disponível sendo utilizado como combustível no ciclo de cogeração a vapor. Por outro lado, a eficiência no ZRO é de 60,556% valor muito superior ao dos processos E2G e B2G.

Nos casos em que se destinou a maior parte da biomassa para a síntese FT, tal como nos casos 6, 17, 24 e 30 do arranjo de 40 pontos, os valores de eficiência global foram de 61,125%, 60,154%, 63,490%, 61,718% respectivamente, valores esses superiores aos demais. Além disso, individualmente, a síntese FT apresenta a maior eficiência, e quanto maior a sua participação, maior tende a ser a eficiência, sendo um resultado relevante que do ponto de vista da eficiência do processo, é aconselhável destinar toda a matéria-prima para a ser aproveitada na síntese Fischer-Tropsch.

Nessas simulações que contemplam o arranjo de 40 pontos, o caso 24 (0,0047 0,0097 0,9857 0,8146 0,1854) possui um dos maiores valores de eficiência observado que corresponde a 63,490%. Esse valor é mais próximo do valor máximo observado, no caso extremo FT2 (0 0 1 0,8 0,2) sendo que esse valor corresponde a 63,854%. Cabe também mencionar o ponto 24 (0,0047 0,0097 0,9857 0,8146 0,1854), utiliza a torta de lignina gerada nos processos bioquímicos e tem sua demanda energética satisfeita devido ao uso desse resíduo do processo como combustível, embora em pequena quantidade essa quantidade. É importante ressaltar que o valor de α na síntese maximiza a produção de Diesel. A Figura 4.6 apresenta o conteúdo energético dos produtos fabricados.



A Figura 4.6a), permite observar uma relação inversa entre o excedente elétrico e o consumo de eletricidade nos processos. De fato, quanto maior demanda de energia elétrica dos processos de conversão, maior é a fração da eletricidade produzida internamente utilizada para alimentar o processo, e menores são as quantidades de excedente para serem comercializados, a exemplo do que ocorre no caso 24. Além disso, os menores consumos térmicos foram verificados nos casos em que maiores participações do ciclo BIG-GTCC na biorrefinaria, o que pode ser observado nos casos 14 (0,205 0,139 0,656 0,325 0,674), 25 (0,188 0,290 0,522 0,168 0,832), 39 (0,324 0,079 0,597 0,280 0,720) além do caso BGT.

É importante mencionar que o processo convencional de produção de etanol e açúcar é responsável pela maior parte do consumo térmico e elétrico. Fazendo um parêntese, a Figura 4.7 apresenta os consumos térmico e elétricos do caso BSE. O consumo térmico, apresentado na figura 4.7b, corresponde a 380,38 MWh devido ao consumo de vapor a 2,5 bar. Já o consumo elétrico na Figura 4.7a, equivale a 33,6 MWh, dos quais 14,4 MWh são referentes ao consumo interno dos equipamentos de processo, como a acionamento de bombas, agitadores transportadores e outros equipamentos, além da energia para iluminação dentre outros, e os 19,2 MWh restantes são utilizados para o acionamento das moendas.

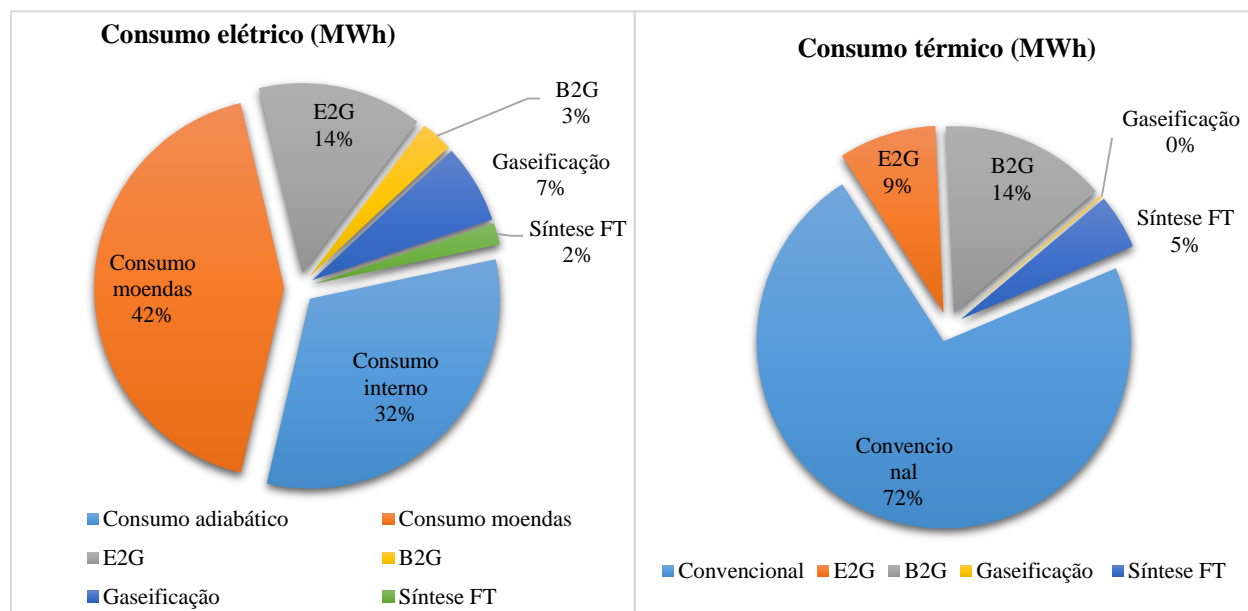


Figura 4.7: a) Distribuição do consumo elétrico para o caso BSE; b) Distribuição do consumo térmico para o caso BSE.

Voltando a Figura 4.6b), tem-se que os casos em que a síntese Fischer-Tropsch é predominante, possuem maiores valores de eficiência global, tal como ocorre nos casos 6, 24, 30, conforme já observado anteriormente. A quantidade de energia contida dos produtos na saída contribui para as maiores eficiências, ao passo que em casos como o 4 e o 8 que possuem valores muito próximos de energia dos produtos, tem-

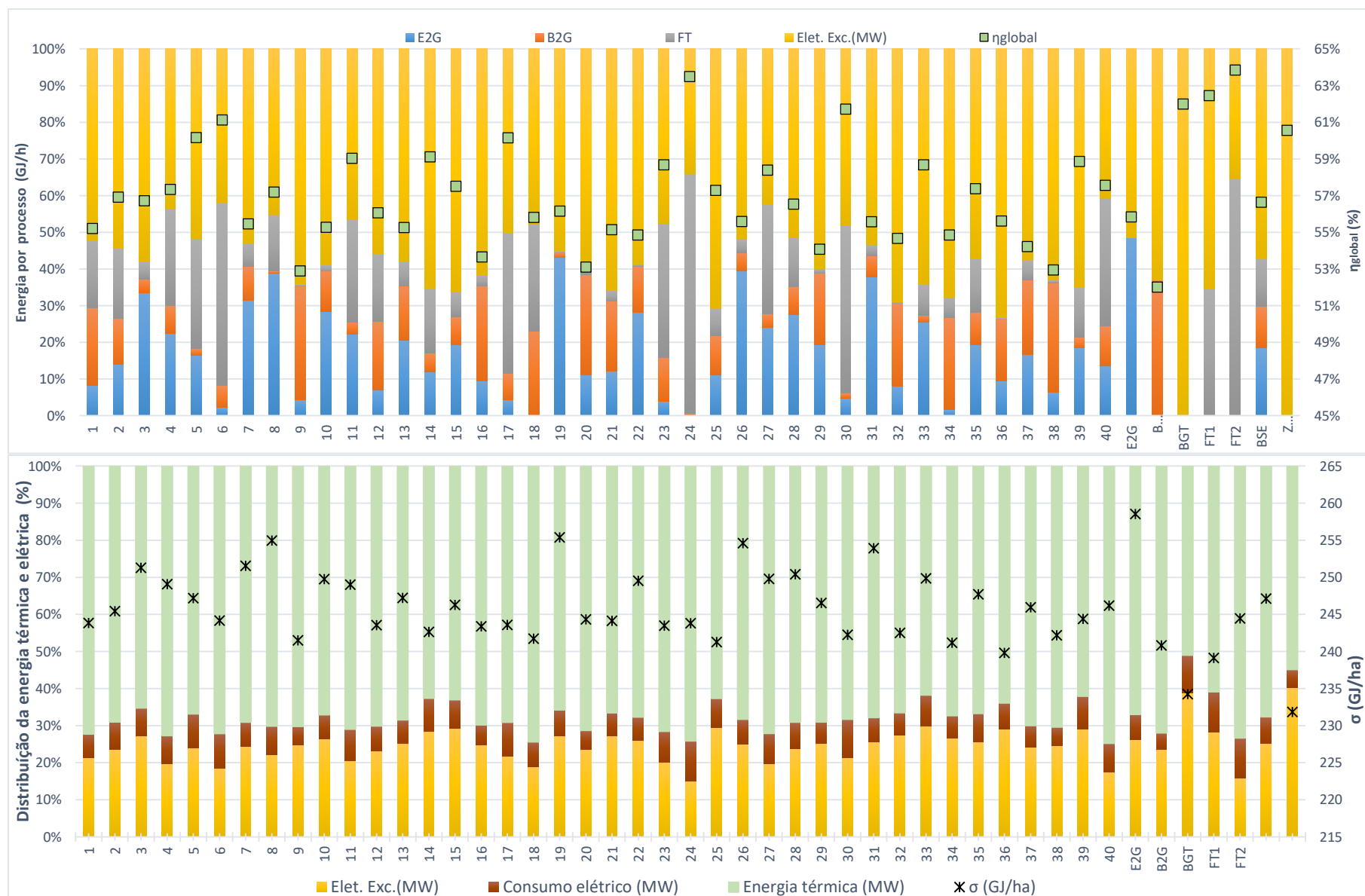
se maior participação do processo B2G. Além disso, conforme já observado o processo de butanol celulósico é o de menor eficiência, tal como pode ser observado nos casos 9, 34, 38.

Comparando os processos de etanol e butanol celulósico, nota-se que a eficiência desses processos isoladamente corresponde a 55,839% para o E2G e 52,014% para o B2G. Uma observação da Tabela 4.3, e na Figura 4.7, permite notar que o consumo térmico desse processo é um fator que contribui para a sua menor atratividade em relação demais quando é considerada a eficiência global. Isso indica o B2G necessita de melhorias que reduzam o consumo de vapor tanto no pré-tratamento, fermentação, que são etapas que consomem grandes quantidades de energia, como na destilação da mistura composta de três componentes.

Além disso, nota-se que o consumo elétrico é elevado nos casos que tem grande participação da gaseificação. É importante mencionar que a gaseificação em leito arrastado demanda de oxigênio com teor de pureza de 95%, o que é obtido através de um elevado gasto energético, de modo que os valores de consumo elétrico são referentes a energia utilizada para alimentar a unidade de produção de oxigênio ASU. Cabe também mencionar que o gasto de energético do sistema de limpeza do syngas é pouco significativo em relação ao gasto total.

Com relação ao consumo térmico, tem-se o processo B2G como o maior consumidor dessa energia através de elevadas demandas de vapor nos seus processos (fermentação ABE, e pré-tratamento de destilação dos componentes). No caso 18 (0,005 0,622 0,373 0,934 0,066), tem-se grande parte da biomassa sendo destinada ao processo de B2G, e para a síntese FT. De fato o processo FT demanda de grandes quantidades de energia térmica, visto que além da etapa de gaseificação, tem-se as reações de condicionamento do syngas (reforma a vapor e reação de shift), as quais consomem quantidades consideráveis de vapor, além do processo de destilação da mistura de hidrocarbonetos. Caso o ponto (0 0 1 1 0) fosse viável, a sua demanda energética fosse complementada com uma outra fonte de energia, a demanda de eletricidade seria de 81,01 MW, e a energia térmica a ser fornecida seria de 614,67MW. No caso do B2G, o consumo elétrico corresponde a 37,29 MW e o consumo térmico seria de 607,33 MW.

A síntese Fischer-Tropsch é processo que tem a maior capacidade de sintetizar energia nos produtos, é a conforme pode ser observado no caso 24 e nos casos FT1 e FT2. Por outro lado, pequenas quantidades de syngas são destinadas ao sistema BIG-GTCC, implicam em menores quantidades de eletricidade produzida não somente devido a pequena dimensão da turbina a gás, mas também pelo menor uso do vapor proveniente do ciclo BIG-GTCC, o que aumenta a proporção do vapor produzido no ciclo de cogeração que deve ser destinado aos processos. Além disso, há pouca contribuição da energia da torta de lignina. Na Figura 4.8 são apresentadas a distribuição da energia dos produtos fabricados em cada processo e eficiência global, junto com os seus consumos energéticos.



Ao analisar a quantidade de energia contida nos produtos em cada um dos pontos pertencentes ao arranjo, apresentada na Figura 4.8 a), nota-se a que de modo geral a eletricidade corresponde a maior quantidade de energia produzida. Nos casos E2G e B2G, a eletricidade é o produto de maior conteúdo energético, visto que no primeiro a sua participação corresponde cerca de 52% e no segundo 62%. Essa diferença se deve a menor energia dos produtos da fermentação ABE, visto que a tanto o processo E2G como o B2G valores muito próximos de eletricidade excedente, sendo 200,87 MWh para o E2G e 199,57 MWh para o B2G. Para o caso base, a energia presente dos produtos corresponde a 58% de energia elétrica, 18% de etanol celulósico, 11% dos produtos dos processos B2G e os 13% restantes para os produtos oriundos da síntese FT. De um modo geral, a energia elétrica responde pela maior parte do conteúdo energético dos produtos fabricados sendo que nos casos de menor participação tem-se um valor superior a 35% como ocorre nos casos 24 e FT2.

Nota-se também uma relação inversa entre a participação da eletricidade nos produtos finais e a eficiência global, além de uma relação inversa entre a produtividade líquida e a eletricidade excedente. A Tabela 4.6 apresenta um comparativo entre os casos que tiveram tanto os maiores indicadores, como os de menores valores de indicador, junto com os valores encontrados no caso base.

Tabela 4.6: Comparativo dos casos de melhor e pior ótimos obtidos a partir das simulações

	Quantidades produzidas	Caso BSE (1/3, 1/3, 1/3, 1/2, 1/2)	Maior eficiência (0 0 1 0,8 0,2)	Menor eficiência (0 0 1 0 0)	Maior produtividade (1 0 0 0 0)	Menor produtividade (0 0 1 0 1)
E2G	Etanol (*)	10,192	0	0	30,577	0
	Butanol (*)	3,049	0	11,715	0	0
B2G	Acetona (*)	1,072	0	3,215	0	0
	Etanol (*)	0,273	0	0,819	0	0
FTL	Gasolina (*)	1,686	8,093	0	0	0
	Diesel (*)	1,596	7,663	0	0	0
	Ceras (*)	0,858	4,116	0	0	0
	Graxas (*)	0,336	1,612	0	0	0
BIG-GTCC e cogeração	Eletricidade excedente (**)	163,46	147,83	166,31	167,39	241,31
Indicadores	η_{global} (%)	56,648	63,854	52,014	55,839	61,186
	σ (GJ/ha)	247,144	244,467	240,821	258,532	234,253

(*) valores dados em m³/h, (**) valores dados em (kWh/t_c)

Também é importante notar que na comparação dos casos BGT e ZRO todo bagaço disponível é destinada para a produção de energia elétrica, de modo que no primeiro tem-se a utilização de ciclos BIG-GTCC, mais eficientes do que os ciclos Rankine utilizados no segundo. Tem-se que no caso BGT o valor de η corresponde a 61,186% e σ 234,253 GJ/ha, ao passo que os mesmos valores para o caso ZRO

correspondem a 60,556% e 231,841 GJ/ha. Isto representa uma vantagem na adoção BIG-GTCC, o qual possui um ciclo combinado com características de recuperação do conteúdo energético dos gases de escape queimados na turbina a gás contemplado nessa tecnologia, em face a maior complexidade dessa tecnologia. Além disso, questões referentes aos custos de instalação e operação dessa tecnologia devem ser levadas em consideração, o que será realizado em uma etapa posterior desse estudo.

Deve-se também mencionar as limitações inerentes as simulações computacionais dos arranjos experimentais. Nos casos em uma pequena quantidade de bagaço é enviada um processo, tal como observado no caso 18 do arranjo de 40 pontos (0,005 0,622 0,373 0,934 0,066), no qual o processo E2G receberá apenas 0,5%, tem-se que das 204,8 toneladas horarias disponíveis de bagaço apenas 1024 kg serão destinados a produção de etanol celulósico, que nas condições do estudo representa a produção de apenas 152,89 litros de etanol 2G por hora. Considerando a planta demonstrativa do Centro de Tecnologia Canavieira, que não é uma instalação em escala comercial, tem produção de cerca de 600 litros de etanol 2G por hora (considerando 5000 horas de operação na safra). Dessa forma, a viabilidade para a construção de uma planta em escala comercial para o processar quantidades mínimas de bagaço, seria comprometida. No entanto, neste estudo essas questões não foram levadas em consideração, e foi assumido que as quantidades produzidas dependem apenas da quantidade de bagaço disponibilizada a cada processo, e que o porte da planta não afeta nas quantidades produzidas.

É conveniente mencionar outra situação, como a do caso 36 do arranjo de 50 pontos (0,541 0,430 0,028 0,346 0,654) que considera que apenas 5734,4 kg de bagaço foram destinados a gaseificação em leito arrastado, valor que corresponde a aproximadamente 12 MW térmicos de entrada no gaseificador. Conforme mencionado anteriormente, a gaseificação em leito arrastado é indicada para grandes volumes energéticos de matéria-prima, com valores superiores a 40 MW, conforme a Figura 2.15 apresentada no capítulo 2.

No entanto tais limitações não foram levadas em consideração no experimento computacional, e outras limitações do experimento computacional tal como seleção da turbina a gás, escolha do gaseificador, foram tratadas do ponto de vista matemático para a obtenção da função objetivo.

Em relação as simulações computacionais no Gatecycle, a modelagem do ciclo BIG-GTCC considerou apenas as turbinas a gás existentes biblioteca do software, e foram selecionadas basicamente turbinas a gás dos fabricantes GE da linha LM 2500 e LM 6000, além de turbinas a gás da SIEMENS compostas basicamente da linha SGT. Conforme já mencionado, esses dois fabricantes possuem larga experiência na fabricação de turbinas adaptadas para operar com combustíveis de baixo PCI. A Tabela 4.7 apresenta os modelos de turbinas a gás selecionados, junto as suas respectivas potencias de operação.

Tabela 4.7: Turbinas a gás selecionadas nas simulações.

Arranjo de 50 pontos			Arranjo de 40 pontos		
Ponto	Turbina	Potência (MW)	Ponto	Turbina	Potência (MW)
1	GE Energy Aero LM2500+ RD 60Hz SC	35,95	1	Siemens Energy SGT-300 SC	8,27
2	Siemens Energy SGT-300 SC	6,90	2	GE Energy Aero LM2500PE 60Hz SC	27,05
3	Siemens Energy SGT-400 SC	13,06	3	GE Energy Aero LM2500PE 60Hz SC	29,00
4	Turbomach Saturn 20 SC	1,12	4	Siemens Energy SGT-100-4 SC	6,32
5	GE Energy Aero LM2500+ RC 60Hz SC	42,98	5	Siemens Energy SGT-800 SC	48,05
6	GE Energy Aero LM2500+ RC 60Hz SC	42,27	6	GE Energy Aero LM2500+ RD 60Hz SC	40,34
7	Hitachi H-15 SC	16,03	7	Siemens Energy SGT-100-1 SC	5,15
8	Siemens Energy SGT-100-4 SC	7,00	8	Siemens Energy SGT-100-1 SC	2,40
9	Siemens Energy SGT-700 SC	34,07	9	Siemens Energy SGT-300 SC	10,96
10	Siemens Energy SGT-800 SC	58,05	10	Siemens Energy SGT-400 SC	18,41
11	Siemens Energy SGT-700 SC	45,56	11	GE Energy Aero LM2000PJ 60Hz SC	21,69
12	Siemens Energy SGT-100-1 SC	3,76	12	GE Energy Aero LM2000PJ 60Hz SC	23,39
13	GE Energy Aero LM2500PR 60Hz SC	32,79	13	GE Energy Aero LM2000PJ 60Hz SC	16,99
14	Siemens Energy SGT-900 SC	82,82	14	Siemens Energy SGT-900 SC	67,28
15	Siemens Energy SGT-100-3 SC	4,88	15	Siemens Energy SGT-800 SC	58,05
16	Siemens Energy SGT-900 SC	72,44	16	Siemens Energy SGT-400 SC	12,12
17	GE Energy Aero LM2500+ RC 60Hz SC	45,16	17	Siemens Energy SGT-800 SC	47,06
18	Gen Elec MS7001(EA) 1987	84,48	18	Siemens Energy SGT-300 SC	7,79
19	GE Energy Aero LM2500PJ 60Hz SC	24,59	19	SIEMENS SGT 400	14,27
20	GE Energy Aero LM2500PJ 60Hz SC	26,11	20	Allied-Signal ASE8-1000 97GTW	0,63
21	Siemens Energy SGT-900 SC	63,80	21	GE Energy Aero LM2500+ RD 60Hz SC	36,71
22	Siemens Energy SGT-400 SC	14,87	22	TG Siemens SGT300	13,38
23	Allied-Signal ASE40	2,52	23	TG Siemens SGT300	30,78
24	Siemens Energy SGT-400 SC	12,44	24	Siemens Energy SGT-700 SC	41,75
25	Siemens Energy SGT-300 SC	9,52	25	TG Siemens SGT900	63,65
26	Siemens Energy SGT-400 SC	13,83	26	Allied-Signal ASE40	1,73
27	GE Energy Aero LM2000PJ 60Hz SC	18,37	27	TG Siemens SGT400	12,09
28	Siemens Energy SGT-400 SC	16,10	28	Siemens Energy SGT-400 SC	13,41
29	Siemens Energy SGT-400 SC	11,62	29	TG Siemens SGT300	10,04
30	Pratt & Whitney ST18A SC	2,36	30	Siemens Energy SGT-900 SC	53,55
31	Siemens Energy SGT-600 SC	24,20	31	TG Siemens SGT300	5,35
32	GE Energy Aero LM2500PJ 60Hz SC	22,98	32	GE Energy Aero LM2500+ RD 60Hz SC	39,67
33	Gen Elec MS7001(E) 1974	72,20	33	GE Energy Aero LM6000PH 60Hz SC	65,02
34	Gen Elec MS7001(EA) 1984	77,43	34	GE Energy Aero LM2500+ RD 60Hz SC	39,05
35	Turbomach Saturn 20 SC	1,70	35	TG Siemens SGT300	36,55
36	IHI Power Systems IM270 SC	2,04	36	TG Siemens SGT900	55,08
37	GE Energy Aero LM2500+ RC 60Hz SC	43,78	37	TG Siemens SGT300	7,53
38	Gen Elec MS7001(EA) 1987	92,52	38	TG Siemens SGT300	8,38
39	Siemens Energy SGT-600 SC	26,91	39	Siemens Energy SGT-900 SC	64,01
40	Allied-Signal ASE120	12,47	40	Siemens Energy SGT-100-4 SC	5,76
41	GE Energy Aero LM2500+ RC 60Hz SC	44,97	Pontos extremos		
42	Siemens Energy SGT-800 SC	51,65	E2G	-	-
43	GE Energy Aero LM2500+ RD 60Hz SC	43,21	B2G	-	-
44	Siemens Energy SGT-100-4 SC	5,84	BGT	Mitsubishi M701DA SC	152,93
45	Siemens Energy SGT-600 SC	25,42	FT1	Gen Elec MS7001(EA) 1987	88,02
46	Siemens Energy SGT-300 SC	8,76	FT2	GE Energy Aero LM2500+ RD 60Hz SC	47,89
47	Siemens Energy SGT-100-3 SC	5,18	Caso base		
48	Allied-Signal ASE40	2,34	BSE	GE Energy Aero LM2500PJ 60Hz SC	29,23
49	Siemens Energy SGT-300 SC	10,94	Caso zero		
50	Mitsubishi MF-111A	15,92	ZRO	-	-

Em diversas simulações não foram encontradas turbinas desses fabricantes que operassem na faixa de potência requerida nos diversos pontos da simulação. No caso 4 do arranjo de 50 pontos por exemplo, que é representado por (0,734 0,222 0,044 0,825 0,175), tem-se apenas 9011 kg de bagaço sendo gaseificados, e dessa quantidade tem-se a produção de 0,207 kg/s de syngas que é misturado aos 0,03 kg/s

de gases da síntese FT, produz um fluxo energético de apenas 4,41 MW de entrada. Esse valor corresponde ao fluxo energético de entrada de uma microturbina, e dessa forma não tendo na linha dos fabricantes mencionados um equipamento que opere nessas faixas de potência, admitiu-se que a turbina do Turbomach Saturn 20 SC seja capaz de operar com o gás combustível produzido. De fato, a adaptação de uma turbina a gás não representaria grande entraves do ponto de vista técnico, tendo, no entanto, de levar em consideração questões econômicas.

A partir de todas as potências de operação das turbinas a gás e da quantidade energética contida no gás combustível, foi obtida a relação entre esses dois parâmetros conforme apresentado na Figura 4.9.

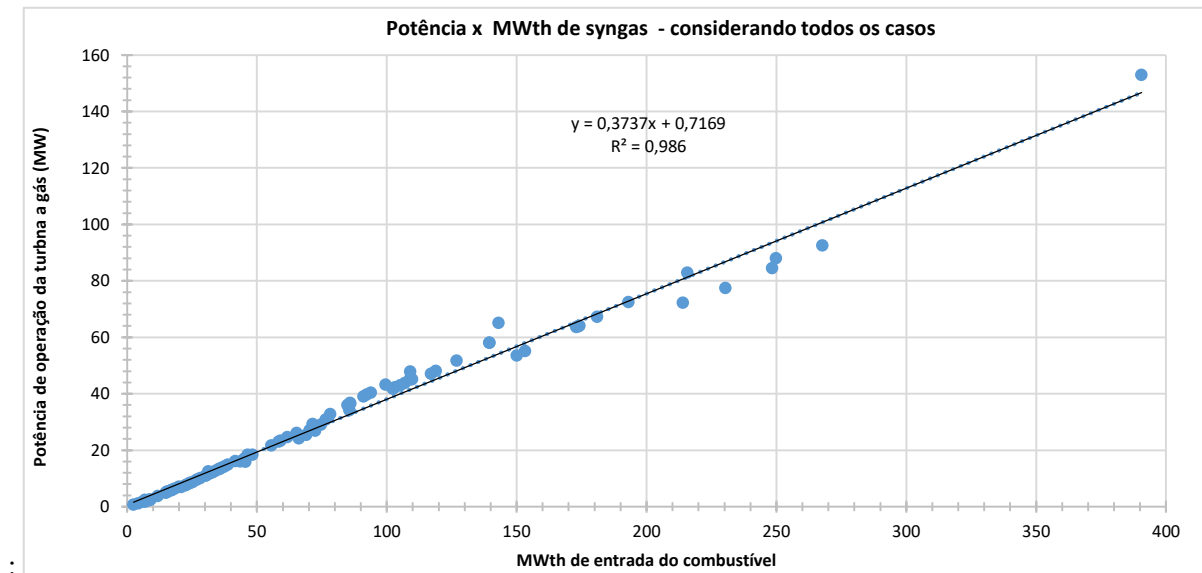


Figura 4.9: Relação entre a potência da turbina a gás simulada e a quantidade de energia do syngas.

