



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

José Ramón Copa Rey

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DA INCORPORAÇÃO DE CICLOS
COMBINADOS ASSOCIADOS À GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO
CIRCULANTE NO SETOR SUCROALCOOLEIRO**

Guaratinguetá

2018

José Ramón Copa Rey

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DA INCORPORAÇÃO DE CICLOS
COMBINADOS ASSOCIADOS À GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO
CIRCULANTE NO SETOR SUCROALCOOLEIRO**

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia
do Campus de Guaratinguetá, Universidade
Estadual Paulista, para a obtenção do título
de Doutor em Engenharia Mecânica na Área
Transmissão e Conversão de Energia

Orientador: Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna

Co-Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

Guaratinguetá

2018

C781a	Copa Rey, José Ramón Avaliação técnico-econômica da incorporação de ciclos combinados associados à gaseificadores de leito fluidizado circulante no setor sucroalcooleiro / José Ramón Copa Rey. – Guaratinguetá, 2018. 211 f : il. Bibliografia: f. 202-211 Tese (Doutorado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2018. Orientador: Prof. Dr. Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna Coorientador: Prof. Dr. Jose Luz Silveira 1. Gaseificadores. 2. Bagaço de cana - Indústria 3. Turbinas a gas. I. Título. CDU 621.438 (043)
-------	--

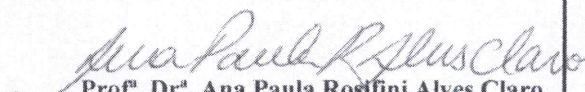

Pâmella Benevides Gonçalves
Bibliotecária/CRB-8/9203

JOSÉ RAMON COPA REY

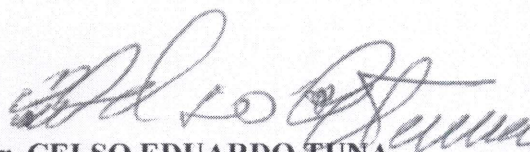
**ESTA TESE FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
“DOUTOR EM ENGENHARIA MECÂNICA”**

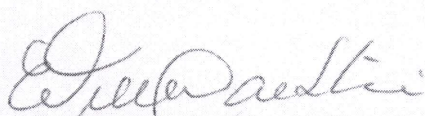
**PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA: ENERGIA**

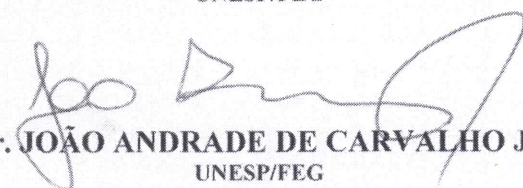
APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO


Prof.ª. Dr.ª. Ana Paula Rosifini Alves Claro
Coordenadora

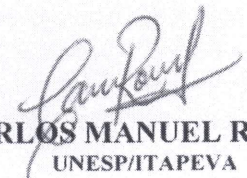
BANCA EXAMINADORA:


Prof. Dr. CELSO EDUARDO TUNA
Orientador / UNESP/FEG


Prof.ª. Dr.ª. ELIANA VIEIRA CANETTIERI
UNESP/FEG


Prof. Dr. JOÃO ANDRADE DE CARVALHO JÚNIOR
UNESP/FEG


Prof. Dr. CHRISTIAN JEREMI CORONADO RODRÍGUEZ
UNIFEI


Prof. Dr. CARLOS MANUEL ROMERO LUNA
UNESP/ITAPEVA

Agosto de 2018

DADOS CURRICULARES

JOSÉ RAMÓN COPA REY

NASCIMENTO: 10/10/1979 – Santiago de Cuba/Cuba

FILIAÇÃO: Mireya Rey Ramajo

José Ramón Copa García

1999/2005 - Graduação em Mecanização Agropecuária.

Universidade de Granma, Cuba

2008/2010 - Mestrado em Eficiência Energética /Engenharia Mecânica.

Universidad de Oriente, Cuba.

2010/2014 – Professor do Departamento de Ciências Aplicadas.

Universidad de Oriente, Cuba.

2014/2018 – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica,

Nível de Doutorado, Laboratório de Otimização de Sistemas Energéticos (LOSE), Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá. Universidade Estadual Paulista (FEG-UNESP). Brasil.

À minha família querida...

AGRADECIMENTOS

Aos Professores Dr. Celso Eduardo Tuna e Dr. José Luz Silveira, pela dedicação, orientação e auxílio nesta importante etapa da minha vida.

Aos professores das disciplinas de minha graduação e pós-graduação, que sedimentaram a base para o meu desenvolvimento.

Aos meus pais, que sempre estiveram comigo nos momentos de dificuldade, dando-me apoio mesmo à distância para que eu pudesse me desenvolver intelectualmente e profissionalmente.

Aos funcionários da Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, pela dedicação, presteza e comprometimento.

Aos meus companheiros do LOSE (Laboratório de Otimização de Sistemas Energéticos) e IPBEN (Instituto de Pesquisa em Bioenergia) pela ajuda e amizade.

Os louros e os acertos deste trabalho compartilho com as pessoas acima citadas e com todos aqueles que me ajudaram de alguma forma, direta ou indiretamente.

Este trabalho contou com o apoio financeiro da CAPES processo: 1450304

***“A tarefa não é tanto ver aquilo que ninguém viu, mas pensar o que ninguém ainda pensou
sobre aquilo que todo mundo vê”***

Schopenhauer

REY, J.R.C. **Avaliação técnico-econômica da incorporação de ciclos combinados associados à gaseificadores de leito fluidizado circulante no setor sucroalcooleiro.** 2018. 210 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2018.

RESUMO

O bagaço e a palha são resíduos do processamento industrial da cana-de-açúcar que constituem uma importante fonte de recurso para cogeração de energia no setor sucroalcooleiro. Os sistemas de cogeração neste setor geram potência mecânica ou elétrica e vapor, que são utilizados no próprio processo e o excedente é vendido as concessionárias de energia. Porém, estes sistemas encontram-se bem abaixo do potencial real. Uma alternativa tecnológica que poderá contribuir com a oferta de excedentes de energia elétrica é a introdução da tecnologia BIG-GT (gaseificadores de biomassa associados a turbina a gás e caldeira de recuperação). O presente trabalho, tem como objetivo o estudo termoeconômico da incorporação desta tecnologia em usinas sucroalcooleiras como alternativa para o aumento de geração de eletricidade. As análises energéticas e exergéticas foram realizadas para quatro possíveis configurações de uma usina sucroalcooleira com a integração da tecnologia BIG-GT com o objetivo de avaliar a eficiência de geração de eletricidade e vapor de processo, bem como o aproveitamento global de energia de cada uma delas. Na análise termoeconômica, é determinado o custo de produção de gás de gaseificação, eletricidade e vapor do processo no sistema proposto, assim como, tempo de recuperação do investimento. Na parte final do trabalho foi realizada a otimização multiobjetiva do sistema considerando três funções objetivo: tecnológica, econômica e ambiental, para identificar a configuração com melhor comportamento. De acordo com os resultados obtidos no estudo conclui-se que o caso III que estuda a gaseificação em leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de oxigênio-vapor de gaseificação e o caso IV que além da gaseificação em leito fluidizado circulante pressurizado com mistura de oxigênio-vapor estuda a queima suplementar de palha na caldeira de recuperação, apresentam-se como as melhores das opções propostas.

PALAVRAS-CHAVE: Bagaço. Gaseificação. Turbina a Gás. Análise Energética. Análise Termoeconômica. Otimização.

REY, J.R.C. **Technical-economic evaluation of the incorporation of combined cycles associated with circulating fluidized bed gasifier in the sugar and alcohol industry.** 2018. 210 f. Thesis (Doctorate in Mechanical Engineering) – Energy Department, Engineer Faculty of Guaratinguetá, São Paulo State University, 2018.

ABSTRACT

Bagasse and straw are residues from the industrial processing of sugarcane that constitute an important source for cogeneration of energy in the sugar-alcohol sector. The cogeneration systems in this sector generate mechanical or electrical power and steam, which are used in the process itself and the surplus is sold to energy distribution companies. However, these systems are well below real potential. One of the technological alternatives that may improve the supply of surplus electricity is the introduction of BIG-GT technology (biomass gasifier associated with gas turbine and Heat recovery steam generator). In this work, it is proposed to conduct thermoeconomic studies of the incorporation of this technology in the sugarcane ethanol plants as an alternative to increasing the supply of electricity generation. The energetic and exergetic analyses were performed for four possible configurations of a sugarcane ethanol plant with the integration of BIG-GT technology with the objective of evaluating the efficiency of electricity generation and process steam as well as the global energy utilization of each one of them. In the thermoeconomic analysis, it is determined the cost of production of producer gas, electricity and steam of the process in the proposed system, as well as the investment payback period. In the final part of the work, it is developed the multiobjective optimization of the system considering three objective functions: technological, thermoeconomic and environmental, for identifying the configuration with better behavior. According to the results obtained in the study, it is concluded that case III and case IV are presented as the best of the proposed options.

KEYWORDS: Bagasse. Gasification. Gas Turbine. Energetic Analysis. Thermoeconomic Analysis. Optimization.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Produção de cana-de-açúcar no Brasil.	31
Figura 2. Mapa da produção de cana-de-açúcar no Brasil.	32
Figura 3. Produção de cana-de-açúcar por região.	33
Figura 4. Percentual de área total de plantio de cana-de-açúcar.	33
Figura 5. Oferta mundial de energia primária em 1991-2017	35
Figura 6. Produção de energia primária no Brasil em 2017	36
Figura 7. Diagrama esquemático dos processos de conversão energética da biomassa.....	37
Figura 8. Poder calorífico inferior do bagaço de cana em função de sua umidade	41
Figura 9. Representação Esquemática da Cana-de-Açúcar	42
Figura 10. Sistema de cogeração com turbinas a vapor de Contrapressão.....	45
Figura 11. Sistema de cogeração com turbinas a vapor de extração-condensação.	47
Figura 12. Esquema do ciclo combinado com incorporação de gaseificador BIG-GTCC.....	49
Figura 13. Etapas do processo de gaseificação.....	50
Figura 14. Gaseificadores de leito fixo Updraft	54
Figura 15. Gaseificadores de leito fixo Downdraft	55
Figura 16. Gaseificadores de leito fluidizado borbulhante.....	58
Figura 17. Gaseificadores de leito fluidizado circulante	59
Figura 18. Fluxograma da Usina Convencional.	72
Figura 19. Caso I: Gaseificação em leito fluidizado circulante atmosférico e ar como agente de oxidante.	75
Figura 20. Sistema de gaseificação em leito fluidizado circulante.....	76
Figura 21. Volume de controle da caldeira de recuperação.	78
Figura 22. Pré-seleção da turbina a gás.	79
Figura 23. Perfil de resfriamento do gás para determinação do Pinch Point.	81
Figura 24. Volume de controle da turbina a gás.....	84
Figura 25. Volume de controle na câmara de combustão.....	86
Figura 26. Calor específico do ar e dos gases de exaustão Caso I.	92
Figura 27. Volume de controle no compressor.....	93
Figura 28. Volume de controle do gaseificador em leito fluidizado Circulante Caso I.	95

Figura 29. Volume de controle no secador de bagaço.....	98
Figura 30. Balanço de massa e energia no secador de bagaço de cana.	99
Figura 31. Incorporação da tecnologia BIG-GT Caso II pressurizada.	106
Figura 32. Volume de controle no gaseificadores de LFC pressurizado.....	107
Figura 33. Calor específico dos gases de exaustão Caso II.	109
Figura 34. Caso III: Incorporação da tecnologia BIG-GT pressurizada e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação.....	114
Figura 35. Sistema de gaseificação em leito fluidizado circulante.....	115
Figura 36. Volume de controle da unidade de separação de Ar.	116
Figura 37. Volume de controle no gaseificadores de LFC pressurizado e oxigênio-vapor como agente de gaseificação.....	117
Figura 38. Calor específico do ar e dos gases de exaustão Caso III.....	119
Figura 39. Caso IV: Incorporação da tecnologia BIG-GT pressurizada e mistura de oxigenio-vapor como agente de gaseificação e queima suplementar na caldeira de recuperação.	124
Figura 40. Volume de controle da caldeira de recuperação com queima suplementar de palha...	125
Figura 41. Eficiências de geração de eletricidade, vapor e globais.....	131
Figura 42. Geração de energia elétrica e térmica por quilograma de biomassa.	132
Figura 43. Diagrama funcional termoeconômico Caso I.....	137
Figura 44. Custo de produção do gás de gaseificação Caso I.....	144
Figura 45. Custo de geração de eletricidade Caso I.	145
Figura 46. Custo de geração de vapor de processo Caso I.	146
Figura 47. Receita anual esperada Caso I.....	147
Figura 48. Diagrama funcional termoeconômica Caso II.	149
Figura 49. Custo de geração do gás de gaseificação Caso II.....	151
Figura 50. Custo de geração de eletricidade Caso II.	152
Figura 51. Custo de geração de vapor de processo Caso II.....	153
Figura 52. Receita anual esperada Caso II.	154
Figura 53. Diagrama funcional termoeconômica Caso III.	156
Figura 54. Custo de geração do gás de gaseificação Caso III.	159
Figura 55. Custo de geração de eletricidade Caso III.....	160
Figura 56. Custo de geração de vapor de processo Caso III.....	161

Figura 57. Receita anual esperada com BIG-GT Caso III.....	162
Figura 58. Diagrama funcional termoeconômica Caso IV.	164
Figura 59. Custo de geração de gás de gaseificação Caso IV.	166
Figura 60. Custo de geração de eletricidade Caso IV.	167
Figura 61. Custo de geração de vapor de processo Caso IV.	168
Figura 62. Receita anual esperada com BIG-GT Caso IV.	169
Figura 63. Receita anual esperada para os quatro casos com taxa de juros 8 %.	170
Figura 64. Representação gráfica do sistema energético afetado por múltiplos objetivos.....	175
Figura 65. Diagrama de fluxo do AG.....	180
Figura 66. Resultados da otimização com dez ensaios Caso I.	182
Figura 67. Resultados da OM por AG para dez ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800-900°C.	184
Figura 68. Frente de Pareto Caso I.	185
Figura 69. Resultados da otimização com dez ensaios Caso II.....	186
Figura 70. Resultados da OM por AG para 10 ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800-900°C Caso II.	188
Figura 71. Frente de Pareto Caso II.....	188
Figura 72. Resultados da otimização cm dez ensaios Caso III.....	189
Figura 73. Resultados da OM por AG para 10 ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800-900°C Caso III.	191
Figura 74. Frente de Pareto Caso III	191
Figura 75. Resultados da otimização para dez ensaios Caso IV.	192
Figura 76. Resultados da OM por AG para 10 ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800-900°C Caso IV.....	194
Figura 77. Frente de Pareto Caso IV	195
Figura 78. Curva de ótimo de Pareto a partir dos pesos.....	196

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Cana-de-açúcar no mundo: área, produção e produtividade	30
Tabela 2. Composição do bagaço de cana.....	40
Tabela 3. Composição da palha de cana-de-açúcar.....	44
Tabela 4. Reações por zonas nos sistemas de gaseificação.....	51
Tabela 5. Composição do ar estequiométrico para a combustão do bagaço.	53
Tabela 6. Influência do tipo de agente de gaseificação na composição do gás de gaseificação.	60
Tabela 7. Composição das cinzas de bagaço de cana.....	62
Tabela 8. Composição das cinzas da palha de cana	62
Tabela 9. Balance de carbono na produção de açúcar, etanol e geração de eletricidade.	64
Tabela 10. Parâmetros de operação da usina convencional.....	73
Tabela 11. Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da usina convencional.....	74
Tabela 12. Dados considerados para a análise técnica.	76
Tabela 13. Turbina a gás pré-selecionada.	80
Tabela 14. Correção da turbina a gás selecionada para as condições locais.	83
Tabela 15. Composição volumétrica e mássica do ar.....	87
Tabela 16. Composição do gás de gaseificação em base seca.....	88
Tabela 17. Entalpia de formação dos principais elementos envolvidos.	89
Tabela 18. Balanço Estequiométrico para um 1 mol do gás de gaseificação.....	90
Tabela 19. Análise dos produtos da combustão completa de 1 mol de gás de gaseificação.	91
Tabela 20. Parâmetros de operação da turbina gás GE Modelo 6F.03.....	94
Tabela 21. Resultados da análise energética e exergética Caso I.....	101
Tabela 22. Valores obtidos no sistema BIG-GT.	101
Tabela 23. Eficiências de geração de eletricidade, calor, global e a potência total gerada com a implementação da tecnologia BIG-GT Caso I.....	102
Tabela 24. Eficiência exergética e irreversibilidade para cada componente do sistema, Caso I..	103
Tabela 25. Principais projetos comerciais de gaseificação de biomassa em LFC.....	104
Tabela 26. Composição do gás de gaseificação Caso II.....	108
Tabela 27. Análise dos Produtos da Combustão de 1 mol de gás de gaseificação Caso II.	108
Tabela 28. Resultados da análise energética e exergética Caso II.....	110

Tabela 29. Geração de eletricidade, vapor e o consumo específico de bagaço Caso II.	110
Tabela 30. Eficiências de geração de eletricidade, calor e global, Caso II.	111
Tabela 31. Eficiência exergética e a irreversibilidade para cada componente do sistema Caso II.	112
Tabela 32. Composição do gás de gaseificação, Caso III.	118
Tabela 33. Análise dos produtos da combustão de 1 mol de gás de gaseificação.....	118
Tabela 34. Resultados da análise energética e exergética Caso III.	120
Tabela 35. Valores obtidos no BIG-GT Caso III.	120
Tabela 36. Eficiências de geração de eletricidade, calor e global Caso III.	121
Tabela 37. Eficiência exergética de cada componente do sistema, Caso III.	122
Tabela 38. Características da turbina a gás selecionada, Caso IV.	126
Tabela 39. Resultados da análise energética e exergética Caso IV.	127
Tabela 40. Valores obtidos no BIG-GT, Caso IV.	127
Tabela 41. Eficiências de geração de eletricidade, calor e global Caso IV.	128
Tabela 42. Eficiência exergética de cada componente, Caso IV.	129
Tabela 43. Massa molar do gás de gaseificação.	178
Tabela 44. Emissões de poluentes com a incorporação da tecnologia BIG-GT.....	178
Tabela 45. Dióxido de carbono equivalente.	179
Tabela 46. Ensaios considerados para a obtenção da função fitness.....	181
Tabela 47. Resultados da otimização Caso I.	183
Tabela 48. Resultados da otimização Caso II.	187
Tabela 49. Resultados da otimização Caso III.	190
Tabela 50. Resultados da otimização Caso IV.	193

LISTA DE SÍMBOLOS

SÍMBOLOS

$(\text{CO}_2)_e$	Dióxido de carbono equivalente	[kg/kg _{comb}]
CP	Custo de Produção	[US\$/kWh]
C _p	Calor específico à pressão constante	[kJ/kg.K]
C	Custo	[US\$/kWh]
E _p	Eletricidade Produzida	[kW]
E _x	Fluxo de Exergia	[kW]
E _x	Exergia específica	[kJ/kg]
e^{PH}	Exergia física	[kJ/kg]
e^{CH}	Exergia química	[kJ/kg]
F	Fator de anuidade	[1/ano]
f _c	Fatores de correção	[-]
F _i	Índice de fibra média de cana	[%]
FP	Fator de ponderação	[-]
GP	Ganho	[US\$/ano]
G	Aceleração gravitacional	[m/s ²]
H	Período equivalente de utilização	[h/ano]
H	Entalpia	[kJ/kg]
I	Irreversibilidade	[kJ/kg]
Inv	Investimento	[US\$]
K	Relação de calor específico	[-]
M	Manutenção	[US\$/kWh]
$\dot{m}$	Vazão mássica	[kg/s]

M_{CO_2}	Emissão de dióxido de carbono	$[kg_{CO_2}/kg_{comb}]$
M_{MP}	Emissão de material particulado	$[kg_{MP}/kg_{comb}]$
M_{NO_x}	Emissão de óxido de nitrogênio	$[kg_{NO_x}/kg_{comb}]$
P	Pressão	[kPa]
P_{Vexc}	Preço de venda de eletricidade excedente	[US\$/kWh]
P_{Cel}	Tarifa de eletricidade da concessionária	[US\$/kWh]
$\dot{Q}$	Fluxo térmico de energia	[kW]
R	Constante universal dos gases	[kJ/kg.K]
ERA	Receita anual esperada	[US\$/ano]
r_p	Relação de pressão	[-]
S	Entropia	[kJ/kg.K]
s_0	Entropia do estado morto	[kJ/kg.K]
T	Temperatura	[K]
W	Potência	[kW]
WI	Índice de Wobbe	[MJ/Nm ³]
V	Velocidade	[m/s]
$\dot{W}$	Taxa de transferência de trabalho	[kW]
Z	Cota do volume de controle em relação a uma linha de referência	[m]
z_c	Fração de carbono fixo por kg de biomassa em base seca	[%]

SUBSCRITOS

Ag	Agente de gaseificação
B	Bagaço
BE	Bagaço excedente

BS	Bagaço seco
BU	Bagaço úmido
C	Compressor
$Comb$	Combustível
C_R°	Custo do recurso usina convencional
CR	Caldeira de recuperação
CC	Câmara de combustão
Cc	Caldeira convencional
GG	Gás de gaseificação
$Oleo$	Óleo
El	Geração de eletricidade
Op	Operação
GS	Sistema de gaseificação
H_f°	Entalpia de formação
TG	Turbina a gás
GE	Gases de exaustão
GV_{conv}	Vapor em caldeiras convencionais
Gl	Global
P	Produto
R	Recurso
E	Entrada
Ep	Eletricidade Produzida
Fc	Fatores de correção
fg	Vaporização da água

<i>Gaseific</i>	Sistema de gaseificação
<i>M</i>	Motor elétrico
<i>O</i>	Estado morto
<i>S</i>	Saída
<i>Sec</i>	Sistema de secagem
<i>SC</i>	Secador
<i>v.c.</i>	Volume de controle
<i>TG</i>	Turbina a Gás

LETRAS GREGAS

β	Frações de massa dos componentes químicos do bagaço	[-]
γ	Diferença de custo de investimento	[US\$]
Γ	Impacto ambiental	[US\$]
Δ	Variação	[-]
η	Eficiência	[-]
π_g	Indicador de poluição	[kg_{CO_2}/kJ]
τ	Anos	[ano]
Φ	Ingressos totais da planta	[US\$]

SIGLAS

AIE	Agência Internacional de Energia
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
BIG-GT	Biomass Integrated Gasifier- Gas Turbine
BPF	Baixo Ponto de Fluidez
CEST	Turbina de Extração-Condensação

CTC	Ciclo Tradicional de Contrapressão
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
GEE	Gases do Efeito Estufa
LFB	Leito Fluidizado Borbulhante
LFC	Leito Fluidizado Circulante
MCI	Motor de Combustão Interna
MME	Ministério de Minas e Energia
PCS	Poder Calorífico Superior
PCI	Poder Calorífico Inferior

SUMARIO

CAPÍTULO I. INTRODUÇÃO	25
1.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....	25
1.2. JUSTIFICATIVA.....	26
1.3. OBJETIVO GERAL	27
1.3. 1. Objetivos Específicos.....	28
1.4. ESTRUTURA DO TRABALHO.....	28
CAPÍTULO II. SITUAÇÃO ATUAL E CARATERÍSTICAS DO SETOR SUCROALCOOLEIRO E DOS SISTEMAS De COGERAÇÃO E GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA.....	29
2.1. SETOR SUCROALCOOLEIRO. SITUAÇÃO ATUAL E CARACTERÍSTICAS..	29
2.1.1. Histórico do desenvolvimento do setor sucroalcooleiro no mundo.....	29
2.1.2. Histórico do Cultivo da Cana-de-açúcar no Brasil	30
2.2. USO DA BIOMASSA DA CANA-DE-AÇUCAR.....	34
2.2.1. Biomassa	34
2.2.2. Situação atual e uso da biomassa no mundo e no Brasil.....	35
2.2.3. Conversão termoquímica da biomassa.....	36
2.2.4. Características gerais do bagaço de cana-de-açúcar.....	39
2.2.5. Aproveitamento energético do bagaço da cana-de-açúcar	41
2.2.6. Aproveitamento energético da palha da cana-de-açúcar.....	42
2.3. SISTEMAS DE COGERAÇÃO NO SETOR SUCROALCOOLEIRO	45
2.4. GASEIFICAÇÃO.....	49
2.4.1. Aspectos gerais.....	49
2.4.2. Principais reações no processo da gaseificação de bagaço.....	52
2.4.3. Tipos de gaseificadores e principais características de operação	53
2.4.4. Gaseificação em leito fixo.....	54
2.4.5. Gaseificação em leito fluidizado	56
2.4.6. Vantagens e desvantagens da gaseificação em leito fluidizado	61

2.5. COMPOSIÇÃO DAS CINZAS DE BAGAÇO E A PALHA DE CANA.....	61
2.6. IMPACTO AMBIENTAL DA PRODUÇÃO DE CANA-DE-AÇÚCAR	63
CAPÍTULO III. ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DA INCORPORAÇÃO DE	
TURBINA A GÁS ASSOCIADA A GASEIFICADORES DE LEITO	
FLUIDIZADO CIRCULANTE NA USINA SUCROALCOLEIRA.....	65
3.1. BALANÇO DE MASSA, ENERGIA E EXERGIA.....	66
3.1.1. Componentes da exergia	68
3.2. CONFIGURAÇÃO DA USINA CONVENCIONAL	70
3.3. CASO I: GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE	
ATMOSFÉRICO E AR COMO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO.....	74
3.3.1. Seleção da turbina a gás.....	76
3.3.2. Determinação da temperatura dos gases de exaustão pelo Método do	
“Pinch Point”	80
3.3.3. Correções dos parâmetros da turbina a gás selecionada para as condições	
de operação.....	82
3.3.4. Turbina a gás	84
3.3.5. Câmara de combustão.....	85
3.3.5.1. Propriedades da combustão do gás de gaseificação, Caso I.....	87
3.3.6. Compressor	93
3.3.7. Análise energética e exergética da gaseificação de biomassa	94
3.3.8. Secador de biomassa.....	97
3.3.9. Resultados do estudo, Caso I	100
3.4. CASO II: GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE	
PRESSURIZADO E AR COMO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO.	105
3.4.1. SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO	107
3.4.2. COMBUSTÃO DO GÁS DE GASEIFICAÇÃO	108
3.4.3. RESULTADOS DO ESTUDO CASO II	109