Observa-se uma relação direta dos valores sendo que o valor do coeficiente de correlação R^2 é muito próximo a 1, e os pontos do gráfico podem ser aproximados a uma reta com coeficiente angular sendo 0,3737. Esse valor que pode ser interpretado como a eficiência média das turbinas a gás utilizadas no experimento.

4.3.2 Resultados da análise econômica

Na análise econômica, observou-se que dentre as plantas a serem construídas, a planta de cogeração que opera com parâmetros de 100 bar e 520 °C, responde por uma parcela considerável dos investimentos a serem realizados. A Figura 4.10 apresenta os custos referentes ao investimento para o caso BSE.

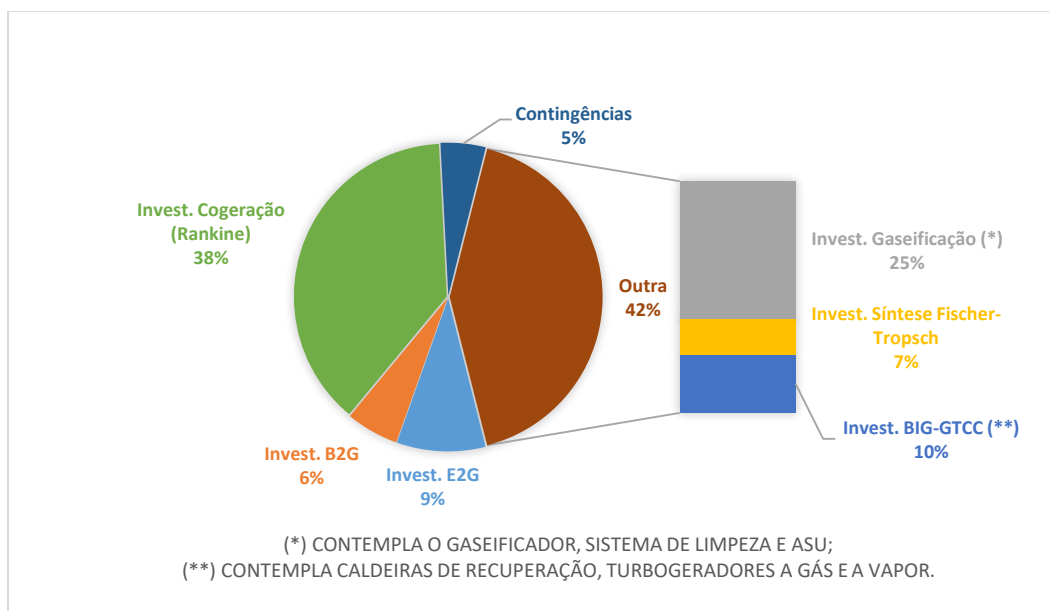


Figura 4.10: Divisão dos investimentos da modalidade 1 para o caso BSE

Para avaliar a influência do ciclo de cogeração a vapor no resultado econômico, foram consideradas duas modalidades de investimento. A primeira modalidade (modalidade 1), considera que o ciclo a vapor será construído junto com as demais plantas de conversão, as quais serão integradas com a usina. Nessa modalidade as receitas oriundas da venda da eletricidade gerada no ciclo a vapor, bem como os custos de manutenção, e aquisição da palha são consideradas no fluxo de caixa.

Já a segunda modalidade (modalidade 2), admite que os processos da biorrefinaria serão construídos e integrados a usinas que já possuem ciclos de cogeração a vapor que operam com elevados parâmetros de pressão e temperatura, tais como os existentes nas usinas da ODEBRECHT, BIOSEV e COSAN, mencionados anteriormente. Nesse caso apenas as receitas referentes a venda de eletricidade oriunda do sistema BIG-GTCC são consideradas no fluxo de caixa, e os custos de aquisição da palha, bem como os de manutenção do ciclo de cogeração são desprezados. A Figura 4.11 apresenta os resultados do valor do investimento, VPL, lucro bruto, além da distribuição dos investimentos para cada um dos processos para a modalidade 1.

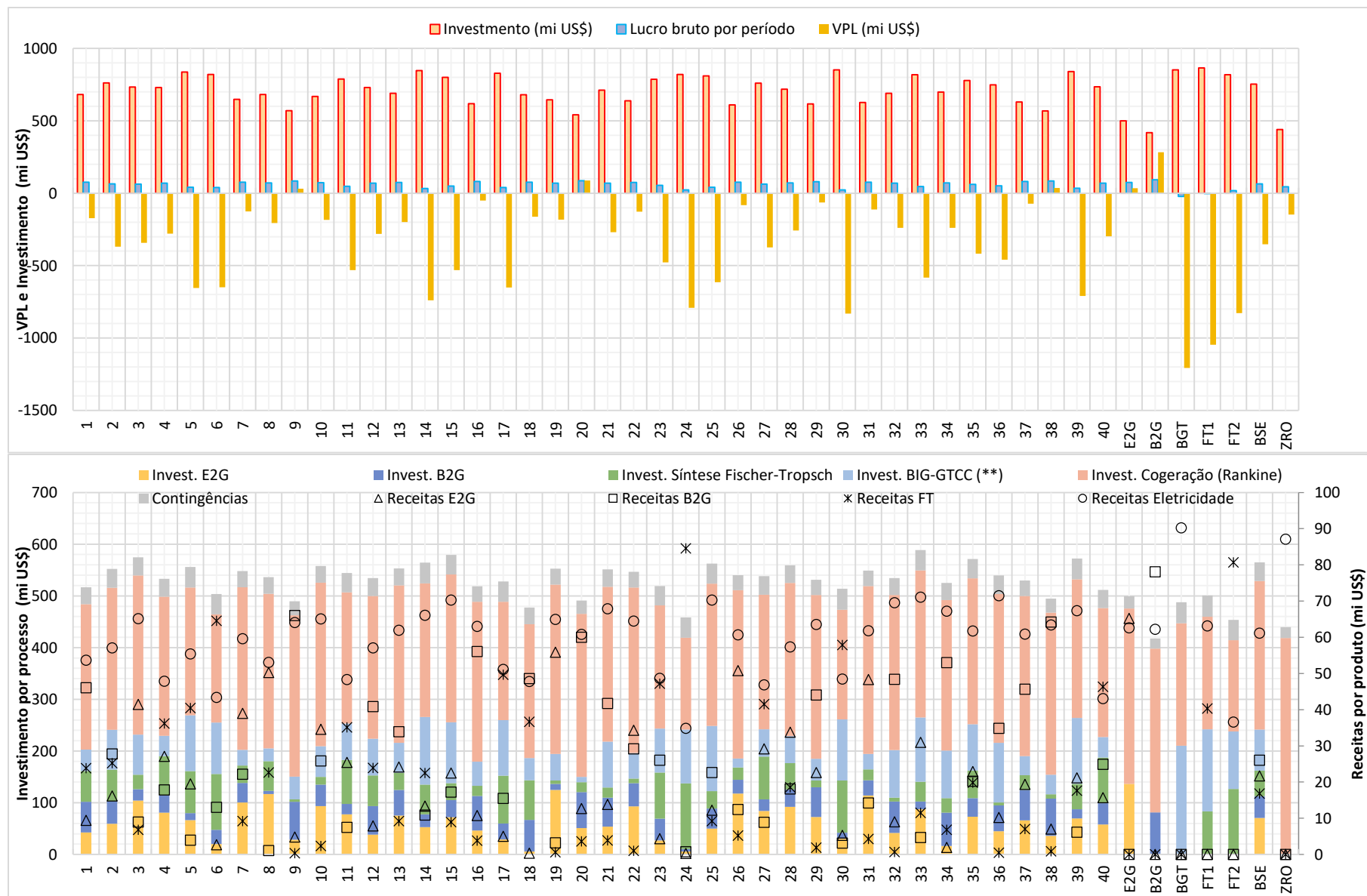


Figura 4.11: a) Indicadores econômicos para a modalidade 1; b) Distribuição dos investimentos e receitas para a modalidade 1.

Nota-se na Figura 4.11a), que o processo de biobutanol fornece os melhores resultados econômicos, com menores investimentos requeridos para a sua implantação, representando a melhor alternativa. Na medida que maiores quantidades de biomassa são destinadas a essa alternativa, maior tende a ser a viabilidade do empreendimento. Os pontos com maiores frações de biomassa destinadas ao processo B2G, possuem os maiores valores de VPL, conforme pode ser observado na Figura 4.11a). Para o ponto B2G por exemplo, observou-se o maior valor de VPL (US\$ 283,75 milhões), e considerando uma taxa mínima de atratividade de 10%, a TIR desse processo corresponde a 19,436%. Comparando esses valores com os do caso BSE, tem-se VPL negativo de US\$ 361,58 milhões.

O butanol produzido no processo B2G pode ser utilizado tanto como biocombustível como insumo na indústria química, sendo que a segunda aplicação é mais atrativa do ponto de vista financeiro, uma vez que cada quilograma de butanol ao ser comercializado com combustível tem um preço de venda de US\$ 1,03, e como produto químico o preço corresponde a US\$ 1,65. Caso o butanol fosse destinado ao uso como combustível o VPL do ponto B2G seria de US\$ 80,138 milhões com uma TIR de 10,210%, contribuindo ainda mais para a não viabilidade econômica da biorrefinaria. A capacidade da planta é baseada na capacidade de fabricação dos produtos dos processos e etanol e butanol lignocelulósico, sendo que a comparação das plantas deve ser feita com base produção, ao invés de capacidade de biomassa a ser processada. Assim a partir da Figura 4.12b), comparando a planta de biobutanol do caso 21, a qual produz cerca de 31,31 milhões de litros de butanol e demanda investimento de US\$ 55,78 milhões, com a planta de etanol lignocelulósico do caso 14, a qual produz 31,35 milhões de litros por safra a um custo de investimento de US\$ 52,81 milhões. Essa comparação também pode ser feita com a planta de butanol do caso 20, e com a planta etanol lignocelulósico do caso 5, sendo que a primeira tem produção de 45,01 milhões de litros de butanol por safra com investimento de US\$ 69,36 milhões e a segunda tem um custo de US\$ 66,23 milhões com uma capacidade de produção de 45,72 milhões de litros por safra.

No caso do processo E2G, tem-se os investimentos para a construção da planta (US\$338,37 milhões para a cogeração, US\$ 136,64 milhões para a planta de etanol e US\$ 23,77 milhões para contingências) são maiores que os do processo B2G (US\$316,63 milhões para a cogeração, US\$ 81,23 milhões para a planta de etanol e US\$ 19,89 milhões para contingências). No caso do ciclo de cogeração, observa-se o mais gasto no processo E2G visto que a demanda de vapor nesse processo é maior, sendo necessária a construção de um sistema de maior capacidade que demanda mais investimentos. Já no caso das plantas de processamento de bagaço, tem-se para uma mesma quantidade de biomassa que entra, tem-se uma maior produção de etanol em relação aos produtos do processo B2G o que justifica os maiores investimentos do de E2G. Além disso, o lucro bruto para o E2G (US\$ 74,62 milhões) é menor do que o do B2G (US\$ 92,70 milhões), devido as receitas obtidas pelo processo B2G, que possui produtos com preço mais atrativos. Assim o processo E2G além de possui maiores investimentos, tem menores receitas.

Além disso, os investimentos necessários para a construção de plantas que utilizam a rota termoquímica são bastante elevados. Observa-se na Figura 4.11b) e a e na Figura 4.12b) que para o caso BSE 42% do montante total a ser investido é devido ao sistema de gaseificação, síntese FT e ciclo BIG-GTCC, ao passo que os processos bioquímicos representam juntos 14% do total do investimento. Outro ponto que contribui para a inviabilidade financeira dos processos termoquímicos é o lucro bruto negativo, o que significa que os custos de produção (fixos de variáveis) são superiores as receitas obtidas.

O pior desempenho econômico foi observado no caso BGT, visto que nesse ponto tem-se o segundo maior valor de investimento observado (US\$ 852,21 milhões), além de um lucro bruto negativo (-US\$ 22,33 milhões), o que pode ser atribuído aos elevados custos de manutenção dos sistemas de gaseificação, BIG-GTCC e cogeração que são respectivamente US\$ 54,52, US\$ 27,16 e US\$ 18,87 milhões por safra, junto ao custo do bagaço (US\$3,25 milhões para a cogeração e US\$ 6,82 milhões para a gaseificação) e US\$ 9,27 milhões referentes a palha, ao passo que a com uma receita de corresponde a US\$ 90,23 milhões.

Ainda a respeito da Figura 4.12b), tem-se a distribuição dos investimentos e as receitas dos produtos dos diferentes processos e cada ponto do arranjo, nota-se que a principal fonte de receitas é devida a venda de eletricidade. Além disso, a maior parte do valor a ser investido, deve ser destinado a construção do ciclo Rankine de Cogeração capaz de operar a 100 bar e 520°C. Embora os ciclos que operem segundo elevados parâmetros de pressão e temperatura sejam mais eficientes, demandando de menores quantidades de combustível (bagaço e palha), os investimentos necessários para a construção são elevados, e representa um entrave a viabilidade econômica para a modalidade 1.

De modo geral, para a modalidade 1, observa-se que a implantação dos processos para a biorrefinaria não apresenta viabilidade econômica. De fato, a tecnologias de conversão adotadas nesse estudo ainda estão em fase de desenvolvimento, sendo necessários ainda que as quantidades de conversão sejam aumentadas. Assim considerando que haja aumentos na produtividade de 10%, 20% e 30 %, admitindo que os investimentos e custos de produção sejam os mesmos, tem-se como resultados para os casos extremos a Tabela 4.8.

Tabela 4.8: VPL para aumento da produtividade dos processos para modalidade 1

Aumento de produtividade	VPL (mi US\$)						
	E2G	B2G	BGT	FT1	FT2	BSE	ZRO
Condição do estudo	33,84	283,75	-1.206,03	-1.046,03	-828,20	-351,97	-146,69
Aumento de 10%	88,87	349,65	-1.206,03	-1.011,98	-760,09	-297,47	-146,69
Aumento de 20%	143,90	415,56	-1.206,03	-977,92	-691,98	-242,97	-146,69
Aumento de 30%	198,93	481,46	-1.206,03	-943,87	-623,87	-188,47	-146,69

O aumento da produtividade dos processos, permite tem maior benefício no processo Fischer-Tropsch, visto que ao se considerar o ponto FT2 um aumento de 30% na produtividade incrementa o VPL

em US\$ 204,33 milhões, ainda que o resultado final seja negativo. Esse mesmo aumento nos processos bioquímicos, tem para o E2G e B2G incrementos de US\$ 165,09 milhões e US\$ 197,71 milhões.

Considerando a modalidade 2 de investimentos, que não considera os investimentos de construção do ciclo de cogeração a vapor, bem como os seus custos de manutenção. Também não são considerados os custos referentes a aquisição da palha, além das receitas oriundas da venda de eletricidade produzida no ciclo a vapor, sendo que apenas as receitas obtidas com a venda da eletricidade gerada no sistema BIG-GTCC são adicionadas no fluxo de caixa. A Figura 4.12 que apresenta a divisão dos custos.

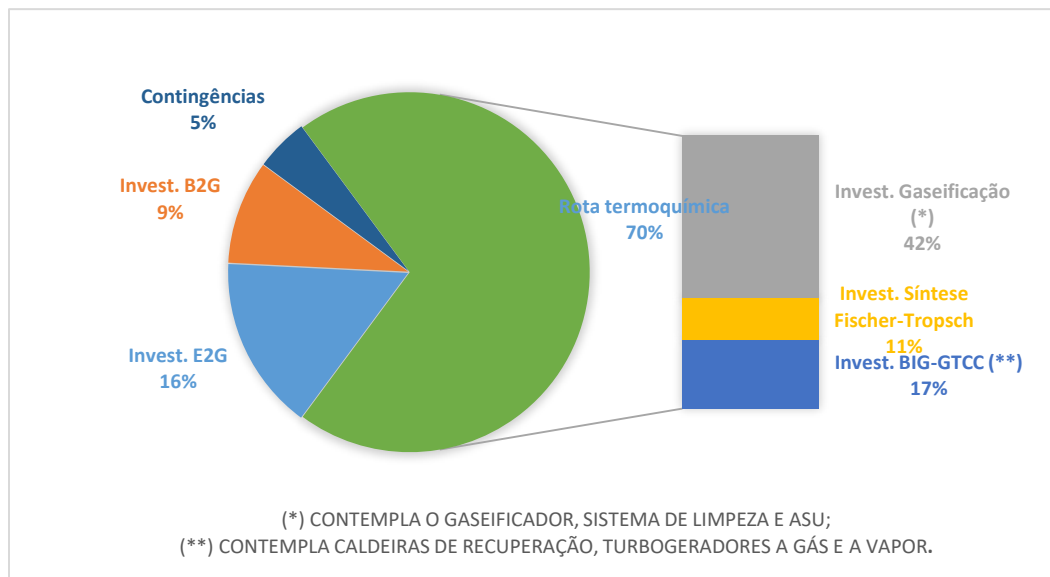


Figura 4.12: Distribuição dos investimentos na modalidade 2 para o caso base

A rota termoquímica é responsável por 70% dos investimentos necessários para a construção da biorrefinaria, sendo a gaseificação que possui o sistema de pré-tratamento da biomassa (secador, torrefador, secador e triturador), gaseificador, unidade de separação de oxigênio, e sistema de limpeza do syngas, o sistema de mais caro, com investimentos superiores aos processos bioquímicos.

Sem a necessidade dos elevados investimentos referentes ao ciclo de cogeração, os resultados se econômicos da modalidade 2 foram melhores do que os da modalidade 1, embora na maior parte dos pontos dos arranjos esses resultados foram negativos. Mesmo sem as receitas referentes a venda de eletricidade, os empreendimentos apresentaram maiores rentabilidades em relação ao caso BSE. A Figura 4.13 apresenta os resultados para a modalidade 2.

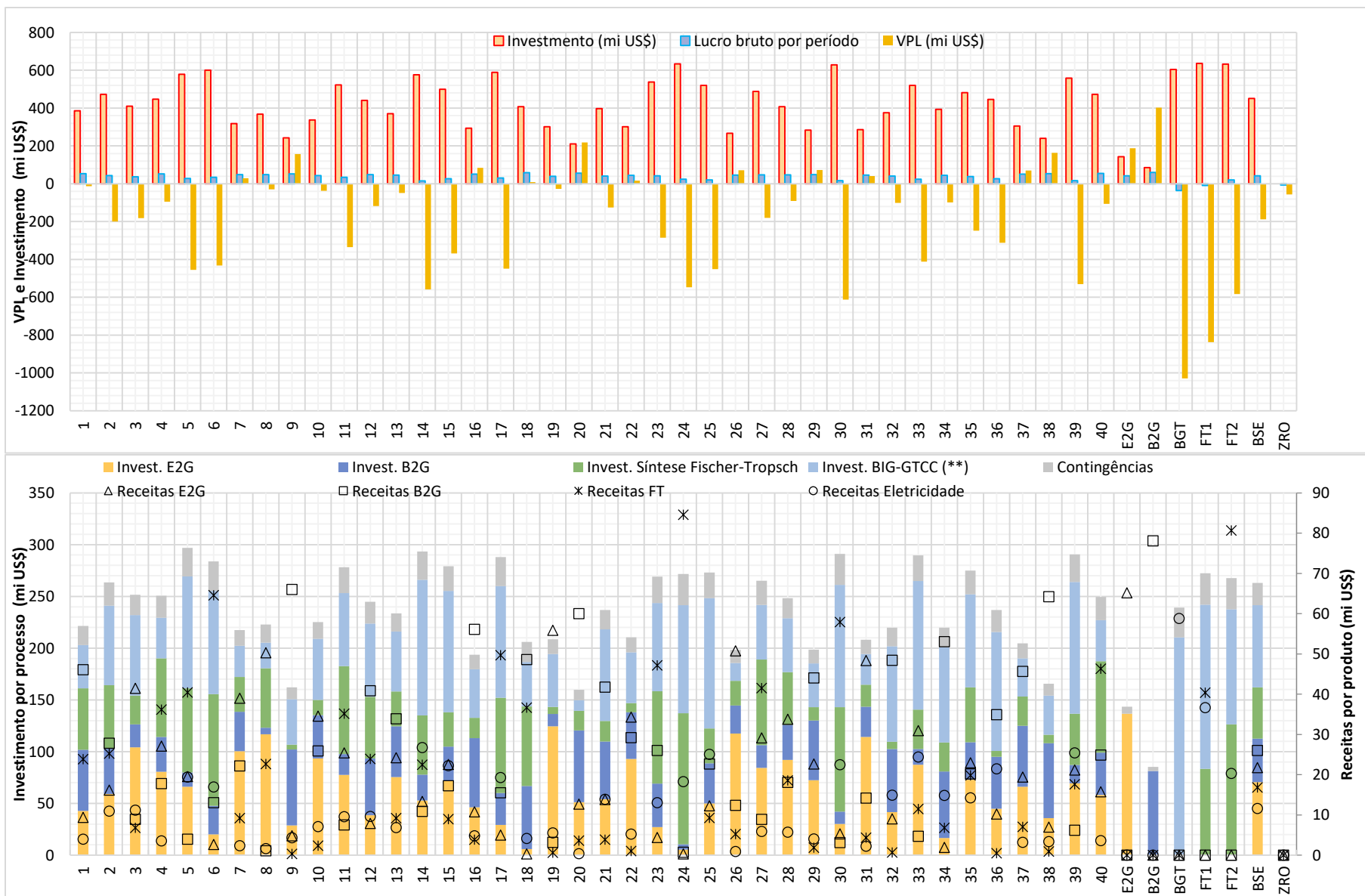


Figura 4.13: a) Resultados econômicos para a modalidade 2; b) Distribuição dos investimentos e receitas para a modalidade 2

Na modalidade 2, observaram-se maiores valores de rentabilidade, porém ainda com melhor desempenho para o processo de biobutanol. Os casos 9, 20, 38, E2G e B2G apresentaram valores de TIR correspondentes a 26,303%, 36,615%, 27,250%, 47,311% e 119,320%, sendo essa taxa para o caso base 3,352%. As receitas referentes a venda de eletricidade foram consideravelmente menores na modalidade 2, visto que da energia elétrica gerada pelo ciclo a vapor não foi considerada no fluxo de caixa do empreendimento. Um ponto de deve ser ressaltado é o fato de que a turbina a vapor do ciclo BIG-GTCC é de contrapressão, e produz vapor a pressão de 2,5 bar e alimenta os processos produtivos junto ao ciclo de cogeração. Não foi avaliado nessa modalidade a maximização da geração de eletricidade por parte do ciclo BIG-GTCC, visto que a função desse é a dividir a responsabilidade de suprir a demanda térmica e elétrica da biorrefinaria, embora tal alternativa possa ser considerada.

Assim como na modalidade 1, observou-se que na modalidade 2 que o ponto de que obteve o pior desempenho foi o BGT com VPL negativo correspondente a US\$ 971,14 milhões, visto que os custos de produção (fixos e variáveis) são superiores as receitas obtidas com a venda de energia elétrica. Junto a isso, tem-se os elevados custos de referentes ao investimento do sistema BIG-GTCC. O preço de venda de eletricidade que torna o VPL nulo corresponde a R\$700,75 e nessa condição a TIR corresponde a 7,002%. Para que uma TIR de superior a 10%, o valor do preço de venda da eletricidade deve ser de R\$ 750,60, o que mostra como essa tecnologia ainda é cara. Além disso, para a adoção de uma rota puramente termoquímica deve-se levar em consideração a necessidade de destinar 20% do syngas para o ciclo BIG-GTCC de modo que esse junto com o ciclo de cogeração a vapor possam suprir a demanda o processo FT. Dessa forma, os elevados investimentos requeridos para a construção do ciclo BIG-GTCC tornam o empreendimento economicamente inviável.

As maiores receitas obtidas são observadas no caso 24, e FT2 (US\$ 84,58 milhões e US\$ 80,58) ambos que admitem que grandes quantidades de biomassa são destinadas a gaseificações e síntese Fischer-Tropsch. Esses valores são superiores a US\$ 80 milhões, valor superior aos US\$ 78,07 milhões observados no caso B2G que tem o maior VPL. Entretanto, esses dois casos têm VPL negativos, em virtude dos elevados investimentos que são necessários. De modo análogo a modalidade 1, admitiu-se que a produtividade dos processos avance em até 30%, observou-se melhoras consideráveis no VPL, conforme apresentado na Tabela 4.9.

Tabela 4.9: VPL para aumento da produtividade dos processos para a modalidade 2

Aumento de produtividade	VPL (mi US\$)						
	E2G	B2G	BGT	FT1	FT2	BSE	ZRO
Condição do estudo	188,16	402,00	-971,14	-802,47	-571,91	-178,85	-56,85
Aumento de 10%	243,19	467,90	-971,14	-768,42	-503,81	-124,35	-56,85
Aumento de 20%	298,22	533,80	-971,14	-734,36	-435,70	-69,85	-56,85
Aumento de 30%	353,25	599,70	-971,14	-700,31	-367,59	-15,35	-56,85

Os mesmos resultados obtidos com o incremento de VPL devido ao aumento da produtividade observados na modalidade 1 foram observados na modalidade 2, de modo que melhorias no processo permitiriam alcançar maiores incrementos na produção de líquidos Fischer-Tropsch.

No contexto da modalidade 1, nota-se nos casos em que menos de 8,1% do bagaço é destinado a rota termoquímica, apresentam VPL superior a zero, como observado nos pontos 9, 20 e 38 do arranjo de 40 pontos, além dos pontos extremos E2G e B2G. Já na modalidade 2, devido ao menor investimento necessário, a fração que pode ser destinada para a gaseificação de modo que o VPL seja maior que zero corresponde a 11,8%, como observado no ponto 7. Fica mais evidente que os elevados investimentos necessários para gaseificação, síntese FT, e ciclo BIG-GTCC são o maior entrave para que essas as tecnologias alcancem atratividade financeira. De fato, o Brasil não possui plantas de conversão termoquímica da biomassa, visto que tecnologias de conversão adotadas nesse estudo ainda estão em fase de desenvolvimento.

4.3.2.1 **Análise sensibilidade**

Deve-se ressaltar que os resultados dos indicadores econômicos, bem como os fluxos de caixa, foram obtidos através de estimativas que visam reproduzir o comportamento do mercado em um momento pontual em termos de preço e tempo, com isso os valores calculados do VPL, TIR e o valor do negócio podem estar distorcidos, não representando um resultado exato pelo fato de seus valores não levarem em consideração as variações do mercado ao longo do tempo.

Assim, para verificar o comportamento do VPL, foi verificado como variações de preços dos produtos, matérias-primas, custos de produção, impostos e taxas, e os valores referentes ao investimento, influenciam na viabilidade econômica, através de uma análise de sensibilidade para cada uma das modalidades de investimento analisadas.

4.3.2.2 **Modalidade 1**

Nessa análise, admite-se que os preços de cada item sofram variações entre -100% e 100% em relação ao seu valor atual. Essa análise será feita para o caso BSE, e pode ser estendida a qualquer caso, mostrando os fatores predominantes no resultado financeiro final. A Figura 4.14 apresenta a influência dos preços de venda dos produtos fabricados no VPL para a modalidade 1.

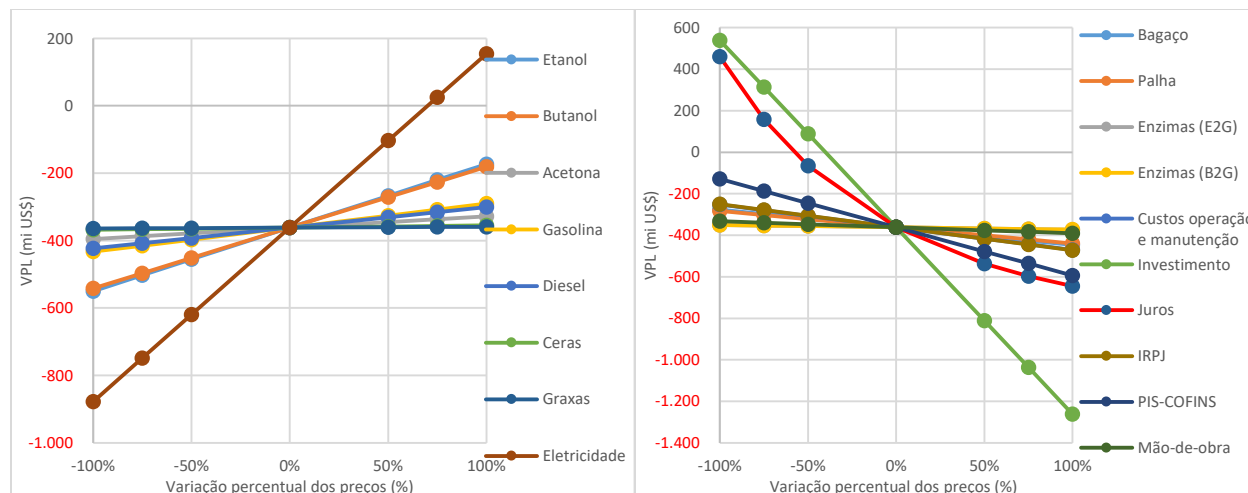


Figura 4.14: Sensibilidade dos preços dos produtos, custos de produção e custo de capital para o caso BSE para a modalidade 1

A partir dos gráficos de sensibilidade da Figura 4.14, tem-se o comportamento do VPL para variações em parâmetros utilizados na análise econômica, tais como preços de venda dos produtos, investimento, taxa de juros custos de produção, e quanto maior a inclinação da linha correspondente ao parâmetro, maior será a sua influência no VPL.

Nota-se que a linha referente ao preço da eletricidade tem a maior inclinação, sendo o produto final de maior peso no VPL, sendo que para preços de R\$ 387,8 por MWh tornam o VPL nulo, e para valores de R\$ 447,7 por MWh a TIR torna-se superior a taxa mínima de atratividade. Os preços do etanol e butanol tem praticamente a mesma influencia, sendo que a influência do primeiro é levemente maior que a do segundo. Além disso mesmo que os preços do etanol ou do butanol dobrem, o resultado financeiro se mantém negativo. Os demais produtos pouco influenciam no VPL. No caso de variações nos custos nos itens que compõe os custos de produção (fixos e variáveis), bem como nos investimentos e taxa de juro, observa-se na Figura 4.15b) que as principais variáveis que influenciam no VPL são o investimento e a taxa de juros.

Nota-se que a taxa de juros tem comportamento diferente dos demais itens avaliados, sendo diferente de uma reta, devido a característica não linear dos juros em relação ao VPL. Caso os juros do financiamento do empreendimento sejam reduzidos de 7% ao ano para 2,93% ao ano o VPL torna-se nulo, sendo que na ausência de juros o valor da TIR corresponde a 7,327%. Além disso, o valor do investimento necessário é a principal variável de influência no VPL, sendo que para uma redução de US\$753,48 milhões para US\$ 429,2 milhões o resultado torna-se nulo, e para reduções para US\$ 372,44 milhões a TIR é superior a 10%. Além disso, juros que tem destaque na influência do VPL. Por outro lado, os demais itens, não tem influência tanto relevante como a taxa de juro do financiamento, e o valor do investimento.

4.3.2.3 Modalidade 2

Na modalidade 2, observou-se uma redução da influência do preço da energia elétrica no VPL, uma vez que a quantidade de eletricidade tida como produtos das plantas é devida somente ao BIG-GTCC, o montante referente ao sistema de cogeração não entra fluxo de caixa do empreendimento que será construído e sim no fluxo de caixa da usina. A Figura 4.15 apresenta a influência dos produtos fabricado no caso BSE, considerando a modalidade 2.

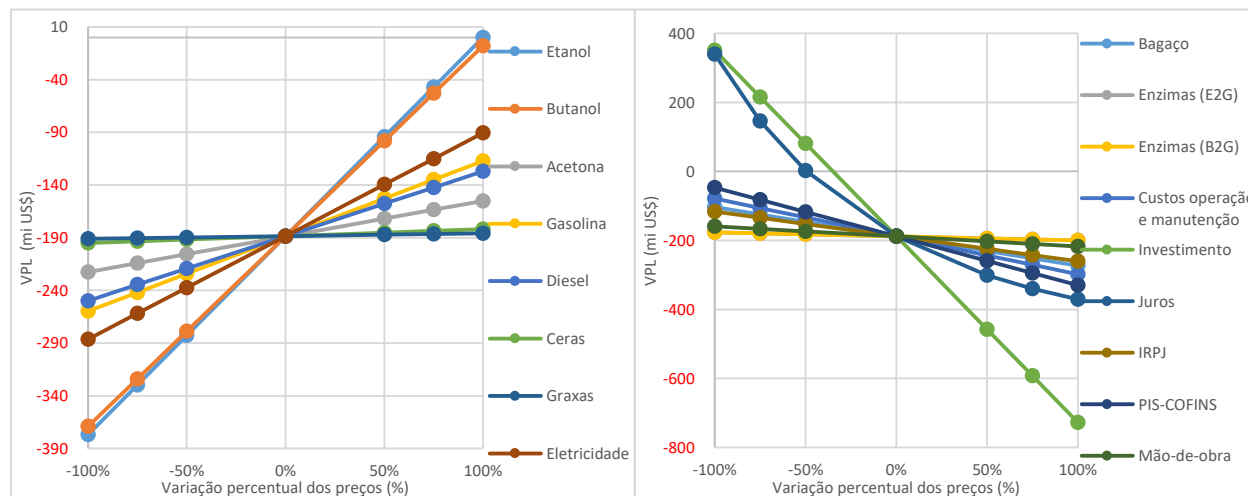


Figura 4.15: Sensibilidade dos preços dos produtos, custos de produção e custo de capital para o caso BSE para a modalidade 2.

O preço do etanol é fator de maior influência no VPL, de modo que no caso de o preço de venda dobrar o VPL torna-se zero. O mesmo é observado no caso do butanol que possui uma influência levemente inferior em relação ao etanol, sendo que caso o preço de venda do butanol aumente em 100%, o VPL torna-se negativo em US\$ 7,85 milhões. Além, o preço da eletricidade sofreu uma redução na sua influência no VPL em comparação com a modalidade 1, visto que na modalidade 2 é considerada apenas a receita com as vendas de eletricidade gerada no ciclo BIG-GTCC.

Assim como na modalidade 1, tem-se uma maior influência do valor do investimento e da taxa de juros do financiamento no VPL, além de itens como mão-de-obra, taxas e impostos, e custos de enzimas e matérias-primas, tem influência menor quando comparadas ao valor do investimento e a taxa de juros do financiamento conforme se observa na Figura 4.15.

4.3.3 Resultados da análise ambiental

A análise ambiental, revelou que para a condições de produção de energia elétrica do Brasil, o processo que permite a maior quantidade de emissões de CO₂ eq. evitadas é o processo Fischer-Tropsch, ao passo que a pior alternativa nessa condição é o processo de geração elétrica BIG-GTCC.

Por outro lado, considerando o cenário da média das emissões de Brasil, China, Estados Unidos e União Europeia, para a geração de energia elétrica, os processos que produzem grandes quantidades de eletricidade excedente são os melhores do ponto de vista ambiental. Nesse cenário, o processo com o melhor desempenho é o processo E2G, que além de produzir etanol lignocelulósico, entrega a concessionária 200,8 MWh de eletricidade devido o sistema de cogeração, que é alimentado tanto por bagaço e palha, como por torta de lignina. No caso E2G tem-se evitadas 861,26 toneladas de CO₂ eq. por safra, e o caso de pior desempenho é o B2G que embora gere eletricidade próximo a do E2G, produz uma baixa quantidade de produtos. De fato, o processo E2G produz cerca de 30,58 m³/h de etanol, e o B2G gera 11,72 m³/h de butanol, 3,22 m³/h e 0,82 m³/h quantidades que consideravelmente inferiores ao que é produzido no E2G.

Para melhor ilustrar o resultado, considerado que cada processo receba 1 tonelada de bagaço de cana, os produtos fabricados evitam emissões conforme apresentado na Tabela 4.10

Tabela 4.10: Emissões evitadas para cada tonelada de cana processada

Processo	Produto	Emissões evitadas por ton _{cana} (kg de CO ₂ eq.)	Total (kg de CO ₂ eq.)
E2G	Etanol	277,01	277,01 kg de CO
	Butanol	23,30	
B2G	Acetona	25,77	56,49
	Etanol	7,42	
FT	Gasolina	149,64	480,17
	Diesel	183,18	
	Ceras	105,88	
	Graxas	41,47	

Observa-se que as emissões evitadas devido ao processo de biobutanol são muito inferiores em relação aos outros processos, visto que esse processo possui um baixo rendimento mássico. Por essa razão, as pequenas quantidades produzidas, substituem uma quantidade menor de produtos de origem fóssil, evitando assim uma quantidade menor de emissões. Na Figura 4.16 tem-se as emissões para cada um dos cenários, para o arranjo de teste com os pontos extremos.

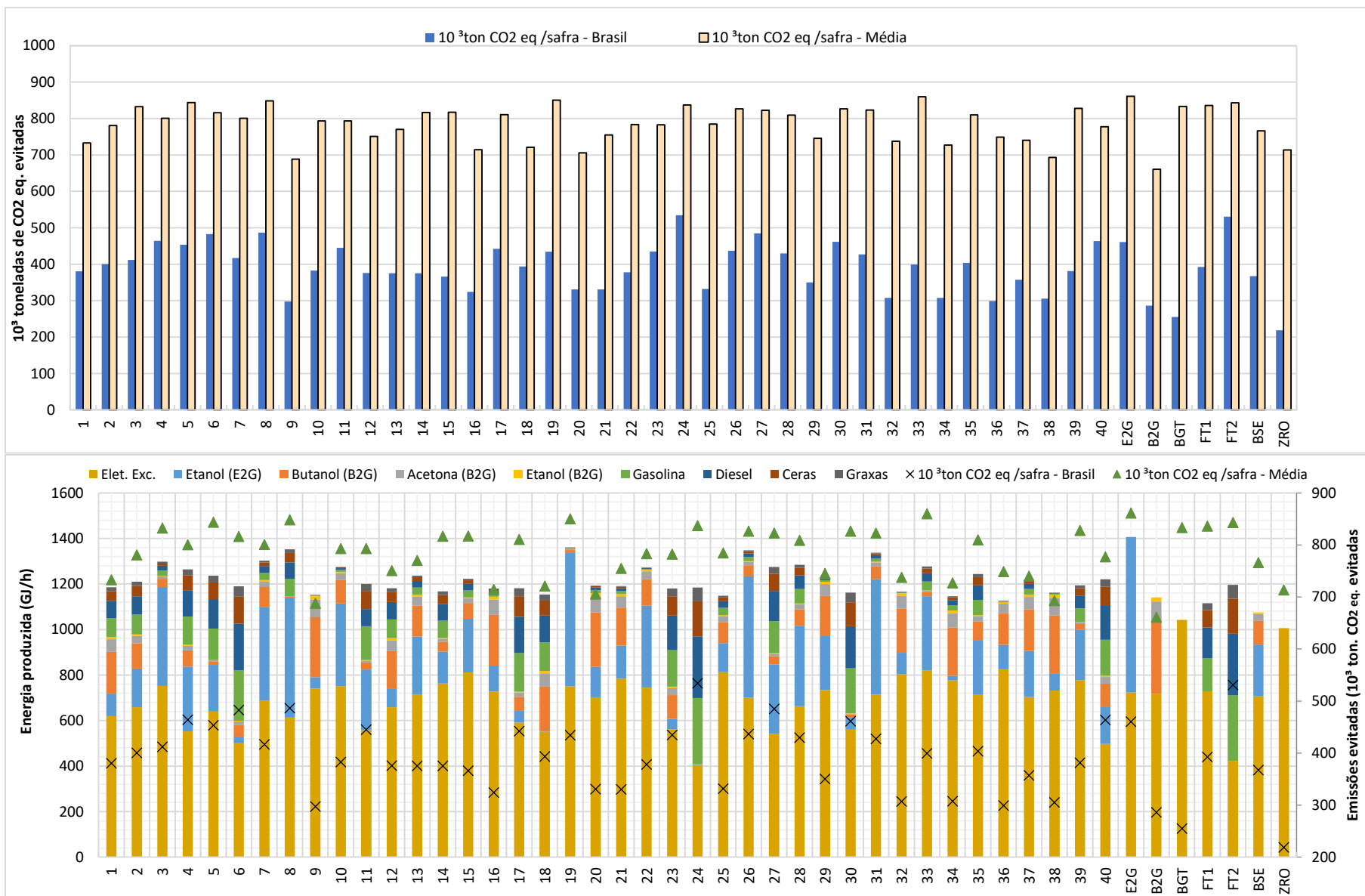


Figura 4.16: a) Distribuição da energia dos produtos fabricados em cada processo e eficiência global b) consumo energético e produtividade

Observa-se na Figura 4.16, que no cenário do Brasil, o caso ZRO apresenta a menor quantidade de emissões evitadas (218,56 mil toneladas de CO₂eq. evitadas), além do menor conteúdo energético produzido. Já no cenário médio, o caso ZRO evita as mais emissões de CO₂ equivalente do que o processo B2G, sendo que as emissões do primeiro correspondem a 713,69 mil toneladas de CO₂ eq., e no segundo tem-se 660,84 mil toneladas de CO₂ eq. Essa diferença é devida apenas a quantidade de CO₂ considerada, visto que a geração elétrica no Brasil conta com uma matriz bastante peculiar em relação aos demais países.

Assim, considerando apenas o contexto do Brasil, a produção de produtos químicos e biocombustíveis de contribui mais para evitar as emissões de CO₂. Já em um contexto mais global, considerando países com matriz energética mais dependentes de recursos fósseis, a produção de eletricidade a partir do bagaço é um papel mais importante em comparação aos biocombustíveis.

Em termos ambientais a utilizar o bagaço para a produção de biocombustíveis e produtos químicos através da síntese Fischer-Tropsch, conforme pode ser observado na Tabela 4.8. Comparando os processos B2G e FT, sob a ótica do cenário de emissões evitadas referente ao Brasil, as emissões evitadas no ponto FT2 correspondem a 530,73 mil toneladas de CO₂ equivalente ao passo que para o ponto B2G esse valor corresponde a 288,30 mil toneladas de CO₂. De fato, para cada tonelada processada no processo FT são evitadas as emissões correspondentes cerca de 8,5 maiores que no processo B2G. Por outro lado a eletricidade excedente do ponto FT2 corresponde a 117,44 MWh, a do ponto B2G 199,57 MWh, e no cenário do Brasil, as emissões evitadas no caso do Brasil tem uma menor contribuição em relação as emissões totais.

Esse mesmo comparativo sendo feito no contexto de cenário médio, tem-se que as emissões de B2G e FT2 correspondem respectivamente a 660,83 e 842,97 mil toneladas de CO₂ equivalente de diferença. Fazendo esse mesmo comparativo para os pontos E2G e FT2 tem-se que as emissões correspondem a respectivamente 460,54 e 861,26 mil toneladas de CO₂ para o contexto do Brasil. A eletricidade excedente do E2G corresponde a 200,87MWh, e as emissões no contexto médio, correspondem a 861,23 para o E2G e 842,97 mil toneladas de CO₂eq.

Conforme já visto o caso BGT, é o que produz a menor quantidade de energia final, visto que esse possui o menor valor de produtividade líquida. Considerando o caso das emissões do Brasil, para cada MWh produzido são emitidos 139,6 kg de CO₂ equivalente, valor que corresponde a 0,039 kg de CO₂ eq. para cada MJ de eletricidade produzido. Esse valor é inferior ao das emissões evitadas devido aos produtos químicos e biocombustíveis, visto que no caso do butanol e etanol por exemplo esses valores correspondem a 0,056 e 0,083 kg deCO₂eq. por MJ.

No contexto do cenário médio esse valor corresponde 0,1266 kg de CO₂eq. por MJ de eletricidade produzido. Os processos bioquímicos vem combinados de uma produção de biocombustíveis e eletricidade, e devem ser analisados em conjunto.

Analisando o ponto FT2, nota-se que em termos energéticos esse ponto produz a maior quantidade de energia em produtos e combustíveis, e uma das menores quantidades de excedente elétrico uma capacidade instalada de geração de 117,44 MW, valor inferior apenas ao do ponto 24 (que tem como excedente 111,88 MW). O resultado ambiental para o cenário de emissões do Brasil é o segundo melhor observado com 530,73 mil toneladas de CO_{2 eq} evitadas, sendo o melhor que o ponto de melhor desempenho é o ponto 24 com 534,29 mil toneladas de CO_{2 eq} evitadas.

Por outro lado, o ponto de maior eletricidade excedente observado é o ponto BGT, o qual gera 1042,45 GJ de eletricidade por hora, sendo que esse ponto tem como emissões evitadas 205,20 mil toneladas de CO_{2 eq}, o qual tem a segunda menor quantidade de emissões evitadas, ficando atrás do caso ZRO. No cenário de emissões do Brasil, a emissão evitada devido a geração de eletricidade tem pouco peso, e dessa forma casos que destinam grandes quantidades de biomassa para a produção de energia elétrica em detrimento à fabricação de produtos químicos e combustíveis apresentam piores indicadores ambientais. Isso leva a concluir que considerando o cenário de emissões do Brasil, do ponto de vista ambiental, a geração de eletricidade não é atrativa.

Estendendo essa análise para o cenário de emissões, tem-se uma valorização da eletricidade, visto que as emissões referentes a produção de eletricidade possuem valores maiores. O ponto FT2 tem o segundo melhor desempenho ambiental observado, ficando atrás apenas do ponto E2G, sendo que o primeiro evita a emissão de 842, mil toneladas de CO_{2 eq}, e o segundo 861 mil CO_{2 eq}.

No entanto, a diferença do ponto FT2 com o ponto de maior geração elétrica correspondem a 833 mil toneladas de CO_{2 eq}, valor pouco inferior ao observado no ponto FT2. Em relação ao ponto FT1, o qual tem a maior produção de líquidos Fischer-Tropsch a emissões 836 mil toneladas de CO_{2 eq} evitadas.

Além disso, considerando o cenário médio observa-se na figura 4.16b), que quanto maior participação do etanol 2G no conteúdo energético final, maiores são as emissões evitadas de CO₂. Tendo em vista que o etanol por si só tem grande impacto nas emissões evitadas, e combinado as grandes quantidades de eletricidade excedente geradas evitam são capazes de evitar maiores emissões. De fato, o aproveitamento da torta de lignina como combustível para a geração de vapor e eletricidade permite que a obtenção de maiores valores de excedente.

4.3.4 Interação dos indicadores

A análise da inter-relação dos indicadores de desempenho, fornece alguns resultados interessantes. Conforme mencionado, tem-se por objetivo a avaliação dos benefícios energéticos e ambiental proporcionados pelo investimento a ser realizado. Esses indicadores, definidos no capítulo 3, são apresentados nos anexos A3 do trabalho.

As emissões de CO₂ evitadas para cada GJ indicam a alternativa que produz melhores resultados ambientais, combinada a energia produzida. Sendo assim, da mesma forma que o resultado ambiental obtido, tem-se que os processos FT é o melhor. Por outro lado, levando-se em consideração a questão econômica, relacionada a quantidade de CO₂ evitada para cada US\$ investido, os melhores processos são o B2G, e E2G, sendo que a diferença entre os dois é muito pouca (sendo 2822,12 e 2526,90 US\$/tonelada de CO₂ evitado respectivamente).

Também é necessário analisar o investimento a ser realizado para a produção de 1 GJ de energia, sendo que os o Processo B2G é o que fornece os melhores resultados a partir dessa ótica, seguido pelo processo E2G. Além disso, o investimento para a produção de 1 GJ de energia possui menores valores corresponde ao processo E2G, seguido de perto pelo processo B2G (US\$ 70,97/GJ no E2G e US\$ 73,23/GJ no B2G). A Figura 4.17 apresenta como esses indicadores os indicadores determinados para cada modalidade, bem como para cada um dos cenários de emissões.

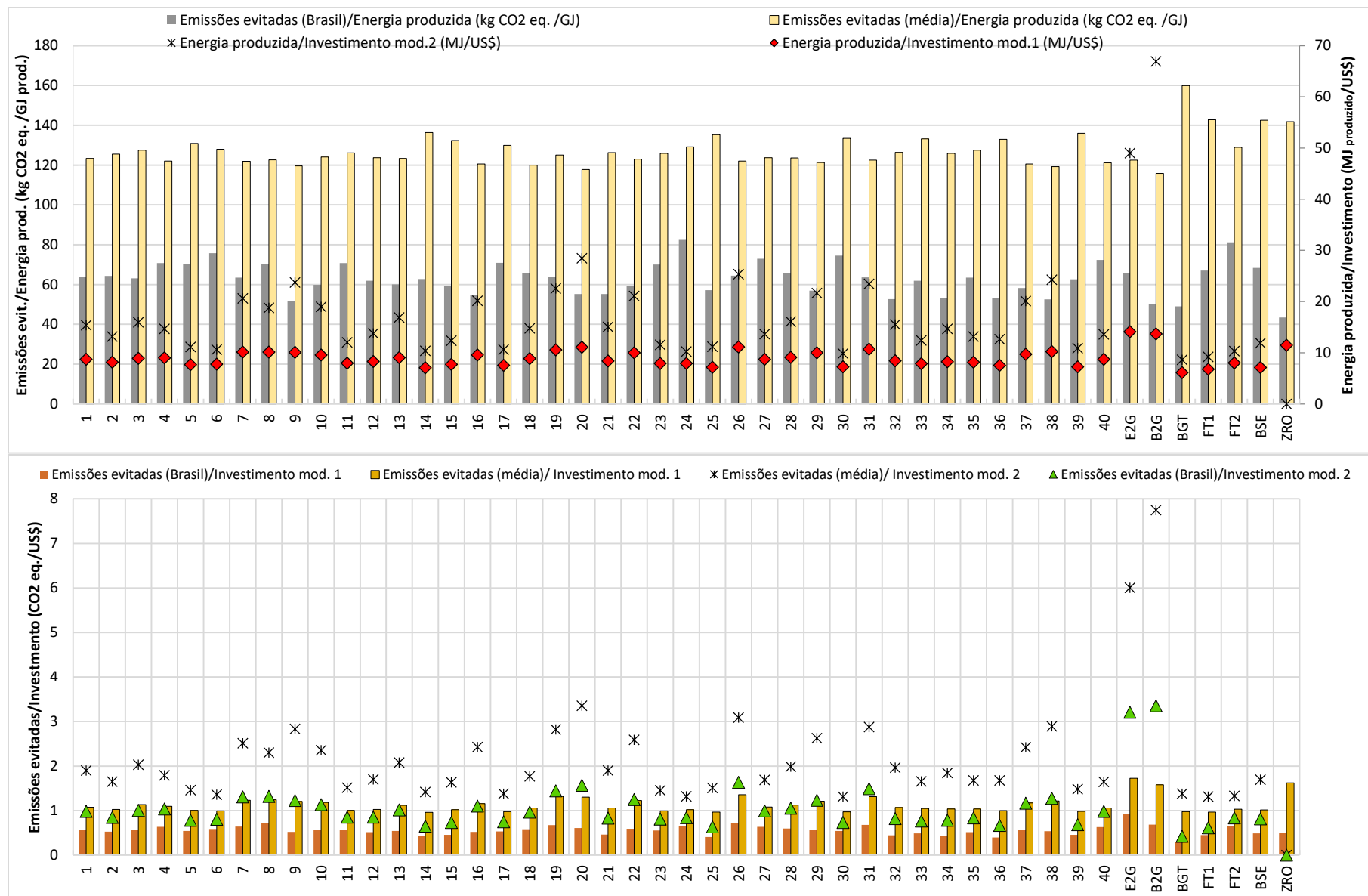


Figura 4.17: a) Distribuição da energia dos produtos fabricados em cada processo e eficiência global b) consumo energético e produtividade

A Figura 4.17a) permite a comparação do ponto BGT com o caso ZRO, em relação a energia produzida pelo investimento da modalidade 1, tem-se que o caso ZRO tem um valor de 11,45 MJ para cada US\$ investido, ao passo que para o ponto BGT essa relação é 6,12 MJ por US\$. De fato, a construção do ciclo BIG-GTCC exige elevados investimentos, e embora a geração de eletricidade BGT seja mais eficiente em relação ao ciclo Rankine tradicional, e em se tratando apenas dessas duas alternativas, é mais atrativo investir na construção de um ciclo de cogeração que opere a elevados parâmetros de pressão e temperatura. Mesmo que o ciclo BGT tenha um melhor desempenho do ponto de vista ambiental, e permita alcançar maiores valores de emissões evitadas (50,19 kg CO₂ eq/GJ_{produzido} para o BGT e 43,44 kg CO₂ eq/GJ_{produzido} para o caso ZRO no cenário de emissões do Brasil e no cenário de média das emissões com 159,88 kg CO₂ eq/GJ_{produzido} para BGT e 141,85 kg CO₂ eq/GJ_{produzido} para o caso ZRO), essa diferença não seria capaz de se sobrepor ao elevado custo. Além disso, o VPL desses dois casos é negativo sendo que para o BGT o VPL corresponde a -US\$852,21 milhões e para o caso ZRO esse valor corresponde a -US\$439,52 milhões.

Além disso, para a modalidade 1 o caso ZRO apresenta um valor da relação energia por investimento correspondente 11,45 MJ por US\$ investindo, valor esse superior aos pontos nos quais todo bagaço é destinado para a gaseificação de modo que essa relação corresponde a 6,12 MJ/US\$ para o BGT, 6,76 MJ/US\$ para o FT1 e 7,99 MJ/US\$ para o FT2. Essa diferença mostra que levando em consideração apenas a rota termoquímica, é mais atrativo, do ponto de vista econômico utilizar toda a biogaço como combustível no ciclo de cogeração, ao invés de se construir uma planta para gaseificação com ciclo BIG-GTCC e síntese Fischer Tropsch. Como na modalidade 2 não contempla o investimento necessário para a construção do ciclo de cogeração essa análise não se aplica a essa para tal modalidade.

Nas duas modalidades de investimentos analisadas, os processos bioquímicos permitem a maior produção de energia com menores valores a serem investidos. Na modalidade 1 o processo de etanol lignocelulósico produz 14,90 MJ/US\$ investido ao passo que o processo de biobutanol produz 13,66 MJ/US\$. A produção de maiores quantidades de energia (produtos e eletricidade) é observada nos casos de maior participação do etanol lignocelulósico, sendo que o no B2G tem-se produção de energia similar a dos pontos FT1, e pouco menor que a do ponto FT2. Por outro lado, investimentos requeridos por esses processos são consideravelmente inferiores dos casos que possuem participação da rota termoquímica, e essa é a principal razão desses processos apresentarem maiores relação energia produzida por investimento.