3.5. CASO III: GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE PRESSURIZADO E MISTURA DE OXIGÊNIO-VAPOR COMO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO.....	113
3.5.1. Unidade de Separação de Ar.	115
3.5.2. Sistema de gaseificação	116
3.5.3. Combustão do gás de gaseificação Caso III	117
3.5.4. Resultados do estudo Caso III	119
3.6. CASO IV: GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE PRESSURIZADO E MISTURA DE OXIGÊNIO-VAPOR COMO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO E QUEIMA SUPLEMENTAR NA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO.....	123
3.6.1. Caldeira de recuperação com queima suplementar	125
3.6.2. Resultados do estudo, Caso IV	126
3.7. RESULTADOS DAS ANÁLISES ENERGÉTICA E EXERGÉTICA	130
CAPÍTULO IV. ANÁLISE TERMoeCONÔMICA DA INCORPORAÇÃO DE TURBINA A GÁS ASSOCIADA À GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE NA USINA SUCROALCOLEIRA.	133
4.1. INTRODUÇÃO	133
4.2. ANÁLISE TERMoeCONÔMICA PARA O CASO I.	135
4.2.1. Aplicação do Modelo Termoeconômica Caso I.....	136
4.2.2. Funções exergéticas Caso I	138
4.2.3. Objetivo da função de otimização termoeconômica.....	139
4.2.4. Modelo matemático	140
4.2.5. Custo do gás de gaseificação	140
4.2.6. Custo da geração de eletricidade.....	141
4.2.7. Custo de geração do vapor do processo.....	141
4.2.8. Ganho anual devido à produção de eletricidade na planta	142
4.2.9. Ganho anual devido à produção de vapor na planta	142
4.2.10. Receita Anual Esperada.....	143
4.2.11. Resultados da análise termoeconômica Caso I	144

4.3.	ANÁLISE TERMoeconômica CASO II	147
4.3.1.	Aplicação do modelo termoeconômica Caso II.....	148
4.3.2.	Funções exergéticas Caso II.....	150
4.3.3.	Modelo matemático	150
4.3.4.	Custo do gás de gaseificação.....	150
4.3.5.	Resultados da análise termoeconômica Caso II.....	151
4.4.	ANÁLISE TERMoeconômica CASO III.....	154
4.4.1.	Aplicação do modelo termoeconômico Caso III.	155
4.4.2.	Funções exergéticas Caso III	157
4.4.3.	Modelo matemático	158
4.4.4.	Custo do Gás de gaseificação.....	158
4.4.5.	Resultados da análise termoeconômica Caso III	158
4.5.	ANÁLISE TERMoeconômica CASO IV.....	162
4.5.1.	Aplicação do modelo termoeconômico Caso IV.	163
4.5.2.	Funções exergéticas Caso IV	164
4.5.3.	Modelo matemático	165
4.5.4.	Custo de geração do vapor com queima suplementar	165
4.5.5.	Resultados da análise termoeconômica Caso IV	166
4.6.	RESULTADOS DA ANÁLISE TERMoeconômica.....	169
CAPÍTULO V. ANÁLISE MULTIOBJETIVA ATRAVÉS DA UTILIZAÇÃO DE ALGORITMOS GENÉTICOS PARA A OTIMIZAÇÃO DA USINA SUCROALCOOLEIRA.		171
5.1.	DEFINIÇÃO DO PROBLEMA DE OTIMIZAÇÃO MULTIOBJETIVA	171
5.2.	MÉTODOS DE SOLUÇÃO PARA OTIMIZAÇÃO MULTIOBJETIVA.....	172
5.3.	ALGORITMO GENÉTICO	173
5.4.	MODELO MATEMÁTICO DO SISTEMA.....	174
5.4.1.	Objetivo termoeconômica	176
5.4.2.	Objetivo Tecnológico.....	176
5.4.3.	Objetivo Ambiental	176

5.4.3.1. Determinação do dióxido de carbono equivalente	177
5.5. APLICAÇÃO DO ALGORITMO GENÉTICO AO SISTEMA ESTUDADO.....	179
5.6. RESULTADOS DA ANÁLISE MULTIOBJETIVA	181
5.6.1. Análise dos Resultados Caso I.....	181
5.6.2. Análises dos Resultados Caso II.....	185
5.6.3. Análises dos Resultados Caso III	189
5.6.4. Análises dos Resultados Caso IV.....	192
CAPÍTULO VI. CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	197
6.1. CONCLUSÕES.....	197
6.2. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	200
REFERÊNCIAS	201

CAPÍTULO I. INTRODUÇÃO

1. 1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS

A dependência de combustíveis fósseis como a principal fonte de energia tem sido uma questão de interesse de muitas nações. O uso indiscriminado destes combustíveis está intimamente ligado a alterações climáticas e às catástrofes naturais, como resultado do aquecimento global. Com a finalidade de reduzir os danos causados ao meio-ambiente, fontes alternativas de energia, como energia solar, eólica, hidráulica, geotérmica, maremotriz e a biomassa, também denominadas fontes de energia renováveis, devem ser exploradas.

Fontes renováveis de energia geram pouco impacto no meio ambiente, uma vez que não contribuem de forma considerável com a emissão de dióxido de carbono (CO_2) na atmosfera. Embora exista emissão de CO_2 durante a queima da biomassa para a geração de energia, este é reabsorvido durante ao processo de fotossíntese.

A biomassa é considerada uma das principais fontes energéticas alternativas para o desenvolvimento sustentável e possui um grande potencial para geração de energia. Seu uso em sistemas de geração combinada de energia mecânica, elétrica e térmica (cogeração), ou em plantas termoelétricas tem sido recomendado para diversas indústrias, em vista do alto nível de eficiência de conversão (RUIZ et al., 2013).

A cana-de-açúcar é uma planta cultivada em mais de 80 países para a produção de açúcar e álcool (etanol) a partir do seu suco, rico em sacarose, sendo o bagaço o principal subproduto resultante do processo. Ressalta-se que a cana apresenta grande produtividade de biomassa, cerca de 100 t/ha. Brasil concentra a maior produção, com quase 600 milhões de toneladas por ano (FILIPPIS et al., 2004).

Atualmente as usinas sucroalcooleiras no Brasil utilizam um sistema de cogeração com base no ciclo Rankine. Normalmente essas usinas possuem uma turbina de extração-condensação convencional de tecnologia CEST (Condensing Extraction Steam Turbine) e utilizam o bagaço com alto teor de umidade como combustível. A eficiência térmica das turbinas na geração de eletricidade geralmente se encontra na faixa de 15 – 30 % (KUNTAL; SUDIPTA, 2014).

Após a crise elétrica brasileira em 2001, os produtores de energia independentes foram autorizados a vender eletricidade à rede, proporcionando à indústria sucroalcooleira a possibilidade de aumentar a geração de eletricidade a partir dos resíduos da cana-de-açúcar (bagaço e palha) (DIAS et al., 2011).

Como consequência surgiram sistemas de queima de bagaço mais modernos que permitem o aumento de temperatura (400-600 °C) e da pressão (4-6,5 MPa) do vapor superaquecido, com a finalidade de se obter uma maior eficiência no ciclo de cogeração (JOAQUIM; SEABRA, 2011).

Ultimamente, a produção de energia e a proteção do ambiente têm adquirido um papel importante na agenda das políticas públicas de muitos países, pelos quais a relação entre o consumo de energia, o crescimento econômico e os impactos ambientais têm sido estudados extensivamente (CARVALHO et al., 2016). O Brasil teria condições de produzir um volume considerável de energia por meio da biomassa, se todas as 434 usinas utilizassem o bagaço da cana para gerar eletricidade. Juntas poderiam gerar 15,3 GW, o equivalente a mais do que gera a usina de Itaipu. Porém, atualmente esse tipo de energia equivale apenas ao 5 % do total que é consumido no país (MME, 2017).

1. 2. JUSTIFICATIVA

A prosperidade econômica e o nível de vida das pessoas são geralmente estimados pelo consumo de energia per capita. Desta forma, a melhoria dos padrões de vida e o crescimento populacional vêm acompanhados de crescimento da demanda energética. Atualmente, a maior parte do fornecimento de eletricidade no mundo é realizado a partir de combustíveis fósseis (KUNTAL, 2014). Por outro lado, o Brasil dispõe de uma matriz elétrica predominantemente renovável, com destaque para a geração hidráulica que responde por 65,2 % da oferta interna e as fontes renováveis no seu conjunto representam 74,6 % da oferta interna de eletricidade no país (MME, 2017).

As alternativas energéticas para substituir ou complementar as fontes atualmente utilizadas têm sido um desafio constante para estudiosos e pesquisadores. A produção e o uso de energia renovável assumem importância fundamental quando associados ao meio ambiente e ao desenvolvimento sustentável, valorizando a biomassa como fonte de energia (MACHIN, 2015). O

setor sucroenergético brasileiro desempenha um importante papel na geração de energia, principalmente no que diz respeito à produção do etanol e da eletricidade gerada a partir do bagaço (SILVEIRA; JOHNSON, 2015).

Segundo dados do Ministério de Minas e Energia MME (2017) no ano de 2014, 7,3% da oferta interna de energia procederam da biomassa, sendo os produtos da cana responsáveis por 5% desse valor. A cogeração, ou seja, a geração elétrica e térmica, a partir do bagaço na indústria sucroalcooleira é de vital importância. Sendo assim, as usinas necessitam se preocupar com a eficiência de suas máquinas térmicas e implementar tecnologias mais limpas e eficientes. (ALVES et al., 2015)

A gaseificação de bagaço da cana-de-açúcar integrada com turbina a gás e caldeira de recuperação tecnologia BIG-GT, apresenta-se como uma alternativa muito interessante. Além da possibilidade de atender à demanda térmica da usina, esse processo pode aumentar a geração de eletricidade a ser vendida à concessionária de energia (ARTEAGA et al., 2014).

Esta tecnologia é recomendada por vários autores Arteaga et al. (2014); Pérez et al. (2015); Alves et al. (2015), Ribeiro et al. (2016) e Pedroso et al. (2017) como uma tecnologia avançada com um grande potencial para ser aplicada na indústria sucroalcooleira. Além disso, confere um aumento considerável da eletricidade gerada quando comparada com os sistemas atuais.

De acordo com Diniz et al. (2013) e Ribeiro et al. (2016), considerando os elevados níveis de subprodutos disponíveis no processamento da cana-de-açúcar, a incorporação da tecnologia BIG-GT provoca o aumento da produção de eletricidade por unidade de biomassa consumida quando comparado aos sistemas convencionais. Sendo assim, o investimento nesta tecnologia pode apresentar valores competitivos e menor impacto ambiental.

1. 3. OBJETIVO GERAL

Estudar a viabilidade exergoeconômica da incorporação da tecnologia BIG-GT no setor sucroalcooleiro, de modo a aumentar a geração de eletricidade e determinar as condições ótimas de operação, avaliando os custos de geração de energia elétrica e térmica.

1.3. 1. Objetivos Específicos

- Avaliar o potencial de geração de energia elétrica do setor sucroalcooleiro brasileiro;
- Realizar balanço energético e exergético dos casos propostos com BIG-GT;
- Estudar a viabilidade econômico-financeira associada às modificações propostas;
- Desenvolver o modelo de otimização multiobjetiva utilizando algoritmos genéticos (OMAG).

1. 4. ESTRUTURA DO TRABALHO

A tese foi dividida em 6 capítulos. No capítulo 1, apresentam-se a introdução e os objetivos do trabalho.

No Capítulo 2, são apresentadas a situação atual da indústria sucroalcooleira no mundo e no Brasil e as características operacionais de uma usina convencional. Apresenta-se também um estudo sobre o bagaço de cana-de-açúcar e seus principais aspectos de forma geral; também será realizado um estudo do setor sucroalcooleiro brasileiro de modo a propiciar um panorama do quadro atual. Por fim, serão analisados os conceitos fundamentais da gaseificação de biomassa, bem como os principais tipos de reatores de gaseificação e suas características de operação.

No Capítulo 3 foi abordada a análise técnica da incorporação da tecnologia BIG-GT na usina convencional, considerando quatro possíveis configurações. As eficiências energéticas, exergéticas e os principais parâmetros de operação da usina com a implementação desta tecnologia foram determinados.

O Capítulo 4 trata da análise termoeconômica da incorporação do BIG-GT na usina convencional utilizando quatro possíveis configurações. Foram determinados os custos exergéticos dos diferentes produtos da usina e a viabilidade econômica da implementação desta tecnologia na indústria sucroalcooleira.

Por sua vez, o Capítulo 5 desenvolve a otimização multiobjetiva através da utilização de algoritmos genéticos para identificar as melhores condições de operação da usina sucroalcooleira com a implementação da tecnologia BIG-GT.

Finalmente, no Capítulo 6 são apresentados os principais resultados da pesquisa e elaboradas as conclusões do trabalho, como também sugestões para estudos futuros.

CAPÍTULO II. SITUAÇÃO ATUAL E CARACTERÍSTICAS DO SETOR SUCROALCOOLEIRO E DOS SISTEMAS DE COGERAÇÃO E GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA.

2.1. SETOR SUCROALCOOLEIRO. SITUAÇÃO ATUAL E CARACTERÍSTICAS

2.1.1. Histórico do desenvolvimento do setor sucroalcooleiro no mundo

De acordo com Hamerski (2009) e Leme Filho (2009), a cana-de-açúcar teve sua origem na região do leste da Indonésia e Nova Guiné e ao longo de muitos séculos, se disseminou para várias ilhas do sul do Oceano Pacífico, Indochina, Arquipélago da Malásia e Bengala, aparecendo como planta produtora de açúcar na Índia tropical. Os Persas foram os primeiros a desenvolver técnicas de produção do açúcar estabelecendo as rotas do açúcar entre os países asiáticos e africanos. Posteriormente, a cana-de-açúcar começou a ser cultivada pelos árabes, sendo depois introduzida no Egito, em Chipre, na Sicília e na Espanha no século X. No século XV, os espanhóis e portugueses a introduziram na ilha de Madeira, Canárias, Cabo Verde e São Tomé e na África Ocidental. Na América, as primeiras mudas foram trazidas por Cristóvão Colombo em sua segunda viagem, plantadas primeiramente em Santo Domingo. Mas, com a descoberta do ouro e prata pelos espanhóis no início do século XVI, o cultivo e a produção de açúcar foram praticamente esquecidos.

No mundo a cana-de-açúcar é cultivada em áreas tropicais e subtropicais, entre 15° e 30° de latitude, podendo-se até 35° de latitude tanto norte quanto sul, sendo produzida principalmente em 80 países (NETAFIM, 2015).

A cana-de-açúcar no mundo ocupa uma área de 20,42 Mha com uma produção anual de 1.333 Mt. A área plantada e produtividade difere vastamente de país para país, como apresenta a Tabela 1.

O Brasil apresenta a maior área plantada de cana-de-açúcar no mundo com 8,84 Mha, enquanto a Austrália tem a maior produtividade (85,1 t/ha). Dos 121 países produtores de cana de açúcar, (Brasil, Índia, China, Tailândia, Paquistão, México, Cuba, Colômbia, Austrália, Filipinas, África do Sul, Argentina) têm 86 % da área cultivada e 87,1 % da produção total (NETAFIM, 2015).

Tabela 1. Cana-de-açúcar no mundo: área, produção e produtividade

Países	Área (Mha)	Produção (Mt)	Produtividade (t/ha)
Brasil (CONAB, 2017)	8,84	647,63	73,27
Índia (ARADHEY; SLETTE; ARADHEY, 2018)	4,95	395,00	79,80
China (FLAKE, 2017)	1,44	83,7	65,5
Tailândia (PRASERTSRI, 2017)	1,5	93,7	66,4
Paquistão (HAMILTON, 2017)	1,17	55,5	47,9
México*	0,77	57,40	74,50
Colômbia (GILBERT; HUERTA, 2017)	0,43	23,2	84,1
Austrália (CANEGROWERS, 2016)	0,42	34,9	85,1
Filipinas (ANG, 2017)	0,42	23,50	55,95
Indonésia (ABDI, 2017)	0,41	28,00	68,29
Cuba*	0,52	18,00	42,80
África do Sul(GELLER; SIKUKA, 2018)	0,38	18,50	66,00
Argentina*	0,31	23,2	66,20

Fonte: * (Marín et al., 2018)

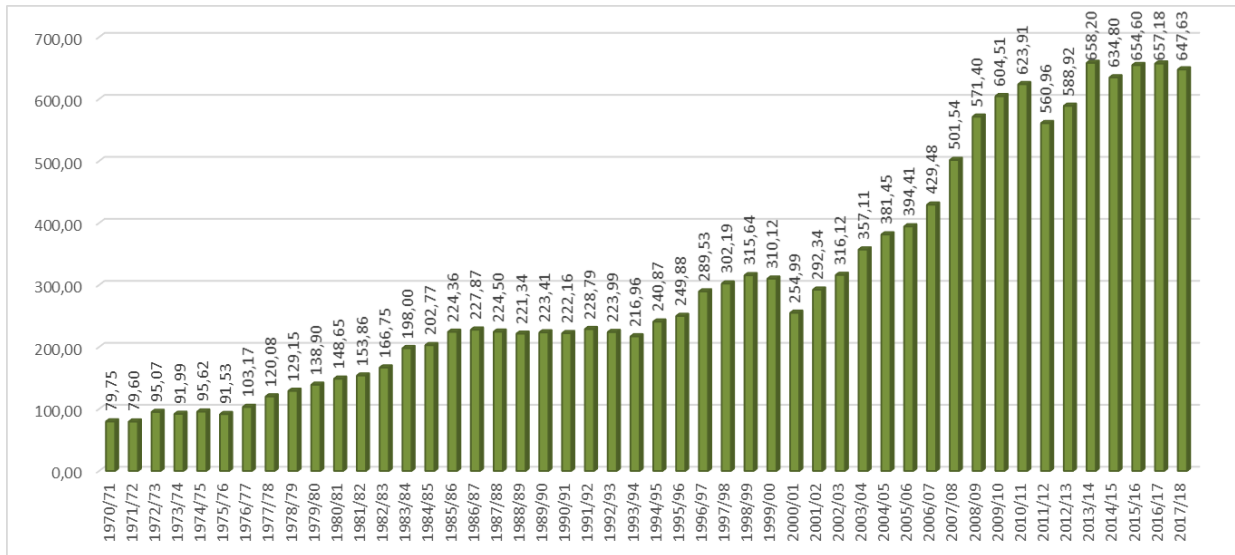
2.1.2. Histórico do Cultivo da Cana-de-açúcar no Brasil

O início da história da cana-de-açúcar no Brasil se inicia nos primeiros anos da colonização portuguesa. Há mais de 500 anos, em 1532, Martim Affonso de Souza trouxe a primeira muda de cana ao Brasil, procedente da Ilha da Madeira, e iniciou seu cultivo na capitania de São Vicente, onde foi construído o primeiro engenho de açúcar. Mas foi efetivamente no Nordeste do Brasil principalmente nas capitanias de Pernambuco e da Bahia, que os engenhos de açúcar se multiplicaram (ALVES et al., 2015; LEME FILHO, 2009).

De acordo com Key (2010), há mais de dois séculos o açúcar é o principal produto do Brasil, mas as mudanças mais significativas no setor, ocorreram nos últimos 50 anos. Durante este período, as usinas passaram a gerar eletricidade, além de açúcar e etanol, tornando o Brasil o maior produtor e exportador de cana-de-açúcar do mundo, seguido pela Índia e China.

A produção de cana-de-açúcar no Brasil vem crescendo ano após ano como apresentado na Figura 1.

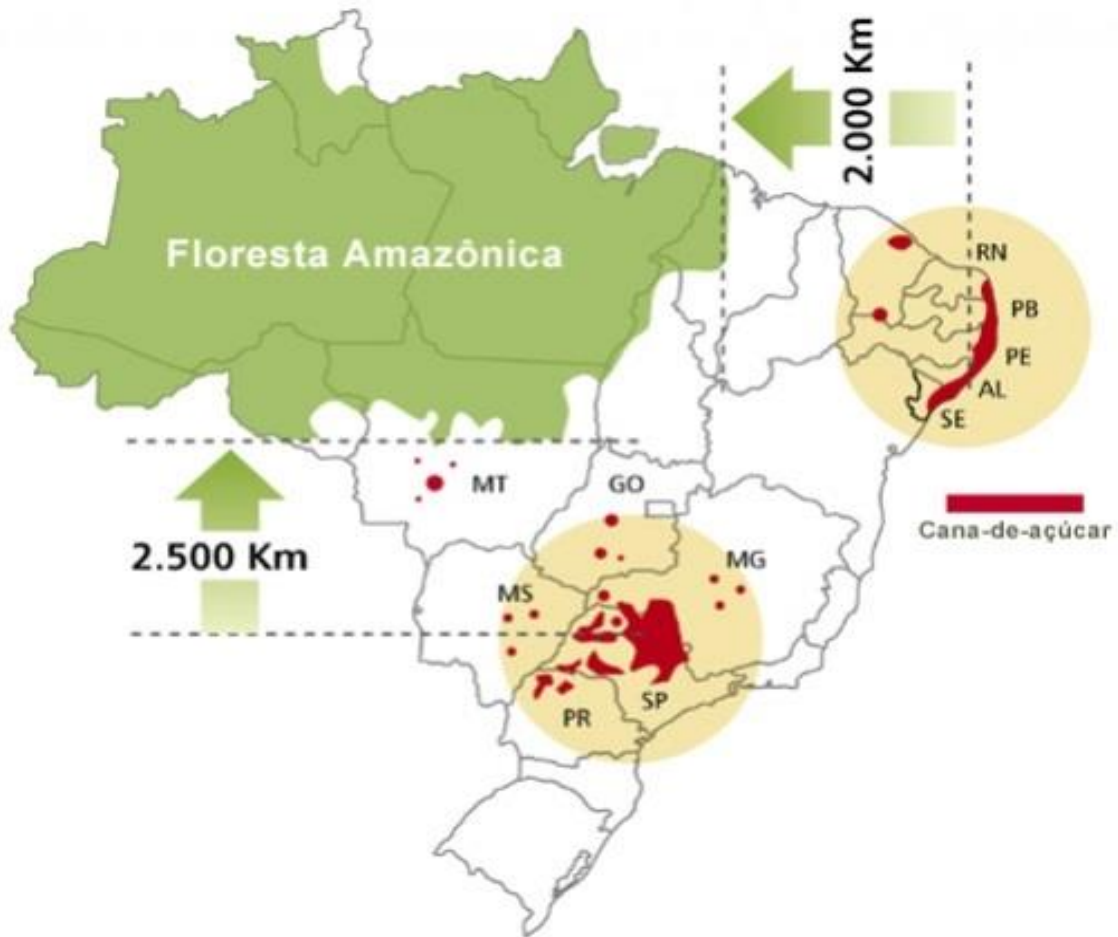
Figura 1. Produção de cana-de-açúcar no Brasil.



Fonte: Adaptado Conab (2015, 2017)

De acordo com dados da Companhia Nacional de Abastecimento CONAB (2015), a política nacional para a produção da cana-de-açúcar se encaminha na expansão sustentável da cultura, com base em critérios econômicos, ambientais e sociais, levando em conta os programas de regulamentação do plantio e considerando o meio ambiente e a aptidão econômica da região. A Figura 2, apresenta em vermelho as áreas onde se concentram as plantações e usinas produtoras de açúcar, etanol e eletricidade no Brasil.

Figura 2. Mapa da produção de cana-de-açúcar no Brasil.

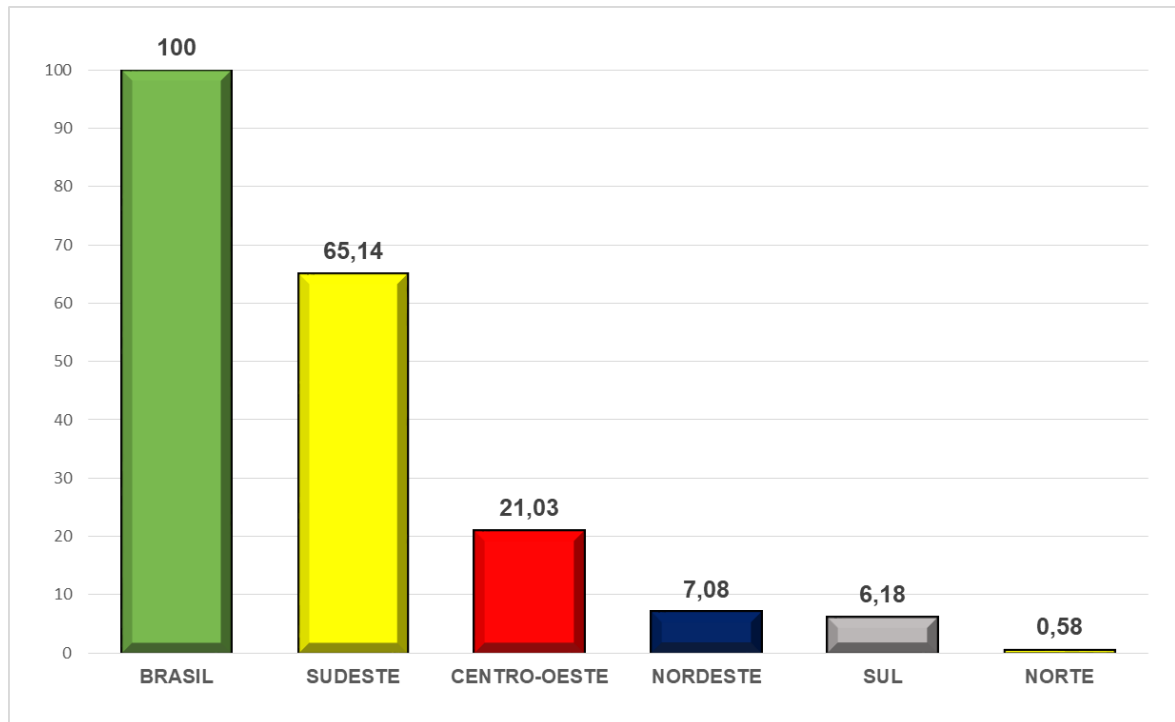


Fonte: UNICA (2017)

A cultura da cana-de-açúcar está espalhada pelo Sudeste, Centro-Oeste e Nordeste do país em dois períodos de safra. No Sudeste e Centro-Oeste, a colheita se concentra no período de abril-dezembro de um mesmo ano. Já na região Nordeste, a colheita se concentra no período de agosto-abril de um ano até o ano seguinte. Cerca de 90 % da produção de cana no Brasil é colhida na região Sudeste, principalmente no Estado de São Paulo, como apresenta a Figura 3 e Figura 4.

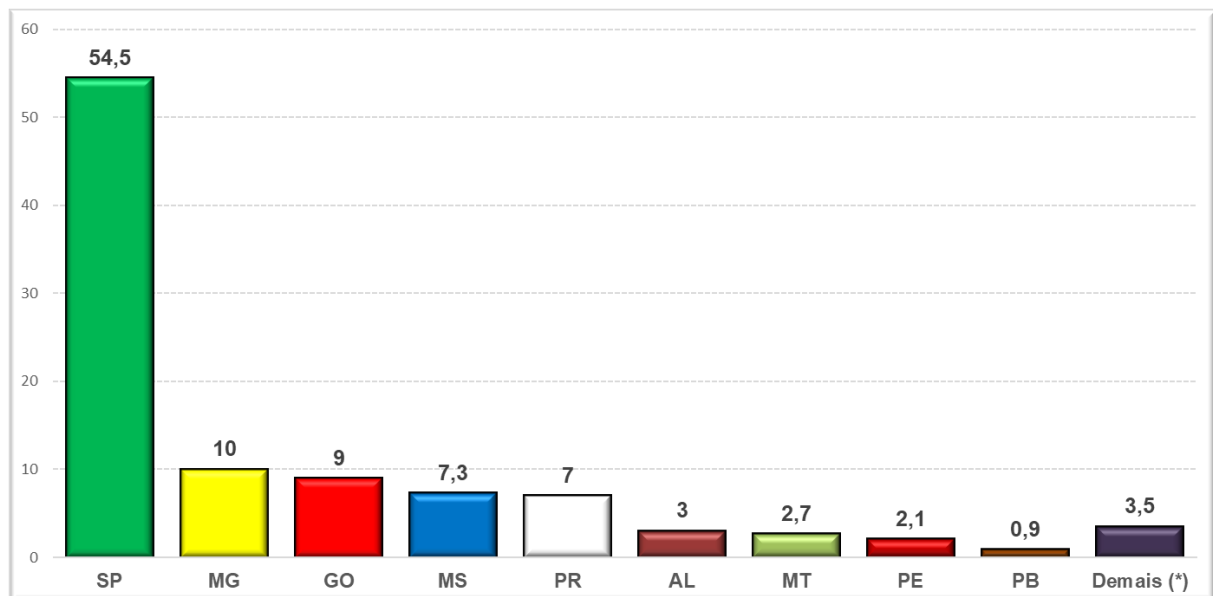
Na safra 2017/18 apresentou uma produção de 647,63 Mt, onde foram cultivadas 8,84 Mha de cana-de-açúcar com produtividade de 73,27 t/ha, produzindo 38,70 Mt de açúcar, 26,45 bilhões litros de etanol, sendo 11,38 bilhões de etanol anidro e 15,07 bilhões de etanol hidratado (CONAB, 2017). Foi gerado 21,44 TWh de eletricidade a partir da queima de bagaço na caldeira, que também gera a energia térmica necessária para o processo da usina (UNICA, 2018).

Figura 3. Produção de cana-de-açúcar por região.



Fonte: Adaptado Conab (2017)

Figura 4. Percentual de área total de plantio de cana-de-açúcar.



Fonte: Adaptado Conab (2017)

2.2. USO DA BIOMASSA DA CANA-DE-AÇUCAR

2.2.1. Biomassa

O termo biomassa referisse ao material produzido por todos os seres vivos (animais, vegetais, fungos e protistas) em seus diferentes processos. É a matéria orgânica viva desde quando fixa energia solar nas moléculas constituintes de suas células, passando por todas as etapas da cadeia alimentar ou trófica, e que seja renovável em um período de tempo inferior a 100 anos (ALESSANDRA; ARELLANO; KIRCHSTEIGER, 2005; CORTEZ; LORA; GÓMEZ, 2008)

De acordo com ANEEL (2005), do ponto de vista energético, a biomassa é todo recurso renovável oriundo de matéria orgânica (de origem animal ou vegetal) que pode ser utilizada na produção de energia. Assim como a energia hidráulica e outras fontes renováveis, a biomassa é uma forma indireta de energia solar. A energia solar é convertida em energia química, através do processo de fotossíntese.

A biomassa é reconhecida por muitos pesquisadores da área energética como uma das mais promissoras fontes de energia para a produção de eletricidade, tendendo a um uso crescente e com balanço quase neutro de emissões de CO₂. Seu emprego como vetor energético de forma sustentável contribui igualmente no desenvolvimento de novas atividades econômicas nas áreas rurais (CORTEZ; LORA; GÓMEZ, 2008).

O processamento industrial da cana-de-açúcar necessita de três formas de energia: energia térmica para os processos de aquecimento e concentração do suco da cana; energia mecânica nas moendas e demais sistemas de acionamento direto, como bombas e ventiladores de grande porte; assim como energia elétrica para acionamentos diversos, bombeamento, sistemas de controle automatizados, iluminação e outras.

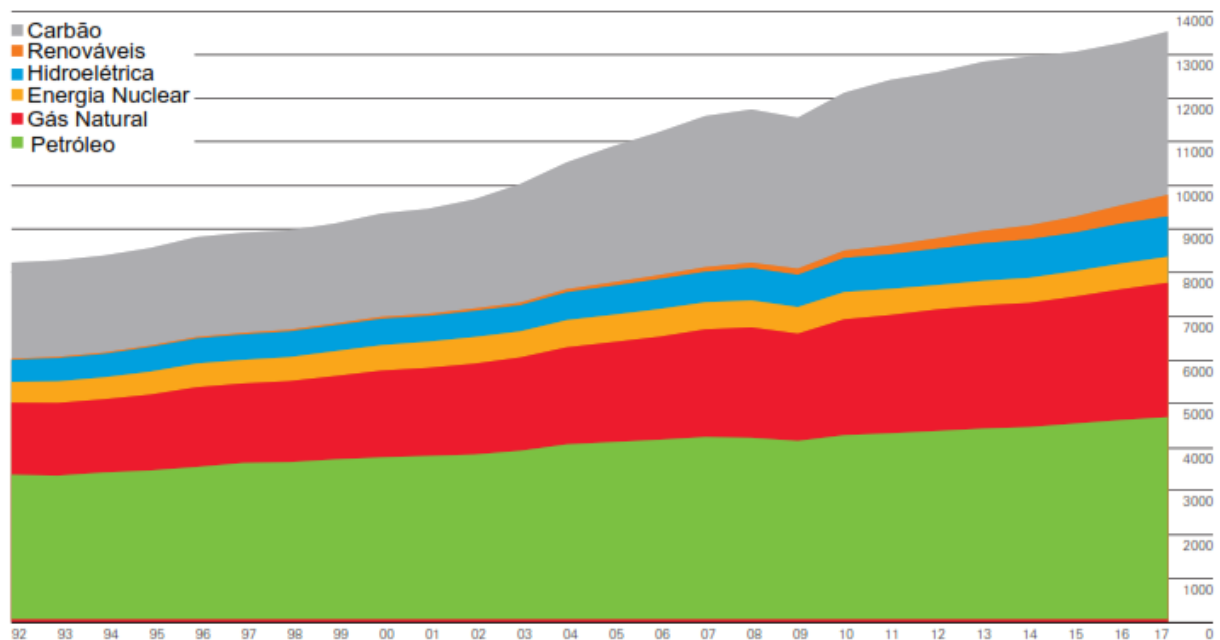
Para atender tal demanda energética, com a produção simultânea de diferentes formas de energia, é utilizado um único combustível (bagaço), sendo esta tecnologia denominada cogeração. A cogeração é um processo onde são geradas duas formas de energia ao mesmo tempo. O tipo mais comum é a cogeração de energia elétrica e energia térmica (tanto para calor quanto para frio) (HAMERSKI, 2009).

De acordo com Rodrigues (2012), a cana-de-açúcar gera dois tipos de biomassa: o bagaço, subproduto do processo de moagem, disponível na usina e comumente usados como insumo energético e a palha, material remanescente da colheita da cana-de-açúcar sem queimar, que fica no campo e necessita ser recolhido e transportado até a usina para possibilidade de uso como insumo energético.

2.2.2. Situação atual e uso da biomassa no mundo e no Brasil

A biomassa tem sido usada de forma crescente no mundo como insumo energético na geração de energia térmica, elétrica e como fonte para combustíveis líquidos. Na Figura 5 pode-se observar que as energias renováveis na oferta mundial de energia primária representaram 2,8 % do consumo global (STATISTICAL REVIEW OF WORLD ENERGY, 2018).

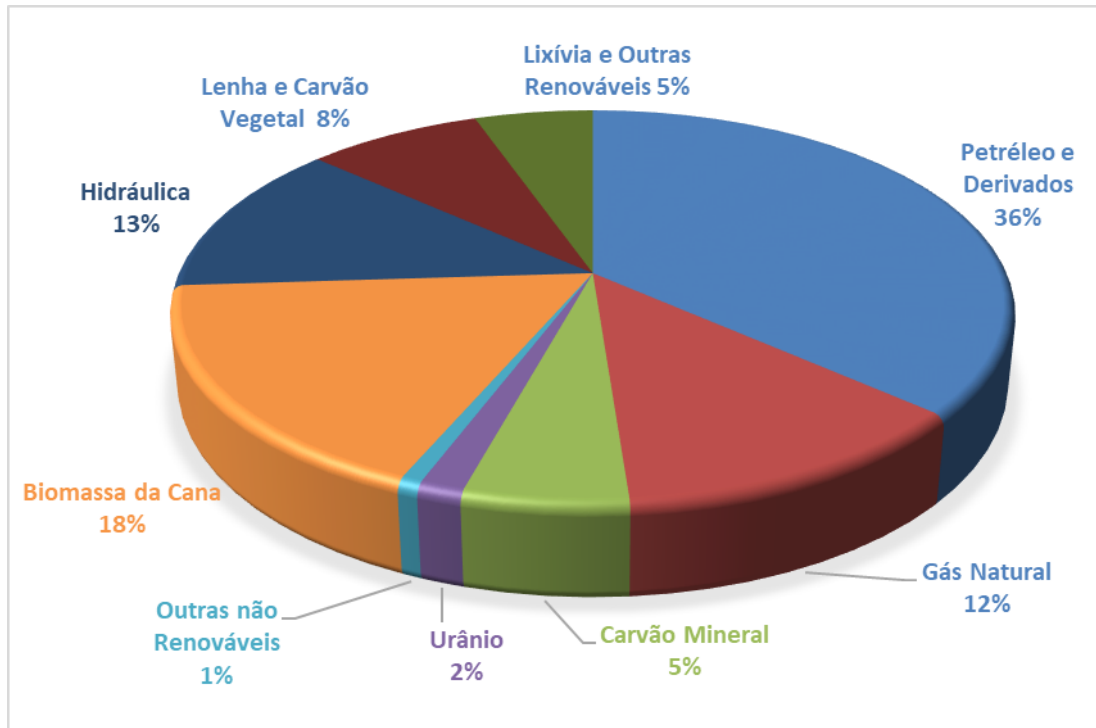
Figura 5. Oferta mundial de energia primária em 1991-2017



Fonte: Adaptado Statistical Review of World Energy (2018)

Segundo o MME (2017), a geração de energia primária no Brasil tem o seguinte comportamento: energias renováveis representam 39,5 % da matriz total, participando a biomassa em 25,5 %, dos quais 18 % correspondem a produtos da cana-de-açúcar. O comportamento da produção de energia primária no Brasil está representado na Figura 6.

Figura 6. Produção de energia primária no Brasil em 2017



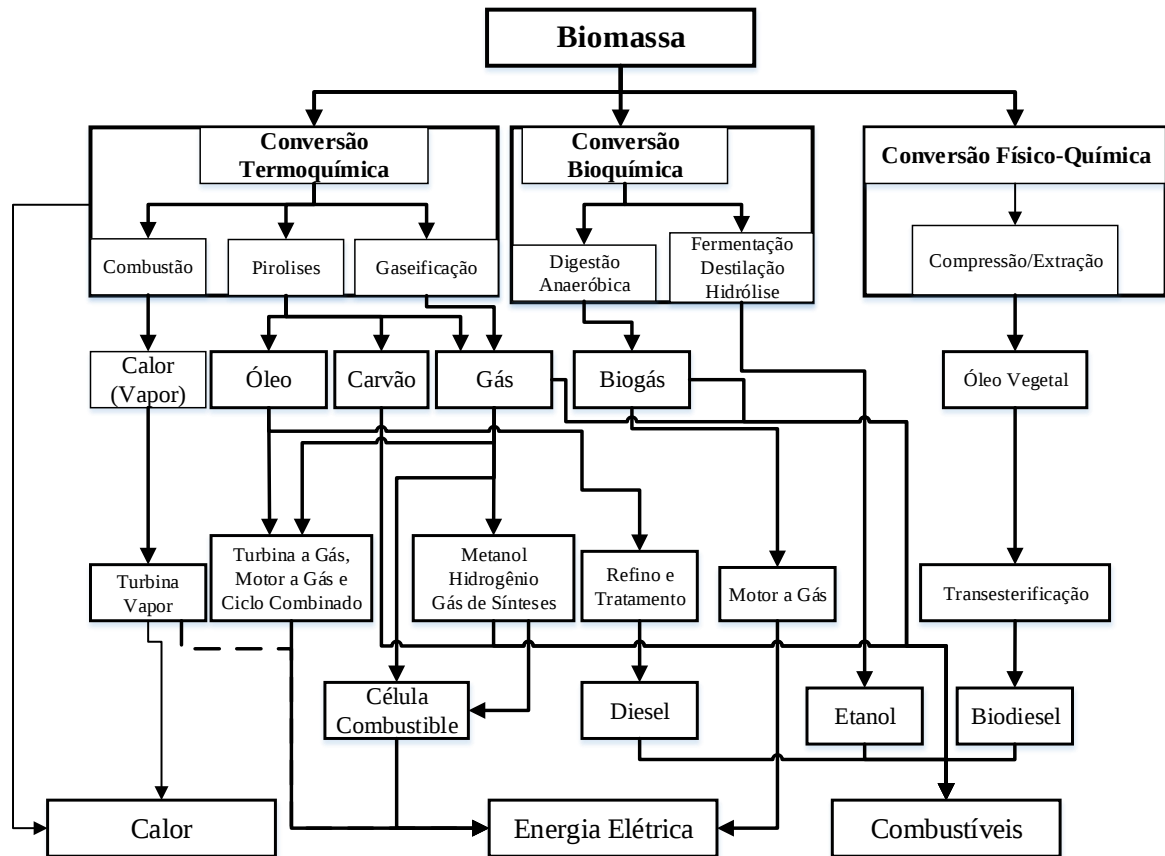
Fonte: Adaptado MME (2017)

2.2.3. Conversão termoquímica da biomassa

Existem diversas rotas tecnológicas para o aproveitamento energético da biomassa com a finalidade de se produzir energia. Contudo, todas envolvem a transformação da biomassa, por meio de processos termoquímicos (combustão, gaseificação e pirólise) ou bioquímicos e físico-químicos (digestão anaeróbia e fermentação) em um produto intermediário, que por fim, será usado na geração de energia (INNOCENTE, 2011). A Figura 7, apresenta os principais processos de conversão da biomassa em energia.

A conversão termoquímica ocorre quando a energia quimicamente armazenada no combustível é convertida em calor. Na atualidade existe uma grande variedade de tecnologias capazes de converter a biomassa em energia por via termoquímica. A diferença está associada à quantidade de oxigênio que é fornecido ao processo, tendo como referência o valor do coeficiente estequiométrico, resultando nas vias de combustão direta, pirólise e gaseificação. Todos estes processos são baseados na decomposição térmica da biomassa (MME, 2017).

Figura 7. Diagrama esquemático dos processos de conversão energética da biomassa.



Fonte: Adaptado MME (2017)

Segundo Moraes et al. (2012), embora a combustão é muito prática e, às vezes, conveniente, o processo é normalmente muito ineficiente. Outro problema é a alta umidade e a baixa densidade energética da biomassa, que dificulta o transporte e armazenamento. A combustão é a mais empregada no sector sucroalcooleiro. Consiste na transformação da energia química dos combustíveis em calor, por meio das reações dos elementos constituintes com o oxigênio fornecido. Para fins energéticos, a combustão direta ocorre essencialmente em caldeiras para a geração de vapor (GERMEK, 2005).

A pirólise ou carbonização é o mais antigo processo de conversão da biomassa em outro combustível com melhor qualidade e conteúdo energético. O processo consiste em aquecer a biomassa normalmente entre 350-600°C, na ausência de oxigênio ocorre a decomposição molecular, produzindo três frações: char (carvão), líquida (alcatrão e óleos) e mistura gasosa rica em hidrogênio e monóxido de carbono (BRIDGWATER, 2012).

De acordo com Golden et al. (1988), a gaseificação é um processo de conversão de combustíveis sólidos e líquidos em gasosos, por meio de reações termoquímicas, envolvendo vapor, ar ou oxigênio, em quantidades inferiores à estequiométrica. Há vários tipos de gaseificadores e os mais comuns são os reatores de leito fixo e de leito fluidizado. O gás resultante é uma mistura composta principalmente de monóxido de carbono, hidrogênio, metano, dióxido de carbono, nitrogênio e alcatrões, cujas proporções variam de acordo com as condições do processo, e o agente de gaseificação empregado.

A gaseificação de biomassa não é um processo recente, o renovado interesse, deve-se principalmente à limpeza e versatilidade do combustível gerado, quando comparado aos combustíveis sólidos. A limpeza se refere à remoção de componentes químicos nefastos ao meio ambiente e à saúde humana. A versatilidade se refere à possibilidade de usos alternativos, como em motores de combustão interna e turbinas a gás. Um exemplo é a geração de eletricidade em comunidades isoladas das redes de energia elétrica, por intermédio da queima direta do gás em motores de combustão interna (ANEEL, 2005).

A biomassa apresenta algumas vantagens ambientais e socioeconômicas da utilização como combustíveis, entre as quais podem-se citar: é uma energia renovável e pouco emissora de poluente. A biomassa é barata, sendo as suas cinzas menos agressivas para o ambiente e verifica-se uma menor corrosão dos equipamentos (caldeiras, fornos e outros) (GUARDABASSI, 2006; MACHIN, 2015; NUNES, 2015; PORTAL ENERGIA, 2016).

Entre as desvantagens da utilização da biomassa para a geração de energia, podem-se citar as seguintes: deflorestação, além da destruição de habitats; menor poder calorífico quando comparado com outros combustíveis; dificuldades no transporte e no armazenamento de biomassa sólida. Em muitos casos, a biomassa apresenta elevados teores de umidade, tornando necessário um prévio processo de secagem em determinadas aplicações como o caso da gaseificação do bagaço da cana-de-açúcar (ANEEL 2005).

2.2.4. Características gerais do bagaço de cana-de-açúcar

O bagaço é o material residual após a extração do suco da cana-de-açúcar nas usinas sucroalcooleiras, sendo que de uma tonelada de cana moída são produzidas, em média, de 240 a 280 kg de bagaço (LEONARDO; COELHO; DALLACORT, 2016; MACHIN, 2015).

O bagaço *in natura* tem um teor de umidade entre 45 e 50% do peso. Este é um material heterogêneo, de baixa massa específica e fibroso, com uma resistência específica que dificulta sua manipulação e a redução de seu tamanho. As fibras do bagaço da cana contêm, como principais componentes, cerca de 40 % de celulose, 35 % de hemicelulose e 15 % de lignina, sendo este último responsável pelo seu poder. Após a moagem, a fração maior, cerca de 60 %, exibe um formato próximo de um cilindro, enquanto 40 % tem forma próxima de uma esfera (PROENZA et al., 2014).

Segundo Innocente (2011), a massa específica aparente do bagaço varia em função da situação em que ele se encontra disposto. Assim, ele pode variar de 160 a 240 kg/m³ quando está compactado e de 80 a 120 kg/m³ sem compactar. Adota-se 160 kg/m³ para o bagaço transportado solto em caminhões e utiliza-se uma massa específica de 130 kg/m³ para dimensionamento de transportadores de bagaço.

O bagaço é composto de fibras e materiais solúveis em água, principalmente açúcar e impurezas. A fibra tem uma composição média de 50 % de celulose, 25 % de hemicelulose e 25 % de lignina. A Tabela 2 apresenta as principais propriedades físico-química do bagaço de cana reportadas por vários autores.

Tabela 2. Composição do bagaço de cana.

Análise Imediata (% massa, base seca)								
Amostra	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8
Voláteis	87,06	83,0	85,61	83,0	88,7	82,1	85,43	79,35
Carbono fixo	12,94	13,0	11,95	13,0	9,3	16,3	12,89	17,88
Cinzas	n.a.	4,0	2,44	1,9	2,0	1,6	1,68	3,66
PCS (MJ/kg)	18,6	18,9	18,99	n.a	18,7	19,19	19,14	19,41
Análise Elementar (% massa, base seca)								
Amostra	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8
C	47,0	46,3	48,65	45,48	42,9	48,81	49,0	48,4
H	5,9	6,4	5,87	5,70	5,9	6	5,87	6,01
O	45,81	43,0	42,82	45,21	49,0	43,1	43,27	41,61
N	0,33	n.a.	0,16	0,40	0,20	0,46	0,1	0,17
S	0,05	0,1	0,04	0,06	n.a.	0,1	0,06	0,02
Cl	n.a.	n.a	0,03	n.a.	n.a	<0,01	0,02	n.a

n.a: no disponível

Fonte: A1: Rein et al. (2007); A2: Camargo e Ushima (1990); A3: Jenkins et al. (1998); A4: IPT (2007); A5: Borgianni et al. (2004); A6: Garca-Pèrez et al. (2002); A7: Miles et al. (1995); A8: (Templeton et al., 2016)

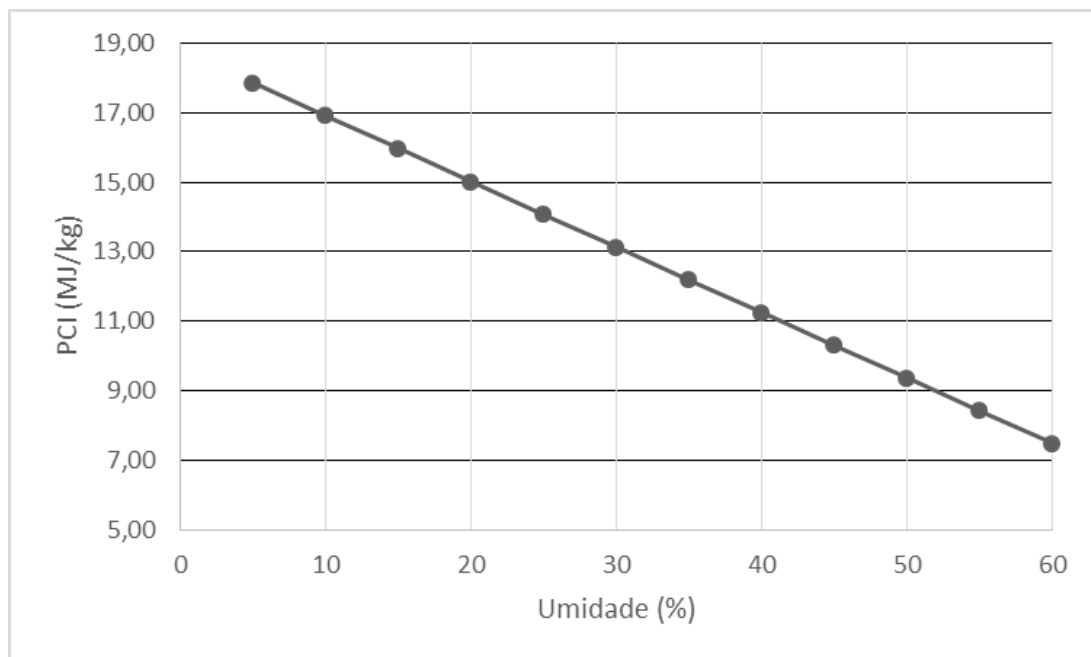
O Poder Calorífico, ou PC, dos combustíveis é definido como a quantidade de energia interna contida no combustível, ou a quantidade de calor que a combustão de 1 kg do combustível considerado pode fornecer. Sendo que quanto é maior o poder calorífico, maior será a energia fornecida. Distinguem-se dois valores de PC: Poder Calorífico Superior (PCS) e Poder Calorífico Inferior (PCI) (DINIZ et al., 2013)

O PCS é a quantidade de calor produzida por 1 kg de combustível, quando este entra em combustão, em excesso de ar, e os gases da descarga não levam em consideração o calor associado à condensação da água formada em reação com o hidrogênio contido na biomassa. Seu valor pode ser medido em uma bomba calorimétrica, na qual o combustível é queimado na presença de O₂ a

0,3 MPa em um vaso de combustão mergulhado na água com temperatura na faixa de 293 a 298 K (REED; A. DAS, 1988).

O PCI é a quantidade de calor que pode produzir 1kg de combustível, quando este entra em combustão com excesso de ar e os gases da descarga são resfriados até o ponto de ebulição da água. A Figura 8 apresenta o PCI do bagaço em função de umidade (REED; A. DAS, 1988). O principal parâmetro para avaliar a qualidade do bagaço de cana-de-açúcar é sua umidade, pois, quanto mais úmido, menor seu poder calorífico.

Figura 8. Poder calorífico inferior do bagaço de cana em função de sua umidade.



Fonte: Elaboração Própria.

2.2.5. Aproveitamento energético do bagaço da cana-de-açúcar

A grande utilização atual do bagaço é seu aproveitamento como combustível nas caldeiras, gerando vapor para a geração de energia elétrica para consumo da usina e venda às concessionárias de energia e calor para o processo produtivo da usina.

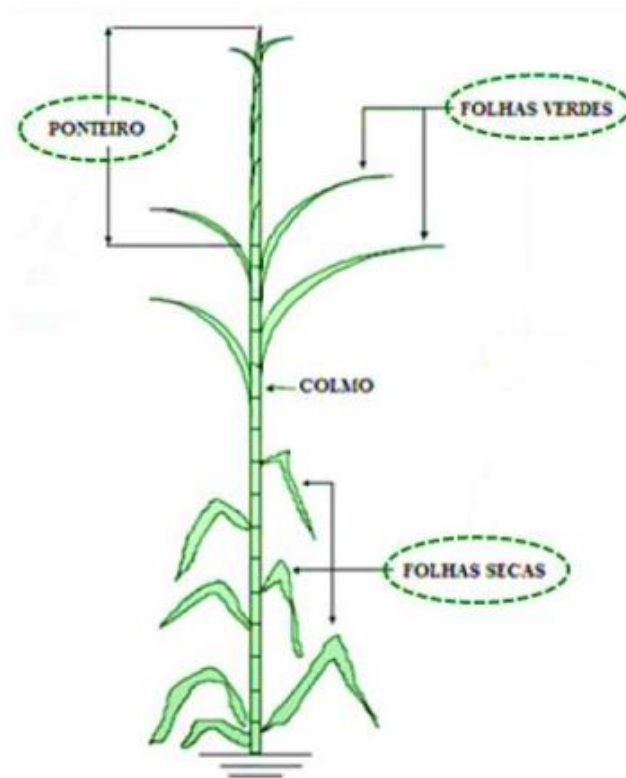
O grau de eficiência do sistema de cogeração, depende da tecnologia empregada em cada usina. Na média para a produção de um 1 MWh de energia é queimado aproximadamente 6,5 toneladas de bagaço (MACHIN, 2015).

O setor sucroalcooleiro possui um grande potencial para a cogeração de energia utilizando bagaço e a palha da cana como combustível, apresentando atrativos econômicos e ambientais. Porém, a produção de energia elétrica para a venda às concessionárias ainda é baixa (ARTEAGA et al., 2014; LOBO, 2013; NOVA CANA, 2015).