Esses valores para a modalidade 2, correspondem para o E2G 49,02 MJ/US\$ e 66,88 MJ/US\$ para o B2G, valores superiores devido ao menor investimento requerido por essa modalidade de investimento, uma vez que não leva em consideração o investimento referente a construção do sistema de cogeração. Por outro lado, tem-se que na modalidade 2 o processo B2G apresenta um valor maior de produção de energia por investimento, pois conforme já mencionado os investimentos necessários para a construção de processamento de etanol lignocelulósico é maior que o de uma planta de biobutanol considerando uma mesma quantidade de processamento de biomassa.

Ainda a relação Figura 17a) tem-se que a emissões evitadas por unidade de energia produzida para o cenário de média das emissões, o qual tem maiores valores para o ponto BGT com 159,88 kg CO₂ eq. evitados para cada GJ de energia produzida, o que permite concluir que do ponto de vista ambiental, não levando em consideração aspectos financeiros, a geração de eletricidade no ciclo BIG-GTCC é a melhor alternativa tendo vista o cenário de média das emissões. Ainda a respeito das emissões evitadas pela energia produzida, a rota termoquímica apresenta-se como as melhores alternativas do ponto de vista ambiental, sendo que quando maior a quantidade de syngas destinada a geração elétrica, maior é a relação de emissão evitadas por energia produzida. Os valores do ponto FT1 142,72 kg CO₂ eq./GJ produzido, e para o ponto FT2 esse valor corresponde a 128,95 kg CO₂ eq./GJ produzido, valores superiores aos observados nos processos bioquímicos de modo que no ponto E2G a relação corresponde a 122,46 kg CO₂ eq./GJ e no ponto B2G tem-se 115,84 kg CO₂ eq./GJ produzido.

Já considerando o cenário de emissões do Brasil, os maiores valores são obtidos para os processos termoquímicos que destinam o syngas para a produção de líquidos FT, sendo o ponto 24 com 82,49 kg CO₂ eq./GJ produzido, e FT2 81,19 kg CO₂ eq./GJ produzido. Para a geração de eletricidade por meio do ciclo BIG-GTCC e no caso ZRO ao contrário do cenário médio, observou-se valores os menores valores os quais corresponde a 48,96 kg CO₂ eq./GJ produzido e 43,44 kg CO₂ eq./GJ produzido, respectivamente. Isso se deve ao fato de o cenário de emissões do Brasil considerar valores menores de emissões evitadas para a geração de eletricidade.

Para a Figura 17b) tem-se a relação entre as emissões evitadas pelo investimento necessário tanto para o cenário de emissões médio, como para as emissões médias, para as duas modalidades analisadas. Para a modalidade 1, tem-se que ponto E2G evita a emissão de 1,73 kg de CO₂ eq. para cada US\$ investido, sendo nessa configuração de avaliação o melhor processo. O caso ZRO tem um valor superior ao ponto B2G, sendo que para esses casos tem-se 1,63 kg CO₂ eq./US\$ investido e 1,58 kg de CO₂ eq. para cada US\$ respectivamente. Em função dos grandes investimentos necessários para os processos termoquímicos, quanto maior a quantidade de biomassa destinada a gaseificação, menor tende a ser o valor desse indicador. O mesmo foi observado para o cenário de emissões do Brasil.

Ao se comparar o cenário médio da modalidade 2 com o da modalidade 1, observa-se que o ponto B2G tem um valor maior da relação emissões evitadas por investimento do que o do ponto E2G, uma vez que o investimento para a construção da planta de processamento de bagaço para o primeiro é inferior ao do segundo. Já no caso das emissões do Brasil para a modalidade 2 observam-se valores mais próximos entre o ponto E2G e B2G, pois mesmo com o investimento para a construção da planta B2G sendo inferior ao da planta de E2G, as emissões que o processo de etanol lignocelulósico são consideravelmente superiores das que o processo B2G (conforme pode ser observado na Tabela 10). Assim como observado anteriormente, os grandes investimentos demandados pelos processos termoquímicos tornam a relação de emissões evitadas por investimento menores, sendo que em todos os cenários observados na Figura 18b), para os casos BGT, FT1 e FT2, os valores de emissões evitadas por investimento são sempre inferiores aos dos processos bioquímicos.

4.4 Análise dos indicadores

Os resultados econômicos até então apresentados mostram que as configurações que possuem a maior parte da biomassa sendo destinada para a rota termoquímica, não possuem viabilidade econômica, embora sejam mais atrativas do ponto de vista energético e ambiental. Para verificar como os indicadores se inter-relacionam, foram plotados em um gráfico as eficiências globais em função do VPL de cada caso, junto com as emissões de CO₂ evitadas em função do VPL para os cenários do Brasil e médio. Assim como nos gráficos das figuras anteriores, estão apresentados os pontos do arranjo de teste de 40 pontos junto com os casos extremos, não colocando os demais pontos para facilitar a apresentação e a visualização. Dessa forma na modalidade 1 de investimento a figura 4.18 apresenta a dispersão da eficiência global, das emissões evitadas de CO₂ em função do VPL.

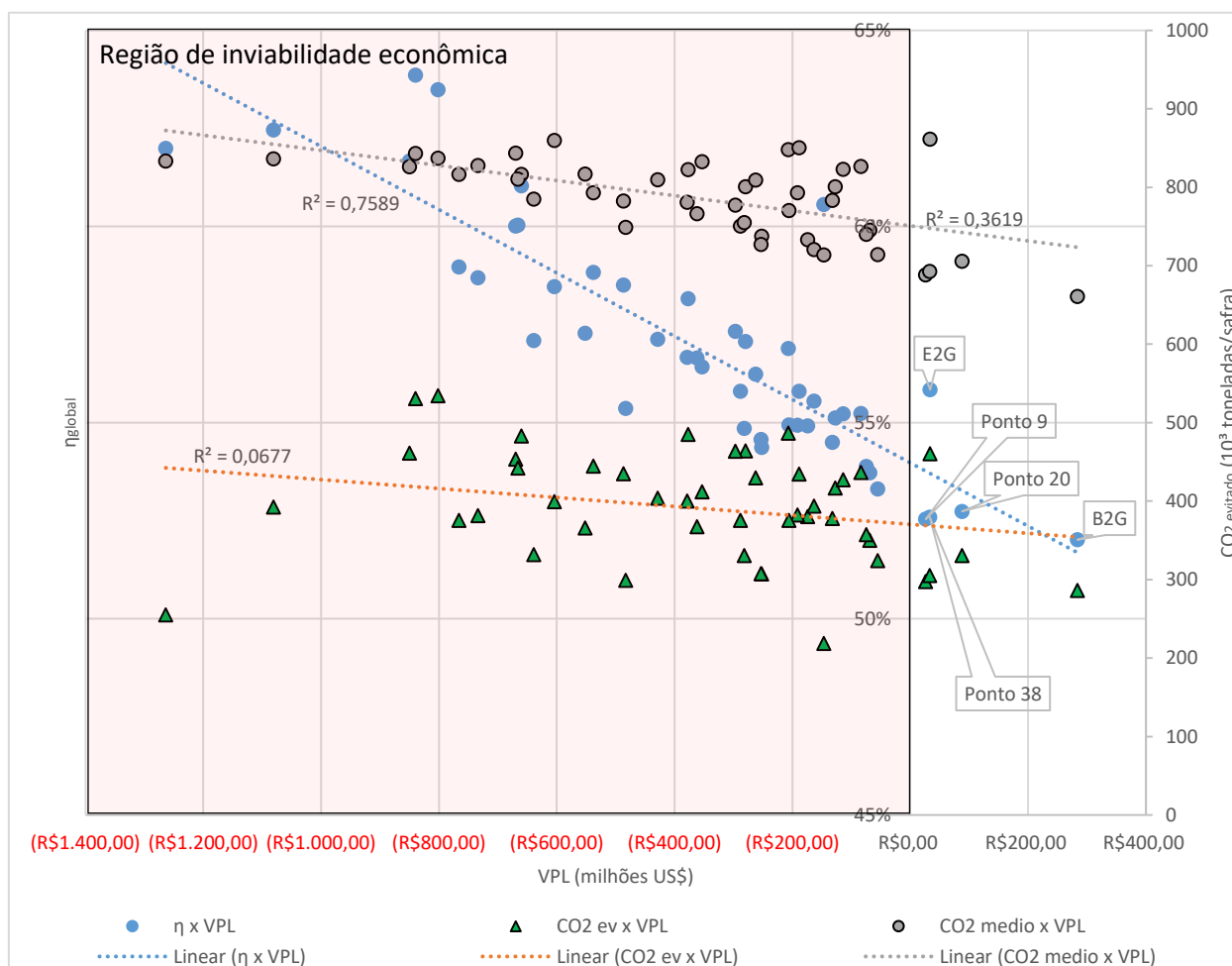


Figura 4.18: Eficiência global e emissões de CO₂ ev. em função do VPL para a modalidade 1

De acordo com a figura 4.18, a maior parte dos pontos analisados na modalidade 1 está dentro da faixa avermelhada da figura, que indica uma região de inviabilidade econômica. Apenas 5 pontos apresentam VPL positivo estando fora da região avermelhada, sendo que nessas configurações de biorrefinaria, a maior parte do bagaço é destinada para a rota bioquímica. Além disso, tem-se a tendência

inversa entre o VPL e a eficiência global, além do VPL com as emissões evitadas nos dois cenários analisados. A linha de tendência foi estimada admitindo uma regressão linear, e a correção entre a eficiência global e VPL possui um coeficiente R^2 superior ao dos casos de emissões evitadas e VPL. Os pontos com VPL positivo, são apresentados na tabela 4.11, junto com a distribuição de bagaço.

Tabela 4.11: Pontos obtidos fora da região de inviabilidade econômica na modalidade 1

Ponto	VPL (mi US\$)	x ₁	x ₂	x ₃	z ₁	z ₂
9	26,37	0,074	0,845	0,081	0,039	0,961
38	33,18	0,107	0,823	0,07	0,124	0,876
E2G	33,84	1	0	0	0	0
20	87,96	0,194	0,768	0,037	0,92	0,08
B2G	283,75	0	1	0	0	0

De modo análogo, tem-se a figura 4.19, que apresenta a dispersão da eficiência global, das emissões evitadas de CO₂ em função do VPL para a modalidade 2 de investimento, na qual nota-se um maior número de pontos fora da região de inviabilidade econômica:

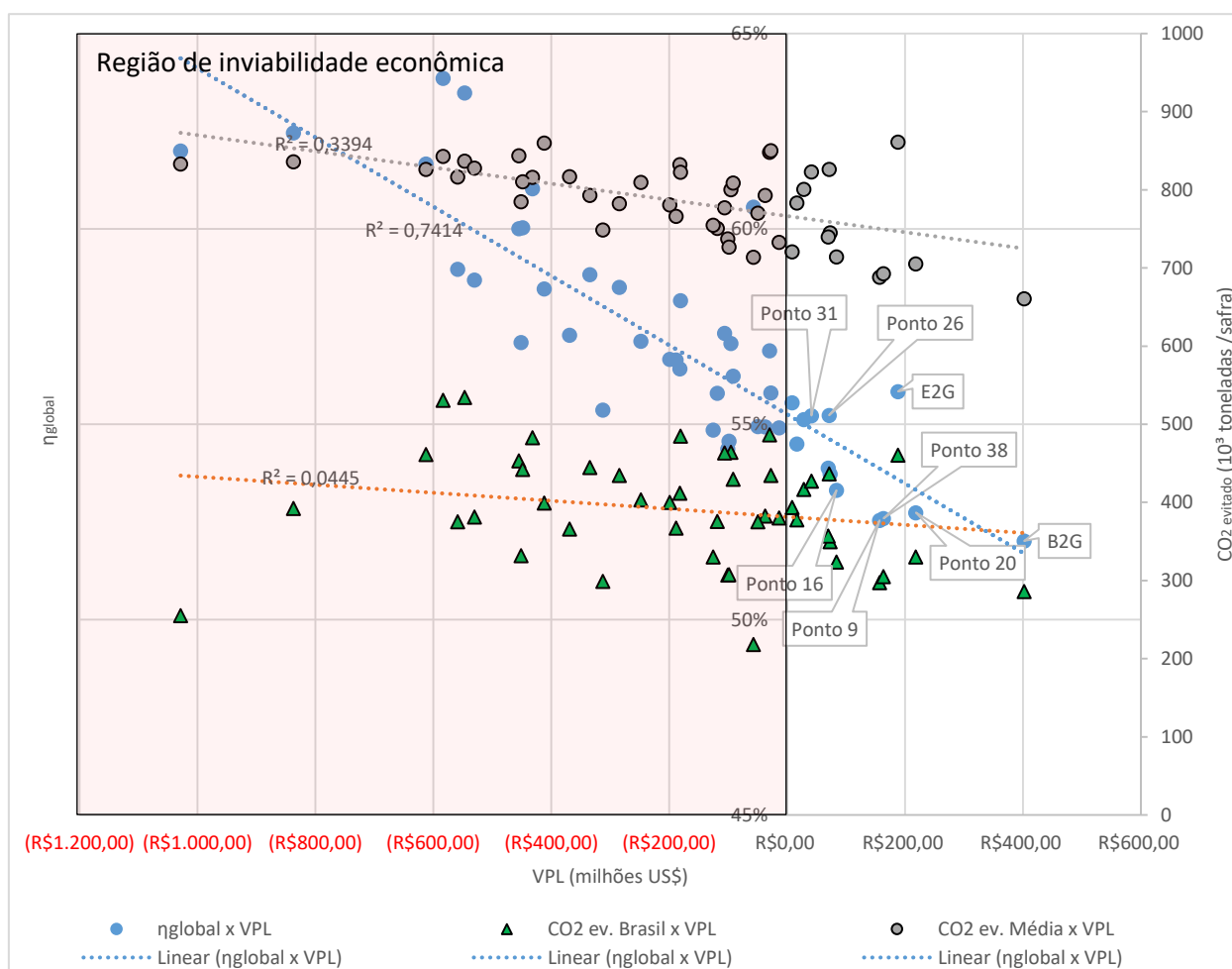


Figura 4.19: Eficiência global e emissões de CO₂ ev. em função do VPL para a modalidade 2

De modo geral tanto a tendência inversa entre VPL e eficiência, e VPL e emissões evitadas de CO₂ nos dois cenários se mantêm, porém tem-se um número maior de pontos dentro da região de viabilidade econômica. Os pontos dentro da região de viabilidade econômica para a modalidade 2 são

apresentados na tabela 4.12, na qual da mesma forma da modalidade 1, observa-se predominância das rotas bioquímicas.

Tabela 4.12: Pontos obtidos fora da região de inviabilidade econômica na modalidade 2

Ponto	VPL	x ₁	x ₂	x ₃	z ₁	z ₂
18	8,52	0,857	0,041	0,102	0,059	0,941
22	16,84	0,526	0,374	0,1	0,096	0,904
7	28,67	0,598	0,284	0,118	0,742	0,258
31	41,26	0,742	0,182	0,077	0,533	0,467
37	69,70	0,298	0,585	0,117	0,567	0,433
26	71,22	0,779	0,159	0,063	0,791	0,209
29	73,11	0,347	0,564	0,088	0,2	0,8
16	83,72	0,165	0,718	0,117	0,313	0,687
9	156,73	0,074	0,845	0,081	0,039	0,961
38	163,61	0,107	0,823	0,07	0,124	0,876
E2G	188,16	1	0	0	0	0
20	218,48	0,194	0,768	0,037	0,92	0,08
B2G	402,00	0	1	0	0	0

Tanto na tabela 4.11 da modalidade 1, como na tabela 4.12 da modalidade 2, tem-se que a fração de bagaço destinada a gaseificação corresponde a valores inferiores a 12% do total sendo que no melhor dos casos esse valor corresponde ao ponto 7 com 11,8% do bagaço disponível. Na configuração de biorrefinaria do ponto 7, na modalidade 2 possui uma eficiência global de 55,465%, produtividade líquida de 251,559 GJ/ha, além de emissões evitadas de 416,87 mil toneladas de CO₂ para o Brasil e 800,66 mil toneladas de CO₂ para o cenário médio. Esses valores são intermediários entre os máximos possíveis para uma biorrefinaria.

4.5 Comparativo dos casos extremos

Para uma melhor visualização dos casos extremos, tem-se na tabela 4.13 os indicadores de desempenho dos casos extremos.

Tabela 4.13: Valores dos indicadores para os casos extremos, e valores normalizados

Indicador	Valores obtidos						
	E2G	B2G	BGT	FT1	FT2	BSE	ZRO
η_{global} (%)	55,839	52,014	61,993	62,461	63,854	56,648	60,556
σ (GJ/ha)	256,763	239,051	233,049	239,134	244,467	233,049	231,841
VPL (mi US\$) – Mod. 1	33,84	283,75	-1263,66	-1080,61	-839,73	-361,58	-146,69
VPL (mi US\$) – Mod. 2	188,16	402,00	-971,14	-802,47	-571,91	-178,85	-56,85
10 ³ ton CO ₂ eq./safra–Brasil	460,54	286,30	255,20	392,31	530,73	367,30	218,56
10 ³ ton CO ₂ eq./safra–Média	861,26	660,84	833,35	836,02	842,97	766,21	713,70
Energia/Investimento (GJ/US\$)	14,09	13,66	6,12	6,77	7,99	7,13	11,45
Emissões evit./ Invest.(ton CO ₂ eq./US\$)	1,08	1,46	3,34	2,21	1,54	2,05	2,01
Emissões evit./energia prod (kgCO ₂ ev/GJ _{prod})	65,48	50,19	48,96	66,97	81,19	68,35	43,44

Observa-se a partir da tabela 4.13, que o caso BSE não se sobressai em nenhum dos indicadores avaliados não tendo destaque algum nessa análise. De modo geral, as alternativas que apresentam grande diversificação no uso do bagaço, no syngas obtido, não são alternativas atrativas, tanto do ponto de vista energético, como econômico e ambiental. Isso mostra que a diversificação da produção, embora permita obter uma maior segurança em termo de mercado, não apresenta nenhuma vantagem para a biorrefinaria.

Com relação aos processos termoquímicos, caracterizados pelos pondo BGT, FT1 e FT2, apresentam os melhores resultados do ponto de vista energético com as maiores eficiências globais. Em termos de produtividade líquida, os resultados desses pontos são medianos em comparação com o E2G, sendo que o ponto FT2 apresenta o segundo maior valor de sigma dentre os pontos extremos. Em relação ao resultado ambiental, o cenário do Brasil, o ponto FT2 apresenta melhor desempenho, e o ponto FT1 apresenta uma quantidade consideravelmente menor (530,73 para o FT2 e 392,31 para o FT1), devido ao cenário do Brasil considerar menores valores de emissões evitadas para produção de eletricidade. Já no para as emissões evitadas no cenário médio, o melhor resultado apresentado é referente ao ponto FT1 o qual possui emissões quase iguais a do ponto BGT (833,35 para o BGT e 836,02 para o FT1).

Além disso, o processo FT2 apresenta melhores indicadores energéticos e ambientais, sendo que possui maior valor de eficiência global e de maior quantidade de emissões evitadas. No entanto, em relação a fatores econômicos esse processo é o de pior desempenho, sendo que o retorno do investimento inviabiliza a sua construção. De fato, o processo Fischer-Tropsch exige elevados investimentos, e esse processo deve existir em conjunto com um ciclo BIG-GTCC. O processo BIG-GTCC por sua vez foi que forneceu o pior retorno, sendo também descartada o seu uso para a produção de eletricidade

O processo B2G, embora tenha apresentado o pior desempenho energético, é do ponto de vista econômico a alternativa mais atrativa, permitindo a produção de energia (na forma de produtos químicos, biocombustíveis e eletricidade) com a menor investimento. Já as emissões desse processo, são baixas em relação as demais alternativas que mostra que do ponto de vista ambiental, essa não é a melhor alternativa. Em razão do baixo investimento dessa tecnologia, a razão entre a emissões de CO₂ eq. evitada e os investimentos necessário apresenta o segundo melhor resultado, atrás apenas do processo E2G.

O processo E2G, comparado os demais apresentou a melhor combinação dos indicadores avaliados, sendo considerada a melhor alternativa de biorrefinaria. Embora a sua eficiência global tenha sido a segunda menor, esse é o processo de maior produtividade líquida, mostrando essa ser a alternativa que melhor aproveita a cana-de-açúcar. Além disso, esse processo tem o segundo melhor resultado financeiro, através do processo B2G, e por outro lado é a melhor alternativa dos pontos de vista ambiental considerando o cenário de emissões médias. Em termos de investimento, possui o segundo menor valor, atrás do B2G, e devido a isso possui.

Em termos de retorno do investimento, os melhores processos são o de biobutanol e etanol lignocelulósico, sendo que o primeiro apresenta uma TIR de 23,0784%, e o segundo 11,107%. Considerando a taxa mínima de atratividade como sendo 10%, as duas alternativas são boas. Entre esses

dois processos o que possui uma maior quantidade de CO_2_{eq} evitado é o E2G, valor que é muito superior ao do B2G. Além disso, quando a eficiência do processo E2G é comparada com o processo B2G, tem-se melhores maiores, além de valores de produtividade líquida.

Assim, mesmo que o processo E2G não seja de maior retorno, e de maior eficiência global, o conjunto de indicadores de desempenho mostra que esse processo representa a melhor alternativa para ser integrado as plantas de processamento de cana-de-açúcar. Dentre as tecnologias analisadas esse processo até então é o único que apresenta plantas operando em escala comercial. Também é esperado que com as instalações já existentes, esse processo alcance melhores rendimentos de conversão, além da redução da demanda energética.

4.6 Resultados dos experimentos computacionais

O experimento computacional, através do método de Kriging, fornece como resposta uma função objetivo que possibilita encontrar os valores de eficiência e produtividade para quaisquer configurações da distribuição de massa. Essa função possui 5 variáveis de entrada representadas pelos valores de x_1 x_2 x_3 z_1 e z_2 constituindo uma hipersuperfície de resposta. Uma maneira de visualizar a superfície de resposta é plotando a função a partir de 2 variáveis. A Figura 4.20 apresenta a superfície de resposta para a eficiência global em função das variáveis x_1 e x_2 , para z_1 igual a 0,8, com $q = 2$ e $\lambda=0,2$.

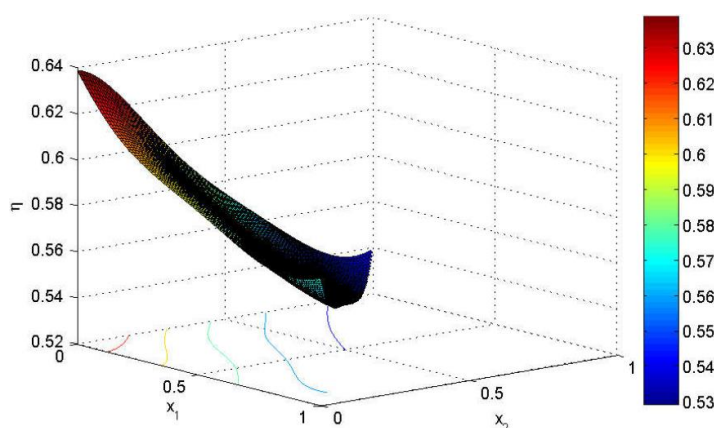


Figura 4.20: Superfície de resposta para em função de x_1 e x_2 para a eficiência global

A superfície apresentada na Figura 4.19, tem-se que os maiores valores de eficiência são alcançados para x_1 e x_2 iguais a zero, ou seja, quando todo o bagaço disponível é destinado para a gaseificação. Além disso, conforme já mencionado o processo B2G é o pior em termos de eficiência.

O software também fornece como resultado os pontos de máximo e mínimo da função objetivo, sendo que para cada indicador analisado (η , σ , VPL e emissões evitadas), tem-se uma função objetivo e

uma superfície de resposta. No entanto, na elaboração do experimento computacional através do método de Kriging, é necessário definir dois parâmetros. Esses parâmetros são o valor de q da função de correlação espacial, além do valor de λ que representa a penalização da função objetivo.

Embora o valor de q possa assumir valores entre 1 e 2, e que valores próximos a 1,75 permitam obter maiores valores de R^2 , para valores de q iguais a 2 a função objetivo é infinitamente diferenciável. No anexo A6 são apresentados os valores de R^2 , MSE e MAPE para diferentes valores de q e λ . A Figura 4.21 apresenta superfícies de respostas obtidas a partir de valores de q diferentes de 2, nas quais notam-se aristas, e pontos de inflexão que podem ser consequências de discontinuidades para a função objetivo.

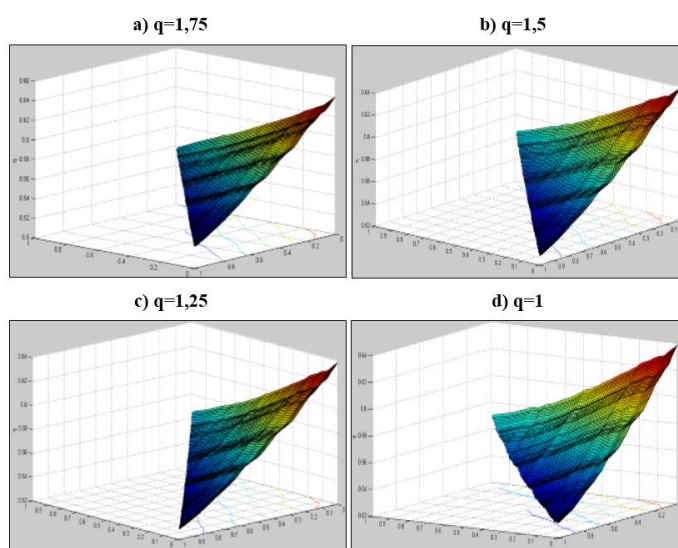


Figura 4.21: Superfície de resposta para diferentes valores de q .

Superfícies de resposta obtidas a partir de $q=2$, são suaves, conforme pode ser observado na figura 4.24. Para evitar situações como as da Figura 4.20, os experimentos computacionais foram feitos com valores de q correspondentes a 2.

A adoção do valor de λ foi feita de modo que obtenha a maior verossimilhança, ou seja o maior valor de R^2 . Além disso, para diversos valores de λ não foram observadas modificações significativas nos pontos de máximo e mínimo, e por não haver um método específico para a determinação de λ , a escolha dos valores foi feita por tentativa e erro. A Tabela 4.14, apresenta um comparativo dos pontos melhor e pior desempenho fornecidos pela função objetivo, junto com valores obtidos na simulação.

Tabela 4.14: Pontos de máxima e mínima eficiência e produtividade para as simulações e para a função objetiva

Indicadores	Pontos	Valor da simulação	Valor da função objetiva	Erro (%)	Intervalo de confiança (95%)	
					Mínimo	Máximo
η_{global} (%) $\lambda=0,1$ $R^2 = 0,9884$ $MSE=0,0013$ $MAPE=4,9510^{-6}$	Ponto de máximo (0 0 1 0,8 0,2)	63,854%	63,85%	0,0063	63,85%	63,85%
	Ponto de mínimo (0,05 0,95 0 0 0)	52,189%	51,90%	0,5538	51,54%	52,27%
	BSE (1/3 1/3 1/3 1/2 1/2)	56,648%	56,64%	0,0141	56,61%	56,67%
σ (GJ/ha) $\lambda=0,3$ $R^2=0,9258$ $MSE=0,9177$ $MAPE= 0,5438$	Ponto de máximo (0,96 0 0,04 0,40 0,60)	255,838	261,00	2,0177	258,6797	263,84244
	Ponto de mínimo (0 0,96 0,04 0,96 0,04)	238,991	223,00	6,6910	218,5774	227,8685
	BSE (1/3 1/3 1/3 1/2 1/2)	247,144	247,0352	0,0440	247,0161	247,0544
VPL (mi US\$) modalidade 1 $\lambda=2,5$ $R^2=0,9963$ $MSE=167,9853$ $MAPE= -2,9194$	Ponto de máximo (0 1 0 0 0)	283,75	280,00	1,3215	278,6752	281,3304
	Ponto de mínimo (0, 0, 1, 0, 1)	-1263,66	-1260,00	0,2896	-1263,6186	-1256,3814
	BSE (1/3 1/3 1/3 1/2 1/2)	361,58	-360,00	0,4370	362,6680	-357,3320
VPL (mi US\$) modalidade 2 $\lambda=2,5$ $R^2=0,9953$ $MSE=167,4390$ $MAPE= -2,8023$	Ponto de máximo (0 1 0 0 0)	402,00	400,00	0,4975	397,7685	402,2315
	Ponto de mínimo (0, 0, 1, 0, 1)	-1028,75	-1030,00	0,1215	1032,0048	-1027,9952
	BSE (1/3 1/3 1/3 1/2 1/2)	-188,45	-180,00	4,4839	-181,6004	-178,3996
10³ toneladas CO₂ eq evitado – Brasil $\lambda=1$ $R^2=0,9889$ $MSE=27,9774$ $MAPE= 1,7412$	Ponto de máximo (0 0 1 0,8 0,2) (*)	530,731	531,00	0,0507	527,9291	533,4709
	Ponto de mínimo (0, 0,1 0,9 1, 0)	251,201	252,00	0,3181	250,9433	253,1071
	BSE (1/3 1/3 1/3 1/2 1/2)	367,304	394,00	7,2681	392,5947	395,4053
10³ toneladas CO₂ eq evitado - Média $\lambda=0,1$ $R^2=0,9287$ $MSE=109,9556$ $MAPE= 5,8786$	Ponto de máximo (0,96 0 0,04 0,88 0,12)	861,26	885,5717	2,8228	816,5125	954,6308
	Ponto de mínimo (0, 0,96 0,04 0 1)	660,84	662,7830	0,2940	658,5911	666,9748
	BSE (1/3 1/3 1/3 1/2 1/2)	766,21	791,8096	3,3411	790,6678	792,9514

(*) – O ponto (0 0 1 0,8 0,2) foi considerado o ponto de máximo, visto que a função objetivo fornece um ponto fora da região viável.

A Tabela 4.14 também fornece o erro relativo entre o valor simulado e o fornecido pelo experimento computacional, o qual é dado pela razão entre a diferença entre o valor simulado e do valor calculado pela função objetivo, pelo valor simulado. Os maiores erros foram observados nos indicadores ambientais, com valor máximo de 7,2681%. É importante observar o erro obtido na região de operação do experimento, ou seja, na região em que fornece o melhor desempenho, sendo que nessa situação o maior erro observado é referente as emissões evitadas de CO₂ eq. para o cenário médio, sendo esse erro inferior a 2,85%.

No caso da produtividade líquida por exemplo, o ponto de mínimo indicado pela função objetivo tem um erro de 6,69% em relação ao valor calculado, e nesse caso esse ponto está longe da região de operação desejada, a qual obviamente é referente ao ponto de maior produtividade líquida. Esse ponto encontra-se fora do intervalo de confiança de 95%, o qual é dado como reposta da função objetivo, tal como foi observado no caso BSE do indicador ambientado do cenário do Brasil. Por outro lado, de modo geral, os indicadores calculados através da função objetivo apresentaram uma boa aproximação em

relação aos valores simulados, sendo que para regiões nas quais é de interesse, tanto o erro é pequeno, como os valores encontra-se dentro de um intervalo de confiança. Além disso, para as emissões evitadas no cenário do Brasil, o ponto de máximo fornecido pela função objetivo é o ponto (0 0 1 1 0), o qual tem como resultados emissões de 598,3 toneladas por safra, a qual está em um intervalo de confiança de 95% entre 595,8233 e 600,7767. Esse ponto foi desconsiderado como sendo ponto de máximo, uma vez que esse ponto pertence a uma região de pontos que não são viáveis. Sendo assim, considera-se como ponto de máximo o ponto (0 0 1 0,8 0,2), o qual está localizado mais próximo de pontos viáveis.

Também é importante notar que o ponto de máximo e mínimo observados para o VPL para as modalidades 1 e 2 nos pontos de máximos e mínimo, para a eficiência global e nas emissões evitadas no cenário do Brasil no ponto de máximo, são referentes aos pontos pertencentes ao arranjo já fornecidos. Nesses casos o erro obtido entre a simulação e o valor fornecido pela função pode ser desprezado. De fato, o ponto de máximo coincide com um ponto fornecido, e dessa forma não há erro estático de determinação, sendo presente apenas o erro de determinação.

Assim, tem-se as superfícies de resposta obtidas para os valores de λ apresentadas na Tabela 4.14 e com valores de $q=2$. Para a apresentação das superfícies são adotados x_1 e x_2 para valores máximos de z_1 . Assim tem-se para cada indicador analisado:

- **Eficiência global (η)**

A Figura 4.22 que apresenta a superfície de resposta para a eficiência global

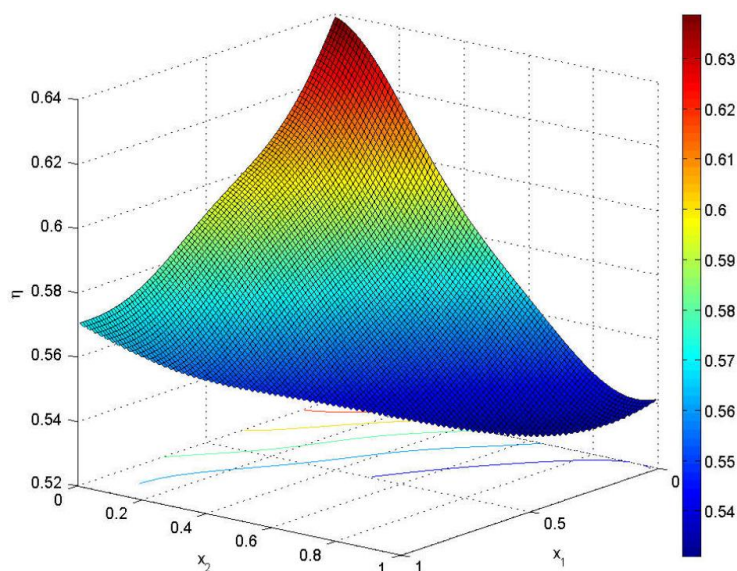


Figura 4.22: Superfície de resposta da eficiência global com $\lambda =0,1$ e $z_1=0,8$.

O resultado obtido, fornece os valores dos indicadores, junto com um intervalo de confiança do indicador. No caso base por exemplo, esse valor corresponde a eficiência determinada através da simulação corresponde a 56,648 %, e o fornecido pela função objetivo corresponde a 56,64% o qual está em um intervalo de confiança de 95% podendo variar entre 56,61 % e 56,67 %. Esse intervalo de confiança indica que o valor da eficiência global pode variar entre 56,26% e 56,69%, tendo probabilidade de 95 % de estar dentro dessa faixa.

- **Produtividade líquida (σ)**

A superfície de resposta da produtividade líquida apresentada na Figura 4.23, na qual os valores de σ está relacionado com as variáveis x_1 e x_2 de modo que sigma assume maiores valores na medida que x_1 tende a 1

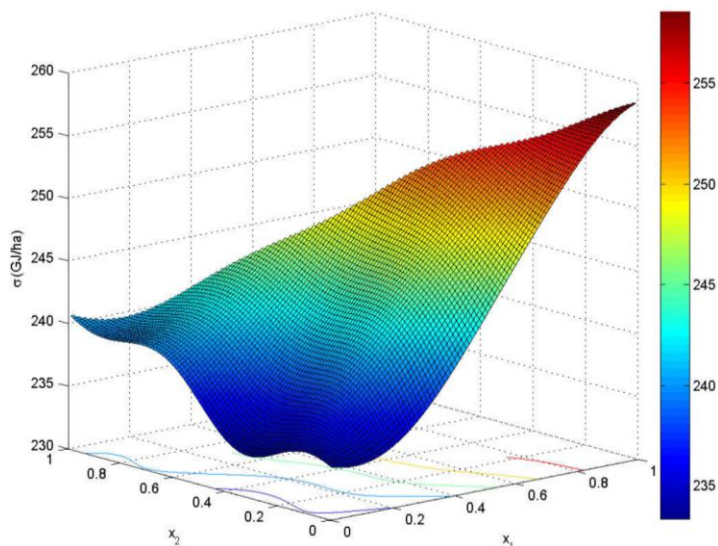


Figura 4.23: Superfície de resposta da produtividade líquida por hectare $\lambda=0,3$ e $z_1=0,4$.

Para o caso base, o valor obtido por meio da função de produtividade corresponde a 247,0352 GJ/ha, dentro de um intervalo de confiança de 95% podendo variar entre 247,0161 GJ/ha e 247,054 GJ/ha. O valor obtido através da simulação corresponde a 247,144 GJ/ha. Do ponto de vista estatístico o intervalo de confiança de 95% corresponde a probabilidade de se obter indicadores dentro da faixa apresentada.

- **Valor presente líquido (VPL) – Modalidade 1**

A superfície de resposta para o VPL da modalidade 1 é apresentada na figura 4.24.

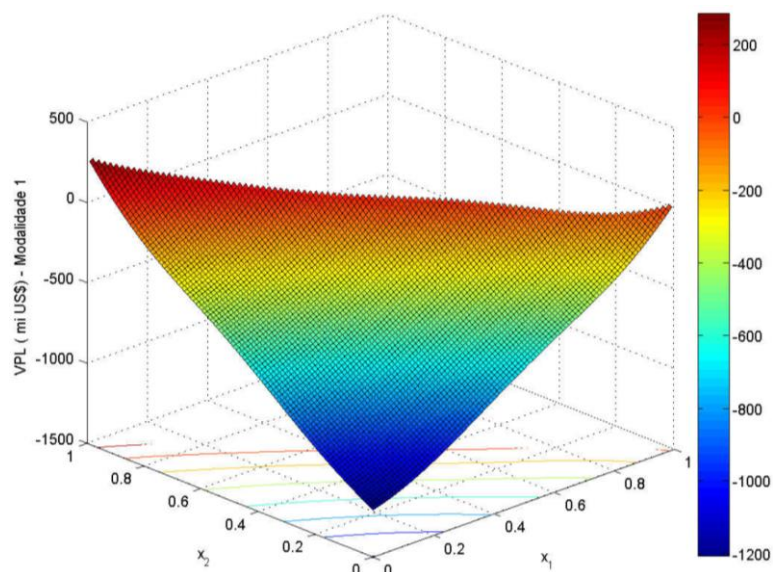


Figura 4.24: Superfície de resposta do VPL para a modalidade 1 com $\lambda=2,5$ e $z_1=0$.

De modo análogo aos anteriores, tem-se que para o caso BSE que o VPL obtido a partir da função objetivo é negativo correspondendo US\$ 361,58 milhões, podendo variar entre –US\$362,6680 milhões e –US\$ 357,3320 milhões. Também é interessante observar que na modalidade 1, para que haja viabilidade econômica é necessário que os valores de x_2 sejam os maiores possíveis, visto que VPL caiu consideravelmente com pequenos incrementos em x_1 .

- **Valor presente líquido (VPL) – Modalidade 2**

A superfície de resposta para o VPL da modalidade 2 é apresentada na figura 4.25.

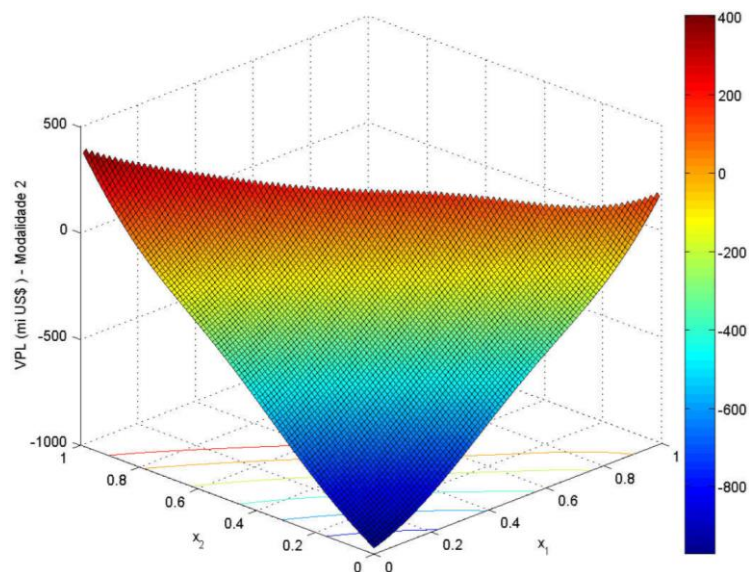


Figura 4.25: Superfície de resposta do VPL para a modalidade 2 com $\lambda = 2,5$ e $z_1 = 0$

Para a modalidade 2, o caso BSE tem como VPL fornecido pela função objetivo corresponde a US\$ 180,00 milhões negativos, o qual encontra-se um intervalo de confiança de 95% estando situados entre US\$ 181,6004 e US\$ 178,3996 milhões negativos. A superfície de resposta da modalidade 2 é similar superfície da modalidade 1, porém deslocada para o sentido positivo do eixo do VPL.

Nesse caso, é possível que os processos de etanol lignocelulósico e biobutanol operem na biorrefinaria tendo viabilidade econômica. Prevendo a participação do processo termoquímico, quando a soma de x_1 e x_2 é inferior a 1, a viabilidade econômica é comprometida.

- **Emissões de CO₂ equivalente evitadas - Brasil**

A figura 4.26 apresenta a superfície de resposta para as emissões evitadas de CO₂eq. para o cenário do Brasil.

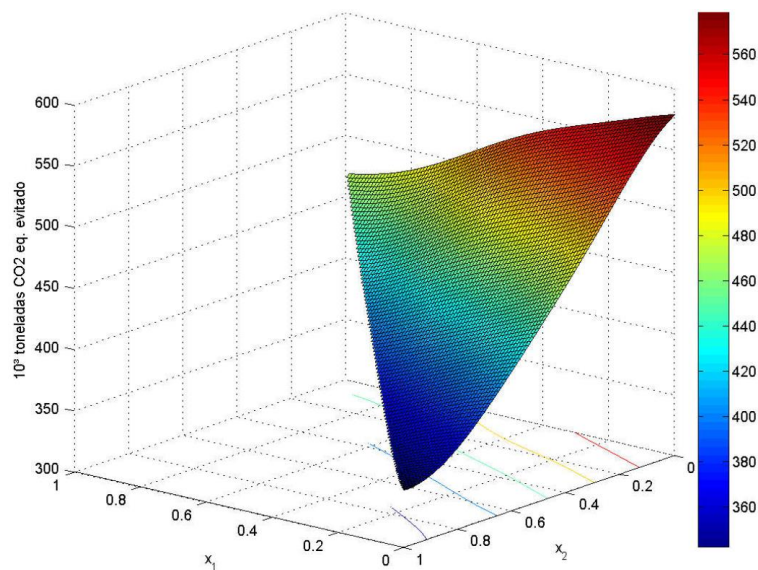


Figura 4.26: Superfície de resposta para as emissões evitadas no cenário do Brasil com $\lambda = 1$ e $z_1 = 0,8$

Observa-se que para valores de x_1 e x_2 tendendo a zero as emissões evitadas são máximas, visto que os valores de emissões evitadas máximos foram obtidos nos processos termoquímicos. No caso BSE, as emissões evitadas a partir da função objetivo correspondem a 394,00 toneladas de dióxido de carbono equivalente por safra, dentro de um intervalo de confiança entre 392,5947 e 395,4053 toneladas de CO₂. Por outro lado, esse valor é 7,28% superior ao valor observado na simulação computacional (367,304 toneladas). Essa diferença foi desprezada, visto que o caso BSE, representa um ponto no ilustrativo, no qual toda a biomassa foi dívida igualmente entre os processos, para permitir a visualização do comportamento do sistema.

Esse ponto está fora da região na qual deseja-se que o sistema opere ou seja, é improvável que seja implementada uma biorrefinaria com essas características, pois apenas o resultado financeiro desse ponto a tornaria inviável. É importante notar que os pontos de máximo e mínimo estão compreendidos dentro do intervalo de confiança da função.

- **Emissões de CO₂ equivalente evitadas – Média**

A figura 4.27 apresenta a superfície de resposta para as emissões evitadas de CO₂ eq. para o cenário médio.

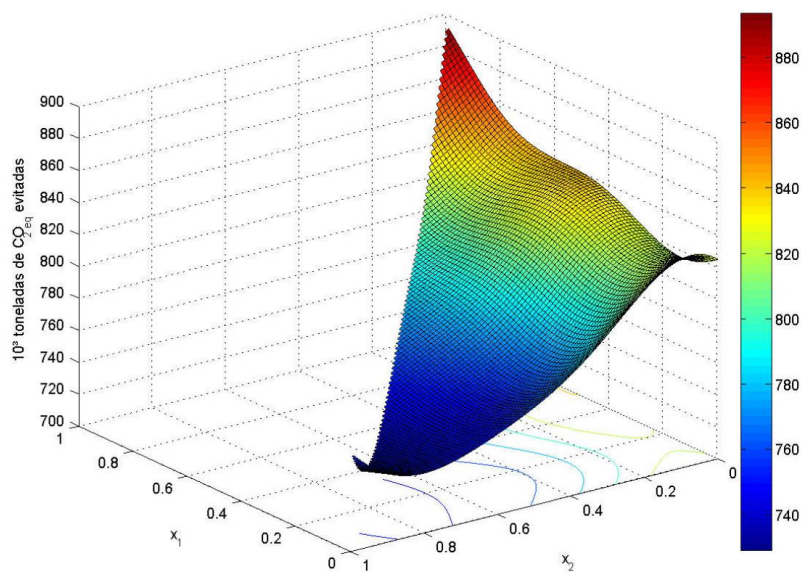


Figura 4.27: Superfície de resposta para as emissões evitadas para o cenário média com $\lambda = 0,1$ e $z_1 = 0,88$

A superfície de resposta para as emissões evitadas no cenário médio, é pouco diferente da superfície de resposta do cenário do Brasil, visto que no cenário médio a eletricidade produzida tem maior impacto nas emissões evitadas. Nesse cenário, da mesma forma como ocorreu no cenário de Brasil, as emissões do caso BSE estiveram fora do intervalo de confiança da função.

Nesse caso porem, nota-se que o processo de E2G tornou-se o que evita maiores quantidades de CO_2 eq, sendo que por volta do x_1 igual a 0 e x_2 igual a 0,96 tem-se um ponto de mínimo.

Capítulo 5

CONCLUSÕES

Os resultados da avaliação, mostraram que do ponto de vista da eficiência global, é interessante destinar o bagaço disponível para combustíveis Fischer-Tropsch, em detrimento as outras alternativas. No entanto, ao se destinar todo bagaço para a gaseificação, nem todo syngas produzido pode ser utilizado na síntese Fischer-Tropsch, visto que nesse caso, a demanda energética do processo assume valores elevados de modo que apenas o ciclo a vapor de cogeração não é capaz de suprir, sendo necessária o reforço na demanda térmica através de um ciclo BIG-GTCC. Assim ao destinar toda a biomassa disponível para a gaseificação, deve-se destinar no mínimo 20% do syngas produzido no ciclo BIG-GTCC, sendo essa configuração a de maior eficiência, a cerca de 64%. Além disso, do ponto de vista econômico, os processos termoquímicos demandam elevados investimentos o que os tornam inviáveis economicamente. Já do ponto de vista ambiental, observou-se que a rota termoquímica tem um desempenho próximo ao processo de etanol lignocelulósico.

O processo de melhor desempenho econômico é o processo de butanol lignocelulósico, no qual os produtos fabricados possuem um elevado grau de valor agregado. As configurações de biorrefinarias em que a maior parte do bagaço são destinadas a esse processo, apresentaram maior viabilidade econômica sendo que na modalidade 1 o VPL é cerca de 8,3 vezes maior que VPL do processo de etanol lignocelulósico. Essa diferença é de 2,1 para a modalidade 2. Por outro lado, do ponto de vista energético e ambiental o processo apresentou os piores resultados.

Já no processo de etanol lignocelulósico, foram observados resultados intermediários, em relação ao ponto de vista energético, econômico e ambiental. De modo geral, os processos bioquímicos apresentaram maiores razões de energia contida nos produtos finais em relação ao investimento dadas em MJ/US\$, e nas emissões evitadas de CO₂ por cada US\$ investido (CO₂_{ev.}/US\$). Isso permite inferir que do ponto de vista econômico, é mais viável investir nos processos bioquímicos em detrimento aos termoquímicos. O etanol E2G, mesmo não sendo o processo que tem os maiores indicadores de desempenho avaliados, possui a melhor combinação de indicadores que o tornam de um modo geral a alternativa mais atrativa em relação aos demais processos.

Os experimentos computacionais permitiram a obtenção da função objetivo, que apresentou erros baixos que puderam ser considerados desprezíveis. Além disso o método de Kriging fornece uma resposta baseada em um intervalo de confiança de 95%, tal como a distribuição normal. A interpretação dos resultados obtidos através do experimento computacional, visto que no caso da eficiência global, foi observado um ponto de máximo para o qual a modelo não é capaz de atender a demanda energética.

Observou-se diferenças em relação aos valores calculados através das simulações e os determinados através da função objetivo, e esses pontos por se localizarem em regiões distantes dos pontos de operação do sistema, tais como os pontos de máximo. Essa diferença pode ser desprezada, uma vez que a região de desejável operação é próxima aos pontos de máximo. De modo geral o experimento computacional se mostrou bastante útil para a determinação dos indicadores de desempenho nas regiões próximas dos pontos de máximo, regiões essas em que são preferenciais de operação.

O valor do investimento é o que tem maior influência no VPL em ambas modalidades, seguido pelo valor da taxa de juros do financiamento do empreendimento. As configurações de biorrefinarias com grande participação da rota termoquímica, embora apresentem melhores resultados energéticos e ambientais, não são viáveis do ponto de vista econômico, apresentam investimento consideravelmente superiores as rotas bioquímicas. De fato, dentre os sistemas analisados nesse trabalho, o processo de etanol lignocelulósico é o que apresenta, no contexto do setor sucroalcooleiro brasileiro, um maior grau de consolidação comercial, com algumas plantas em operação. Além disso, as configurações de biorrefinarias analisadas, são mais propícias para serem implantadas em usinas que já possuem sistemas de cogeração a vapor que operem com elevados parâmetros de pressão e temperatura, pois permitem uma operação mais eficiente com menor consumo de combustível (bagaço e palha), e maior disponibilidade de bagaço.

Por fim, a diversificação da produção, embora permita a não dependência de um único produto, exige elevados investimentos que afetam a viabilidade econômica para as configurações observadas. A rota termoquímica embora tenha o melhor desempenho energético e ambiental, possui resultado econômico negativo inviabiliza a sua implementação, sendo atraente até certo ponto.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Analisar a rota bioquímica de modo integrado para o aproveitamento das sinergias existentes nesses os processos.

Estudar alternativas para o aproveitamento da vinhaça gerada tanto do processo convencional, como nos processos de segunda geração que permitam agregar valor a esse resíduo.

Avaliar os impactos ambientais segundo a ótica da análise do ciclo de vida.

REFERÊNCIAS

Albarelli, J. Q., Mian, A., Santos, D. T., & Ensinas, A. V. Valorization of sugarcane biorefinery residues using supercritical water gasification: A case study and perspectives. *The Journal of Supercritical Fluids*, 96, 133–143.

Andiappan, V.; Ko, A. S. Y.; Lau, V. W. S.; Ng L.Y.; Ng R. T. L.; Chemmangattuvalappil, N. G.; Ng, D. K. S. Synthesis of Sustainable Integrated Biorefinery via Reaction Pathway Synthesis: Economic, Incremental Environmental Burden and Energy Assessment with Multiobjective Optimization. *American Institute of Chemical Engineers*. p 132 Vol. 61, No. 1, 2014.

Azapagic, A. Jan Sustainability considerations for integrated biorefineries. *Trends Biotechnol*, Vol 32. s.l.:s.n., pp. 1-4, 2014.

Basu, P. Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction - Practical Design and Theory. 2a. ed. Chennai, India: Elsevier Ltd., 2013. .

Batista, F. Valor Econômico. Usina Bioflex, de etanol celulósico, teve prejuízo de R\$ 29,6 milhões, 31 Mar. 2015. . Disponível em: <http://www.valor.com.br/agro/3986608/usina-bioflex-de-etanol-celulosico-teve-prejuizo-de-r-296-milhoes> Acesso em junho de 2016.

Beckwith, P. Delivering the renewable fuels aspiration: The role of biobutanol. Commercialization strategy and marketing. Butamax, Dupont – BP, 2011.

BIOSEV. Unidades operacionais da BIOSEV - Usina Santa Elisa – Sertãozinho SP. Disponível em <http://www.biosev.com/a-biosev/unidades/>. Acessado em março de 2017.

Bergman, P. C. A. Combined Torrefaction and Pelletisation. Eindhoven, The Netherlands: Energy Research Centre of the Netherlands, 2005.

Bio2Value. Biorefinery Concepts. 2015. Disponível em: <http://biorefinery.nl/background-biorefinery/biorefinery-concepts/>. Acessado em 02/08/2016.

BIOCORE. Integrated sustainability assessment of the BIOCORE biorefinery concept. Institute for Energy and Environmental Research Heidelberg (IFEU), 2014. Disponível em: <http://www.biocore-europe.org/page.php?optim=reports-and-public-deliverables>. Acessado em agosto de 2016.

BNDES. Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável.– 1ª ed. Rio de Janeiro, RJ. Organização BNDES & CGEE. 316 p, 2008.

Bridgewater, A. et al. Fast Pyrolysis of Biomass: a Handbook. 1a ed. Birmingham, United Kingdom: CPL Press, 1999.

Cardona, C., A., A., Moncada, J., B., Aristizábal. Design strategies for sustainable biorefineries. *Biochemical Engineering Journal*, 116 , 122-134, 2016.

Celebi, A., D., Ensinas A., V., Sharma, S., Maréchal F. Early-stage decision making approach for the selection of optimally integrated biorefinery processes. *Energy*. In press. 2017. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.03.080>

CGEE Centro de Gestão e Estudos Estratégicos - Química verde no Brasil: 2010-2030 – Edição revista e atualizada, Brasília - DF, 2010.

Chemical Engineering. Current economic trends CEPCI January prelim and December final. Disponível em [_](#) Acessado em 21/04/2017.

Chemical Engineering. Chemical Engineering essentials for the CPI professional. V. 127 nº 16. March-2016. Disponível em <http://www.chemengonline.com/>. Acessado em março de 2017.

Chen, W. H.; Chen, C. J.; Hung, C. I.; Shen, C. H.; Hsu, H. W. A comparison of gasification phenomena among raw biomass, torrefied biomass and coal in an entrained-flow reactor. *Applied Energy*, 112, 421–430, 2013.