2.2.6. Aproveitamento energético da palha da cana-de-açúcar

A cana-de-açúcar é composta pelo colmo, folhas e ponteiro, como o apresenta a Figura 9. Denomina-se “palha da cana” toda a planta menos os colmos, ou seja, a palha é composta por folhas e ponteiros (LOBO, 2013).

Figura 9. Representação Esquemática da Cana-de-Açúcar.



Fonte: Lobo (2013)

A palha da cana, na atualidade, é pouco aproveitada para fins industriais ou energéticos, sendo queimada ou deixada no próprio campo. Estudos já realizados por Dantas (2010) e Redígolo (2013) indicam que aproximadamente 50 % da palha gerada poderá ser retirada do campo quando a cana é coletada de forma mecanizada, com ganhos para a área agrícola e meio ambiente. O

aproveitamento da palha, como fonte de energia, resultará em significativos ganhos energéticos para o setor.

Segundo Salvi (2006), o avanço tecnológico permitirá que nos próximos anos a maior parte da colheita da cana-de-açúcar seja feita por meio de máquinas. A colheita mecanizada permite melhor controle das atividades de corte combinada com o ritmo de trabalho da indústria, além de permitir a padronização, pré-processamento da matéria prima e maior segurança no processo produtivo, sendo que os problemas ambientais podem ser minimizados pela não queima da cana.

A mecanização total ou parcial da colheita da cana-de-açúcar é a melhor alternativa tanto do ponto de vista ergonômico quanto econômico e, principalmente, do ponto de vista ambiental, visto que, o corte mecânico da cana crua disponibiliza palha para ser aproveitado como fonte de energia (INNOCENTE, 2011).

Para que a palha possa ser aproveitada na produção de energia, a mesma tem que ser retirada do campo e levada até as usinas. Atualmente, existem, 3 alternativas estudadas para o recolhimento da palha no campo:

Alternativa 1. Colheita integral: Neste sistema a cana-de-açúcar é colhida sem queima prévia com os sistemas de limpeza das máquinas desligados. A palha e a cana-de-açúcar são juntamente transportados por veículos tradicionalmente utilizados pelo setor, pois nesse caso não há alteração na função do veículo, apenas ocorre o aumento no volume da carga. O próximo passo é separar a palha da cana-de-açúcar. Uma das formas é através de uma estação de limpeza a seco a qual é realizada por meio de uma forte corrente de ar que separa os colmos da palha sem o uso de água. Logo a palha passaria a picagem antes do envio para a caldeira (INNOCENTE, 2011).

Alternativa 2. Recolhimento a granel: Nesta forma de recolhimento da palha, a mesma é totalmente separada da cana-de-açúcar no momento da colheita, que é realizada mecanicamente com os sistemas de limpeza das máquinas ligadas. O palhiço que fica no campo é recolhido, após a colocação em filas, por meio de colhedora picadora de forragem, para diminuir o tamanho das partículas que poderiam causar problemas nos alimentadores das caldeiras. Para descarregar este material no pátio da usina é necessário utilizar pá carregadora, equipamento este que já faz parte da infraestrutura da usina pois é usado também para o manuseio do bagaço (GERMEK, 2005).

Alternativa 3. Enfardamento: Neste sistema, assim como no anterior, a cana de açúcar é colhida sem queima prévia e a palha é deixada no campo. A palha é colocada em filas, formando

fardos prismáticos ou cilíndricos, estes fardos são colocados em caminhões através de garras carregadoras e transportados para usina, onde são descarregados com a pá carregadora já existente no pátio. Para alimentar a palha na caldeira, os fardos devem ser desmontados e desfibrados, operações estas que precisam de equipamentos especiais (GERMEK, 2005).

A determinação das propriedades termoquímicas da palha, como o poder calorífico, a análise elementar e análise imediata permite conhecer sua qualidade como combustível e constituem a base dos cálculos térmicos dos equipamentos energéticos em geral (GONZÁLEZ, 2015).

A análise da composição média em base seca de um combustível oferece os voláteis, a cinzas, o carbono fixo e o PCS de uma amostra de combustível. Na Tabela 3 é apresentada a composição da palha de cana-de-açúcar (CARVALHO; VEIGA; BIZZO, 2017).

Tabela 3. Composição da palha de cana-de-açúcar.

Análise imediata (% massa, base seca)			
Amostra	Palha no Solo ^a	Folhas Secas ^a	Palha ^b
Voláteis	74,2	78,3	80,0
Carbono fixo	12,8	16,0	9,0
Cinzas	13,0	5,7	11,0
PCS (MJ/kg)	17,1	18,4	17,8
Análise Elementar (% massa, base seca)			
Amostra	Palha no Solo ^a	Folhas Secas ^a	Palha ^b
Carbono (C)	40,8	43,1	44,2
Hidrogênio (H)	5,9	6,2	5,4
Oxigênio (O)	51,5	50,2	38,7
Nitrogênio (N)	1,1	0,35	0,6
Enxofre (S)	0,9	0,05	0,06
Cloro (Cl)	0,3	0,07	0,32

Fonte: ^a Carvalho; Veiga e Bizzo (2017); ^B Alves et al. (2015)

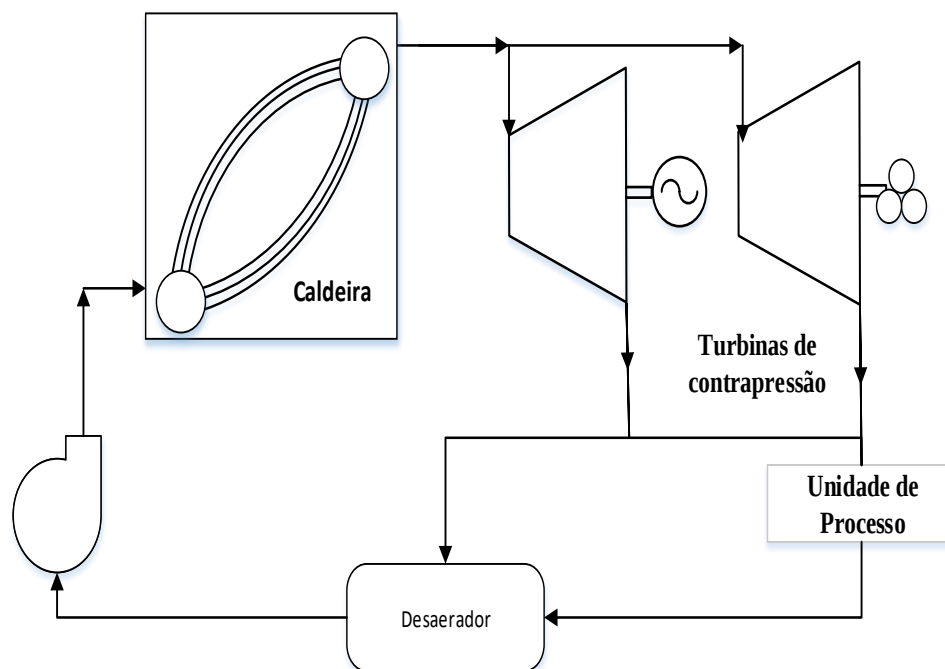
O Poder Calorífico Superior da palha da cana-de-açúcar colhida em canaviais sem queima prévia, encontram-se em torno de 18 MJ/kg (CARVALHO; VEIGA E BIZZO, 2017). O Poder Calorífico Inferior encontra-se em torno de 10,5 MJ/kg em base úmida (20%) (GERMEK, 2005).

2.3. SISTEMAS DE COGERAÇÃO NO SETOR SUCROALCOOLEIRO

No setor sucroalcooleiro o principal sistema de cogeração é aquele que emprega turbinas a vapor como máquinas térmicas e que aparece vinculado a três configurações fundamentais: turbinas de contrapressão, combinação de turbinas de contrapressão com outras de condensação, que empregam o fluxo excedente e turbinas de extração-condensação. A condensação de uma parte do vapor ou de uma extração de vapor de uma turbina de extração-condensação, garante as necessidades de energia térmica do sistema.

A Figura 11, apresenta o esquema de processo trabalhando em regime de cogeração que emprega turbinas de contrapressão.

Figura 10. Sistema de cogeração com turbinas a vapor de Contrapressão.



Fonte: Elaboração Própria.

De acordo Fiomari (2004), os sistemas atuais de cogeração, utilizam o bagaço da cana como combustível para alimentar a caldeira e produzir vapor. O vapor primário de alta pressão é fornecido às turbinas com o objetivo de gerar potência para o acionamento dos equipamentos, tais como: moinhos, bombas, geração de eletricidade, entre outros. O vapor secundário de baixa pressão

resultante dos gases de exaustão das turbinas é utilizado como fonte de calor para aquecimento, evaporação, cozimento, fermentação e destilação.

Se houver falta de vapor secundário, pode haver um complemento por meio das linhas diretas de vapor primário e válvulas redutoras de pressão. Portanto, a maximização da geração elétrica depende diretamente do consumo de vapor de processo, pois o essencial é a demanda térmica no processamento do caldo para produção de açúcar e álcool (DOS SANTOS, 2014).

Atualmente todas as usinas de cana-de-açúcar do Brasil utilizam os sistemas a vapor. Esta tecnologia é amplamente conhecida pelo setor sucroalcooleiro e a maioria das caldeiras e turbo-geradores são equipamentos de fabricação nacional (DANTAS, 2010).

Os parâmetros de trabalho do vapor gerado pelas caldeiras eram em média de 2 MPa de pressão e 290 °C de temperatura. As empresas não se preocupavam com eficiência energética e as turbinas utilizadas eram de único estágio, capazes de atender somente a demanda térmica da planta industrial ou parte dela. É importante ressaltar que muitas dessas turbinas são utilizadas até hoje (DOS SANTOS, 2014).

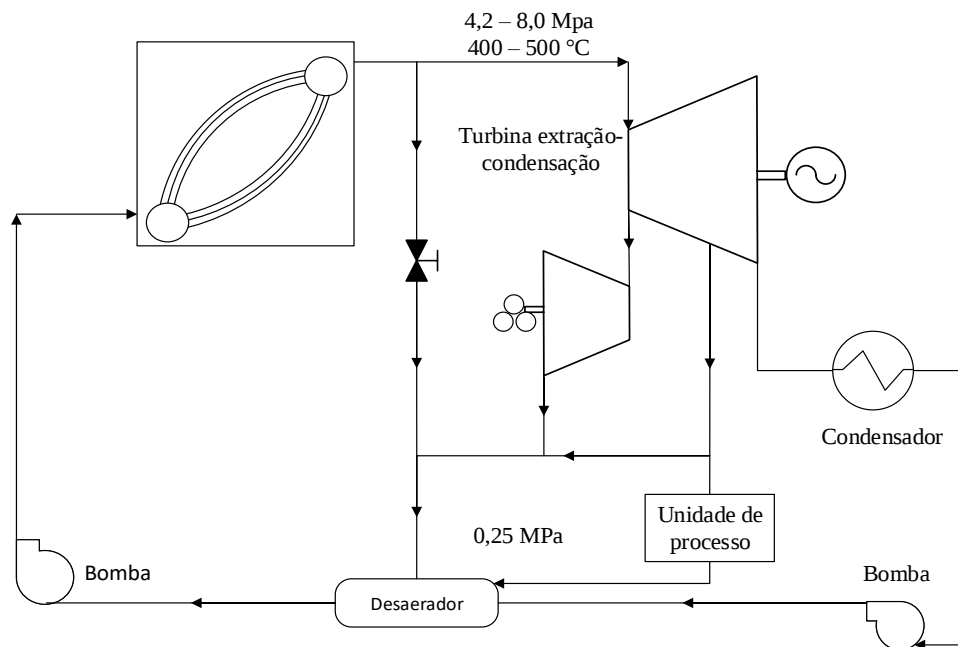
De acordo Rocha (2010) e Saran (2010), com advento da cogeração e a possibilidade de exportação de energia elétrica, além da competitividade do mercado, as usinas passaram a se preocupar com a eficiência das suas máquinas térmicas, já que, nessa situação, além de atender a demanda térmica e eletromecânica, o excedente de energia pode ser vendido. Dentro desse contexto, passou-se a repensar no consumo de vapor de processo, na substituição de acionamentos mecânicos de baixa eficiência (turbinas a vapor de simples estágio) por motores elétricos, na readaptação das turbinas simples estágio para múltiplos estágios e na geração de energia elétrica através de máquinas térmicas mais eficientes, ou seja, de múltiplos estágios, podendo ou não ser de extração-condensação.

Para isso, as características técnicas de tais máquinas térmicas tiveram que ser adaptadas, os níveis de pressão e temperatura da caldeira evoluíram em um primeiro momento para 4 MPa e 420 °C e logo depois para 6 MPa e 480 °C, de pressão e temperatura, respectivamente. Atualmente a maioria dos sistemas de cogeração que produzem energia elétrica para o consumo próprio possuem caldeiras que trabalham nesta faixa, como apresentado na Figura 11.

A tendência observada é o emprego de parâmetros ainda mais elevados para a geração de vapor, propiciando maior eficiência na geração elétrica. A expectativa, portanto, é que as usinas operem

com níveis de pressão e temperatura na ordem de 8 MPa e de 530 °C, respectivamente. Vale ressaltar que os níveis de temperatura e pressão utilizados no processo de produção de vapor influenciam nos materiais a serem utilizados como equipamentos e tubulações, pois, para temperaturas maiores que 480 °C, tem-se a necessidade de utilizar aços que apresentem alto teor de elemento de liga, podendo inviabilizar o processo devido ao custo do material (ROCHA 2010); (SARAN 2010).

Figura 11. Sistema de cogeração com turbinas a vapor de extração-condensação.



Fonte: Elaboração Própria.

Apesar da autossuficiência em a geração de energia elétrica, a geração de excedentes de energia nas usinas sucroalcooleiras é ainda limitada, pois apenas cerca de 15 % da energia autoproduzida é exportada. Isso porque a maior parte das usinas ainda possui instalações relativamente antigas que operam abaixo do potencial técnico existente, considerando-se a quantidade de biomassa residual gerada e as novas tecnologias disponíveis no mercado (NOVA CANA, 2015; SARAN, 2010).

Um esquema típico da cogeração no ciclo combinado consiste em associar uma turbina a gás acoplada a um gerador elétrico para a geração de eletricidade e uma caldeira de recuperação para a produção de vapor a partir da energia térmica dos gases de exaustão da turbina. Como medida adicional para aumentar a eficiência do sistema de cogeração, utilizasse, após a caldeira de

recuperação (com e sem queima suplementar), uma turbina a vapor para a geração adicional de energia elétrica, constituindo assim, o chamado ciclo combinado (SILVEIRA; TUNA, 2003).

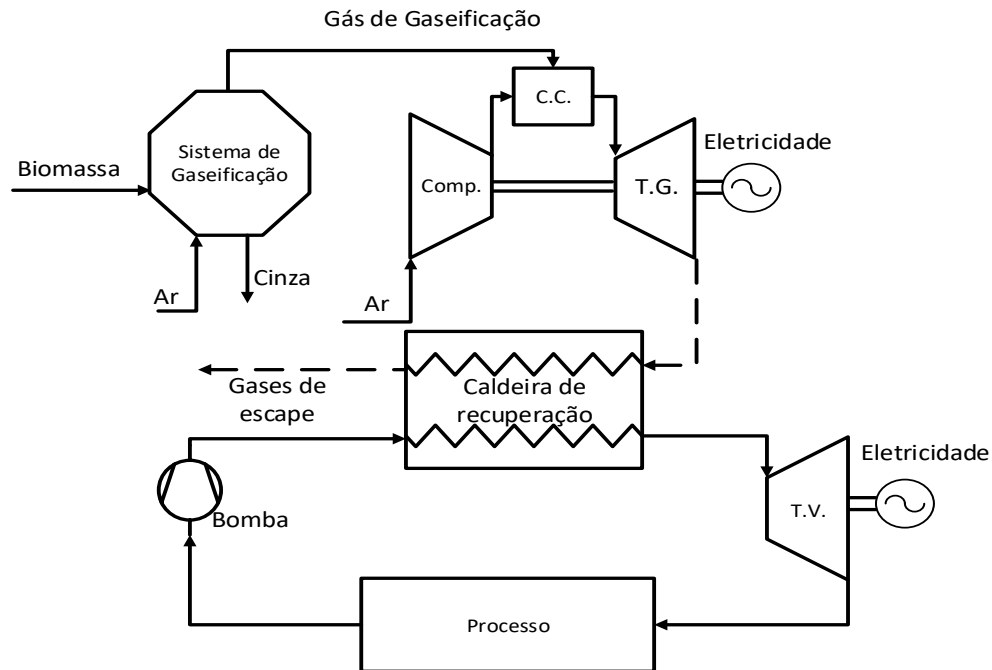
Segundo Antunes (1999), de modo geral, o ciclo combinado está composto pela combinação do ciclo Brayton com ciclo Rankine. O sistema de cogeração com ciclo combinado geralmente compõe-se de: uma turbina a gás para geração de energia mecânica ou elétrica; caldeira de recuperação para o aproveitamento dos gases de exaustão para produção de vapor de alta pressão; turbina a vapor para geração complementar de energia mecânica ou elétrica e aproveitamento do vapor de baixa pressão no processo industrial.

De acordo com Pedroso et al. (2017), a tecnologia de cogeração no ciclo combinado se apresenta como uma das melhores alternativas para aumentar a valorização energética do bagaço de cana-de-açúcar, é aquela que integra um sistema de gaseificação de biomassa a um ciclo combinado de geração de eletricidade e calor do processo, sendo o combustível gaseificado, consumido em uma turbina a gás e o calor dos gases de exaustão aproveitado na caldeira de recuperação para a geração de vapor. Esta tecnologia, ainda em fase de estudo e desenvolvimento, apresentando excelentes perspectivas de viabilidade econômica e uma eficiência significativamente superior a queima direta da biomassa em caldeiras para geração de vapor.

A associação de gaseificadores de biomassa com ciclo combinado é conhecida como a tecnologia BIG/GTCC (Biomass Integrated Gasifier/Gas Turbine Combined Cycle) ou Gaseificador de biomassa integrado a um sistema de turbina a gás associado em ciclo combinado. A Figura 12 apresenta o esquema da tecnologia BIG-GTCC.

Para a inserção da tecnologia BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro é necessário o pré-tratamento do bagaço para melhorar as características físico-químicas. Entre elas podem-se destacar a secagem, moagem e a torrefação. Também se faz necessária a limpeza e acondicionamento do gás de gaseificação gerado, já que este contém material particulados e alcatrão, que poderão prejudicar as pás da turbina a gás (MACHIN, 2015).

Figura 12. Esquema do ciclo combinado com incorporação de gaseificador BIG-GTCC.



Fonte: Elaboração Própria.

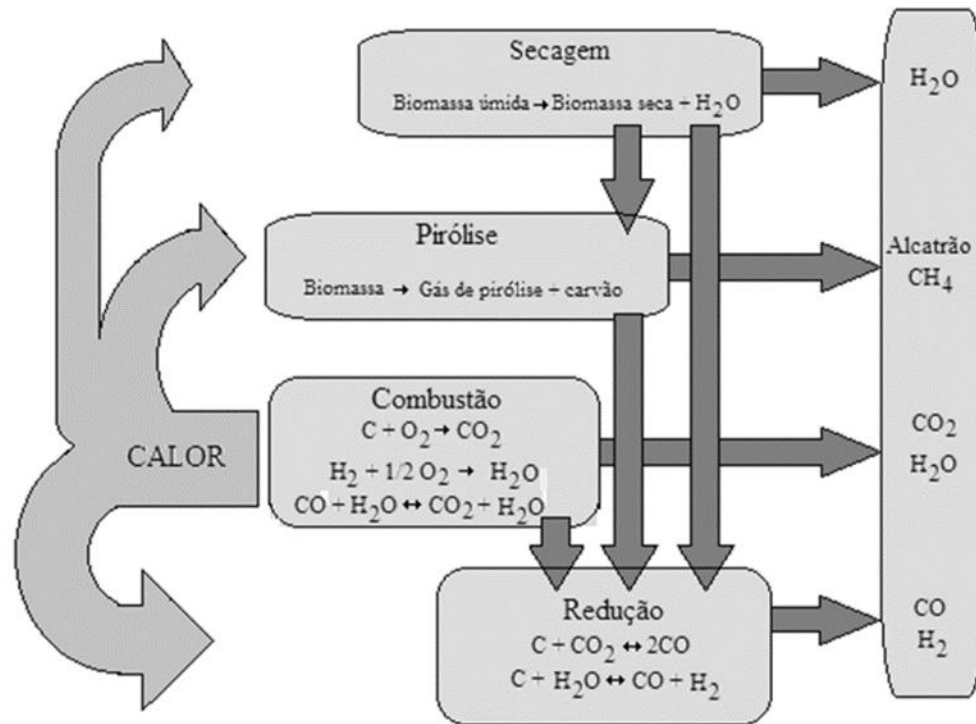
2.4. GASEIFICAÇÃO

2.4.1. Aspectos gerais

A gaseificação é uma tecnologia que tem sido amplamente aplicada por mais de 50 anos na produção de combustíveis e produtos químicos. A gaseificação de carvão mineral é o processo mais conhecido para produção de hidrocarbonetos líquidos a partir do gás de gaseificação gerado, processo de Fischer-Tropsch, mas o número de gaseificadores que utilizam biomassa ainda é limitado (BREault, 2010; LOPES, 2014).

Para Corrêa (2001), o processo de gaseificação ocorre normalmente em quatro etapas físico-químicas distintas, com temperaturas de reação diferentes: secagem, pirólise, redução e combustão, como apresentado na Figura 13.

Figura 13. Etapas do processo de gaseificação.



Fonte: Andrade (2007)

Secagem: O processo de gaseificação inicia-se com a secagem da biomassa, que ocorre entre 100 a 200 °C, nesta faixa a biomassa não experimenta decomposição termoquímica da e garantir a eliminação da umidade em forma de vapor d'água. Sendo a biomassa seca e a água na forma de vapor, os principais produtos nesta etapa (PUIG-ARNAVAT; BRUNO; CORONAS, 2010).

Pirólise: Após a secagem da biomassa, acontece a pirólise que é um processo complexo que envolve reações químicas, incluindo transferência de calor e massa, resultando na liberação de mistura de gases orgânicos e inorgânicos da partícula de biomassa para a atmosfera circundante. As reações de pirólise começam a ocorrer a temperaturas em torno de 350-600 ° C quando a estrutura da biomassa começa a se decompor por ação térmica, formando-se vapor d'água, metanol, ácido acético CO, CO₂, H₂, CH₄ e uma grande quantidade de alcatrões pesados (BRIDGWATER, 2012).

Combustão: A zona de combustão fica estabelecida pela entrada do agente de gaseificação no reator e sua temperatura varia normalmente entre 900 e 1.300 °C. O oxigênio queima os produtos da pirólise, liberando energia térmica, que fornece calor às demais etapas do processo e produz

principalmente CO_2 e H_2O . Os gases quentes da zona de combustão passam em seguida para a zona de redução, sempre adjacente, acima ou abaixo, onde na ausência de oxigênio ocorre o conjunto de reações típicas que originam os componentes combustíveis do gás produzido (WANG et al., 2015).

Redução: É a quarta etapa do processo da gaseificação e pode ser definida como oxidação parcial à elevada temperatura (700–1400°C), com pressão atmosférica ou superior, em presença de um agente oxidante (ar, vapor de água, dióxido de carbono, oxigênio puro ou uma mistura destes gases), de material carbonáceo sólido ou semissólido como a biomassa, resíduos, carvão entre outros (HERNÁNDEZ; BALLESTEROS; ARANDA, 2013).

Do processo de gaseificação é obtido um gás combustível, composto principalmente de CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , H_2O , outros hidrocarboretos, gases inertes e diversos contaminantes como o material particulado e alcatrões. As principais reações que ocorrem no processo de gaseificação são apresentadas na Tabela 4 (HERNÁNDEZ; BALLESTEROS; ARANDA, 2013):

Tabela 4. Reações por zonas nos sistemas de gaseificação.

Zona de secagem	H_2O
Zona de Pirólise	$\text{H}_2\text{O} + \text{Metanol} + \text{Ácido Acético} + \text{Alcatrões}$
Zona de combustão	$\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ $\text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O}$ (Na presença de Hidrogênio)
Zona de Redução ou gaseificação	$\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$ (Reação de Bouduard) $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$ (Reação carbono vapor) $\text{C} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2$ $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ (Reação de “deslocamento” da água) $\text{C} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4$ (Reação de formação de metano) $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3\text{H}_2$

Fonte: Adaptado Corrêa (2001)

Os fatores que afetam o desempenho do sistema de gaseificação são: Razão estequiométrica (ER), temperatura e reação de aquecimento, agente de gaseificação, pressão, tempo de residência, sistemas de alimentação e os catalisadores (LORA et al., 2012).

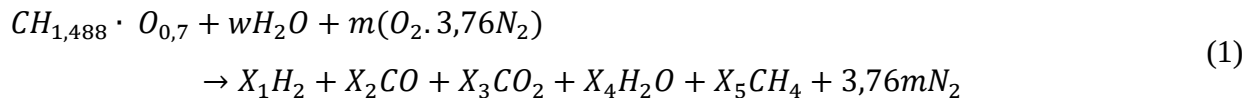
O poder calorífico do gás produzido depende do agente de gaseificação. Gaseificadores que empregam ar como agente oxidante, produzem um gás combustível contendo concentrações relativamente elevadas de nitrogênio, levando a um baixo poder calorífico dos gases gerados no

processo de gaseificação, na faixa de 4 - 7 MJ/Nm³. Os gaseificadores que usam oxigênio, vapor e dióxido de carbono, geram produtos gasosos contendo relativamente alta concentração de H₂ e CO levando alto poder calorífico destes gases, na faixa de 10 - 18 MJ/Nm³ (GÓMEZ-BAREA; LECKNER; OLLERO, 2011; RUIZ et al., 2013).

O gás produzido pode ter diferentes empregos, dependendo da qualidade. Entre eles o acionamento de motores de combustão interna, turbinas a gás, queima direta e síntese de componentes químicos (LORA et al., 2012; PEDROSO et al., 2017; PÉREZ et al., 2015).

2.4.2. Principais reações no processo da gaseificação de bagaço.

A composição química do bagaço seco, pode ser considerada aproximadamente constante e igual a CH_{1,488}O_{0,7}. Pode-se apresentar a reação geral da gaseificação do bagaço de forma esquemática pela equação 1. (PROENZA et al., 2014):



Sendo w, m e x a quantidade de substância nos reagentes e produtos.

A gaseificação ocorre em altas temperaturas, onde há somente algumas poucas combinações estáveis dos elementos produtos. Estas são: CO, CO₂, HC, H₂, H₂O e outros hidrocarbonetos (C_xH_y) (CORRÊA, 2001).