Chiradeja, P.; Ramakumar, R. An approach to quantify the technical benefits of distributed generation. . En: *Energy Conversion*, IEEE. Vol. 19, n. 4. s.l.:s.n., pp. 764-73, 2004.

Clifford, C., B. Economics of Butanol Production. *Alternative Fuels From Biomass Sources*. College o Earth and Mineral Sciences. Pennsylvania State University, 2016. Disponível em: <https://www.e-education.psu.edu/egee439/node/721>. Acessdo em abril de 2017.

Consonni, S.; Katofsky, R.; E., Larson, E., D. A gasification-based biorefinery for the pulp and paper industry. *Chemical Engineering Research and Design*, v 87, 1293–1317, 2009.

CRE. Mitigation of Gas Turbine Problems and Performance for Biomass IGCC: Experiences in Europe and US. *Lessons Learnt from Coal IGCC*. CRE Group Ltd 1999. Disponível em: <http://ec.europa.eu/energy/renewables/bioenergy/doc/gasification/cre_gas_turbines_final.pdf>, 1999.

DEDINI, Infraestrutura e Energia. Disponível em:http://www.dedini.com.br/web/index.php?option=com_content&view=article&id=15%3Acogera-cao-de-vapor-e-energia&catid=2&Itemid=24&lang=pt. Acesso em: 26 de setembro de 2016.

Dahlquist, E. Technologies for converting biomass to useful energy: combustion, gasification, pyrolysis, torrefaction and fermentation. *Sustainable energy developments*, v. 4. CRC Press, 520 p. ISBN 9780415620888, 2013.

Deloitte, 2014. Economic impact of a future biorefinery industry in Queensland. Elaborado por Qutbluebox, 2014.

Dias, M. O. S., Pereira, L. G., Junqueira, T. L., Pavanello, L. G., Chagas, M. F., Cavalett, O., Filho, R. M., Bonomi, A. Butanol production in a sugarcane biorefinery using ethanol as feedstock. Part I: Integration to a first generation sugarcane distillery. *Chemical Engineering Research and Design*, *Applied Energy*, 92, 1441-1451, 2014.

Dias, M. O. S., Junqueira, T. L., Cavalett, O., Pavanello, L. G., Cunha, M. P., Jesus, C. D. F., Bonomi, A. Biorefineries for the production of first and second generation ethanol and electricity from sugarcane. *Applied Energy*, 109, 72–78, 2013a.

Dias, M. O. S., Junqueira, T. L., Cavalett, O., Cunha, M. P., Jesus, C. D. F., Mantelatto, P. E., Bonomi, A. Cogeneration in integrated first and second generation ethanol from sugarcane. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(8), 1411–1417, 2013b.

Dias, M. O. S., Junqueira, T. L., Cavalett, O., Cunha, M. P., Jesus, C. D. F., Rossell, C. E. V., Filho, R. M., Bonomi, A. Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash. *Bioresource Technology*, 103, 152-161, 2012.

DOE. The Wabash River Coal Gasification Repowering Project, A 262 MWe Commercial Scale Integrated Gasification Combined Cycle Power Plant. U.S. Department of Energy. September 2000. Topical report number 20, 2000a.

DOE Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project. U.S. Department of Energy. Topical Report 19. July 2000. Topical report number 19, 2000b.

E4Tech. Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes. NNFCC Project 09/008. DECC/NNFCC/E4Tech. 126 pp., Junho de 2009.

EKBOM, T. Major IGCC Projects World-Wide: Nycomb Synergetics, 2007.

Escobar, J. C.; Lora, E. E. S.; Venturini, O. J.; Yañez, E. E.; Castillo, E. F.; Almazan, O. Biofuels: Environment, technology and food security. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2009.

Estadão. GranBio admite atraso em usina, mas espera álcool 2G competitivo em 2019. Coluna agornegocio. 01 junho de 2017. Disponível em: < <http://istoe.com.br/granbio-admite-atraso-em-usina-mas-espera-alcool-2g-competitivo-em-2019/>>. Acesso em: 01 setembro de 2017.

EPE. Balanço Energético nacional 2016: Ano base 2015. Empresa de Pesquisa Energética - Rio de Janeiro, 2016a.

EPE. Energia Termelétrica: Gás Natural, Biomassa, Carvão, Nuclear 2016. Empresa de Pesquisa Energética - Rio de Janeiro, 2016b.

EPE. Energia Renovável: Termelétrica: Hidráulica, Biomassa, Eólica, Solar, Oceânica. Empresa de Pesquisa Energética - Rio de Janeiro, 2016c.

Fang K. T, Li R, Sudjianto A. Design and Modeling for Computer Experiments. Chapman and Hall, 2006.

Fava, F., Totaro, G., Diels, L., Reis, M., Duarte, J., Poggi-Varaldo, M., Carioca, O. B. Biowaste biorefinery in Europe : opportunities and research & development needs, 32(1), 2015.

Ferreira, M. C. Gestão Ambiental: Um estudo em empresas do setor sucroalcooleiro em Goiás. *Revista Pensamento contemporâneo em Administração* vol. 7, 2013 pp 59-80, 2013.

Furtado, J., C, J., Loureiro, J. E. C; Escobar; J. C. P.; Lora, E.E.S. Análise Técnico – Econômica de Sistemas BIG-GTCC em Destilarias Autônomas e Anexas. The XI Latin-American Congress Electricity Generation and Transmission - CLAGTEE 2015 – São José dos Campos –SP Novembro 2015.

Gebreslassie, B. H.; Waymire, R.; You, F. Sustainable design and synthesis of algae-based biorefinery for simultaneous hydrocarbon biofuel production and carbon sequestration. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, May 2013 Vol. 59, N. 5; 1599- 1621, 2013a

Gebreslassie, B. H., Slivinsky, M., Wang, B., & You, F. Life cycle optimization for sustainable design and operations of hydrocarbon biorefinery via fast pyrolysis, hydrotreating and hydrocracking. *Computers and Chemical Engineering*, 50, 71–91. 2013b.

GE Energy, Heavy duty gas turbine products Heavy duty gas turbine products. Disponível em < <https://powergen.gepower.com/products/heavy-duty-gas-turbines.html> > Acessado em junho de 2016.

Gomes, J. H. F.; Paiva, A. P.; Costa, S. C.; Balestrassi, P. P.; Paiva, E. J. Weighted Multivariate Mean Square Error for processes optimization: A case study on fluxcored arc welding for stainless steel claddings. *European Journal of Operational Research*. 226. 522-535, 2013.

Görgens, J., Gottumukkala, L. D., Haigh, K. Trends and advances in conversion of lignocellulosic biomass to biobutanol : Microbes, bioprocesses and industrial viability. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 76, 963–973, 2017.

GVR. Bio-butanol Market Analysis By Application (Acrylates, Acetates, Glycol Ethers, Solvents, Plasticizers), And Segment Forecasts To 2022. Market Research Report. Grand View Research, September 2015.

Hamelinck, C. N.; Van Hooijdonk, G; Faaij, A. P. C. Ethanol from lignocellulosic biomass: Techno-economic performance in short, middle and long term. *Biomass and Bioenergy*, v 28, p. 384-410, 2005.

Hamelinck, C.N.; Faaij, A.P.C.; den Uil, H.; Boerrigter, H. Production of FT transportationfuels from biomass; technical options, process analysis and optimization,and development potential. *Energy*, 29(11):1743–1771, 2004.

Hassuani, S. J.; Leal, M. R. L. V.; Macedo, I. C. Biomass power generation - Sugar cane bagasse and trash. Piracicaba, SP, Brasil: PNUD - CTC, 2005. .

Hernández, J. J.; Aranda-Almansa, G.; Bula, A. Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: Effect of the particle size and the residence time. *Fuel Processing Technology*, v. 91, n. 6, p. 681–92, Jun. 2010.

Heyne, S.; Harvey, S. Production of Synthetic Natural Gas from biomass – process integrated drying. 22nd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems (ECOS). Foz do Iguacu, Brazil, 1877–1886, 2009.

Higman, C. State of the Gasification Industry: Worldwide Gasification Database 2015 Update. Gasification Technologies Conference. Colorado Springs, 14 October 2015.

Horner, M. W. Simplified IGCC with Hot Fuel Gas Combustion ASME/IEEE Power Generation Conference. Milwaukee, WI, United States of America, 1985.

Gani, A.; Ã, Ichiro, N. Effect of cellulose and lignin content on pyrolysis and combustion characteristics for several types of biomass, 32, 649–661, 2007.

GREET. The Greenhouse Gases, Regulated Emissions, and Energy Use In Transportation Model, GREET 1.8d.1, Argonne. National Laboratory, Argonne, IL. Agosto de 2010.

IEA. World Energy Outlook 2013. IEA, p.700, 2013.

IEA. The role of industry in a transition towards the BioEconomy (BE) in relation to biorefinery. Workshop i-SUP2014, IEA Bioenergy, Task 42 Biorefining, Antwerp, Belgium. Wednesday afternoon 3 September 2014.

IAE. Coal industry advisory board coal – to – liquids an alternative oil supply? Workshop Report. Coal Industry Advisory Board. Paris- France. 2 November 2006.

Ishiyama, E. M.; Paterson, W. R. Modeling and simulation of the polymeric nanocapsule formation process. *AIChE Journal*, 57(11), 3199–3209, 2011.

IPEA. Quarenta anos de etanol em larga escala no Brasil: Desafios, crises e perspectivas. Instituto de Pesquisa Economica Aplicada. Brasília –DF- 315p, 2016.

Jang, Y. S; Malaviya, A.; Cho, C.; Lee, J.; Yup, S. Y. Bioresource Technology Butanol production from renewable biomass by clostridia. *Bioresource Technology*, 123, 653–663, 2012.

Jornal da Cana. Areia da Biomassa da Cana é Desafio para a Produção de Etanol Celulósico. Areia da Biomassa da Cana é Desafio para a Produção de Etanol Celulósico, 19 May 2015. . Disponível em: <<https://www.jornalcana.com.br/areia-na-biomassa-da-cana-e-desafio-para-a-producao-de-etanol-celulosico/>>. Acesso em: 26 nov. 2015.

Jong, E. De; Jungmeier, G. Biorefinery Concepts in Comparison to Petrochemical Refineries (Chapter 1). *Industrial Biorefineries and White Biotechnology*. Elsevier 700 p., 2005

Kalla, S. Use of Orthogonal Arrays, Quasi-Monte Carlo Sampling, and Kriging Response Models for Reservoir Simulation with Many Varying Factors. Warangal – India August 2005.

Kamm, B; Kamm. M. International Biorefinery Systems. *Pure Appl. Chem.*, Vol. 79, nº 11, pp. 1983 – 1997, 2007.

Karg, J. IGCC experience and further developments to meet CCS market needs. Siemens AG Energy Sector Fossil Power Generation Division, Europe, C., P. (209). 1–20, setembro 2009

Kist, B. B.; Beling, R. R.; Müller, I.; Santos, C. E. Anuário brasileiro da cana-de-açúcar 2016. Santa Cruz do Sul, RS, Brasil: Editora Gazeta Santa Cruz, 2016.

Kirkels, A.F.; Verbong, G.P.J. Biomass gasification: Still promising? A 30-year global overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15(1):471–481, 2011.

Kleijnen, J. P. C.; Mehdad, E. Multivariate versus univariate Kriging metamodels for multi-response simulation models. *European Journal of Operational Research*, 236(2), 573–582, 2014.

Kobayashi, N.; Guilin, P.; Kobayashi, J.; Hatano, S.; Itaya, Y.; Mori, S. A new pulverized biomass utilization technology. *Powder Technology*; 180:272–283, 2008

Kumar, M.; Gayen, K. Developments in biobutanol production: New insights. *Applied Energy*, 88(6), 1999–2012.

Kutal, J.; Sudipta, D. Biomass integrated gasification combined cogeneration with or without CO₂ capture – A comparative thermodynamic study, *Renewable Energy*, v. 72, pp. 243-252, 2014.

Lane, J. Biofuels Digest. Beta Renewables cellulosic ethanol project, Crescentino, Italy, 25 Sep. 2014.

Larson, E. D., Jin, H., Celik, F. E. Large-scale gasification-based coproduction of fuels and electricity from switchgrass. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 3(2), 174–194, 2009.

Leal, R., M., L.; Galdos, V., M. V.; Seabra, J. E. A.; Walter, A.; Oliveira, C. O. F. Sugarcane straw availability, quality, recovery and energy use : A literature review, *Biomass and Bioenergy* v 53, p 11-19, 2013.

Leibbrandt, N.H.; Aboyade, A.O.; Knoetze, J.H.; Görgens, J.F. Process efficiency of biofuel production via gasification and Fischer-Tropsch synthesis. *Fuel*; 109:484–492, 2013

Lin, Z.; Wang, J.; Nikolakis, V.; Ierapetritou, M. Process flowsheet optimization of chemicals production from biomass derived glucose solutions” *Computers and Chemical Engineering*. V 102: p 258-267, 2017.

Liu, K.; Atiyeh, H. K.; Pardo-Planas, O.; Ramachandriya, K. D.; Wilkins, M. R.; Ezeji, T. C.; Ujor, V.; e Tanner, R. S. Process development for biological production of butanol from Eastern redcedar. *Bioresource. Technology*, v. 176, pp. 88–97, 2015

Liu, K.; Song, C.; Subramani, V. Hydrogen and syngas production and purification technologies. American Institute of Chemical Engineers and John Wiley & Sons: New Jersey, 8533 pp., 2010

Lora, E. E. S.; Rocha, M. H.; Palacio, J. C. E.; Venturini, O. J.; Renó, M. L. G.; Almazán, O. The Sugar and alcohol industry in biofuels and cogeneration era:a paradigm change (part I), XXVIII Congress of the International Society of Sugar Cane Technologists, Sao Paulo, Brazil, 24–27 June 2013a.

Lora, E. E. S.; Rocha, M. H.; Palacio, J. C. E.; Venturini, O. J.; Renó, M. L. G.; Almazán, O. The Sugar and alcohol industry in biofuels and cogeneration era:a paradigm change (part II), XXVIII Congress of the International Society of Sugar Cane Technologists, Sao Paulo, Brazil, 24–27 June 2013b.

Lora, E. E. S.; Rocha, M. H.; Palacio, J. C. E.; Venturini, O. J. Biocombustíveis. Volume 1. 1ª ed. Editora Interciência Rio de Janeiro, RJ. 1149p, 2012a.

Lora, E. E. S.; Rocha, M. H.; Palacio, J. C. E.; Venturini, O. J. Biocombustíveis. Volume 2. 1ª ed. Editora Interciência Rio de Janeiro, RJ. 1149p, 2012b.

Loureiro, J. E. C; Furtado, J., C, J.; Escobar; J. C. P.; Lora, E. E. S. Análise técnico-econômica de sistemas big-gtcc em destilarias anexas. VII Congresso nacional de Engenharia Mecânica – Uberlândia –MG. Agosto de 2014.

Mahinpey, N., Gomez, A. Review of gasification fundamentals and new findings : Reactors, feedstock, and kinetic studies. *Chemical Engineering Science*, v.148, p 14–31, 2016.

Marino. E Desempenho de caldeiras com palha de cana-de-açúcar” Seminário STAB – Fenasucro Agroindustrial. Sertãozinho 28 de agosto de 2014.

Mariano A. P.; Bonomi A.; Perreira L. G.; Dias. M. O. S.; Chagas M. F.; Gouvêia, V. Produção de butanol integrada à biorrefinaria de cana – 2º Anuário brasileiro de biomassa e energias renováveis, 2014.

Maronese, S., Ensinas, A. V, Mian, A., & Lazzaretto, A. Optimum biorefinery pathways selection using the integer-cuts constraint method applied to a MILP problem. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2015, 54, 7038-7046, 2015. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b01439>

Mascal, M. Chemicals from biobutanol: technologies and markets. *Biofuels, Bioproducts & Biorefining.* v. 6:483-493, 2012.

MAPA. Tabela de Comparação da Produção Sucroalcooleira no Brasil. Departamento da Cana-de-Açúcar e Agroenergia – Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Brasília –DF, 2016.

MDIC/ALICEWEB. (2017). Sistema de Análise das Informações de Comércio Exterior via Internet. Ministério da Indústria, Comércio Exterior e Serviços., 2016(D). Retrieved from <http://aliceweb.mdic.gov.br/>

Meadowcroft, D. B.; Stringer, J. Corrosion in Coal-Fired Gas Turbines. *Materials Science and Technology*, v. 3, p. 562–70, 1987. .

Michailos, S., Parker, D., Webb, C. Biomass and Bioenergy A multicriteria comparison of utilizing sugar cane bagasse for methanol to gasoline and butanol production. *Biomass and Bioenergy*, 95, 436-448, 2016.

MME Resenha Energética Brasileira – Exercício de 2015. Ministério de Minas e Energia. Brasília – DF, 2016.

Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. Biomass gasification technology: The state of the art overview. *Journal of Energy Chemistry*, v 25, pp 10-25, 2016.

Montgomery, D. C. Design and Analysis of Experiments. Eighth Edition. John Wiley & Sons, p730, 2013.

Monteiro, R. S. Relatório biocombustíveis de segunda geração – produto 1. Projeto apoio aos diálogos setoriais União Europeia – Brasil. Ministério do planejamento Brasília DF 2015.

Murillo-Alvarado, P. E., Ponce-Ortega, J. M., Serna-González, M., Castro-Montoya, A. J., & El-Halwagi, M. M. Optimization of pathways for biorefineries involving the selection of feedstocks, products, and processing steps. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 52, 5177–5190, 2013.

Natalense, J., Zouain, D. Technology Roadmapping for Renewable Fuels : Case of Biobutanol in Brazil, *Journal of Technology Management & Innovation*, 8(4), 143–152, 2013.

Natalense J. C. Prospecção tecnológica de biobutanol no contexto brasileiro de biocombustíveis. Tese de Mestrado. Universidade de São Paulo. São Paulo, 2013.

Navarro, F. S. P., Vilchis, L. E. & Sacramento-Rivero, J. C. Aplicación de una nueva metodología para la evaluación de la sostenibilidad de biorrefinerías.. *Memorias del XXV Encuentro Nacional de la AMIDIQ*, pp. 3281-3286, 2014.

Ndaba, B.; Chiyanzu, I.; Marx, S. n-Butanol derived from biochemical and chemical routes : A review. *Biotechnology Reports*, v. 8, pp1–9, 2015.

Neto, V. C. Análise de viabilidade da cogeração de energia elétrica em ciclo combinado com gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar e gás natural. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2001.

Ng, R. T. L.; Hassim, M. H.; Ng, D. K. S. Process Synthesis and Optimization of a Sustainable Integrated Biorefinery via Fuzzy Optimization. *American Institute of Chemical Engineers AIChE J*, 59: 4212–4227, 2013

NREL Biomass research. National Renewable Energy Laboratory - NREL, 2008.

Nova Cana. A evolução da produtividade da cana-de-açúcar. 30 May 2016, disponível em <https://www.novacana.com/estudos/a-evolucao-da-produtividade-da-cana-de-acucar-160813/> Acesso em 15 nov. 2016.

Nurcia, D. L. V. Análise termodinâmica da produção de biobutanol em uma biorefinaria brasileira. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Itajubá. Itajubá, MG. 2013

O papel. A lignina da Suzano. *Revista O papel* julho de 2016

ODEBRECHT 2016. Relatório anual safra 2015/2016. Odebrecht Agroindustrial, 2016.

Ojeda, K., Sánchez, E., El-halwagi, M., & Kafarov, V. Exergy analysis and process integration of bioethanol production from acid pre-treated biomass : Comparison of SHF , SSF and SSCF pathways. *Chemical Engineering Journal*, 176–177, 195–201, 2011.

Olivério J. L.; Barreira, S. T.; Rangel, S. C. P. Integrated biodiesel production in Barralcool sugar and alcohol mill. p.661-678. In Luis Augusto Barbosa Cortez (Coord.). *Sugarcane bioethanol — R&D for Productivity and Sustainability*, São Paulo: Editora Edgard Blücher, 2014

Pacca, S.; Moreira, J. R. A Biorefinery for Mobility?. *Environmental Science and Technology*, v. 45, pp. 9498–9505, 2011.

Pach, M.; Zanzi, R.; Björnbom, E. Torrefied Biomass a Substitute for Wood and Charcoal. 6th Asia-Pacific International Symposium on Combustion and Energy Utilization, Kuala Lumpur, Malasia.: 2002.

Pang, S.; Li, J. BIGCC system for New Zealand: An overview and perspective. *New Zealand Journal of Forestry*, v. 51, n. 2, p. 7–12, 2006. .

Pereira, L. G.; Dias, M. O. S.; Junqueira, T. L.; Pavanello, L. G.; Chagas, M. F.; Cavalett, O.; Filho, R. M.; Bonomi, A. Butanol production in a sugarcane biorefinery using ethanol as feedstock. Part II: Integration to a first generation sugarcane distillery. *Chemical Engineering Research and Design, Applied Energy*, 92, 1451-1462, 2014.

Perry, R., Green, D Maloney, J. O. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6th ed. McGraw-Hill, New York, 1984.

PETROBRAS. Os desafios do etanol lignocelulósico no Brasil – O bagaço da cana-de-açúcar como uma nova fonte de etanol. 1ª Semana de biotecnologia do estado do Rio de Janeiro, Brasil, 12/09/2013.

Rezayan, J.; Cheremisinoff, N. P. Gasification Technologies - A Primer for Engineers and Scientists. 1ª ed. Boca Raton, FL, United States of America: CRC Press, 2005.

Rocha, M. H.; Lora, E. E. S.; Horta, L. A. N.; Almazán, O. Life cycle assessment (LCA) for biofuels in Brazilian conditions : A meta-analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 37, 435–459, 2014.

Rocha, M. H. Avaliação Técnico-Econômica de Biorrefinarias para a Produção de Biocombustíveis Líquidos e Eletricidade Através da Gaseificação de Biomassa. Tese de Doutorado, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, MG, 2015

Roshan J. V.; Hung, Y. Orthogonal-Maximin Latin Hypercube Designs. School of Industrial and Systems Engineering Georgia Institute of Technology. Atlanta, USA, (n.d.). Disponível em <<http://stat.rutgers.edu/home/yhung/Orthogonal%20Maximin%20Latin%20Hypercube%20Design.pdf>>

Renó M. L. G.; Lora, E. E. S.; Palacio, J. C. E.; Venturini, O. J.; Bushgeister, J.; Almazan, O. A LCA (life cycle assessment) of the methanol production from sugarcane bagasse. *Energy*, 36(6), 3716–3726, 2011.

Renó M., L., G. Avaliação do Balanço Energético e dos Impactos Ambientais do Processo de Produção de Metanol a partir do Bagaço de Cana-de-açúcar, utilizando ACV. Tese de Doutorado, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, MG, Maio de 2011.

Rodrigues, J. A. R. R. Do Engenho À Biorrefinaria: A Usina de Açúcar Como Empreendimento Industrial Para a Geração de Produtos Bioquímicos E Biocombustíveis', *Química Nova*, v 34 (7) pp 1242–1254, 2011.

RONQUIM, C. C. Queimada na Colheita da Cana-de-Açúcar: Impactos Ambientais, Sociais e Econômicos. Campinas, SP, Brasil: EMBRAPA, 2010

Royal DSM. First commercial-scale cellulosic ethanol plant in the U.S. opens for business, Setembro de. 2014. . Disponível em: <<http://www.dsm.com/corporate/media/informationcenter-news/2014/09/29-14-first-commercial-scale-cellulosic-ethanol-plant-in-the-united-states-open-for-business.html>>. Acesso em: 26 nov. 2015

Sánchez, J. S. “Kriging: Un Método de Interpolación sobre Datos Dispersos.” 2010. Laboratorio de Cómputo Científico, F. Universidad Nacional Autónoma de México.. Septiembre de 2010 disponível em , <http://lya.fciencias.unam.mx/computocientifico/archivos/PMK-S1.pdf>>

Santos, F.; Colodette, J.; Queiroz, J. H. Bioenergia & Biorrefinaria, cana-de-açúcar & espécies florestais; Viçosa, MG: Os Editores, 551p, 2013.

Santos, M. Lima, J. L. ; Nassar , E. J; Ciuffi, k J.; Calefi P. S. Estudo das condições de estocagem do bagaço de cana-de-açúcar por análise térmica. *Química Nova*, v. 34, n. 3, p. 507–11, 2011.

Santos, V. E. N.; Ely, R. N.; Szklo, A. S.; Magrini, A. Chemicals, electricity and fuels from biorefineries processing Brazil’s sugarcane bagasse: Production recipes and minimum selling prices. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v 53, pp 1443-1458, 2016

Seabra, J. E. A.; Tao, L.; Chum, H. L.; Macedo, I. C. A techno-economic evaluation of the effects of centralized cellulosic ethanol and co-products refinery options with sugarcane mill clustering. *Biomass and Bioenergy*, 34(8), 1065–1078, 2013.

SEAGRI. Começa a produção de etanol celulósico no país. Secretaria da Agricultura, Pecuária, Irrigação e Pesca do Estado da Bahia SEAGRI. Setembro de 2014. Disponível em: <<http://www.seagri.ba.gov.br/noticias/2014/09/25/começa-produção-de-etanol-celulósico-no-país>>. Acesso em: 26 nov. 2015.

Singh, P.; Singh, A. Production of liquid biofuels from renewable resources. *Progress in Energy and Combustion Science*, 37(1), 52–68, 2011.

Smeets, E. M. W.; Lewandowski, I. M.; Faaij, A. P. C. The economical and environmental performance of miscanthus and switchgrass production and supply chains in a European setting. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*; 13(6–7):1230–1245, 2009.

Souza, S. M. A feasibility study of an alternative power generation system based on biomass gasification/gas turbine concept. *Fuel*, v. 78, n. 5, p. 529–38, Apr. 1999.

Souza S. P.; Seabra J. E. Environmental Benefits of the Integrated Production of Ethanol and Biodiesel', *Applied Energy*, 102, 5–12, 2013.

Steynberg, A.; Dry, M. Fischer–Tropsch Technology. *Chemical, Petrochemical & Process*: Elsevier, 722 pp., 2004

Strandberg, M. From torrefaction to gasification - Pilot scale studies for upgrading of biomass. Tese de Doutorado. Umeå University, Umeå, Sweden, 2015.

Parajuli, R.; Dalgaard, T., Jørgensen, U.; Adamsen, A. P. S.; Trydeman, M. K; Birkved, M.; Gulling, M.; Kofod, J. S. Biorefining in the prevailing energy and materials crisis : a review of sustainable pathways for biorefinery value chains and sustainability assessment methodologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v 43, pp.244–263, 2015.

Takehita, T., Yamaji, K. Important roles of Fischer – Tropsch synfuels in the global energy future. *Energy Policy*, v. 36, 2773–2784, 2008.

Tijmensen, M. J. A.; Faaij, A. P. C.; Hamelinck, C. N.; Van Hardeveld, M. R. M. Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification. *Biomass and Bioenergy*, 23(2):129–152, 2002

Tyurina, E.A.; Skripchenko, O.V. Combined production of synthetic liquid fuel and electricity from coal using H₂S and CO₂ removal systems. *Energy Reports*; 1:50–56, 2015.

Tolmasquim, M. T. Geração de Energia Elétrica no Brasil. 1a ed. Rio de Janeiro, RJ, Brasil: Editora Interciência, 2005.