O gás de gaseificação contém geralmente uma quantidade variável de alcatrão e hidrocarbonetos, os quais podem causar problemas de incrustação quando o gás é resfriado. Este também pode conter outros poluentes, como H₂S, tiofenos, NH₃, HCl, HCN, COS (sulfeto de carbonila) e partículas sólidas que têm que ser removidas antes da utilização do gás. A Tabela 5 apresenta a composição do ar estequiométrico para a combustão do bagaço considerada no estudo (MEIJDEN, 2010).

Tabela 5. Composição do ar estequiométrico para a combustão do bagaço.

Componente	[kg/100 kg do bagaço]	Massa Molar, [kg/kmol]	Quantidade de substância [kmol]	Produto	[kmol O /kmol]
C	36,56	12	3,05	CO ₂	6,09
H	4,37	1	4,37	H ₂ O	2,19
S	0	32	0,00	SO ₂	0,00
O	31,25	16	1,95	-	-1,95
N	0,16	14	0,01	N ₂	0,00
H ₂ O	25	18	1,39		0,00
Mols estequiométricos de O (kmol)/100 kg Sólido					6,33
Mols estequiométricos de O ₂ (kmol)/100 kg Sólido					3,16
Volume de Oxigênio por kg de sólido Nm ³ /kg sólido					0,71
Massa de Oxigênio por kg de sólido (kgO ₂ /kg sólido)					1,01
Considerando composição do Ar com 21 % de Oxigênio					
Ar requerido (kmol)/100 kg sólido					15,07
Volume de ar por kg de sólido (Nm ³ Ar/kg sólido)					3,37
Massa de ar por kg de sólido (kg Ar/kg sólido)					4,36

Fonte: Adaptado Machin (2015)

2.4.3. Tipos de gaseificadores e principais características de operação

O reator no qual o processo de gaseificação ocorre é conhecido como gaseificador. De acordo com Lopes (2014), a classificação dos reatores de gaseificação pode ser feita a partir de diferentes aspectos, tais como temperatura do leito, tipo de leito, relação agente gaseificante-combustível, pressão no reator e formação de cinza.

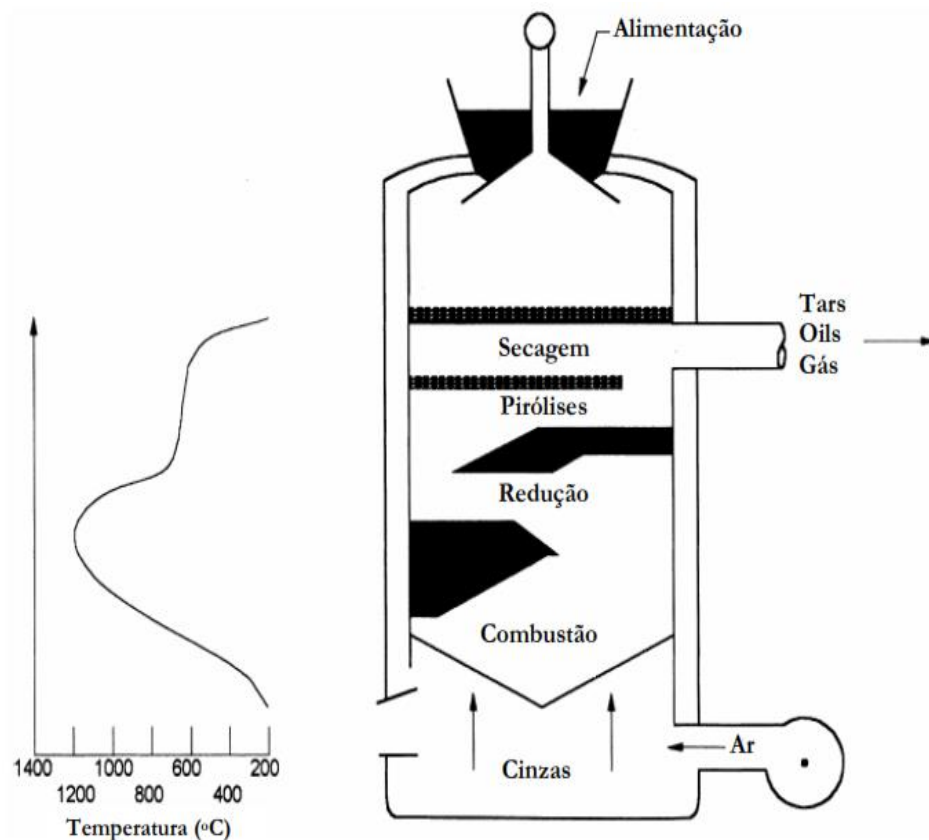
Em função da temperatura, os reatores podem ser divididos em gaseificadores de alta temperatura (tipicamente de 1500 a 1800 K), que produzem um gás de alto poder calorífico (10 a 18 MJ/Nm³), e gaseificadores de média temperatura (tipicamente 1123 K), que produzem um gás combustível de menor poder calorífico (4 a 7 MJ/Nm³), e podem ser divididos em função do leito como gaseificadores de leito fixo e gaseificadores de leito fluidizado (SAHOO; RAM, 2015).

2.4.4. Gaseificação em leito fixo

Os gaseificadores de leito fixo podem ser separados em gaseificadores de fluxo descendente (*Downdraft*) e gaseificadores de fluxo contracorrente (*Updraft*). Ambos são relativamente fáceis de projetar. Sendo eficientes trabalhando com combustíveis de alta densidade energética e granulometria grosseira (*biomassa*) e são usados em plantas de energia de tamanho pequeno ou médio (PATRA; SHETH, 2015).

Segundo McKendry (2002), os gaseificadores Updraftou contracorrente, Figura 14, recebem o material sólido pela parte superior e o ar é introduzido pela parte inferior do reator. O material sólido é convertido em gás combustível na medida em que este percorre a trajetória para a parte inferior do reator. Durante esta trajetória ocorre uma sequência de reações, (secagem, pirólises, redução e combustão). Na zona de combustão é onde se atinge a maior temperatura até 1200 °C.

Figura 14. Gaseificadores de leito fixo Updraft.



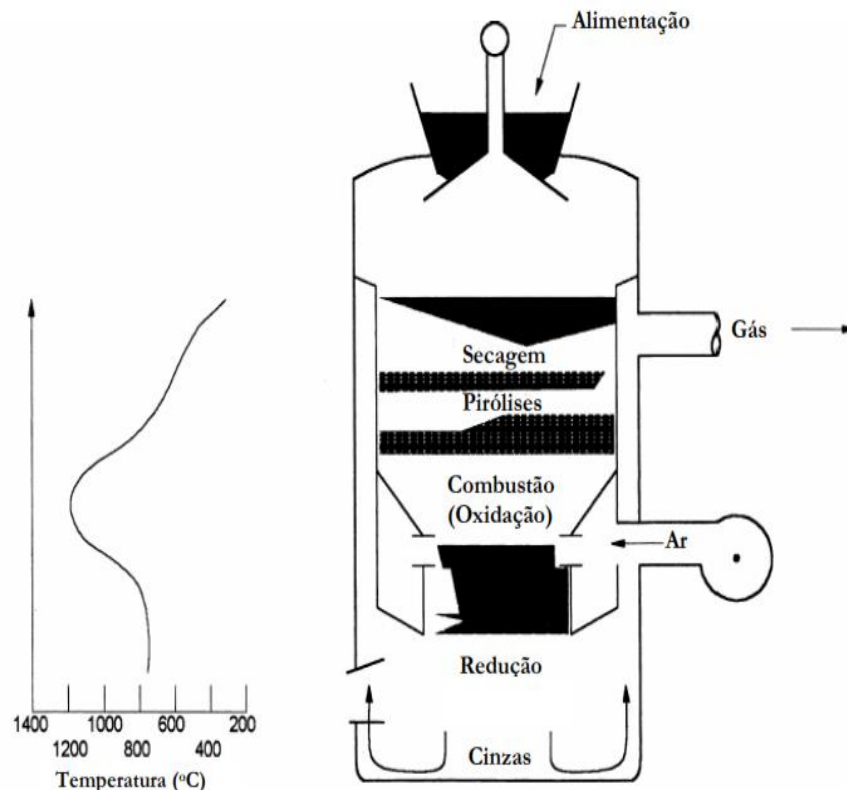
Fonte: Adaptado Mckendry (2002)

Os gaseificadores Updraft, são mais adequados para o dimensionamento a escala industrial e menos sensíveis à variação no teor de umidade e geometria do combustível, mas produzem uma grande quantidade de alcatrão. Para remoção do alcatrão presente no gás de gaseificação é usada normalmente água, que requer de uma profunda limpeza antes de ser descartada (TAUPE et al., 2016).

A eficiência global do reator Updraft pode ser elevada devido a uma alta taxa de conversão do carbono e a uma baixa temperatura de saída de gás. A remoção do alcatrão e o tratamento da água utilizada na limpeza do gás, tornam o processo complexo e muito caro para a pequena escala (<1 MW térmico) (TAUPE et al., 2016).

Nos gaseificadores de fluxo descendente ou (downdraft), Figura 15, o material carbonoso é alimentado pelo topo e o ar é alimentado pela parte lateral do reator, acima da grelha, enquanto o gás combustível é retirado abaixo da grelha. Os reatores de fluxo descendente consistem de quatro zonas de reação chamadas secagem, pirólises, oxidação e redução.

Figura 15. Gaseificadores de leito fixo Downdraft.



Fonte: Adaptado Mckendry (2002)

Os gaseificadores de fluxo descendente são amplamente utilizados para a geração de energia em pequena escala. As potências típicas desses gaseificadores estão entre 100 e 1000 kW térmicos de potência na entrada. O combustível é biomassa com um teor de umidade na ordem de 20 %. A vantagem desta tecnologia é que o gás produzido tem um baixo teor de alcatrão e material particulado, sendo sua tecnologia relativamente simples (CORONADO; YOSHIOKA; SILVEIRA, 2011).

Segundo Mckendry (2002), a principal vantagem deste tipo de reator está na possibilidade de produzir um gás com pequenas quantidades de alcatrões, apropriado para ser usado em motores ou turbinas a gás. Este tipo de reator tem baixa emissão de contaminantes ambientais quando comparados com os reatores de contracorrente. Uma desvantagem importante destes equipamentos é que o combustível sólido precisa ser briquetado antes de ser alimentado no reator, em particular, os materiais macios e de baixa densidade ocasionam problemas na circulação e queda de pressão. Os gaseificadores de fluxo descendente também têm problemas com combustíveis com alto teor de cinzas pela formação de escórias.

Os gaseificadores de biomassa de leito fixo (ascendente e descendente) são operados em modo seco, o que significa que a cinza não alcança o ponto de fusão. Este resultado é atingido mantendo-se a temperatura de operação dos reatores abaixo da temperatura de fusão das cinzas. Ambos gaseificadores geralmente utilizam o ar como agente de gaseificação. O gás de gaseificação produzido tem alto teor de nitrogênio, com aproximadamente 50% da mistura (ABDOULMOUMINE; KULKARNI; ADHIKARI, 2014).

2.4.5. Gaseificação em leito fluidizado

A gaseificação em leito fluidizado foi originalmente desenvolvida para resolver os problemas operacionais dos reatores de leito fixo. A tecnologia é apropriada para ser expandida para uma maior capacidade de produção de energia. Estes gaseificadores têm sido utilizados há vários anos para a geração de eletricidade em pequena escala e suas vantagens sobre a gaseificação em leito fixo têm relação com a temperatura uniforme que se atinge na região de gaseificação. Como existe uma maior velocidade de ocorrência da reação de gaseificação poder ser convertido maior

quantidade de biomassa em gás, o que incrementa a eficiência do processo da gaseificação (MIRMOSHTAGHI et al., 2016).

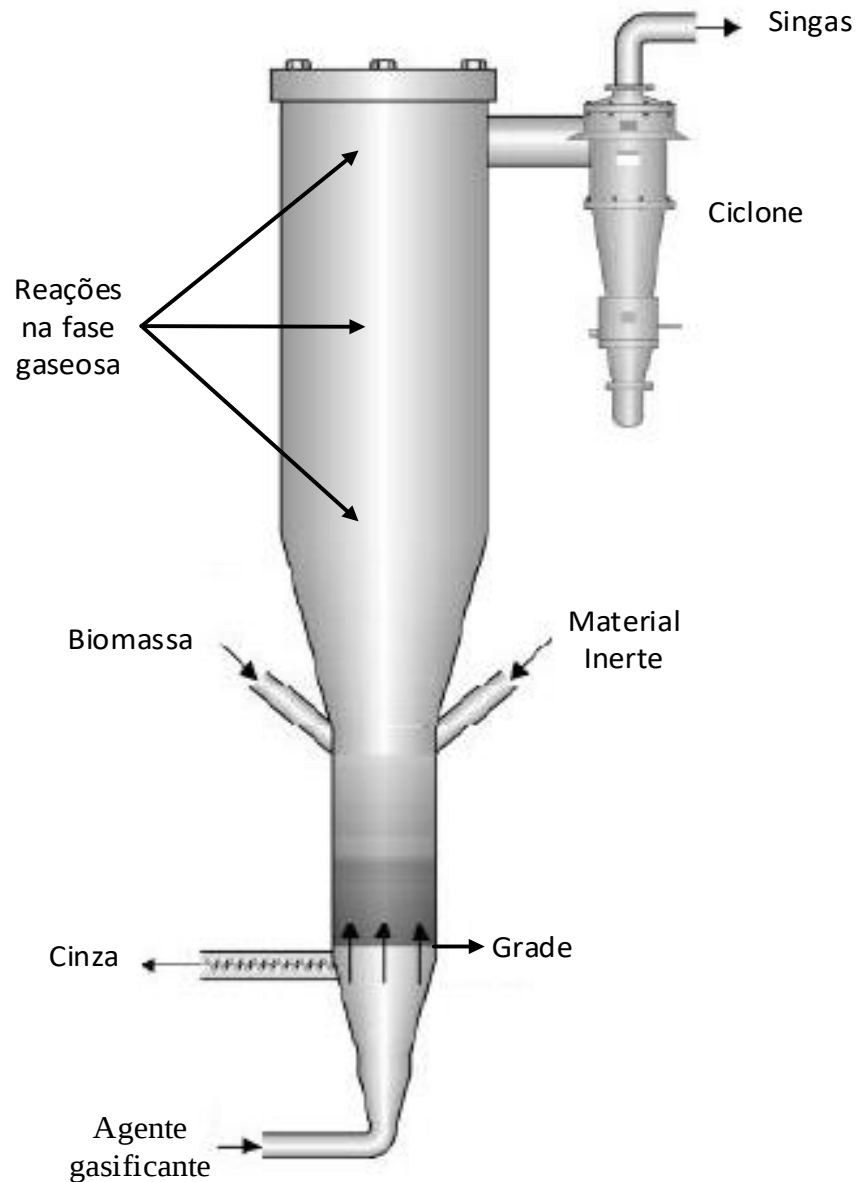
Segundo Basu (2006) e Pinho (2011), os gaseificadores de leito fluidizado não apresenta zonas diferenciadas de reação como nos reatores de leito fixo. Os reatores de leito fluidizado têm um leito isotérmico que opera usualmente em temperaturas na faixa de 700–900 °C. Neste tipo de sistema, o agente gaseificante ingressa através do leito de partículas com velocidade suficiente para mantê-las em suspensão. O composto do material inerte é aquecido e quando atinge uma temperatura elevada, as partículas do combustível são introduzidas, alcançando rapidamente a temperatura do leito. A gaseificação de biomassa em leito fluidizado exige, de uma forma geral, que as partículas do combustível possuam um tamanho pequeno (< 6 mm) e um teor de umidade preferivelmente menor que 30 % de seu peso.

Os gaseificadores de leito fluidizado podem ser divididos em dois grupos principais: leito fluidizado borbulhante (LFB), leito fluidizado circulante (LFC)

Os gaseificadores de leito fluidizado borbulhante (LFB), Figura 16, requer que a biomassa alimentada num leito de material quente, apresente um tamanho inferior a 10 mm. Estes leitos são fluidizados recorrendo a um agente gasificante (ar, vapor ou oxigénio) ou combinando-os de forma a obter uma maior produção de hidrogénio. Nestes reatores, a velocidade de fluidização do agente de gaseificação é baixa, pois não há um movimento significativo do sólido. A velocidade típica do agente gaseificante é de 1 a 3 m/s. O oxigénio é usado no leito para combustão de parte do gás e/ou carvão a fim de produzir o calor necessário à ocorrência das reações termoquímicas características do processo (ANDRADE, 2007).

Estes gaseificadores são normalmente empregados em uma escala inferior a 50 MW(térmicos) (PROENZA et al. 2014). A razão para esta limitação de tamanho é a exigência de uma boa distribuição do combustível sobre o leito, o que se torna mais difícil quando o diâmetro do reator aumenta. A cinza resultante da decomposição do combustível (biomassa) é facilmente retirada pela base do leito. A temperatura do leito, no caso da utilização de biomassa, é mantida abaixo dos 900 °C de forma a evitar a aglomeração do combustível com as cinzas (BASU, 2010).

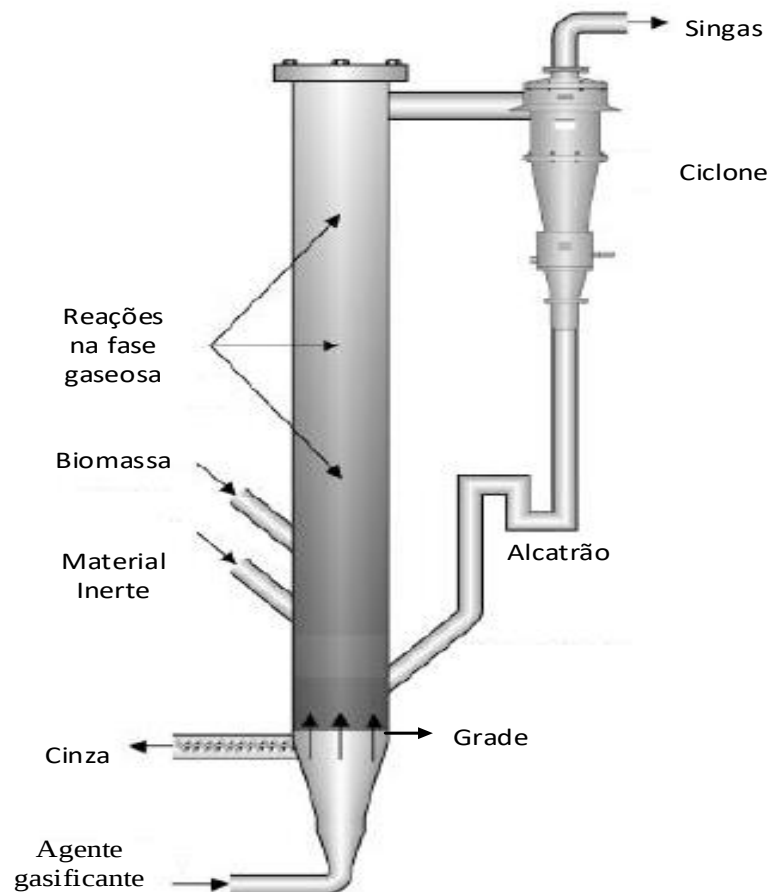
Figura 16. Gaseificadores de leito fluidizado borbulhante.



Fonte: Adaptado Andrade (2007)

Os gaseificadores de leito fluidizado circulante (LFC), Figura 17, possuem velocidades de fluidização mais elevadas, normalmente entre 7 e 10 m/s. Por esse motivo, o material do leito é arrastado, sendo necessária uma recirculação do mesmo para maximizar a conversão do combustível. Nestas condições as partículas arrastadas pelos gases são enviadas de volta para o leito através de um ciclone, mantendo-se em circulação.

Figura 17. Gaseificadores de leito fluidizado circulante.



Fonte: Adaptado Diniz (2013)

Nos gaseificadores de LFC as partículas do combustível são mantidas em suspensão em um leito de material inerte fluidizado pelo agente de gaseificação (ar, oxigênio, vapor, etc.) criando melhores condições de transferência de calor e homogeneidade da temperatura na câmara de reação logrando que a maioria dos voláteis estará em contato com as partículas do leito aquecido, contribuindo para uma gaseificação completa e limpa da biomassa (CORONADO, 2007)

Todos os gaseificadores de leito fluidizado usam um material inerte no leito, podendo este ser areia comum ou um material de leito cataliticamente ativo, como dolomita ou olivina. O objetivo do material do leito é distribuir e conduzir o calor no gaseificador, permitindo homogeneizar a temperatura, misturar o combustível com o agente gaseificante e os gases produzidos e, no caso de um material cataliticamente ativo, reduzir a concentração de alcatrão (BASU, 2006).

De acordo com Lora et al. (2012), outro parâmetro importante a considerar nos sistemas de gaseificação em leito fluidizado é a pressão de operação do mesmo. Altos valores de pressão são uma opção preferencial em sistemas de alta capacidade, contribuindo ao acréscimo do poder calorífico do gás como consequência do favorecimento das reações que acontecem com redução do número de mols, como é o caso da reação de formação do metano. Também deve-se considerar que diminui o trabalho de compressão do gás de gaseificação na entrada da câmara de combustão da turbina a gás. Por outro lado, o custo do equipamento aumenta para sistemas de pequena escala. Um elemento crítico que deve ser considerado nos sistemas pressurizados é a alimentação da biomassa ao reator.

A influência do tipo de agente de gaseificação na composição do gás obtido é outro aspecto importante a considerar no desempenho dos sistemas da gaseificação em leito fluidizado, como é apresentado na Tabela 6.

Tabela 6. Influência do tipo de agente de gaseificação na composição do gás de gaseificação.

Agente de gaseificação	Vantagens	Desvantagens
Ar	– Menor custo – Combustão parcial da biomassa para fornecimento da energia necessária ao processo – Teor de particulado e de alcatrão moderados dependentes do tipo de gaseificadores	– Baixo poder calorífico do gás
Vapor	– Alto poder calorífico do gás – Alto teor de H_2 no gás	– Requer fornecimento de calor externo (gerador de vapor) – Aumento do teor de alcatrão no gás produzido e necessidade de limpeza catalítica
Oxigênio	– O gás de gaseificação não é diluído por nitrogênio – Ausência do alcatrão no gás produzido como consequência das altas temperaturas de operação – Permite a gaseificação de biomassa em estado líquido	– Necessidade de unidade de separação de ar – Altas temperaturas de gaseificação (a mistura com vapor pode-se usar para controlar o valor da mesma no processo)
Dióxido de carbono	– Altos valores do poder calorífico do gás – Altos valores de H_2 e CO no gás	– Requer aquecimento indireto – Requer limpeza catalítica do gás – Requer altas temperaturas para que o CO possa ter reatividade

Fonte: Lora et al. (2012)

Altos níveis de H_2 e CO são possíveis apenas quando se utiliza vapor e/ou oxigênio como agente de gaseificação em gaseificadores de aquecimento indireto onde a composição de gás de síntese é 47 % de CO, 17 % de H_2 , 14,9 % de CH_4 e o PCI do gás varia de 14 a 17 MJ/Nm³ para gaseificação de biomassa (LORA et al., 2012).

2.4.6. Vantagens e desvantagens da gaseificação em leito fluidizado

Vantagens: As principais vantagens dos reatores de leito fluidizado são: melhor controle da temperatura e taxas de reação, elevada capacidade específica, potencial de dimensionamento para tamanhos da ordem de centenas de megawatts, fácil adaptação às mudanças de biomassa e baixas perdas de eficiência causada por partículas que possam não reagir. Estes tipos de reatores também possuem baixa sensibilidade às variações na umidade do combustível (ZAINAL et al., 2010).

Desvantagens: As principais desvantagens dos gaseificadores de leito fluidizado são: perdas de partículas, que causam prejuízos na eficiência do processo. Além disso, as paredes internas do reator e os elementos envolvidos no mesmo provocam desgaste causado pela alta velocidade relativa do fluido e do atrito com a areia e partículas. Estes reatores apresentam níveis moderados e elevados de alcatrões e partículas nos gases e requerem um sistema complexo para limpeza de gases e tratamento de águas residuais. Outra desvantagem consiste no fato de a taxa de conversão do carbono ser mais baixa do que nos gaseificadores de leito fixo (ZAINAL et al., 2010).

2.5. COMPOSIÇÃO DAS CINZAS DE BAGAÇO E A PALHA DE CANA

Segundo Machin (2015), a presença de sais alcalinos na composição química do bagaço afeta a qualidade dessa biomassa como matéria-prima para o uso nos gaseificadores. Esses componentes são a causa da rápida formação de depósitos indesejáveis sobre a superfície dos gaseificadores. Tais depósitos diminuem a taxa de transferência de calor como resultado da sua baixa condutividade térmica e elevada refletividade.

No processo de lixiviação ocorrido durante a extração do suco, uma quantidade importante destes componentes indesejáveis da cana-de-açúcar é removida, resultando na composição do bagaço apresentada na Tabela 7. A análise das cinzas da palha de cana é apresentada na Tabela 8. Pode-se observar que a palha de cana deixada no solo apresenta teores de K, P elevados. No

entanto, as folhas secas e a palha apresentam menor conteúdo desses metais alcalinos, o que aumenta a tendência à fusibilidade das cinzas nas superfícies de transferência de calor. Além disso, o teor de cloro pode aumentar a corrosão na caldeira.

Tabela 7. Composição das cinzas de bagaço de cana.

Análise Elementar [% do peso das cinzas]										
	SiO ₂	CaO	MgO	Fe ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	Na ₂ O	K ₂ O	SO ₃	P ₂ O ₅	TiO ₂
A1	45,88	4,31	3,22	15,45	20,55	0,96	1,67	0,40	0,89	3,77
A2	46,88	5,35	5,81	7,98	11,4	2,45	9,81	5,08	5,04	1,39
A3	46,61	4,47	3,33	14,14	17,69	0,79	0,15	2,08	2,72	2,63
A4	73,19	4,14	2,53	5,37	8,29	0,67	4,11	n.d.	0,91	n.d.
A5	84,0	1,2	1,7	1,8	3,6	0,9	2,3	0,9	n.d.	0,3

n.d.: Não disponível

A1: Wang et al. (2015); A2: Miles et al. (1995); A3: Jenkins et al. (1998); A4: Natarajan et al. (1998); A5: Joyce; Dixon e Costa (2006)

Tabela 8. Composição das cinzas da palha de cana.

Oxides (%)	Palha no solo ^a	Folhas Secas ^a	Palha ^b
SiO ₂	38,0	73,0	52,62
Al ₂ O ₃	8,3	1,2	15,80
Fe ₂ O ₃	2,7	0,8	3,93
TiO ₂	0,5	0,0	-
P ₂ O ₅	5,5	1,0	-
CaO	8,1	0,83	5,76
MgO	4,6	4,22	5,27
Na ₂ O	0,0	0,0	0,12
K ₂ O	20,3	2,8	7,80
SO ₃	8,2	2,6	2,73
MnO ₂	0,0	0,5	-
Cl	3,8	0,5	-

Fonte: ^a Carvalho; Veiga e Bizzo (2017); ^b Alves et al. (2015)

O Índice de Alcalinos (*IA*), expressa a quantidade de óxidos alcalinos no combustível por unidade de energia do combustível, como apresentado na Equação 2:

$$IA = \frac{(K_2O + Na_2O)}{E_{Comb}} \quad (kg/GJ) \quad (2)$$

Os valores do índice de alcalinos situados na faixa de 0,17 a 0,34 kg/GJ, indicam a probabilidade de que ocorram incrustações, quando esses valores são maiores que 0,34 kg/GJ, a ocorrência de incrustações é praticamente certa. Entretanto, quando o *IA* é menor que 0,17 kg/GJ, a probabilidade de ocorrência de incrustações é muito baixa (MACHIN, 2015). No caso do bagaço de cana, o índice *IA* está na ordem de 0,06 kg/GJ para a palha está na ordem do 0,11 kg/GJ.

2.6. IMPACTO AMBIENTAL DA PRODUÇÃO DE CANA-DE-AÇÚCAR

A produção e utilização da cana de açúcar no Brasil proporciona uma redução nas emissões de gases de efeito estufa. Os principais pontos que contribuem para que a cana de açúcar reduza a emissão de CO₂ é a fotossíntese, realizada por toda planta, e as substituições da gasolina pelo etanol nos veículos flex e do óleo combustível pelo bagaço nas caldeiras para a geração de energia elétrica e térmica.

No processamento da cana algumas atividades consomem CO₂ da atmosfera pelo que seus valores são representados pelo sinal “+”, enquanto as atividades que liberam CO₂ são representadas através do sinal “-”. No final, tem-se o balanço positivo de 206,8 kg CO₂/t de cana processada como é mostrado na Tabela 9.

Diante do potencial de obtenção de créditos de carbono, as usinas do setor sucroalcooleiro têm a possibilidade de venda desses créditos como mais uma fonte de renda. O mercado de carbono constitui mecanismos de flexibilização que permitem o cumprimento das metas de redução dos gases de efeito estufa estabelecidos pelo Protocolo de Quioto, apoiadas no comércio destas emissões e em a implementação conjunta de Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL). O mercado do carbono funciona da seguinte maneira, cada tonelada de (CO₂)_e equivale a 1 crédito de carbono. A ideia do MDL é que cada tonelada de CO₂ não emitida ou retirada da atmosfera por um país em desenvolvimento possa ser negociada no mercado mundial por meio de Certificados de Emissões Reduzidas (CER) (LUDENA; NETTO; RYFISCH, 2015).

Tabela 9. Balanço de carbono na produção de açúcar, etanol e geração de eletricidade.

Atividades	Kg CO ₂ /t cana
Atividade 1: Produção, colheita e transporte da cana	
Fixação (fotossíntese) do carbono da atmosfera	+ 694,7
Liberação de CO ₂ pelo uso de combustíveis (diesel) na lavoura	- 4,7
Liberação de CO ₂ na queima ou oxidação de resíduos do canavial	- 247,5
Liberação de outros gases de efeito estufa na queima ou oxidação dos resíduos no canavial	- 5,0
Liberação de N ₂ O solo pelo uso de adubação nitrogenada	- 3,2
Liberação de CO ₂ na produção de insumos da lavoura (mudas, herbicidas, pesticidas, etc.)	- 6,7
Liberação de CO ₂ na fabricação de equipamentos agrícolas que serão usados na lavoura.	- 2,4
Atividade 2: Produção de açúcar, álcool e geração de eletricidade	
Liberação de CO ₂ na fermentação alcoólica	- 38,1
Liberação de CO ₂ na fabricação dos insumos da indústria (cal, H ₂ SO ₄ , etc.).	- 0,5
Liberação de CO ₂ na produção de equipamentos, prédios e instalações industriais.	- 2,8
Liberação de CO ₂ na combustão ou gás de gaseificação do bagaço, substituindo óleo combustível, na produção de açúcar, álcool e eletricidade.	- 231,6
Emissão evitada de CO ₂ , pelo uso de bagaço na produção de açúcar (somente), em vez de óleo combustível ou carvão mineral.	+ 104,0
Atividade 3: Uso do açúcar e do álcool	
Metabolização do açúcar	- 97,0
Liberação de CO ₂ na queima do álcool em motores combustão interna	- 79,1
Emissões evitadas de CO ₂ pela queima do álcool em motores combustão interna	+ 126,7
Total de emissões evitadas	+ 206,8

Fonte: Adaptado Fiomari (2004); Silva, (2010)

CAPÍTULO III. ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DA INCORPORAÇÃO DE TURBINA A GÁS ASSOCIADA A GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE NA USINA SUCROALCOLEIRA.

Neste capítulo, será apresentada a análise técnica da incorporação da turbina a gás associado à gaseificadores de leito fluidizado circulante tecnologia BIG-GT no setor sucroalcooleiro brasileiro. Para o desenvolvimento desta análise, considera-se como linha base do estudo a configuração de uma usina convencional e será avaliada a implementação da tecnologia BIG-GT para quatro casos, garantindo a demanda de energia térmica da usina.

O estudo considera que todo o bagaço produzido na usina será gaseificado num reator em leito fluidizado circulante, ao invés de ser queimado como no ciclo convencional, substituindo-se a caldeira pelo sistema BIG-GT (gaseificação, turbina a gás e caldeira de recuperação), considerando a secagem do bagaço como processo de pré-tratamento da biomassa úmida.

No Caso I: Estuda-se a gaseificação em leito fluidizado circulante atmosférico e ar como agente de gaseificação;

No Caso II: Estuda-se a gaseificação em leito fluidizado circulante pressurizado e ar como agente de gaseificação;

No Caso III: Estuda-se a gaseificação em leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de oxigênio-vapor de gaseificação.

No Caso IV: Estuda-se a gaseificação em leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de oxigênio-vapor de gaseificação com queima suplementar de palha na caldeira de recuperação.

Em todos os casos, serão determinados os valores de eficiências energética e exergética de geração de eletricidade, calor de processo e global da usina. Serão determinados, também, os valores de eletricidade produzida em cada caso com a implementação da tecnologia BIG-GT.

Em fase final, é feita uma comparação considerando os desempenhos termodinâmicos dos diferentes casos e as possibilidades técnicas de implementação de cada um deles para determinar o melhor do ponto de vista técnico.

O BIG-GT é uma combinação de duas tecnologias principais: a gaseificação de biomassa junto a turbina a gás e caldeira de recuperação. O sistema de gaseificação da planta BIG-GT produz um

gás limpo que alimenta a turbina a gás, sendo os gaseificadores de tecnologia adequada para a gaseificação do bagaço.

A incorporação da tecnologia da gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar no setor sucroalcooleiro consiste na substituição do sistema de cogeração convencional CEST pela tecnologia BIG-GT. Para implementação desta tecnologia de forma total é necessário garantir a demanda térmica do processo da usina convencional, ou seja, mantêm-se todos os parâmetros após a entrada ao processo. Neste capítulo, determinam-se a potência elétrica e térmica, assim como, a eficiência de geração de eletricidade e eficiência global da usina com a incorporação da tecnologia BIG-GT.

3.1. BALANÇO DE MASSA, ENERGIA E EXERGIA

Para a análise será considerada, primeiramente, a lei da conservação da massa relacionada ao volume de controle. Essa conservação inclui somente a análise da vazão mássica que está entrando e saindo do volume de controle e desconsidera a variação de massa no interior do mesmo, pois se trata de operação em regime permanente. Também chamada de equação da continuidade, a equação (3) representa o balanço de massa em um volume de controle:

$$\frac{dm_{v.c}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s \quad (3)$$

Considerando que no regime permanente a massa, em cada ponto do volume de controle, não varia com o tempo, a Equação (3) pode ser reescrita como segue:

$$\sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s = 0 \quad (4)$$

A primeira lei da termodinâmica na sua forma completa, ou seja, o balanço de energia, considerando também a parcela que varia no tempo pode ser escrito como na equação (5):

$$\frac{dE_{v.c}}{dt} = \dot{Q}_{v.c} - \dot{W}_{v.c} + \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g \cdot Z_e \right) - \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g \cdot Z_s \right) \quad (5)$$

Considerando o processo em regime permanente e adotadas as hipóteses de que os valores das variações de energia cinética e potencial são pequenos ou quase nulos. Assim, a Equação (5) pode ser reescrita como segue:

$$\dot{Q}_{v.c} - \dot{W}_{v.c} + \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_s h_s = 0 \quad (6)$$

A segunda lei da termodinâmica para um volume de controle na sua forma completa é dada por Equação (7):

$$\frac{dS_{v.c}}{dt} = \dot{S}_{ger.v.c} - \sum \frac{\dot{W}_{v.c..j}}{T_j} + \sum \dot{m}_e s_e - \sum \dot{m}_s s_s \quad (7)$$

Para o processo em regime permanente o primeiro termo da Equação (7) é igual a zero, assim, a segunda lei da termodinâmica pode ser descrita da seguinte maneira:

$$\dot{S}_{ger.v.c} - \sum \frac{\dot{W}_{v.c..j}}{T_j} + \sum \dot{m}_e s_e - \sum \dot{m}_s s_s = 0 \quad (8)$$

Para um processo adiabático em regime permanente tem-se ($s_s \geq s_e$), logo a geração de entropia no volume de controle é positiva. A condição ($s = s_e$) ocorrerá para um processo adiabático e reversível.

Antes de ser definido o balanço de exergia, deve-se ressaltar que o máximo trabalho reversível que pode ser extraído de um sistema dado num certo estado termodinâmico será dado quando a matéria desse sistema alcançar o estado morto (estado de referência), ou seja, quando a quantidade de massa estiver em equilíbrio mecânico e térmico com o meio, isto é, a pressão P_0 e temperatura T_0 . Também deve estar em equilíbrio químico, além de ter velocidade zero e ter energia potencial mínima. Exigências análogas podem ser estabelecidas em relação aos efeitos magnéticos, elétricos e superficiais, se forem relevantes na formulação. Assim, é conveniente definir a exergia de fluxo de um estado em função da capacidade (potencial) para realizar o máximo trabalho possível.

Indicando o estado morto pelo índice 0, o trabalho reversível será máximo quando $h_s = h_0$; $s_s = s_0$; $V_s = 0$; $Z_s = Z_0$. Será designado o trabalho reversível máximo, por unidade de massa que escoar e em uma situação onde não há transferência de calor, como exergia (ex) por unidade de massa dada em kg/kJ, ou seja:

$$ex = \left(h - T_0 \cdot s + \frac{V^2}{2} + g \cdot Z \right) - (h_0 - T_0 \cdot s_0 + g \cdot Z) \quad (9)$$

O balanço de exergia na sua forma completa é obtido quando a Equação (10):

$$\frac{dex_{v.c.}}{dt} = \sum \dot{Q}_j \cdot \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot ex_e - \sum \dot{m}_s \cdot ex_s - \dot{I}_{v.c.} \quad (10)$$

A taxa de variação instantânea de exergia ou de geração de irreversibilidade apresentada na equação (10) é composta por vários termos. No primeiro termo, após a igualdade, a taxa instantânea de exergia está associada à transferência de calor, no segundo termo, à transferência de trabalho, no terceiro e no quarto, à transferência de massa e no quinto e último termo, está associada à destruição de exergia ou geração de irreversibilidade.

Para um processo em regime permanente, a equação (10) pode ser reescrita como segue:

$$\dot{I}_{v.c.} = \sum \dot{Q}_j \cdot \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot ex_e - \sum \dot{m}_s \cdot ex_s \quad (11)$$

3.1.1. Componentes da exergia

Segundo Kotas (1985) e Tuna (1999) na ausência de efeitos de ordem nuclear, magnética, elétrica e de tensão de superfície, a exergia E_{total} de um sistema pode ser dividida em quatro componentes: exergia física E_{PH} , exergia cinética E_{KN} , exergia potencial E_{PT} , e exergia química E_{CH} , ou seja:

$$E = E^{PH} + E^{KN} + E^{PT} + E^{CH} \quad (12)$$

A exergia específica total em uma base de massa é determinada na Equação (13):

$$e = e^{PH} + e^{KN} + e^{PT} + e^{CH} \quad (13)$$

A componente potencial e cinética da Equação (13), podem ser representadas pelas equações (14) e (15) respectivamente.

$$e^{PH} = \frac{1}{2} V^2 \quad (14)$$

$$e^{PT} = g \cdot Z \quad (15)$$

A exergia física, considerando um sistema em repouso relativo ao ambiente, é o máximo trabalho útil teórico possível assim que o sistema passa de seu estado inicial onde a temperatura é T e a

pressão é P ao estado morto restrito no qual a temperatura é T_0 e a pressão é P_0 , ocorrendo transferência de calor apenas com o ambiente.

A exergia física de um sistema (ou fluxo) em um determinado estado é dada pela expressão:

$$e^{PH} = (h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0) \quad (16)$$

Ou pode ser calculada considerando os calores específicos:

$$e^{PH} = C_p \cdot (T - T_0) - T_0 \cdot \left(C_p \cdot \ln \frac{T}{T_0} - R \cdot \ln \frac{P}{P_0} \right) \quad (17)$$

De acordo com Kotas (1985), a exergia química se define como a máxima quantidade de trabalho adquirível quando a substância em consideração é trazida desde o estado ambiental ao equilíbrio termodinâmico completo com o meio de referência, mediante processos que envolvem transferência de calor e intercâmbio de substâncias só com o meio ambiente.

Para um gás, o trabalho máximo teórico por mol de gás pode ser obtido quando a expansão ocorre sem irreversibilidades. Portanto, a exergia química por mol de gás é:

$$e^{CH} = -RT_0 \cdot \ln X_\omega \quad (18)$$

Na qual X_ω representa a fração molar do gás ω no ambiente. Para uma mistura de n gases como caso do gás de gaseificação, a exergia química por mol da mistura pode ser descrita como: (MORAN; SHAPIRO, 2006)

$$e^{CH} = \sum X_\omega \cdot e_\omega^{CH} + R \cdot T_0 \sum X_\omega \cdot \ln X_\omega \quad (19)$$

Para o presente trabalho, adotou-se $T_0 = 25^\circ\text{C}$ e $P_0 = 101,3 \text{ kPa}$, entalpia da água (h_0) igual a 104,86 kg/kJ e a entropia da água (s_0) igual a 0,367 kg/kJ.K para o estado morto.

3.2. CONFIGURAÇÃO DA USINA CONVENCIONAL

Segundo Germek (2005) e Salvi (2006), as usinas tradicionais de açúcar e álcool utilizam bagaço com alto teor de umidade (aproximadamente 50 %), como combustíveis nas caldeiras para gerar vapor que passa por turbinas a vapor convencional de extração/condensação (CEST) para gerar energia mecânica e elétrica na planta, e o vapor de baixa pressão é usado no processo industrial da usina. Em um ciclo Rankine simples, o vapor é utilizado como fluido de trabalho gerado a partir de água em estado líquido. Este vapor superaquecido flui através da turbina, onde sua energia é convertida em trabalho mecânico e posteriormente em eletricidade por meio de um gerador. Nem toda a energia do vapor pode ser utilizada na geração elétrica por causa das perdas devido ao atrito e a viscosidade. A maior parte da energia é rejeitada para o condensador. A água de alimentação condensada é bombeada e retorna para a caldeira convencional.

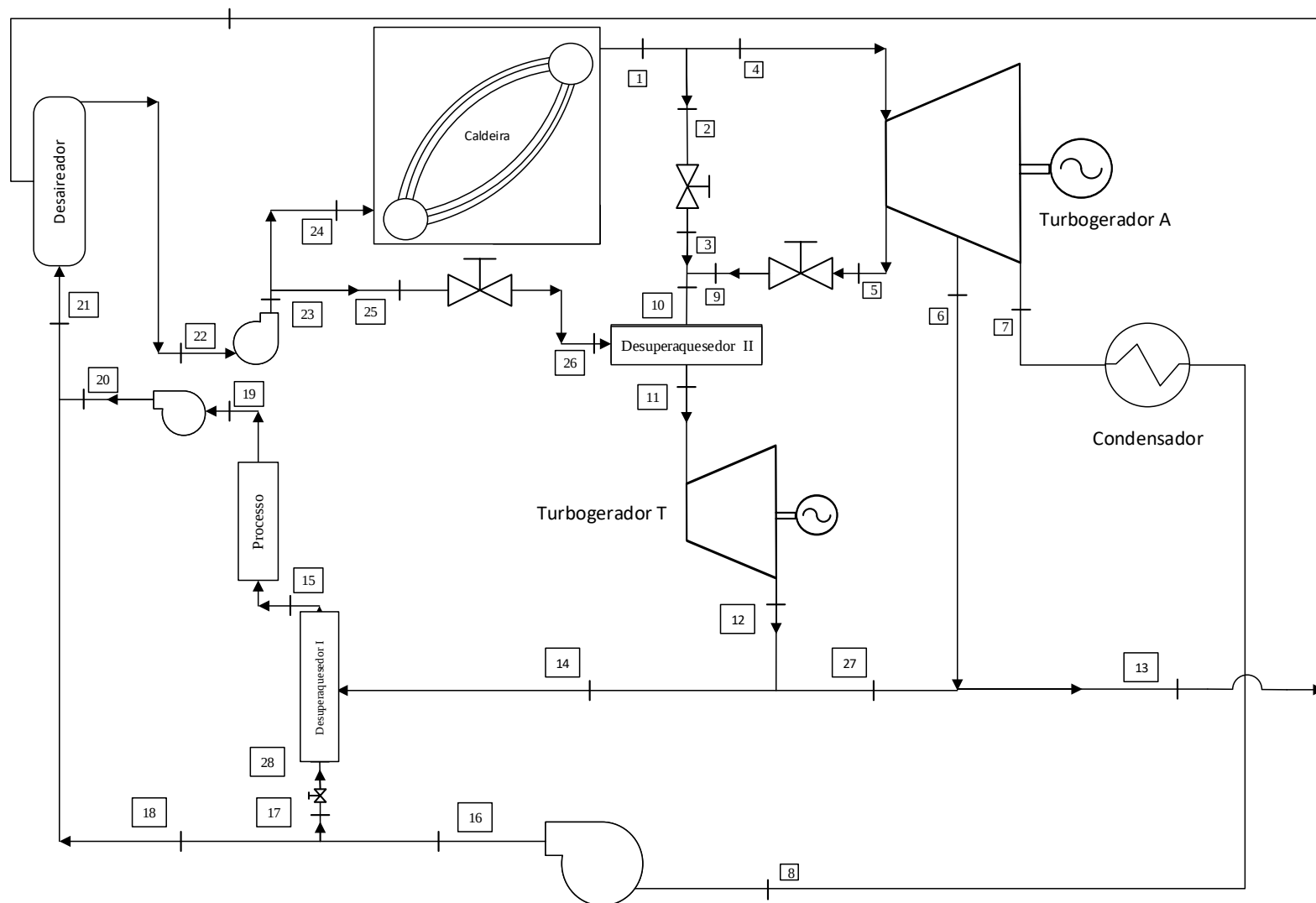
No presente estudo, analisou-se a implementação da tecnologia BIG-GT em uma usina sucroalcooleira convencional com capacidade de processamento de 284,9 t/h de cana na época da colheita. Esta planta produz 81,1 t/h de bagaço de cana, que representa 28,46 % da cana moída, com teor de umidade entre 45 e 50 %, dos quais 70,5 t/h são queimados em uma caldeira, projetada para gerar nominalmente 150 t/h de vapor a uma pressão de 6.468,0 kPa e 803 K de temperatura. A planta tem um turbo gerador capaz de gerar 40 MW de eletricidade nominalmente com vapor de alta pressão a partir da caldeira, com uma turbina de múltiplos estágios de extração/condensação. A potência elétrica produzida pela turbina a vapor é de 31,23 MW, a demanda elétrica para a operação da usina é de 7,60 MW e o excedente de energia produzida nessa configuração da usina é de 23,63 MW (FIOMARI, 2004). O esquema da usina convencional linha base do estudo é apresentado na Figura 18.

A usina sucroalcooleira “Pioneiros”, usada como linha base do presente estudo, fundada em julho de 1980 numa fazenda situada às margens do Rio Tietê (Fazenda Santa Maria da Mata) na cidade de Sud Mennucci, região noroeste do estado de São Paulo. Inicialmente produzia somente álcool, mas a partir de 1994 deixou de ser só uma destilaria e passou a ser uma usina produtora de açúcar e álcool (FIOMARI 2004). Hoje a usina pertence ao grupo Santa Adélia composto por três usinas (Pioneiros, Jaboticabal e Pereira Barreto), na safra 2017/2018 a capacidade de produção foi de 5.207.075 sacas de açúcar, 313.685 m³ de etanol, além da comercialização de 361.395 MWh de

energia elétrica, totalizando uma moagem de 5,73 milhões de toneladas de cana (USINA SANTA ADÉLIA, 2018).

Segundo a análise feita por Fiomari (2004), na simulação do funcionamento da usina “Pioneiros” mostrada na Figura 18, que representa a configuração da planta com eletrificação total no acionamento de seus equipamentos. Nesta planta, o turbo gerador A, mais eficiente, tem preferência no vapor produzido, enquanto o turbo gerador T funciona somente se for necessário produzir mais vapor de baixa pressão para o processo, evitando-se o uso de uma válvula redutora de pressão. Os parâmetros termodinâmicos da usina convencional são apresentados na Tabela 10 (FIOMARI, 2004).

Figura 18. Fluxograma da Usina Convencional.



Fonte: Fiomari (2004)

Tabela 10. Parâmetros de operação da usina convencional.

Pontos	m (kg/s)	p (kPa)	T (K)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1	41,67	6468,0	803,15	3488,5	6,93
2	2,78	6468,0	803,15	3488,5	6,93
3	2,78	2156,0	783,15	3488,5	7,42
4	38,89	6468,0	803,15	3488,5	6,93
5	-	-	-	-	-
6	33,33	245,0	407,65	2732,5	7,10
7	5,56	7,2	312,75	2572,6	8,26
8	5,56	7,2	312,65	165,4	0,57
9	-	-	-	-	-
10	2,78	2156,0	783,35	3488,5	7,42
11	3,19	2156,0	603,15	3087,8	6,84
12	3,19	245,0	437,65	2795,3	7,25
13	0,97	245,0	407,65	2732,5	7,10
14	35,56	245,0	410,35	2738,1	7,11
15	35,61	245,0	408,15	2733,5	7,10
16	5,56	490,0	312,75	166,3	0,57
17	0,06	490,0	312,75	166,3	0,57
18	5,50	490,0	312,75	166,3	0,57
19	35,61	245,0	373,15	419,2	1,31
20	35,61	490,0	373,25	419,6	1,31
21	41,11	490,0	365,15	385,8	1,22
22	42,08	245,0	378,15	440,3	1,36
23	42,08	8820,0	379,95	454,1	1,38
24	41,67	8820,0	379,95	454,1	1,38
25	0,42	20,0	379,95	454,1	1,38
26	0,42	2156,0	381,05	454,1	1,39
27	32,36	245,0	407,65	2732,5	7,10
28	0,06	245,0	312,85	166,3	0,57

Fonte: Fiomari (2004)

- Não calculado

A Tabela 11 apresenta os dados de moagem, tempo de safra, produção de bagaço e consumo da caldeira na configuração convencional da usina estudada (FIOMARI, 2004).

Tabela 11. Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da usina convencional.

Parâmetros	Valores	Unidades
Dias de Safra	225	Dias
Horas efetivas de moagem	4914	h
Moagem horária	79,14	kg/s
Fluxo de bagaço na caldeira	19,58	kg/s
Fluxo de bagaço total produzido	22,53	kg/s
Fluxo de bagaço residual	2,94	kg/s
Poder Calorífico Superior bagaço	18,85	MJ/kg
Poder Calorífico Inferior bagaço	9,15	MJ/kg
Temperatura do bagaço	25	°C
Umidade do bagaço	50	%

Fonte: Adaptado Fiomari (2004)

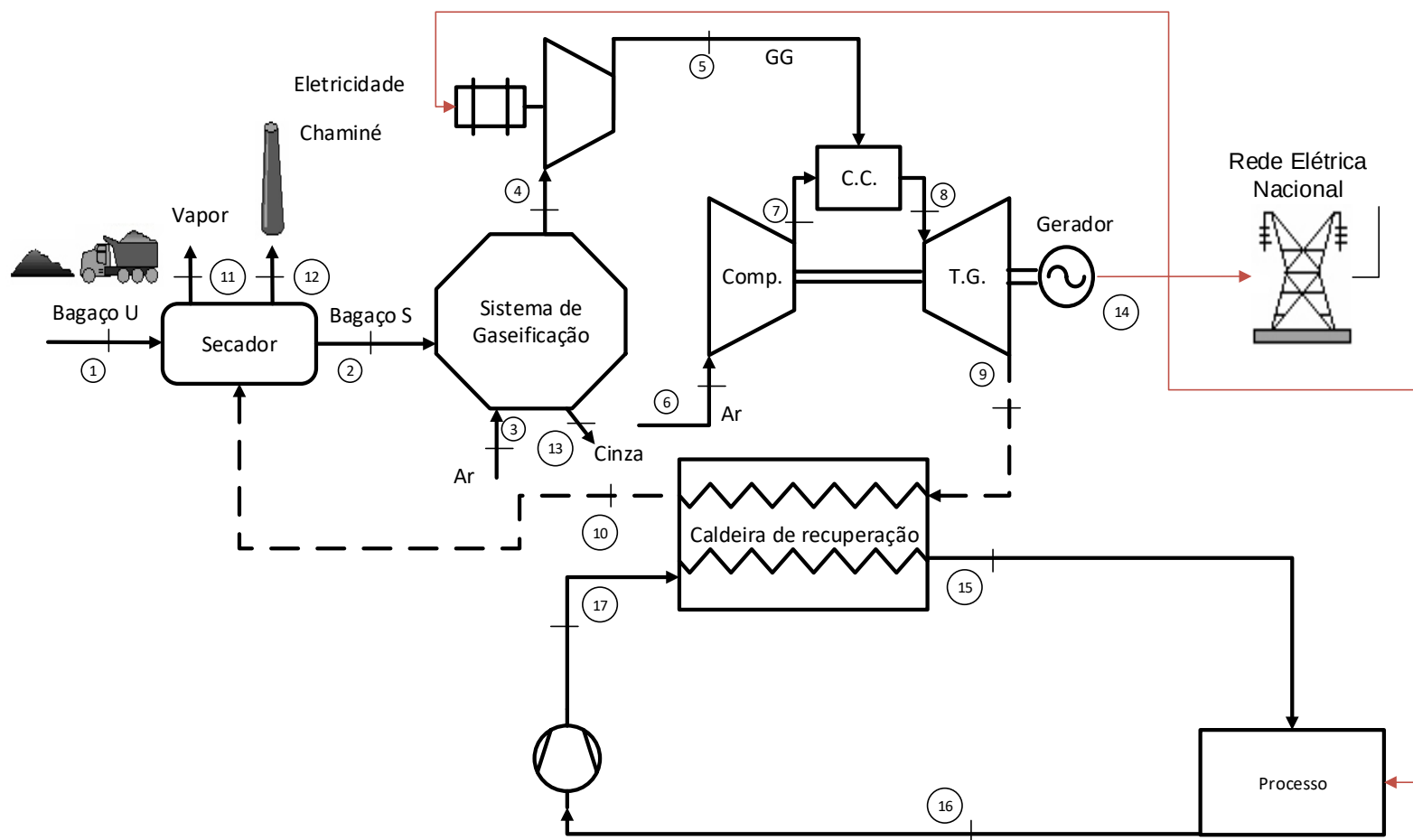
Os dados reportados na Tabela 10 e Tabela 11, são a base para as análises dos quatro cenários apresentadas neste estudo:

3.3. CASO I: GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE ATMOSFÉRICO E AR COMO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO.