Tremel, A.; Becherer, D.; Fendt, S.; Gaderer, M.; Spliethoff, H. Performance of entrained flow and fluidized bed biomass gasifiers on different scales. *Energy Conversion and Management*, 69(5):95–106, 2013.

Väisänen, S., Havukainen, J., Uusital, V. Havukainen, M Sukka, R., Luoranen, M. Carbon footprint of biobutanol by ABE fermentation from corn and sugarcane. *Renewable Energy*, 86, 401–410, 2016.

Valle, C. R.; Perales, A. L. V.; Vidal-barrero, F.; Gómez-Barea, A. Techno-economic assessment of biomass-to-ethanol by indirect fluidized bed gasification: Impact of reforming technologies and comparison with entrained flow gasification. *Applied Energy*, 109, 254–266, 2013.

Van der Drift, A.; Boerrigter, H.; Coda, B.; Cieplik, M.K.; Hemmes, K. Entrained flow gasification of biomass – Ash behavior, feeding issues, and system analyses. Report N° ECN-04-039. Petten:Energy Research Centre of The Netherlands. ECN Biomass, 58 pp., 2004

Vaz Jr. S. Estratégias para o uso de biomassa em química renovável. EMBRAPA Agroenergia, Brasília, DF. 38 p, 2012.

Vaz Jr. S. Biorrefinarias: Cenários e Perspectivas. EMBRAPA Agroenergia, Brasília, DF. 176 p., 2011.

Vliet, O. P. R.; Van, Faaij, A. P. C.; Turkenburg, W. C. Fischer – Tropsch diesel production in a well-to-wheel perspective: A carbon , energy flow and cost analysis. *Energy Conversion and Management*, 50(4), 855–876, 2009.

Walter, A.; Ensinas, A. V. Combined production of second-generation biofuels and electricity from sugarcane residues. *Energy*, 35(2), 874–879, 2010.

Werpy, T.; Petersen, G. Top Value Added Chemicals from Biomass Volume I — Results of Screening for Potential Candidates from Sugars and Synthesis Gas Top Value Added Chemicals From Biomass Volume I : Results of Screening for Potential Candidates. 76 pp. pages. 2004

Zhu, L.; Zhang, Z.; Fan, J.; Jiang, P. Polygeneration of hydrogen and power based on coal gasification integrated with a dual chemical looping process: Thermodynamic investigation. *Computers and Chemical Engineering*; 84:302–312, 2016.

Anexos

Anexo A1: Balanço de massa e energia do secador

O processo de secagem da biomassa, consiste em remover a umidade do bagaço de modo que de um teor inicial de 50% de umidade seja reduzido para 15%. A figura A1.1 apresenta um esquema do balanço de massa e energia para o secador, nas condições abordadas no estudo.

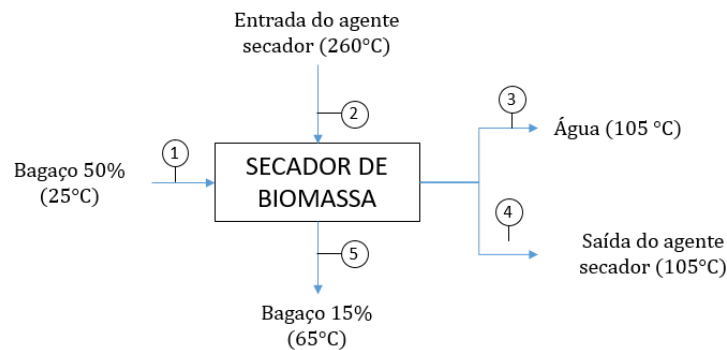


Figura A1.1: Balanço de massa e energia do secador

Tem-se da conservação de energia:

$$\sum Energia_{entra} = \sum Energia_{saí} \quad \text{Equação A1.1}$$

$$\sum \dot{m}_{entra} = \sum \dot{m}_{saí} \quad \text{Equação A1.2}$$

Tabela A1.1: Propriedades utilizadas no cálculo (Smeets et al. 2009; Heyne & Harvey 2009; Kobayashi et al. 2008)

Ponto		Propriedades
1	Bagaço 50% (considera-se o bagaço em base seca, com o teor de água referente a 50%)	$c_p=1,04 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} - T_1=25^\circ\text{C}$
2	Entrada do agente secador	$c_p=1,2433 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} - T_2= 260^\circ\text{C}$

3	Vapor	$c_p=1,0 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} - T_3=105^\circ\text{C}$
4	Saída do agente secador	$c_p=1,2433 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} - T_4=105^\circ\text{C}$
5	Bagaço 15% (considera-se o bagaço em base seca, com o teor de água referente a 15%)	$c_p=1,2433 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} - T_5=65^\circ\text{C}$
6	Perdas	Equivalente a 3% da energia dos gases de exaustão

Inicialmente, o bagaço entra no secador a uma taxa de 204,8 toneladas por hora (56,9 kg/s), com umidade de 50%, sendo a umidade dada por:

$$Umidade\ relativa = \frac{\dot{m}_{\text{água}}}{\dot{m}_{\text{bagaço seco}} + \dot{m}_{\text{água}}} \quad \text{Equação A1.3}$$

Sendo o termo do denominador dado pela quantidade de bagaço úmido que entra no secador, tem-se que a quantidade de água presente no bagaço corresponde da 28,45 kg/s, quantidade igual a de bagaço (somente as fibras). Já saída do secador o bagaço possui um teor de umidade de 15%, sendo que a quantidade de bagaço (somente fibras) é a mesma da entrada (28,45 kg/s), a passo que a massa de água contida na biomassa corresponde a 5,02 kg/s.

A temperatura dos gases de exaustão não deve superar 160°C , visto que a temperaturas superior pode haver riscos de combustão. (Heyne & Harvey 2009)

Assim o balanço de energia fica:

$$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 = \dot{E}_3 + \dot{E}_4 + \dot{E}_5$$

$$(\dot{m}_{\text{bagaço seco}} + \dot{m}_{\text{água } 1})h_1 + \dot{m}_{\text{gases}}h_2 = \dot{m}_{\text{água } 3}h_3 + \dot{m}_{\text{gases}}h_4 + (\dot{m}_{\text{bagaço seco}} + \dot{m}_{\text{água } 5})h_5$$

A partir do equacionamento do balanço de massa, tem-se que a vazão de gases necessária corresponde a 323,97 kg/s. Esse valor corresponde a quantidade de gás de escape proveniente das caldeiras de cogeração. Deve-se ressaltar que esse caso é considerado o caso limite, visto que se considera que todo o bagaço disponível deverá passar pelo processo de secagem. Nesse caso todo o gás de exaustão das caldeiras de cogeração (excluindo a de lignina, visto que na situação limite não haverá torta de lignina) é usado para a secagem do bagaço. Ver se vai ser considerado as perdas 3%.

Anexo A3: Indicadores de desempenho

Tabela A4. 1: Resultados para ao arranjo de 40 pontos com pontos extremos.

Ponto	η_{global}	σ (GJ/ha)	VPL (mi US\$) mod 1	VPL (mi US\$) mod. 2	Toneladas de 10 ³ CO _{2eq.} evitado - Brasil	Toneladas de 10 ³ CO _{2eq.} evitado - Média
1	56,435%	246,368	-368,59	-198,16	374,27	787,64
2	54,032%	245,205	-56,71	85,69	349,97	730,48
3	56,061%	249,314	-232,19	-66,79	412,95	793,90
4	55,249%	253,851	-49,11	101,68	425,11	814,79
5	58,395%	244,769	-543,70	-347,02	410,93	800,87
6	56,811%	248,757	-430,09	-255,54	385,43	820,63
7	53,710%	241,202	-77,47	64,05	311,74	699,37
8	56,312%	251,509	-204,32	-36,80	439,15	811,26
9	58,803%	247,757	-521,01	-321,55	445,78	824,87
10	55,455%	239,634	-385,90	-221,84	288,70	736,96
11	60,169%	244,842	-646,88	-430,80	449,91	818,58
12	55,244%	251,115	-103,20	50,25	411,55	793,20
13	55,661%	248,669	-285,61	-125,84	368,07	798,61
14	58,203%	240,564	-781,44	-583,15	322,53	801,69
15	53,483%	245,847	25,64	159,81	339,13	727,82
16	58,945%	242,811	-780,06	-575,28	363,95	820,73
17	57,838%	243,289	-513,37	-322,56	386,98	783,44
18	57,143%	235,301	-801,70	-606,65	271,75	760,33
19	56,800%	254,180	-302,71	-132,88	431,11	854,29
20	60,528%	245,514	-583,18	-359,50	499,75	814,79
21	59,733%	243,179	-786,55	-573,01	398,00	824,50
22	56,206%	252,898	-229,20	-65,64	425,54	828,56
23	52,648%	242,134	108,97	235,18	305,44	683,39
24	56,493%	249,131	-260,01	-88,34	426,60	796,64
25	54,208%	247,553	-69,16	73,21	358,50	755,32
26	55,553%	251,712	-181,35	-25,11	404,67	810,37
27	60,307%	246,598	-536,33	-314,28	513,60	817,64
28	55,184%	247,448	-189,41	-34,47	375,50	769,89
29	57,690%	247,728	-337,65	-148,17	459,26	796,48
30	53,620%	247,159	47,79	182,25	351,59	737,82
31	53,522%	240,209	-115,39	25,31	290,58	697,22
32	57,067%	253,339	-326,08	-152,15	437,82	848,34
33	61,520%	239,808	-987,98	-751,24	408,19	825,83
34	59,096%	239,712	-899,83	-687,43	344,99	810,93
35	54,138%	248,345	-2,82	138,00	372,67	754,07
36	54,305%	250,191	2,54	143,81	382,70	772,92
37	59,082%	246,214	-587,72	-384,16	432,58	820,99
38	57,964%	234,752	-883,65	-680,04	274,49	769,13
39	58,299%	250,931	-449,72	-258,03	455,40	844,61
40	54,120%	243,619	-87,81	56,60	338,31	720,54
41	56,299%	245,546	-418,14	-247,63	355,31	788,42
42	58,219%	241,940	-553,83	-358,54	378,04	780,38
43	55,462%	242,484	-323,94	-163,05	322,26	747,55
44	57,133%	246,850	-269,09	-84,75	452,69	778,39
45	59,022%	249,426	-494,85	-292,44	473,04	837,32
46	56,944%	252,771	-252,94	-78,29	458,20	831,26
47	55,382%	253,812	-93,92	58,50	421,38	819,91
48	55,640%	256,303	-59,01	94,76	442,29	842,54
49	59,383%	250,682	-419,78	-211,28	517,64	839,74
50	56,354%	243,647	-283,22	-107,91	397,96	750,91

Anexo A4: Características dos indicadores inter-relacionados

Tabela A5.1: Indicadores inter-relacionados para o arranjo de 40 pontos e pontos extremos

Ponto	Energia produzida/ Investimento mod.1 (MJ/US\$)	Energia produzida/ Investimento mod.2 (MJ/US\$)	Cenário Brasil			Cenário médio		
			Emissões evitadas/ Investimento mod. 1 (kg CO ₂ eq./US\$)	Emissões evitadas/ Investimento mod. 2 (kg CO ₂ eq./US\$)	Emissões evitadas/ Energia produzida (kg CO ₂ eq./GJ)	Emissões evitadas/ Investimento mod. 1 (kg CO ₂ eq./US\$)	Emissões evitadas/ Investimento mod. 2 (kg CO ₂ eq./US\$)	Emissões evitadas/Energia produzida (kg CO ₂ eq./GJ)
1	8,725	15,399	1,792	0,985	63,956	1,076	1,899	123,302
2	8,168	13,151	1,902	0,847	64,374	1,026	1,652	125,585
3	8,914	15,932	1,779	1,005	63,055	1,136	2,030	127,417
4	8,992	14,677	1,572	1,038	70,751	1,097	1,791	122,019
5	7,698	11,145	1,847	0,784	70,340	1,007	1,458	130,852
6	7,772	10,612	1,700	0,803	75,690	0,995	1,358	127,955
7	10,126	20,620	1,556	1,308	63,445	1,234	2,513	121,856
8	10,145	18,789	1,401	1,322	70,366	1,244	2,305	122,675
9	10,097	23,717	1,917	1,225	51,650	1,207	2,835	119,537
0	9,551	18,977	1,749	1,136	59,862	1,185	2,355	124,108
11	7,972	12,031	1,774	0,851	70,711	1,005	1,517	126,090
12	8,303	13,756	1,945	0,852	61,917	1,027	1,702	123,733
13	9,052	16,866	1,838	1,014	60,113	1,116	2,080	123,329
14	7,065	10,386	2,258	0,651	62,702	0,963	1,416	136,344
15	7,714	12,342	2,187	0,732	59,275	1,021	1,633	132,331
16	9,574	20,145	1,909	1,102	54,705	1,154	2,429	120,576
17	7,527	10,597	1,874	0,751	70,904	0,978	1,377	129,951
18	8,850	14,748	1,726	0,966	65,479	1,061	1,768	119,885
19	10,541	22,573	1,485	1,442	63,883	1,318	2,821	124,990
20	11,064	28,472	1,638	1,571	55,178	1,303	3,353	117,761
21	8,408	15,067	2,152	0,833	55,264	1,061	1,902	126,243
22	9,975	21,073	1,688	1,251	59,384	1,227	2,592	123,023
23	7,893	11,563	1,810	0,809	69,978	0,994	1,456	125,921
24	7,908	10,235	1,534	0,844	82,430	1,021	1,322	129,130
25	7,166	11,152	2,439	0,638	57,210	0,970	1,509	135,301
26	11,116	25,321	1,395	1,633	64,472	1,356	3,089	122,012
27	8,740	13,637	1,569	0,995	72,926	1,081	1,687	123,695
28	9,115	16,072	1,671	1,055	65,659	1,127	1,987	123,603
29	9,972	21,661	1,761	1,234	56,953	1,209	2,627	121,261
30	7,273	9,849	1,845	0,734	74,511	0,971	1,314	133,453
31	10,708	23,468	1,468	1,493	63,621	1,312	2,876	122,534
32	8,452	15,535	2,247	0,818	52,651	1,068	1,963	126,381
33	7,889	12,423	2,050	0,768	61,836	1,050	1,654	133,129
34	8,263	14,672	2,272	0,781	53,261	1,040	1,846	125,839
35	8,161	13,175	1,929	0,837	63,529	1,040	1,679	127,452
36	7,521	12,617	2,502	0,670	53,134	1,000	1,678	132,985
37	9,728	20,087	1,766	1,169	58,198	1,173	2,422	120,575
38	10,228	24,269	1,862	1,275	52,517	1,219	2,892	119,176
39	7,249	10,909	2,201	0,684	62,671	0,986	1,484	135,993
40	8,729	13,575	1,585	0,981	72,285	1,058	1,646	121,219
Pontos extremos								
E2G	14,089	49,020	1,084	3,210	65,481	1,725	6,003	122,456
B2G	13,656	66,884	1,459	3,357	50,186	1,582	7,748	115,838
BGT	6,116	8,633	3,339	0,423	48,962	0,978	1,380	159,883
FT1	6,767	9,196	2,206	0,616	66,975	0,966	1,313	142,724
FT2	7,990	10,336	1,542	0,839	81,191	1,030	1,333	128,958
Caso base								
BSE	7,132	11,900		0,813	68,348	1,017	1,697	142,577
Caso Zero								
ZRO	11,448	-		-	43,439	1,624	-	141,849

Tabela A5.2: Indicadores inter-relacionados para o arranjo de 50 pontos e pontos extremos

Ponto	Energia produzida/Investimento mod.1 (MJ/US\$)	Energia produzida/Investimento mod.2 (MJ/US\$)	Cenário Brasil			Cenário médio		
			Emissões evitadas/Investimento mod. 1 (kg CO ₂ eq./US\$)	Emissões evitadas/Investimento mod. 2 (kg CO ₂ eq./US\$)	Emissões evitadas/Energia produzida (kg CO ₂ eq./GJ)	Emissões evitadas/ Investimento mod. 1 (kg CO ₂ eq./US\$)	Emissões evitadas/ Investimento mod. 2 (kg CO ₂ eq./US\$)	Emissões evitadas/Energia produzida (kg CO ₂ eq./GJ)
1	8,227	13,798	2,016	0,832	60,299	1,044	1,7509	126,896
2	9,751	20,324	1,782	1,170	57,557	1,171	2,4416	120,136
3	9,129	16,404	1,710	1,051	64,045	1,124	2,0198	123,127
4	11,358	27,119	1,389	1,719	63,382	1,380	3,2945	121,481
5	7,694	11,558	1,965	0,764	66,140	0,992	1,4899	128,901
6	8,351	14,270	1,969	0,868	60,816	1,081	1,8477	129,484
7	9,135	18,190	2,030	0,981	53,927	1,105	2,2007	120,983
8	9,570	17,588	1,576	1,166	66,303	1,172	2,1543	122,483
9	8,016	12,138	1,806	0,838	69,061	1,024	1,5511	127,789
10	7,763	13,188	2,515	0,675	51,212	1,015	1,7240	130,729
11	7,623	10,785	1,845	0,767	71,101	0,986	1,3952	129,366
12	10,255	21,328	1,548	1,343	62,983	1,245	2,5890	121,391
13	8,993	16,861	1,902	0,986	58,469	1,141	2,1390	126,860
14	6,854	10,318	2,595	0,580	56,216	0,958	1,4417	139,734
15	10,800	26,778	1,661	1,493	55,738	1,292	3,2032	119,623
16	7,033	10,446	2,330	0,638	61,031	0,968	1,4376	137,627
17	7,637	11,613	2,057	0,739	63,656	0,984	1,4966	128,872
18	6,562	10,076	2,968	0,517	51,340	0,943	1,4473	143,642
19	9,561	18,129	1,634	1,161	64,023	1,213	2,3001	126,869
20	8,012	11,132	1,617	0,859	77,165	1,008	1,4005	125,810
21	7,120	10,293	2,144	0,674	65,515	0,966	1,3969	135,721
22	9,673	18,626	1,618	1,190	63,905	1,204	2,3176	124,427
23	10,972	29,137	1,735	1,530	52,528	1,289	3,4243	117,527
24	8,982	15,535	1,689	1,024	65,913	1,106	1,9122	123,087
25	10,153	22,427	1,708	1,293	57,662	1,234	2,7245	121,487
26	9,873	19,995	1,638	1,236	61,837	1,223	2,4760	123,833
27	8,235	11,573	1,551	0,906	78,298	1,027	1,4425	124,649
28	9,155	17,259	1,821	1,035	59,989	1,126	2,1228	122,996
29	8,634	13,594	1,635	0,963	70,861	1,061	1,6706	122,892
30	11,247	29,240	1,564	1,662	56,835	1,341	3,4875	119,270
31	8,962	18,057	2,175	0,926	51,296	1,103	2,2225	123,082
32	9,243	16,674	1,658	1,088	65,239	1,168	2,1077	126,409
33	6,791	9,302	2,131	0,643	69,089	0,949	1,3002	139,777
34	6,665	9,761	2,487	0,589	60,335	0,945	1,3843	141,823
35	10,782	25,256	1,567	1,494	59,172	1,291	3,0238	119,729
36	11,339	28,718	1,478	1,713	59,662	1,366	3,4604	120,497
37	7,733	11,463	1,896	0,782	68,216	1,001	1,4840	129,465
38	6,394	9,533	3,008	0,496	51,998	0,932	1,3890	145,700
39	8,525	13,732	1,708	0,943	68,667	1,086	1,7488	127,355
40	9,276	18,245	1,904	1,033	56,612	1,118	2,1999	120,572
41	8,051	13,569	2,133	0,790	58,230	1,040	1,7532	129,209
42	7,503	11,224	2,113	0,708	63,081	0,977	1,4616	130,218
43	8,067	13,829	2,262	0,758	54,799	1,025	1,7579	127,117
44	8,835	14,168	1,605	0,999	70,531	1,071	1,7183	121,276
45	8,315	12,695	1,678	0,910	71,667	1,055	1,6104	126,857
46	9,492	16,982	1,548	1,156	68,047	1,172	2,0964	123,450
47	10,948	25,042	1,451	1,577	62,956	1,341	3,0676	122,496
48	11,905	30,332	1,305	1,952	64,368	1,460	3,7192	122,615
49	8,854	13,412	1,478	1,025	76,409	1,097	1,6624	123,954
50	8,393	13,654	1,832	0,888	65,027	1,030	1,6753	122,699

Anexo A5: Gráficos de sensibilidade para os pontos extremos

Para a modalidade 1 tem-se os gráficos que apresentam a análise de sensibilidade para os pontos extremos.

- Ponto E2G

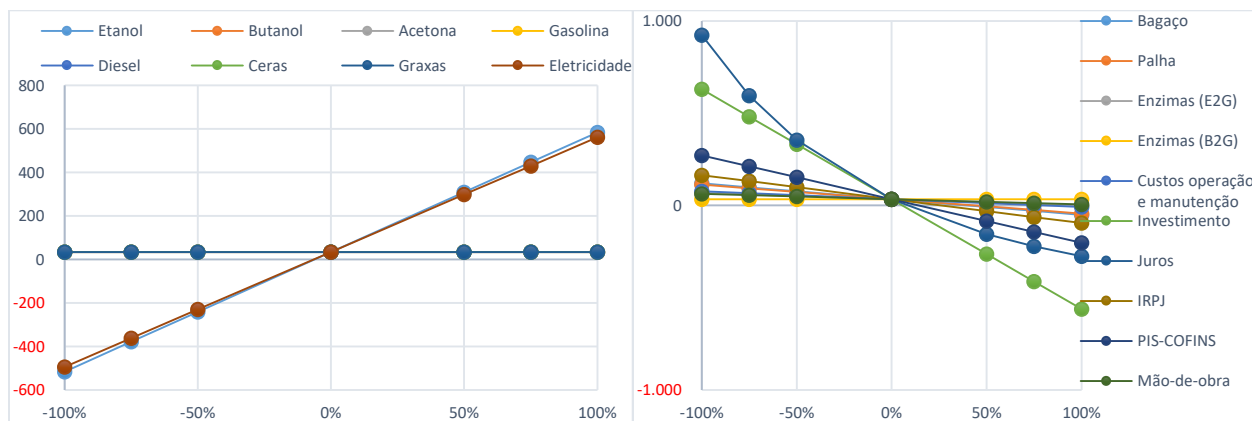


Figura A5.1: Gráfico de sensibilidade para o E2G.

- Ponto B2G

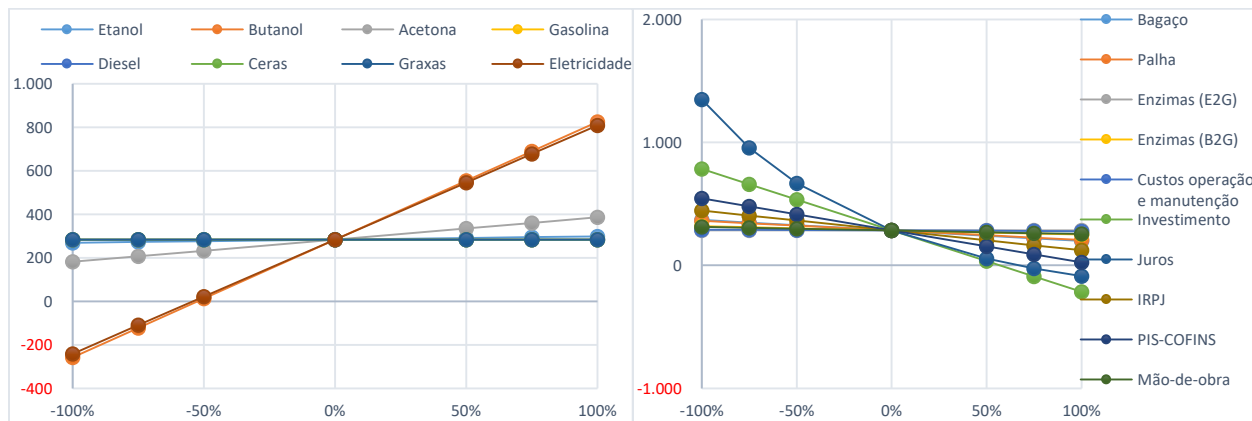


Figura A5.2: Gráfico de sensibilidade para o B2G.

- Ponto BGT

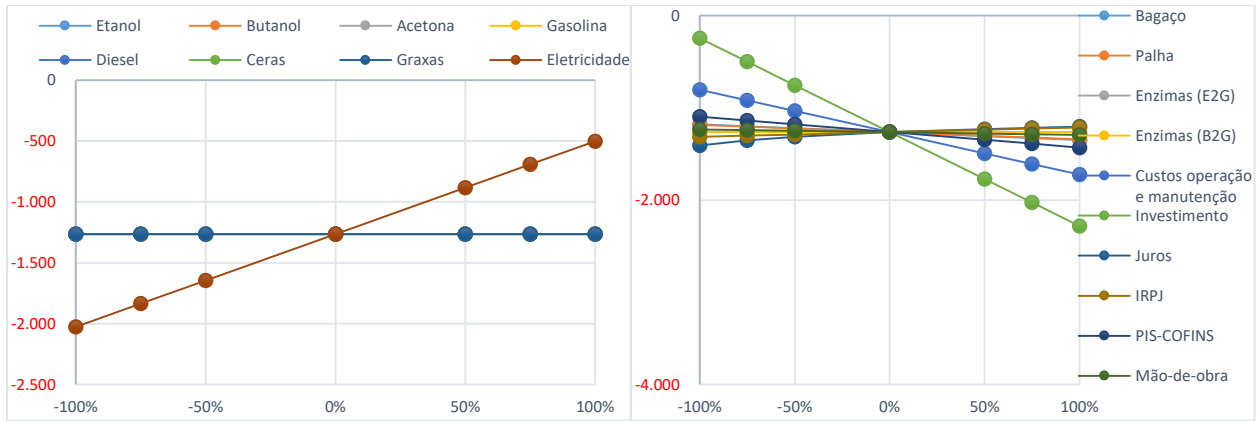


Figura A5.3: Gráfico de sensibilidade para o BGT.

- Ponto FT1

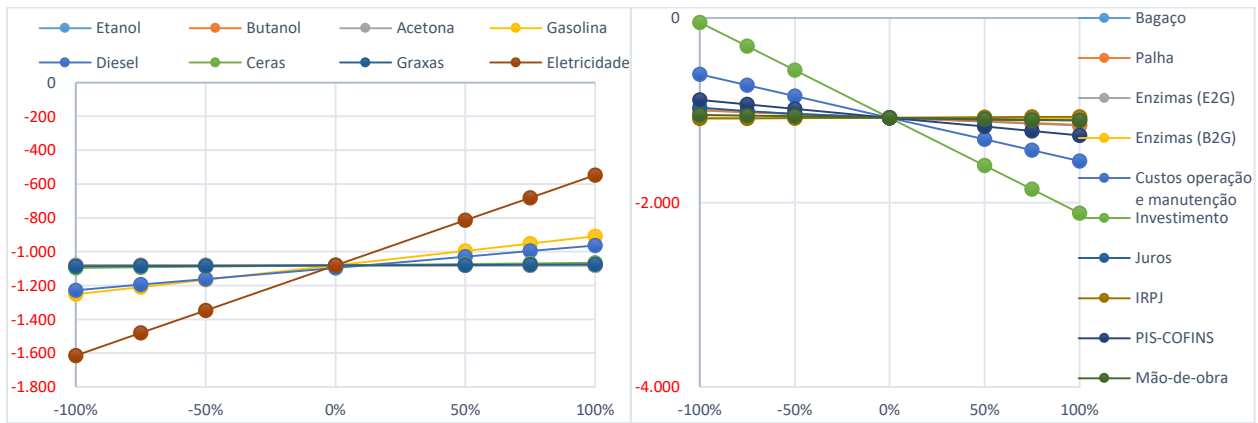


Figura A5.4: Gráfico de sensibilidade para o FT1.