Neste primeiro caso, estuda-se a gaseificação do volume total do bagaço de cana-de-açúcar da usina em leito fluidizado circulante e a substituição da caldeira convencional pelo sistema gaseificadores, turbina a gás e caldeira de recuperação (BIG-GT), empregando-se a secagem como processo de pré-tratamento do bagaço úmido. Nesta configuração a usina não gera eletricidade com vapor.

Para a implementação do ciclo BIG-GT na usina, o calor dos gases de exaustão da turbina a gás é aproveitado na caldeira de recuperação e devem satisfazer os requisitos de energia térmica do processo na usina. A Figura 19 apresenta a configuração da usina com a implementação da tecnologia BIG-GT.

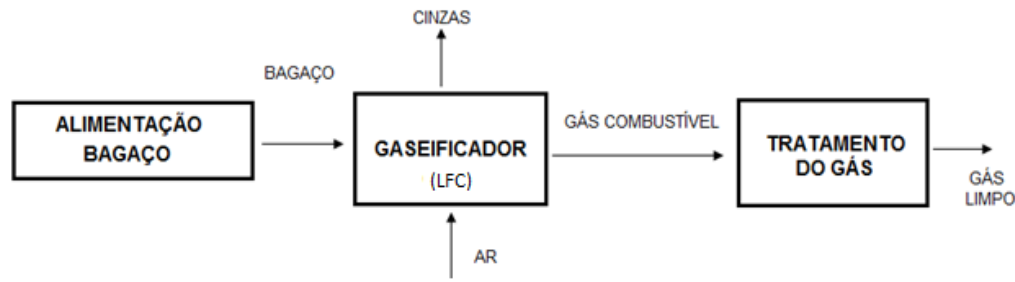
Figura 19. Caso I: Gaseificação em leito fluidizado circulante atmosférico e ar como agente de oxidante.



Fonte: Elaboração Própria.

O sistema de gaseificação constitui-se de um sistema de alimentação de bagaço de cana-de-açúcar, gaseificador em leito fluidizado circulante e sistema de limpeza e acondicionamento do gás combustível, como apresentado na Figura 20.

Figura 20. Sistema de gaseificação em leito fluidizado circulante.



Fonte: Elaboração Própria.

Para efetuar a análise da planta, foram levados em conta os dados listados na Tabela 12:

Tabela 12. Dados considerados para a análise técnica.

Parâmetros	Valores
$\eta_{cr} (\%)^*$	70
$\eta_{comp.} (\%)^*$	89
$\eta_{tqiso} (\%)^*$	80
$\eta_{CC} (\%)^*$	95
$\Delta P_{CC} (\%)^{**}$	0,05
$\Delta P_{cr} (\%)^{**}$	0,05

Fonte: * Silveira et al. (2010); **Vilela; Silveira (2007)

Para garantir o fluxo de gases de exaustão suficiente para manter a vazão de vapor na saída da caldeira de recuperação e a demanda térmica da planta, será necessária a seleção da turbina a gás.

3.3.1. Seleção da turbina a gás

Em concordância com a metodologia desenvolvida por Antunes (1999) e Villela; Silveira (2007), realizou-se a seleção da turbina a gás utilizando os equipamentos disponíveis no mercado (GTW, 2014), com uma temperatura dos gases de exaustão na faixa de 400 a 700 °C.

De acordo com Pedroso et al. (2017), não existe uma relação direta entre o PCI e a potência de saída na turbina a gás, mas é possível fazer algumas suposições gerais: se o combustível for unicamente um hidrocarboneto, sem gases inertes e sem oxigênio, a potência de saída aumenta com o incremento do PCI do gás combustível. Neste caso, o efeito da energia térmica nos gases de combustão é maior do que o efeito do fluxo mássico. Porém, com o aumento da quantidade de gases inertes, a diminuição do PCI proporcionará um incremento na potência de saída da turbina.

O gás de gaseificação tem uma grande quantidade de componentes inertes, tais como o dióxido de carbono (CO_2) e nitrogênio (N_2), apresenta baixo teor energético ou baixo índice de Wobbe (WI), na faixa de 22,5 a 30 MJ/Nm^3 , para o caso do gás natural em condições termodinâmicas semelhantes o valor do WI, oscila de 48 a 53 MJ/Nm^3 (PEDROSO et al., 2017). O índice WI pode ser determinado empregando-se a Equação (20), na qual SG é a densidade relativa do combustível analisado, neste caso gás de gaseificação e PCS é o poder calorífico superior do combustível.

$$WI = \frac{PCS}{\sqrt{SG}} \quad (20)$$

Se o WI for menor, as turbinas a gás proporcionarão mais energia pelo aumento do fluxo mássico através da seção da turbina, o que resulta em um acréscimo na potência de saída da mesma, causado pelo incremento da quantidade de combustível que entra na câmara de combustão para garantir a mesma energia. Esta adição de fluxo de massa, que não é comprimida pelo compressor da turbina a gás, aumenta a potência de saída. O consumo energético do compressor é essencialmente inalterado. Este é o principal impacto do uso de gás de gaseificação nas turbinas a gás (PEDROSO et al., 2017).

Atendendo ao anterior é possível assumir que a potência de saída e a eficiência da turbina a gás, com gás de gaseificação, sejam iguais ou maiores que as obtidas com gás natural. Más em concordância com estudos anteriores Larson et al. (2001); Pedroso et al. (2017), quando é utilizado gás de gaseificação na turbina a gás é considerada uma redução na eficiência de geração de eletricidade de 15%, menor que quando se utiliza gás natural.

Para que fosse mantida a demanda térmica do processo na usina convencional, no ponto 15, Figura 18, os parâmetros de vapor na saída da caldeira de recuperação foram adaptados na configuração BIG-GT. Para a seleção do sistema da turbina a gás, foram considerados os equipamentos

comercialmente disponíveis no mercado de acordo com (GTW 2014) e os parâmetros de funcionamento da usina.

Segundo Villela; Silveira, (2007), a temperatura dos gases na saída da caldeira de recuperação (T_{10}) deve ter o valor mínimo de 150 °C, sabendo que a temperatura dos gases de exaustão das turbinas a gás varia de 400 a 700 °C,

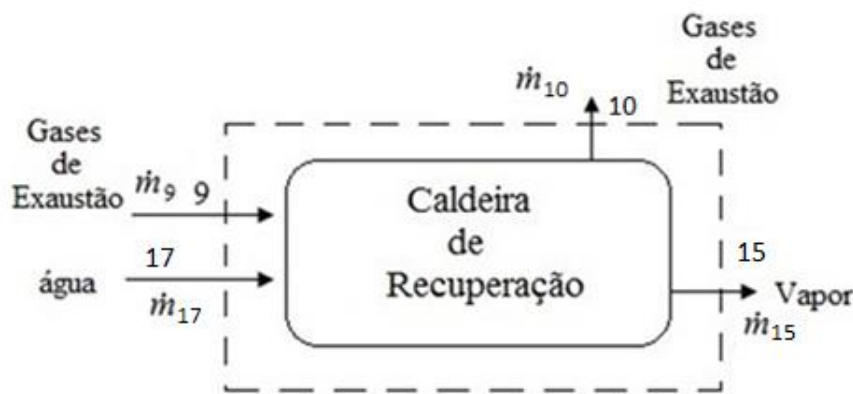
Foram considerados os seguintes parâmetros, para a seleção preliminar da turbina a gás:

- A temperatura de saída dos gases de exaustão na caldeira de recuperação é fixada inicialmente em 150 °C;
- Rendimento da caldeira de recuperação: 70 %;
- Fluxo de vapor na caldeira de recuperação: 35,61 kg/s, ponto 15 Tabela 10;
- Entalpia do vapor na saída da caldeira de recuperação (h_9): 2733,5 kJ/kg, ponto 15 Tabela 10;
- Entalpia do líquido na entrada da caldeira de recuperação (h_{14}): 454,1 kJ/kg, ponto 24 Tabela 10.

Para o estudo será mantida a demanda térmica do processo da usina convencional, convencionou-se que a entalpia do ponto h_{15} , Figura 19, da configuração “Caso I” é igual a entalpia no ponto h_{15} (Planta convencional, Figura 18, Tabela 10) e a entalpia do ponto h_{17} do “Caso I” é igual a entalpia do ponto h_{24} (Planta convencional, Figura 18, Tabela 10).

A caldeira de recuperação produzirá vapor a partir do gás de exaustão proveniente da turbina a gás. A Figura 21 apresenta o volume de controle na caldeira de recuperação “Caso I” (Figura 19), para o balanço de massa, energia e exergia.

Figura 21. Volume de controle da caldeira de recuperação.



Fonte: Elaboração Própria.

A partir do volume de controle da caldeira de recuperação Figura 21, determina-se o fluxo mássico em função da temperatura dos gases na saída da turbina a gás considerando a equação (21):

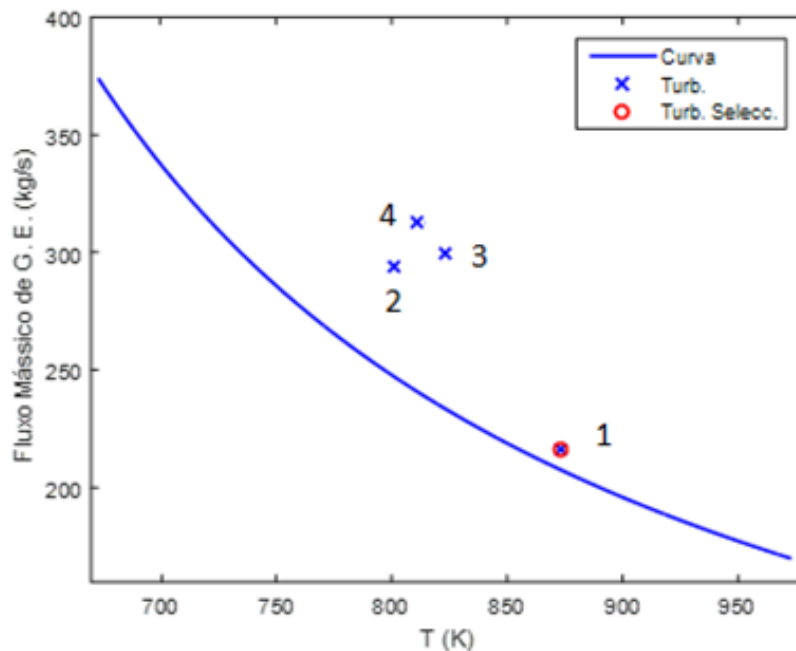
$$\dot{m}_9 = \frac{\dot{m}_{15} (h_{15} - h_{17})}{\eta_{CR} \cdot C_{p_{GE}} \cdot (T_{9m\acute{e}dia} - T_{10Inicial})} \quad (21)$$

Onde, $T_{9m\acute{e}dia}$ é a temperatura média de saída dos gases de exaustão da turbina a gás (400 a 700 °C), $T_{10inicial}$ é a temperatura inicial de saída dos gases de exaustão da caldeira de recuperação igual a 150 °C e $C_{p_{GE}}$ é o calor específico a pressão constante dos gases de exaustão da turbina a gás igual a 1,23 kJ/kg.K (MACHIN, 2015).

Depois de calculados os valores de fluxo mássico dos gases de exaustão utilizando a equação (21), foram pré-selecionadas as turbinas mais próximas da curva, como apresentado na Figura 22:

- Turbina a gás 1 - GE Power & Water Heavy Duty (50/60 Hz) 6F.03;
- Turbina a gás 2 - Bharat Heavy Electricals PG6111(FA);
- Turbina a gás 3 – Ansaldo Energia AE64.3A;
- Turbina a gás 4 – Hitachi PG6101(FA).

Figura 22. Pré-seleção da turbina a gás.



Fonte: Elaboração Própria.

Mediante o apresentado na Figura 22, verifica-se que a turbina 1 é a mais próxima da curva, sendo selecionada. A Tabela 13 apresenta os parâmetros da turbina a gás pré-selecionada (GTW, 2014).

Tabela 13. Turbina a gás pré-selecionada.

Nome do Fabricante	GE Power & Water Heavy Duty (50/60 Hz)
Modelo	6F.03
Heat Rate (Btu/kWh)	9470
E_P [kW]	80300
Ralação de Pressão [-]	16
Rotação da Turbina [rpm]	5231
Eficiência [%]	36
Vazão mássica dos gases de exaustão ($\dot{m}_9$) [kg/s]	217
Temperatura de exaustão (T_9) [°C]	600

Fonte: Adaptado GTW (2014)

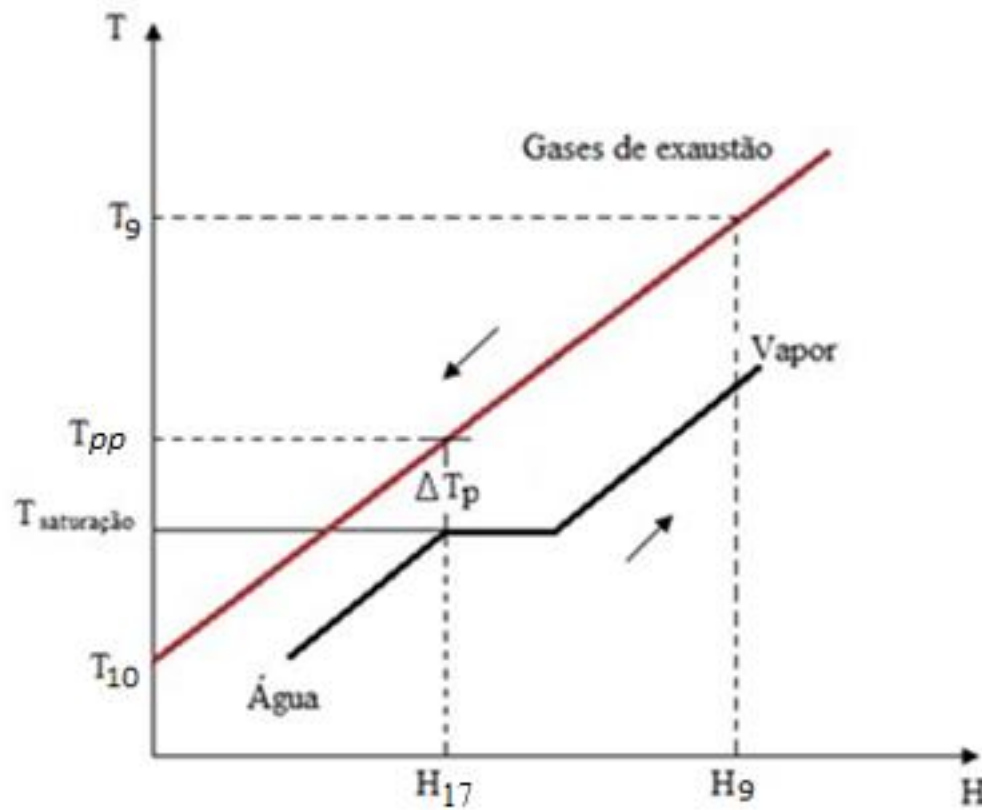
3.3.2. Determinação da temperatura dos gases de exaustão pelo Método do “*Pinch Point*”

De acordo com Castro (2007), a temperatura dos gases na saída da caldeira de recuperação não pode ser inferior a um valor mínimo, que depende do combustível e do processo de combustão, pois podem se formar ácidos quando os produtos da combustão forem resfriados na caldeira, danificando o equipamento, devido à composição do combustível. Portanto, a temperatura T_{10} (Figura 21), dos gases de exaustão em um modelo de turbina a gás já selecionada deve ser corrigida pelo método do *pinch point* de acordo com os critérios a seguir.

A variação de temperatura mínima para o perfil de resfriamento do gás proveniente da turbina ΔT_p (*Pinch Point*) deve ter um valor compreendido entre 10 e 30 °C, (SUE; CHUANG, 2004); neste caso, foi utilizado o valor médio de 20 °C.

A Figura 23 apresenta o perfil de resfriamento dos gases de exaustão até a intersecção com o eixo T. A temperatura T_9 é a temperatura dos gases de exaustão na saída da turbina a gás e $T_{\text{saturação}}$ é a temperatura de saturação na condição da pressão de saturação no ponto 15.

Figura 23. Perfil de resfriamento do gás para determinação do Pinch Point.



Fonte: Elaboração Própria.

A temperatura no ponto de orvalho foi determinada pela Equação (22):

$$T_{pp} = T_{saturação} + \Delta T_p \quad (22)$$

Para o cálculo da temperatura dos gases de exaustão, utilizou-se a Equação (23). (VILLELA; SILVEIRA, 2007).

$$T_{10} = T_9 - \left(\left[\frac{T_9 - T_{pp}}{H_9 - H_{17}} \right] \cdot H_9 \right) \quad (23)$$

As taxas de calor cedido (H_9) e recebido (H_{17}) foram dadas pelas Equações (24) e (25).

$$H_{17} = \dot{m}_{17} \cdot h_l \quad (24)$$

$$H_9 = \dot{m}_9 \cdot C_{p_g}(T_9) \quad (25)$$

Sendo, h_l é a entalpia específica do líquido saturado na condição de pressão de saturação do ponto 17.

Com auxílio da Figura 23 e das Equações (22) a (25), é possível determinar a temperatura dos gases de exaustão corrigida, igual a $T_{10} = 145 \text{ }^\circ\text{C}$.

Levando em conta que a temperatura de saída dos gases de exaustão no ponto T_{10} tem valor menor a $150 \text{ }^\circ\text{C}$, não é necessário realizar uma nova seleção de turbina a gás. Então a turbina a gás selecionada é da General Electric (GE) Power & Water Heavy Duty (50/60 Hz) Modelo 6F.03, sendo a mais adequada para a configuração proposta.

3.3.3. Correções dos parâmetros da turbina a gás selecionada para as condições de operação

Segundo Antunes (1999) e Pantalena (1997), os parâmetros das turbinas a gás após seleção, devem ser corrigidos de acordo com as condições locais da instalação da planta, pois a temperatura ambiente, a altitude e a umidade relativa influenciam no desempenho da turbina. Deste modo, as seguintes condições foram consideradas: temperatura ambiente de ($20 \text{ }^\circ\text{C}$); altitude de (386 m); umidade relativa do ar de (60%).

Os fatores de correção utilizados são obtidos de acordo com as Equações (26) a (27): (PANTALENA, 1997) e (ANTUNES, 1999),

- Da temperatura ambiente (T) sobre a potência de eixo (E_{tg})

$$fc_{Ep}^T = -0,004 \cdot T_{amb} + 1,06 = 0,98 \quad (26)$$

- Da temperatura ambiente (T) sobre a vazão mássica (vm) dos gases de exaustão

$$fc_{vm}^T = -0,006 \cdot T_{amb} + 1,07 = 0,95 \quad (27)$$

- Da temperatura ambiente (T) sobre o Heat Rate (HR)

$$fc_{HR}^T = 0,002 \cdot T_{amb} + 0,97 = 1,01 \quad (28)$$

- Da altitude (A) sobre a potência de eixo (E_{tg})

$$fc_{Ep}^A = -0,0001 \cdot A + 0,9816 = 0,94 \quad (200 \text{ m} \leq A < 2800 \text{ m}) \quad (29)$$

A Tabela 14 apresenta os dados já corrigidos para as condições locais da turbina a gás

Tabela 14. Correção da turbina a gás selecionada para as condições locais.

Nome do Fabricante	GE Power & Water Heavy Duty (50/60 Hz)
Modelo	6F.03
E_P [kW]	74208
Heat Rate (Btu/kWh)	8996
Relação de pressão [-]	16
Rotação da turbina [rpm]	5231
Eficiência [%]	36
Vazão mássica dos gases de exaustão ($\dot{m}_9$) [kg/s]	206
Temperatura de exaustão (T_9) [°C]	600

Fonte: Elaboração Própria.

As perdas de pressão dos gases de exaustão na caldeira de recuperação são consideradas de 5 %, e a pressão na saída dos gases de exaustão é considerada atmosférica (101,3 kPa), (ANTUNES, 1999).

Para a análise exergetica, a caldeira de recuperação é considerada um trocador de calor. Nestes equipamentos ocorrem basicamente três tipos de perdas, que são: perdas devido a uma diferença finita de temperatura entre os fluidos, perdas devido ao atrito do fluido na superfície e perdas devido a troca de calor com o ambiente. Perdas externas de calor e mudanças nas exergias cinética e potencial são geralmente desprezadas (TUNA, 1999).

Aplicando a Equação (11) no volume de controle da caldeira de recuperação da Figura 21 tem-se:

$$\dot{I}_{TC} = \dot{E}_9 + \dot{E}_{17} - \dot{E}_{10} - \dot{E}_{15} \quad (30)$$

Para o cálculo da eficiência exergetica de caldeiras de recuperação, assumindo que todas as transferências ocorrem a uma temperatura superior ou igual a do ambiente ($T_1 > T_0$), é usada a equação (31).

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_{15} - \dot{E}_{17}}{\dot{E}_9 - \dot{E}_{10}} \quad (31)$$

As equações (32) e (33) determinam a pressão na saída da turbina a gás e a relação de pressão.

$$P_9 = \frac{p_{10}}{1 - \Delta P_{CR}} \quad (32)$$

$$r_p = \frac{p_8}{p_9} \quad (33)$$

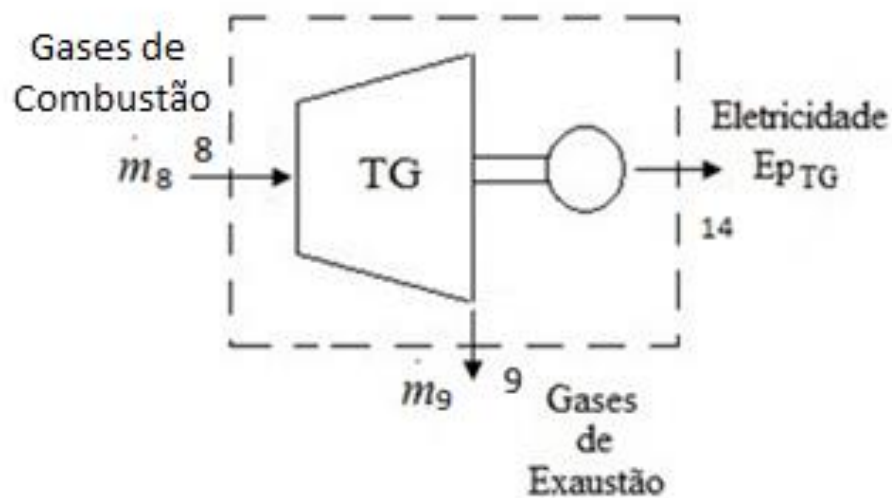
O valor da constante universal para os gases de exaustão é considerado igual a 0,29 kJ/kg K. A relação de calores específicos foi calculada por meio da equação (34) (MACHIN, 2015)

$$K_g = \frac{1}{1 - \left(\frac{R}{C_{pg}(T)} \right)} \quad (34)$$

3.3.4. Turbina a gás

Segundo Villela; Silveira (2007), a eficiência isentrópica da turbina a gás é considerada em torno de 89 %. O fluxo de energia fornecido pela combustão do gás de gaseificação condicionará o trabalho debitado pela turbina a gás. A Figura 24 apresenta o volume de controle na turbina a gás.

Figura 24. Volume de controle da turbina a gás



Fonte: Elaboração Própria.

A determinação da temperatura de entrada na turbina a gás foi obtida pela equação (35)

$$T_8 = \frac{T_7}{\left(1 - \eta_{t_{giso}} \cdot \left[1 - \left(\frac{p_8}{p_9}\right)^{\frac{1-k_g}{k_g}}\right]\right)} \quad (35)$$

O balanço de exergia da turbina a gás na superfície de controle é dado pela equação (36)

$$\dot{E}_8 = \dot{E}_9 + \dot{W}_{TG} + \dot{I}_{TG} \quad (36)$$

A equação (37), é usado para a análise das irreversibilidades na turbina a gás, a mesma leva em conta as relações de pressão, temperatura e a eficiência para o processo da expansão isentrópico, da turbina a gás.

$$\dot{I}_{TG} = \dot{E}_8 - \dot{E}_9 - \dot{W}_{TG} \quad (37)$$

A eficiência exergética para a turbina a gás e dada pela Equação (38):

$$\varepsilon = \frac{\dot{W}_{TG}}{\dot{E}_9 - \dot{E}_{10}} \quad (38)$$

3.3.5. Câmara de combustão

As perdas de pressão na câmara de combustão encontram-se em torno do 5 % e consideram-se a câmara de combustão, para efeitos de simplificação, um equipamento adiabático (ANTUNES, 1999).

A Figura 25 apresenta o volume de controle na câmara de combustão da turbina a gás.

Figura 25. Volume de controle na câmara de combustão.



Fonte: Elaboração Própria.

A pressão na saída do compressor foi obtida pela Equação (39).

$$P_7 = \frac{P_8}{1 - \Delta P_{CC}} \quad (39)$$

A relação de calores específicos é dada pela Equação (40).

$$K_{ar} = \frac{1}{1 - \left(\frac{R}{Cp_{ar}(T)} \right)} \quad (40)$$

De acordo com Tuna (1999), o objetivo de um combustor é aumentar a diferença de exergia entre os produtos e os reagentes da reação, às custas da exergia química do combustível. O balanço de exergia na superfície de controle é dado pela Equação (41):

$$\dot{E}_5 + \dot{E}_7 = \dot{E}_8 + \dot{I}_{CC} \quad (41)$$

Considerando o combustor adiabático, as irreversibilidade (I_{CC}) é dada na Equação (42) (KOTAS, 1985):

$$\dot{I}_{CC} = \dot{E}_5 + \dot{E}_7 - \dot{E}_8 \quad (42)$$

A eficiência exérgica para este processo de combustão é obtida:

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_8}{\dot{E}_5 + \dot{E}_7} \quad (43)$$

3.3.5.1. Propriedades da combustão do gás de gaseificação, Caso I

Para a combustão do gás de gaseificação é considerado o ar na entrada do compressor nas seguintes condições: pressão de 101,3 KPa, temperatura de 25 °C e umidade relativa de 60 %. O ar seco é composto por 21% de O₂ e 79 % de N₂ atmosférico (N_{2at}) em volume. O nitrogênio atmosférico inclui o argônio e os gases raros a 0.93 %, e possui um peso molecular de 28,15 g/mol. A análise por massa é de 23,2 % de O₂ e 76,8 % de N_{2at}. (TUNA, 1999).