- Ponto FT2

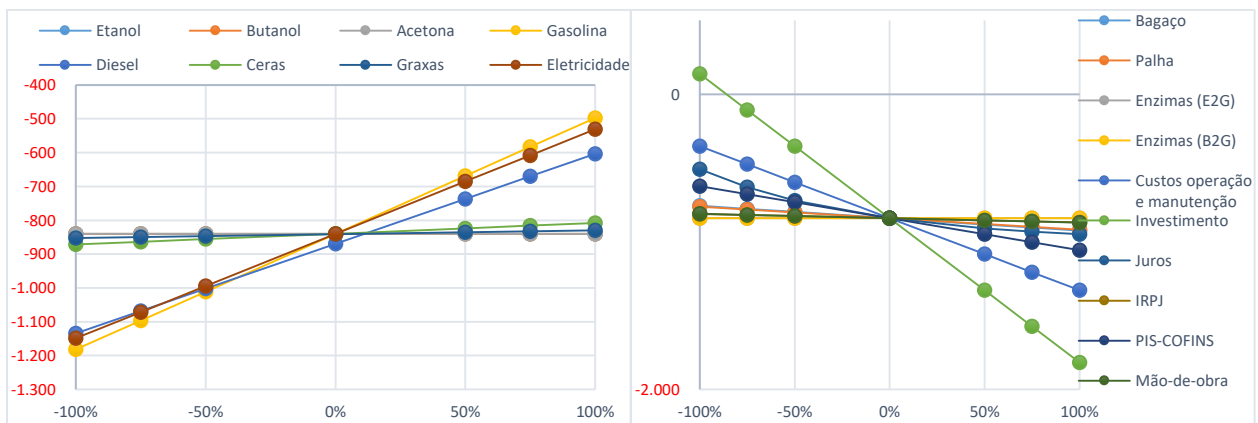


Figura A5.5: Gráfico de sensibilidade para o FT2.

Para a modalidade 2 tem-se os gráficos que apresentam a análise de sensibilidade para os pontos extremos.

- Ponto E2G

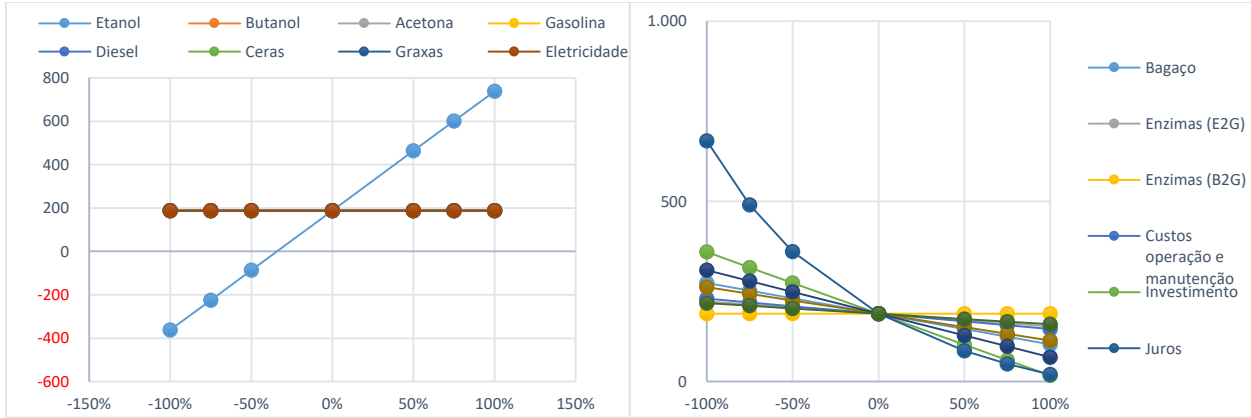


Figura A5.6: Gráficos de sensibilidade para o E2G.

- Ponto B2G

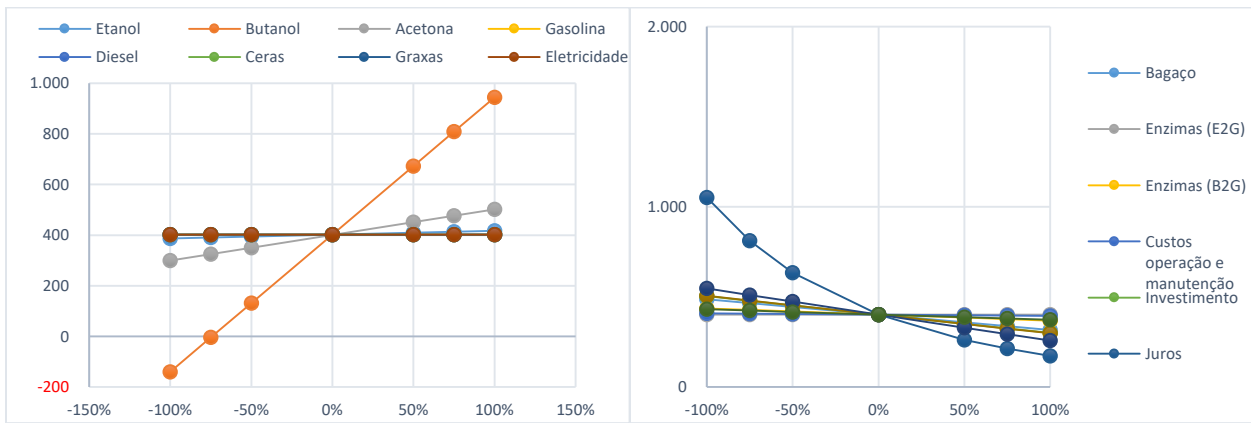


Figura A5.7: Gráficos de sensibilidade para o B2G.

- Ponto BGT

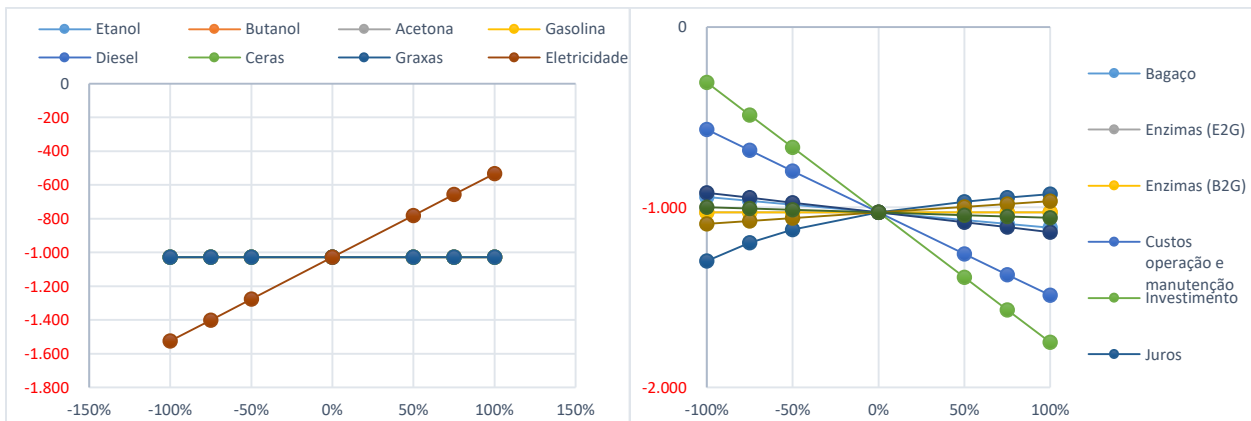


Figura A5.8: Gráficos de sensibilidade para o BGT

- Ponto FT1

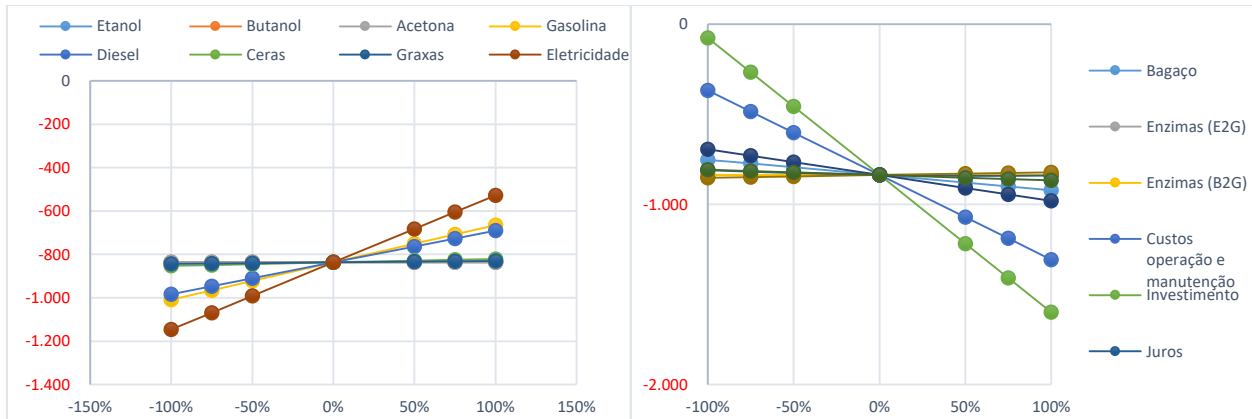


Figura A5.9: Gráficos de sensibilidade para o FT1

- Ponto FT2

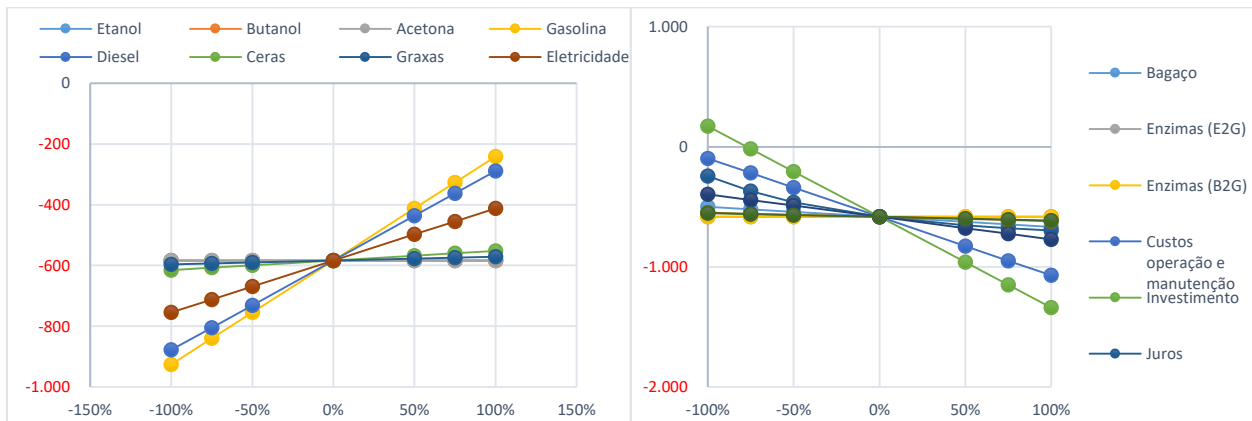


Figura A5.10: Gráficos de sensibilidade para o FT2

Anexo A6: Valores dos parâmetros para diferentes valores de q e lambda.

Tabela A6 1: Valores dos parâmetros de avaliação da função para diferentes valores de q e λ

Parâmetro		η			σ			VPL – Modalidade 1			CO ₂ eq. Evitado Brasil		
Λ	q	MSE	MAPE	R ²	MSE	MAPE	R ²	MSE	MAPE	R ²	MSE	MAPE	R ²
0	2	4,58.10 ⁻⁶	0,0012	0,9893	0,7267	0,496	0,9412	177,7667	-3,4163	0,9961	34,6630	2,4149	0,9863
	1,75	2,03.10 ⁻⁶	8,38.10 ⁻⁴	0,9952	0,3023	0,2920	0,9755	148,5345	-2,8204	0,9967	33,1719	2,2092	0,9869
	1,5	2,19.10 ⁻⁶	8,90.10 ⁻⁴	0,9949	0,2918	0,3051	0,9764	167,1384	-3,0964	0,9963	54,2926	2,7846	0,9786
	1,25	2,73.10 ⁻⁶	0,0011	0,9936	0,3106	0,3275	0,9746	215,4818	-3,1879	0,9952	88,5773	3,3456	0,9651
	1	4,13.10 ⁻⁶	0,0013	0,9903	0,4244	0,3802	0,9657	327,9691	-2,8147	0,9927	135,6348	4,1734	0,9466
$\lambda = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{\log n}{n}}$	2	5,08.10 ⁻⁶	0,0013	0,9881	0,9625	0,5716	0,9223	711,3930	-6,5665	0,9843	34,7456	2,4752	0,9863
	1,75	2,49.10 ⁻⁶	0,0010	0,9942	0,3565	0,3657	0,9712	161,8108	-3,4242	0,9964	31,5229	2,1616	0,9875
	1,5	2,41.10 ⁻⁶	9,93.10 ⁻⁴	0,9944	0,3148	0,341	0,9745	196,6741	-3,8835	0,9956	51,3193	2,7501	0,9797
	1,25	2,94.10 ⁻⁶	0,0011	0,9931	0,3283	0,3522	0,9734	290,6030	-4,1584	0,9936	87,8555	3,5172	0,9654
	1	4,45.10 ⁻⁶	0,0014	0,9895	0,4395	0,4082	0,9644	496,5698	-3,8687	0,9855	144,6200	4,8041	0,9430
1	2	3,55.10 ⁻⁶	8,48.10 ⁻⁴	0,9917	0,5671	0,4136	0,9541	185,3161	-0,4367	0,9959	27,9744	1,712	0,9889
	1,75	2,69.10 ⁻⁶	0,0011	0,9937	0,4071	0,4144	0,9671	197,1817	-4,3654	0,9956	33,0616	2,3477	0,9869
	1,5	1,54.10 ⁻⁵	0,0027	0,9638	0,3561	0,3880	0,9712	292,2134	-4,9971	0,9935	58,9574	3,2446	0,9767
	1,25	1,38.10 ⁻⁵	0,026	0,9675	0,3815	0,4067	0,9691	520,8031	-5,2812	0,9885	115,6205	4,7250	0,9544
	1	6,10.10 ⁻⁶	0,0017	0,9857	0,5267	0,4596	0,9574	1,08. 103	-4,6686	0,9761	221,4510	7,3644	0,9127

Anexo A7: Turbinas a gás disponíveis para operar com combustíveis de baixo PCI, Planta IGCC em operação e Gaseificadores para biomassa.

Tabela A7.1: Turbinas a gás adaptadas para gás de baixo PCI (Adaptado: *Heavy Duty Gas Turbine Products*, 2009; *Karg 2009*; *Siemens 2009 & Siemens 2008*; *GE 2012*; *Microturbines and their application in bio-energy*, 2008)

Tipo de turbina	Modelo	Potência (MW)	Fabricante
Heavy duty – grande porte	7EA	80	GE
	6FA	92	GE
	7F	232	GE
	9F	286	GE
	SGT5-2000E (V94.2K na antiga nomenclatura)	168	Siemens
	SGT6-2000E	113	Siemens
	SGT5-4000F (V94.3 na antiga nomenclatura)	292	Siemens
	SGT6-4000F	187	Siemens
	SGT6-5000F	208	Siemens
	SGT5-8000H	340	Siemens
Heavy duty – porte médio	SGT-100	5	Siemens
	SGT-200	7	Siemens
	SGT-300	8	Siemens
	SGT-400	13	Siemens
	SGT-500	17	Siemens
	SGT-600	25	Siemens
	SGT-700	30	Siemens
	SGT-800	45	Siemens
	PGT10B	10	GE & Nuovo Pignone
Aeroderivativas	LM2500	24	GE
	LM500	4,47	GE
Microturbinas	Turbec	0,105	T100
	Bowman Power	0,050	TG50
	Capstone	0,030	C30 Biogas
	Capstone	0,060	C60

Tabela A7.2: Plantas IGCC em operação na atualidade (Adaptado: *Major IGCC Projects Worldwide, Nykomb Synergetics, 2009*)

Planta	MW _{el} da Planta	Entrada em Operação	Turbina a Gás (Heavy duty)	MW _{el} da Turbina a gás	Temperatura/ pressão do gás de síntese e PCI do syngas	Gaseificador (tipo) Agente Oxidante	Matéria-prima do gaseificador	PCI/consumo de matéria-prima
Nippon Oil Negishi (Japão)	433	2003	Mitsubishi MHI701F	1 x 312	Temperatura e pressão não disponíveis	1 X Texaco (leito arrastado) O ₂	Óleo VR, asfalto	PCI indisponível 2200 t/dia
Api Energia Falconara (Itália)	250	2001	Alstom GT 13E2	1 x 172	1350°C; 65 bar; 13913 kJ/kg	2 x Texaco (leito arrastado) - O ₂	Alcatrão	38,5 MJ/kg 1421 t/dia
Wabash River Terre Haute (EUA)	262	1995	GE MS7001 FA)	1 x 192	1371°C; 27 bar; 8224 kJ/kg	2 x Conoco Phillips (leito arrastado) - O ₂	Coque	PCI indisponível 2544 t/dia
Tampa Electric Polk County (EUA)	250	1996	GE MS7001 FA	1 x 192	1482°C; 30 bar; 9962 kJ/kg	1 x Texaco (leito arrastado) - O ₂	Carvão	25,2 MJ/kg 2200 t/dia
Vresova Vresova (Rep. Tcheca)	400	1996	GE GE 9E	2 x 140	Temperatura e PCI não disponíveis; 28 bar	2 x Lurgi (leito arrastado) - O ₂	Lignito (carvão rico em carbono).	PCI indisponível 1958 t/dia
Sarlux Sarroch (Itália)	550	2000	GE GE 9E	3 x 140	1400°C; 39 bar; 6403 kJ/kg	3 x Texaco (leito arrastado) - O ₂	Hulha e alcatrão	38,5 MJ/kg 3559 t/dia
SVZ Süstec Schwarze Pumpe (Alemanha)	75	1997	GE GE 6B	1 x 46	1600°C; 25 bar 14000 kJ/kg	7 x Lurgi (leito fixo); 2 x Siemens (leito arrastado) O ₂ e vapor	25% Lignito; 75% Resíduos de óleos	PCI indisponível 720 t/dia sólido e 200 t/dia líquido
Shell - Per + Pernis (Holanda)	110	1997	GE GE 6B	2 x 46	1350°C; 65 bar 8274 kJ/kg	3 x Lurgi (leito arrastado) - O ₂	Resíduos de destilação	PCI indisponível 1650 t/dia
Delaware Delaware City (EUA)	240	2001	GE PG6101 FA	2 x 69	Temperatura não disponível 67 bar; 9768 kJ/kg	2 x Texaco (leito arrastado) - O ₂	Coque	PCI indisponível 2000 t/dia
AGIP Sanazzaro (Itália)	250	2006	Siemens V94.2K	1 x 168	Temperatura e PCI não disponíveis; 62 bar	2 x Shell (leito arrasado) - O ₂	Alcatrão	39,3 MJ/kg 1200 t/dia
Demkolec Buggenum (Holanda)	253	1994	Siemens V94.2K	1 x 168	1500°C; 25 bar Não disponível	1 x Shell (leito arrastado) - O ₂	70% Carvão 30% Biomassa	25,4 MJ/kg 2000 t/dia
ISAB Priolo (Itália)	512	2000	Siemens V94.2K	2 x 168	1400°C; 71 bar; Não disponível	2 x Texaco (leito arrastado) - O ₂	Alcatrão e óleo VR	38,5 MJ/kg 3072 t/dia
Elcogas Puertollano (Espanha)	350	1998	Siemens V94.3A	1 x 292	1500°C; 25 bar; 9940 kJ/kg	1 x Prenflo (leito arrastado) - O ₂	50% Cinzas 50% Coque	23,8 MJ/kg 2560 t/dia
El Dorado El Dorado (EUA)	75	1996	GE PG6541B	1 x 55	Temperatura e pressão não disponíveis; 9528 kJ/kg	1 x Texaco (leito arrastado) - O ₂	Óleo, coque	PCI indisponível 164 t/dia
ATI Sulcis Portoscuso (Itália)	500	2005	Siemens V94.2K	2 x 168	1500°C; 25 bar Não disponível	2 x Shell (leito arrastado) - O ₂	Carvão	21-28 MJ/kg 4356 t/dia

Tabela A7.3: Situação de plantas BIG/GTCC em 1999 (CRE Technical Report, 1999)

Planta	MWe da Planta	Matéria-prima	Gaseificador (tipo) Agente Oxidante	Consumo de matéria-prima	Turbina a gás adaptada (tipo)	MWe da turbina a gás	Temperatura/ Pressão/ PCI do gás de síntese	Status do Projeto em 1999	Local
Värnamo Bioflow Ltd	6	Resíduos florestais e lascas de madeira	Foster Wheeler (leito fluidizado circulante) - Ar		Alstom SGT-100 (Heavy duty)	5	1100oC 18 bar 5 MJ/kg	Em operação, 2500 horas completadas.	Värnamo (Suécia)
Energy Farm Biolletrica	17	Subprodutos agrícolas e madeira	Lurgi (leito fluidizado circulante) - Ar	148 t/dia	GE PGT10B (Heavy duty)	10	800oC 1,4 bar PCI indisponível	Em construção	Di Cascina (Itália)
ARBRE Energy Project	8		TPS (leito fluidizado circulante) - Ar		Alstom SGT-100 (Heavy duty)	5	1100oC Pressão Atmosférica PCI indisponível	Planta parcialmente completa em 1999.	Eggborough (Inglaterra)
WPB/ SIGAME	40	Lascas de madeira de eucalipto e bagaço de cana	TPS (leito fluidizado circulante) - Ar	510 t/dia	GE - LM2500 (Aero derivativa)	24	850-900oC 1,5 bar	Em estágio de planejamento. Possibilidade de abandono.	Brasil
MNVAP	75	Pés de alfafa	Carbona (leito fluidizado circulante) - Ar	-	Siemens– Westinghouse 251B12	50	Temperatura, pressão e PCI não disponíveis.	Projeto cancelado por razões econômicas.	Minnesota (EUA)
Vermont Project	40	Lascas de madeira e resíduos urbanos	FERCO/SilvaGAS (leito fluidizado circulante) - Ar e vapor	300 t/dia	Turbina a ser escolhida	-	650-760oC Pressão atmosférica 15,5 a 17,3 MJ/kg	Gaseificador testado. Turbina a ser inserida na próxima fase.	Burlington (EUA)
PICHTR and State of Hawaii	5	Bagaço de cana	Renugas (leito fluidizado pressurizado) - Ar ou O2	90,7 t/dia	-	-	850-900oC 5 bar 10 MJ/kg	Projeto cancelado devido aos problemas com o gaseificador.	Hawaii (EUA)
Biocycle Project	27	-	Carbona (leito fluidizado circulante) - Ar	84 t/dia	Alstom SGT-100 (Heavy duty)	5	850-950oC 22 bar PCI indisponível	Projeto cancelado em 1999.	Kotka (Finlândia)

Tabela A7. 4: Gaseificadores para biomassa (Adaptado: E4tech, 2009)

Fabricante	Tipo / Agente oxidante	Matéria-prima	Pressão do gás [bar]/ Temperatura do gás °C	MW _m fornecidos
Choren	Fluxo arrastado/ O ₂	Lascas de madeira	5 / 700-900	36
Range Fuels	Fluxo arrastado/ O ₂	Resíduos florestais e madeira	Pressurizado, desconhecido / 815	Não disponível
Lurgi AG and Future Energy	Fluxo arrastado/ O ₂	Madeira, palha de arroz	26 / 1200-1600	5
Mitsubishi Heavy Industries	Fluxo arrastado/ O ₂ e vapor	Madeira e casca de cedro	Pressão atmosférica / 800-1100	Não disponível
Pearson Technology	Fluxo arrastado / Vapor	Casca de arroz, bagaço e madeira	Não disponível / 1200-1400	Não disponível
Carbona	Leito Fluidizado Borbulhante/Ar e O ₂	Pellets e lascas de madeira	2-30 / 850	20
Foster Wheeler (BFB)	Leito Fluidizado Borbulhante/Ar e vapor	Resíduos de madeira e plástico	Pressão atmosférica / 600-1000	40
Idaho Energy & JWP Energy Products	Leito Fluidizado Borbulhante/Ar	Lascas de madeira e resíduos agrícolas	19-31 / 900	28
Energem Technologies	Leito Fluidizado Borbulhante/Ar	Madeira e resíduos plásticos	10-16 / 700-900	8
Iowa State University	Leito Fluidizado Borbulhante/Vapor	Lascas de madeira, sementes e grama	Pressão atmosférica / 600-850	1
ThermoChem Recovery International (TRI)	Leito Fluidizado Borbulhante/Vapor	Biomassa florestal e licor negro	Pressão atmosférica / 790-815	Não disponível
Foster Wheeler (CFB)	Leito Fluidizado Circulante/Vapor e O ₂	Cascas e lascas de madeira	Pressão atmosférica / 900	40-70
Växjö Värnåm (antiga Sydkraft)	Leito Fluidizado Circulante/ O ₂	Lascas de madeira, cascas e palha	18-20 / 950-1000	6-9
VTT Technical Research Centre of Finland	Leito Fluidizado Circulante/Vapor e O ₂	Resíduos industriais e cascas	10 / 600-1000	10
CUTEC Institute	Leito Fluidizado Circulante/Vapor e O ₂	Pellets e lascas de madeira	Pressão atmosférica / 950	0,5
Fraunhofer Umsicht	Leito Fluidizado Circulante /Ar	Lascas de madeira	Pressão atmosférica / 915	5
Uhde	Leito Fluidizado Circulante/Ar ou O ₂ e vapor	Lascas de madeira	10-25 / 900-925	8
REPOTEC/TUV	Leito Fluidizado Dual/Ar e vapor	Lascas e resíduos de madeira	Pressão atmosférica / 900	4,5
SilvaGas Corporation (antiga FERCO)	Leito Fluidizado Dual/Vapor	Lascas e pellets de madeira	Pressão atmosférica / 800-850	16
Taylor Biomass LLC	Leito Fluidizado Dual/Vapor	Lascas e pellets de madeira	Pressão atmosférica / 800-850	16
ECN (Netherlands Research Foundation)	Leito Fluidizado Dual/Vapor	Grama e lodo de esgoto	Não disponível / 850	0,8
Westinghouse Plasma	Plasma/Ar e gases nobres	Lodo de esgoto e resíduos de madeira	Pressão atmosférica / 1500-5500	4
Plasco Energy Group	Plasma/Ar	Resíduos plásticos e minerais inertes	Não disponível / 1200	4,2
Startech	Plasma/Nenhum	Plásticos, óleos minerais e vegetais	Pressão atmosférica / não disponível	Não disponível
Solena Group	Plasma /Ar enriquecido de O ₂	Resíduos hospitalares, grama	Pressão atmosférica / 1250	Não disponível
InEnTec LCC	Plasma /O ₂ e vapor superaquecido	Resíduos industriais e municipais	Pressão atmosférica / Não disponível	Não disponível