A umidade relativa de 60 % corresponde a 60 % da pressão parcial do vapor de água na sua pressão de saturação a 25 °C, que das tabelas de vapor é de 3,1691 kN/m², e 60 % é igual a 1,9015 kN/m² = 0,0019015 MPa = 100 x 0,0019015 / 0,101325 = 1,877 % de pressão parcial. Então a composição do ar volumétrica e mássica é apresentada na Tabela 15 segundo (TUNA, 1999).

Tabela 15. Composição volumétrica e mássica do ar.

Composição	Volumétrica (%)	Mássica (%)
H ₂ O	1,877	1,176
O ₂	20,606	22,933
N _{2at}	77,517	75,891

Fonte: Tuna (1999)

Considerando-se que o mol do O₂ é 32 g, o de N₂ at é 28,15 g e o da H₂O é 18,015 g, o mol do ar é igual a 28,75 g.

O combustível a ser utilizado na combustão é o gás de gaseificação proveniente do processo de gaseificação. A composição do gás de gaseificação é estimada a partir do modelo de equilíbrio desenvolvido por Zainal et al. (2001), adaptado para a gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar em gaseificadores de leito fluidizado circulante o qual é descrito a seguir.

Partindo da equação geral da gaseificação de biomassa, Equação (1) é desenvolvido o modelo de equilíbrio descrito por (ZAINAL et al. 2001).

O balanço atômico é descrito nas equações da (44) a (55).

$$1 = x_2 + x_3 + x_5 + nc \quad (44)$$

$$2w + 2s + bH = 2x_1 + 2x_4 + 4x_5 \quad (45)$$

$$w + s + bO + 2m = x_2 + 2x_3 + x_4 \quad (46)$$

$$bN + 3.76(2m) = x_6 \quad (47)$$

A constante de equilíbrio K_1 e para a formação de metano pode ser calculada pela equação (48)

$$K_1 = \frac{P_{CH_4}}{(P_{H_2})^2} = \frac{x_5}{x_1^2} \quad (48)$$

A constante de equilíbrio K_2 para reação de deslocamento de vapor de água-gás pode ser determinada pela equação (49)

$$K_2 = \frac{P_{CO_2} \cdot P_{H_2}}{P_{CO} \cdot P_{H_2O}} = \frac{x_1 x_3}{x_2 x_4} \quad (49)$$

Baseado na reação global do processo de gaseificação de biomassa equação (1), pode-se escrever a equação referida ao balanço de energia como segue:

$$\begin{aligned} \Delta H_{fBagaço}^\circ + w(\Delta H_{fH_2O(liq)}^\circ + H_{(vap)}) &= x_2 \Delta H_{fCO}^\circ + x_3 \Delta H_{fCO_2}^\circ + x_4 \Delta H_{fH_2O}^\circ \\ &+ x_5 \Delta H_{fCH_4}^\circ + \Delta T(x_1 C_{p_{mH_2}} + x_2 C_{p_{mCO}} + x_3 C_{p_{mCO_2}} + x_4 C_{p_{mH_2O}} + x_5 C_{p_{mCH_4}} \\ &+ x_6 C_{p_{mN_2}} + nc C_{p_{mc}}) \end{aligned} \quad (50)$$

A composição do gás de gaseificação é estimada na Equação (51) e na Tabela 16

$$\begin{aligned} C_1 H_{1,434} O_{0,7} + 0,3(O_2 + 3,76N_2) \\ \rightarrow 0,467H_2 + 0,411CO + 0,429CO_2 + 0,319H_2O + 0,109CH_4 + 1,202N_2 \end{aligned} \quad (51)$$

Tabela 16. Composição do gás de gaseificação em base seca.

Composição	Mol (g)	Volumem (%)	Massa (%)	PCI (MJ/kg)
H ₂	2,016	17,51	1,38	120
CO	28,01	16,04	17,56	10,1
CO ₂	44,01	15,33	26,38	-
CH ₄	16,04	2,76	1,73	50
N ₂	28,013	48,36	52,95	-
GG.	25,50	100	100	4,90

Fonte: Elaboração Própria.

A combustão do gás de gaseificação na câmara de combustão da turbina a gás é considerada um processo que ocorre adiabaticamente e sem envolver trabalho ou variações de energia cinética e potencial. Nestas condições é alcançada a máxima temperatura dos gases quando a combustão é estequiométrica e essa temperatura pode ser controlada pela quantidade de excesso de ar (normalmente varia de 20 a 100 % ou maior), que é utilizada para preservar as condições metalúrgicas dos componentes das turbinas a gás (CASTRO, 2007; TUNA, 1999).

Desde o ponto de vista da primeira lei da termodinâmica como o processo é adiabático a entalpia dos reagentes (H_R) tem que ser igual a entalpia dos produtos (H_P) como mostrado na Equação (52).

$$\sum_R n_e(\bar{h}_f^0 + \Delta\bar{h})_e = \sum_P n_s(\bar{h}_f^0 + \Delta\bar{h})_s \quad (52)$$

Onde $\bar{h}_f^0$ e $\Delta\bar{h}$ são, respectivamente, as entalpia de formação e a diferença entre a entalpia em qualquer estado e a entalpia a 298 K e 0,1 Mpa.

A entalpia de formação de um composto químico é a variação da entalpia da reação de formação deste composto a partir de suas espécies elementares que o compõem, ou seja, a energia liberada ou absorvida pela reação de formação de compostos (WYLEN, 2003). Na Tabela (17), são mostradas a entalpia de formação dos principais componentes do gás de gaseificação e dos gases da combustão.

Tabela 17. Entalpia de formação dos principais elementos envolvidos.

Sustança	Entalpia de formação (kJ/kmol)
$(\bar{h}_f^0)_{CH_4}$	-74873
$(\bar{h}_f^0)_{CO}$	-110530
$(\bar{h}_f^0)_{CO_2}$	-393522
$(\bar{h}_f^0)_{H_2O}$	-241826

Fonte: Wylen (2003)

Levando em consideração entalpia de formação, a entalpia das substâncias envolvidas na combustão e a temperatura de entrada dos gases na turbina a gás (T_8), pode-se calcular o excesso de ar por tentativa interpolando os resultados. Para o Caso I o excesso de ar foi calculado igual a 30%, levando em conta esse valor e as condições de entrada do gás de gaseificação e do ar na câmara de

combustão, determina-se a composição química do gás de exaustão. A Tabela 18, apresenta o balanço estequiométrico da combustão do gás de gaseificação, com excesso de ar de 30 %.

Tabela 18. Balanço Estequiométrico para um 1 mol do gás de gaseificação.

Hidrogênio: H ₂ – 17,51 %									
2H ₂	+	O ₂	=	2H ₂ O	+	N ₂			
4	+	32	=	36	+				
1	+	8	=	9	+	26,47			
0,175	+	1,39	=	1,56	+	4,589			
Metano: CH ₄ – 2,76 %									
CH ₄	+	2O ₂	=	CO ₂	+	H ₂ O	+	N ₂	
16	+	64	=	44	+	36	+		
1	+	4	=	2,75	+	2,25	+	13,24	
0,028	+	0,110	=	0,076	+	0,062	+	0,364	
Monóxido de Carbono: CO – 16,04 %									
2CO	+	O ₂	=	2CO ₂	+	N ₂			
56	+	32	=	88	+				
1	+	0,57	=	1,57	+	1,89			
0,160	+	0,092	=	0,252	+	0,303			
HC	CO ₂	N ₂		O ₂	H ₂ O	=	CO ₂	N ₂ at	O ₂ H ₂ O
0,36	0,15	0,48					0,15	0,48	
		5,26		1,59	0,07		0,32	5,26	1,72
		1,58		0,48	0,03			1,58	0,48 0,03
0,36	0,15	7,32		2,07	0,10		0,47	7,32	0,48 1,73

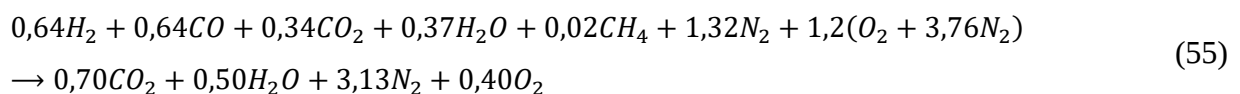
Fonte: Elaboração Própria.

Com os resultados obtidos na Tabela 18 a relação ar/combustível μ da reação pode ser calculada pela Equação (53) e (54):

$$\mu = \frac{2,06 + 7,32 + 0,11}{1} = 9,49 \text{ kmol}_{ar} / \text{kmol}_{GG} \quad (53)$$

$$\mu = 9,49 \cdot \frac{27,24}{25,58} = 10,11 \text{ kg}_{ar} / \text{kg}_{GG} \quad (54)$$

A Equação (55) apresenta a combustão do gás de gaseificação na câmara de combustão da turbina a gás.



A Tabela 19, apresenta a análise dos produtos da combustão de 1 mol de gás de gaseificação com 30 % de excesso de ar

Tabela 19. Análise dos produtos da combustão completa de 1 mol de gás de gaseificação.

Comp.	Massa Molar (MM)	Volume (%)	Massa (%)	Fração Molar
CO ₂	0,47	4,80	7,76	0,05
H ₂ O	1,73	17,33	11,46	0,17
N ₂	7,32	73,10	75,18	0,73
O ₂	0,48	4,76	5,59	0,05
TOTAL	10,00	100	100	1,00

Fonte: Elaboração Própria.

A massa molar do gás de gaseificação após a combustão é de 27,24 g/mol. A partir da Equação (55) e do calor específico das substâncias, foi elaborada uma equação geral para o calor específico à pressão constante do gás de combustão gerado, equação (56), sendo que MM representa a massa molar ou número de mols produzido na reação.

$$Cp_{GE}(T) = \frac{\%m_{CO_2} \cdot Cp_{CO_2} + \%m_{H_2O} \cdot Cp_{H_2O} + \%m_{N_2} \cdot Cp_{N_2} + \%m_{O_2} \cdot Cp_{O_2}}{MM} \quad (56)$$

As Equações (57) - (60), referem-se ao calor específico (Cp) dos elementos que compõem o gás de gaseificação originado do bagaço de cana-de-açúcar, em (kJ/kmol.K), os quais foram obtidas em (WYLEN, 2003).

$$Cp_{CO_2} = 0,45 + \frac{1,67 \cdot T}{10^3} - \frac{1,27 \cdot T^2}{10^6} + \frac{0,39 \cdot T^3}{10^9} \quad (57)$$

$$Cp_{N_2} = 1,11 - \frac{0,48 \cdot T}{10^3} + \frac{0,96 \cdot T^2}{10^6} - \frac{0,42 \cdot T^3}{10^9} \quad (58)$$

$$Cp_{H_2O} = 1,79 + \frac{0,107 \cdot T}{10^3} + \frac{0,586 \cdot T^2}{10^6} - \frac{0,2 \cdot T^3}{10^9} \quad (59)$$

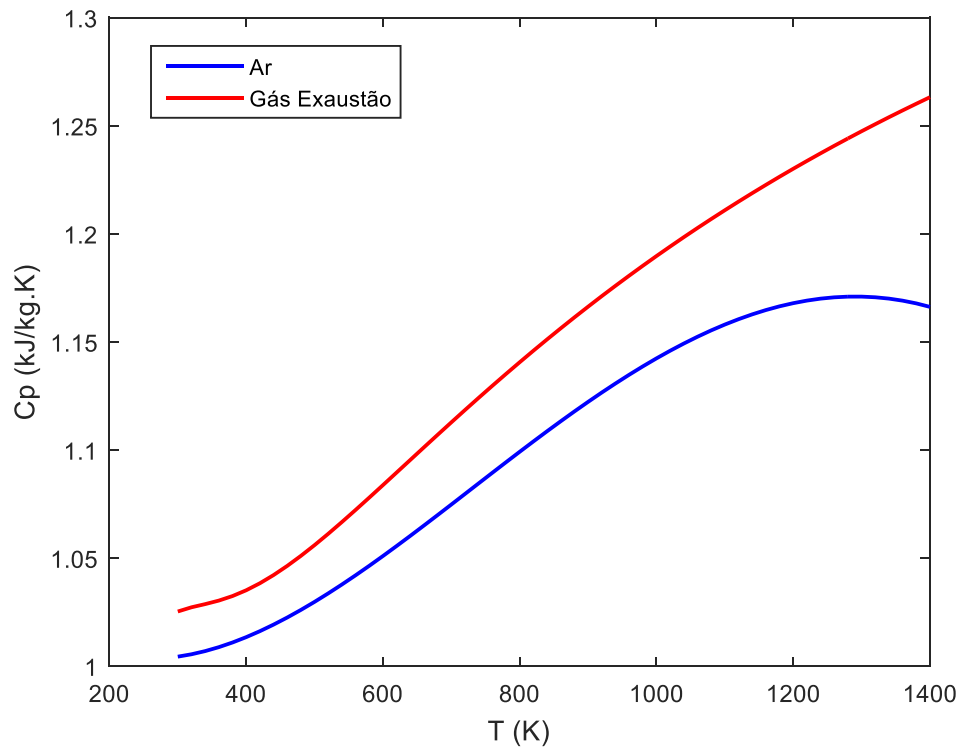
$$Cp_{O_2} = 0,88 - \frac{0,0001 \cdot T}{10^3} + \frac{0,54 \cdot T^2}{10^6} - \frac{0,33 \cdot T^3}{10^9} \quad (60)$$

Dividindo-se a equação do calor específico pelo valor de peso molecular, resulta a Equação (61) para o calor específico do gás de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar após queima na câmara de combustão (em kJ/kg.K).

$$Cp_{GE}(T) = 1,063 + 1,35 \cdot 10^{-4} \cdot T + 2,6 \cdot 10^{-8} - \frac{4020,24}{T^2} \quad (61)$$

A Figura 26 apresenta o comportamento do Cp do ar e dos gases da combustão do gás de gaseificação em função da temperatura, dado pela equação (61).

Figura 26. Calor específico do ar e dos gases de exaustão Caso I.

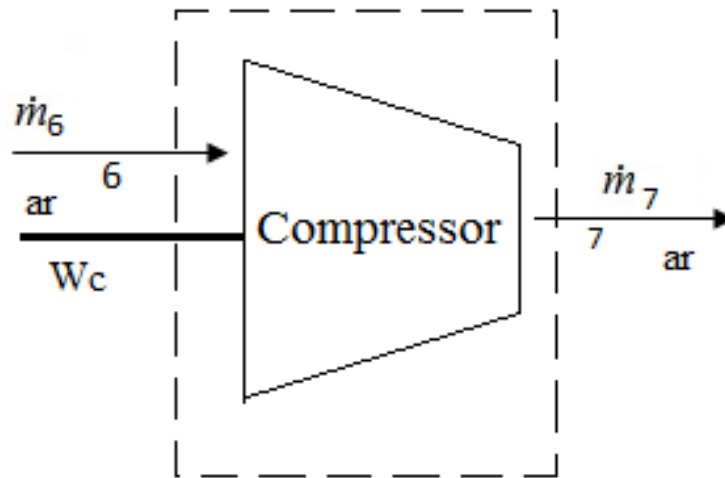


Fonte: Elaboração Própria.

3.3.6. Compressor

A temperatura e pressão na entrada do compressor, foram consideradas nas condições atmosféricas (298 K e 101,3 kPa, respectivamente). A Figura 27, apresenta o volume de controle no compressor.

Figura 27. Volume de controle no compressor.



Fonte: Elaboração Própria.

A eficiência isentrópica do compressor é considerada 80% (VILLELA; SILVEIRA, 2007). Pelo balanço de energia no compressor, determinou-se a temperatura de entrada do ar na câmara de combustão e determinada pela Equação (62) (ANTUNES, 1999).

$$T_7 = \left(1 + \frac{1}{\eta_{iso}} \left[\left(\frac{P_7}{P_6} \right)^{\frac{K_{ar}-1}{K_{ar}}} - 1 \right] \right) \quad (62)$$

O balanço de exergia do compressor na superfície de controle é:

$$\dot{W}_C = \dot{E}_7 - \dot{E}_6 + \dot{I}_C \quad (63)$$

As irreversibilidades do processo de compressão, no caso da compressão adiabática, são representadas na Equação (64)

$$\dot{I}_C = \dot{E}_6 + \dot{W}_C - \dot{E}_7 \quad (64)$$

A eficiência exergética para o compressor e dada na Equação (65)

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_7 - \dot{E}_6}{\dot{W}_C} \quad (65)$$

A Tabela 20 apresenta os parâmetros de trabalho da turbina a gás da GE modelo 6F.03.

Tabela 20. Parâmetros de operação da turbina gás GE Modelo 6F.03.

Pontos	Pressão [kPa]	Temperatura [°K]
5	1795,9	306,3
6	101,3	298,0
7	1795,9	742,5
8	1706,1	1207,9
9	106,6	873,6

Fonte: Elaboração Própria.

Nestas condições, realizou-se a análise da incorporação da tecnologia BIG-GT para determinar-se a quantidade de bagaço necessária para fornecer o vapor requerido pela usina.

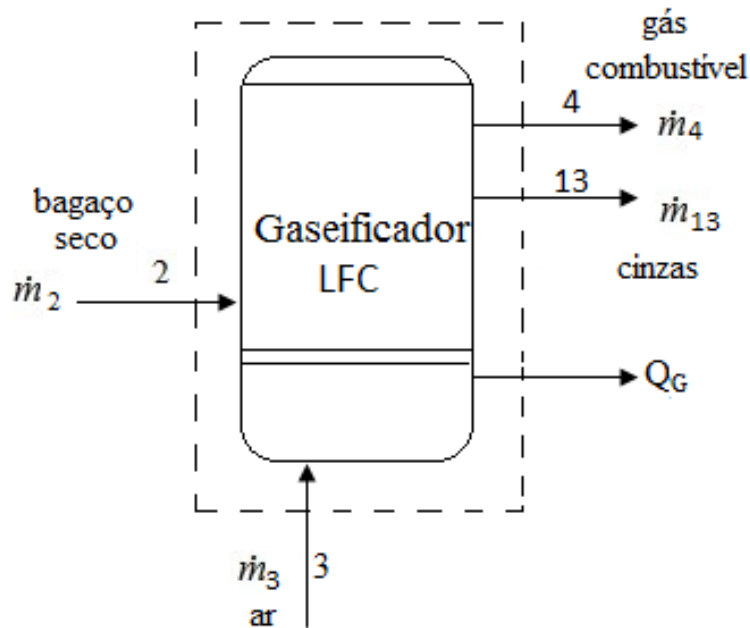
3.3.7. Análise energética e exergética da gaseificação de biomassa

As principais variáveis de entrada para a gaseificação são: a composição elementar, poder calorífico, umidade da biomassa, agente gaseificação e temperatura do leito. As variáveis de saída são: composição, poder calorífico e o teor de partículas sólidas no gás.

A gaseificação ocorre em quatro estágios físico-químicos: secagem, redução, pirólise e combustão. A ordem em que ocorrem essas etapas depende da forma de alimentação e localização da biomassa no leito. A secagem é um importante estágio para alcançar a gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar, pois é necessário remover parte de sua umidade que ele contém, que “*in natura*” é aproximadamente do 50 %, até que alcance valores de úmida em torno do 20 %, de modo a não comprometer a composição do gás obtido (DINIZ, 2013).

Na Figura 28 apresenta o volume de controle do gaseificador em leito fluidizado circulante para o Caso I.

Figura 28. Volume de controle do gaseificador em leito fluidizado Circulante Caso I.



Fonte: Elaboração Própria.

O balanço energético e exerético num gaseificador de biomassa, empregando-se como agente de gaseificação o ar, oxigênio, vapor ou misturas deles, está definido pela Equação (66) e (67) (KARAMARKOVIC; KARAMARKOVIC, 2010):

$$\begin{aligned} \dot{m}_{bio} \cdot PCI_{bio} + \dot{m}_{ar} \cdot h_{ar} + \dot{m}_{H_2O} \cdot h_{H_2O} + \dot{m}_{O_2} \cdot h_{O_2} \\ = \dot{m}_{GG} (h_{GG} + PCI_{GG}) + \dot{m}_{Char} \cdot (h_{Char} + PCI_{Char}) + Q_G \end{aligned} \quad (66)$$

$$\dot{E}_{bio} + \dot{E}_{ar} + \dot{E}_{H_2O} + \dot{E}_{O_2} = \dot{E}_{GG} + \dot{E}_{Char} + I_{Gaseif}. \quad (67)$$

Para o Caso I, o agente de gaseificação é o ar em condições atmosféricas e a gaseificação ocorre no ponto limite de carbono (*Carbon Boundary Point*), ou seja quando é incorporada a quantidade exata de agente de gaseificação garantindo a gaseificação completa da biomassa sem a formação de carvão residual, o balanço energético e exerético no sistema analisado na Figura 28 é definida pelas equações (68) e (69):

$$\dot{m}_2 \cdot PCI_2 = \dot{m}_4 (Cp_{GG} \cdot T + PCI_G) + \dot{m}_{13} h_{13} + \dot{Q}_{GG} \quad (68)$$

$$\dot{E}_2 = \dot{E}_4 + \dot{E}_{13} - \dot{E}_3 - I_{Gaseif}. \quad (69)$$

Para o cálculo da exergia específica do bagaço da cana é utilizada a equação apresentada por (SZARGUT; MORRIS; STEWARD, 1988), que leva em conta a correlação entre a exergia química e o poder calorífico inferior do combustível, considerando a relação entre as frações em massa de oxigênio e carbono, a composição elementar, o conteúdo de cinza e de umidade do combustível, conforme é apresentado nas equações (70) e (71):

$$ex_B = \beta \cdot (PCI_B + L_{\text{água}} \cdot Z_{\text{água}}) - ex_{\text{água}} \cdot Z_{\text{água}} \quad (70)$$

$$\beta = \frac{1,0412 + 0,216 \cdot \left(\frac{Z_{H_2}}{Z_C}\right) - 0,2499 \cdot \left(\frac{Z_{O_2}}{Z_C}\right) \left[1 + 0,7884 \cdot \left(\frac{Z_{H_2}}{Z_C}\right)\right] - 0,045 \cdot \left(\frac{Z_{N_2}}{Z_C}\right)}{1 - 0,3035 \cdot \left(\frac{Z_{O_2}}{Z_C}\right)} \quad (71)$$

Sendo, (β) a função das fração mássica em (%) dos componentes químicos do bagaço, (Z_j) é a fração em massa dos diferentes elementos químicos; ($Z_{\text{água}}$) fração em massa de água no bagaço úmido, ($L_{\text{água}}$) representa entalpia de vaporização da água igual a 2442 kg/kJ e ($ex_{\text{água}}$) a exergia química da água líquida igual a 50 kg/kJ (SZARGUT; MORRIS; STEWARD, 1988).

Para a determinação da vazão mássica de bagaço seco ($\dot{m}_2$), primeiramente, calculou-se a potência suprida pelo combustível por meio da Equação (72)

$$E_{Comb.GS} = \frac{Ep_{TG}}{\eta_{TG}} \quad (72)$$

Depois calculou-se o fluxo mássico do gás de gaseificação ($\dot{m}_4$), pela equação (73),

$$\dot{m}_4 = \frac{Ep_{TG}}{\eta_{TG} \cdot PCI_{syngas}} \quad (73)$$

Logo, considerando a eficiência energética média a frio de um sistema de gaseificação igual a 75% (LORA et al. 2012; WORLEY; YALE, 2012). Para o estudo, considerou-se que o PCI do gás se mantém constante durante o processo de acondicionamento antes de sair do sistema de gaseificação.

A vazão mássica do bagaço em base seca com 20 % de umidade ($\dot{m}_2$), que entra no gaseificadores calcula-se pela a Equação (74).

$$\dot{m}_2 = \frac{\dot{m}_4 \cdot PCI_{GG}}{\eta_{gaseif} \cdot PCI_{BS}} \quad (74)$$

Sendo, (η_{gaseif}) a eficiência a frio do sistema de gaseificação de biomassa empregando ar como agente de gaseificação. A eficiência a frio do gaseificadores não leva em conta o calor sensível disponível no gás de gaseificação, somente a energia química disponível como mostrado na Equação (75).

$$\eta_{gase} = \left(\frac{\dot{m}_3 \cdot PCI_{GG}}{\dot{m}_2 \cdot PCI_{bgs} + \dot{m}_{ar} \cdot h_{ar}} \right) \quad (75)$$

A eficiência exergética para o sistema de gaseificação é dada na Equação (76):

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_4 + \dot{E}_{13}}{\dot{E}_2 + \dot{E}_3} \quad (76)$$

3.3.8. Secador de biomassa

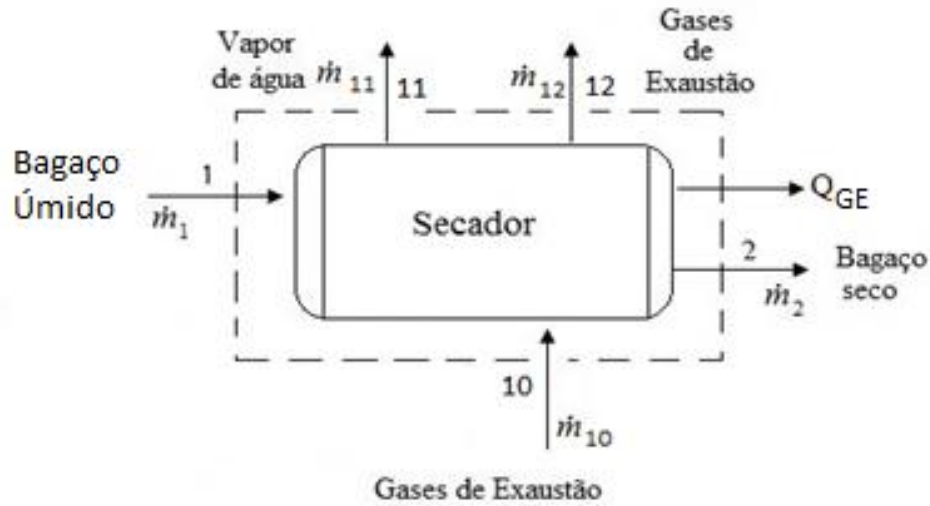
Para o uso do bagaço como combustível na gaseificação é preciso a secagem para diminuir a umidade de 50 % até 20 %, a energia necessária para a secagem do bagaço é fornecida pelos gases de exaustão da caldeira de recuperação. A equação (77), apresentam o balanço energético no secador de bagaço e a equação (78) determina a energia dos gases de exaustão da caldeira de recuperação (MACHIN, 2015).

$$\dot{m}_1 \cdot PCI_{BU} + Q_{GE} = \dot{m}_2 \cdot PCI_{BS} + \dot{m}_{11} \cdot h_{11} + \dot{m}_2 \cdot Cp_{BS} \cdot T \quad (77)$$

$$Q_{GE} = \dot{m}_{10} \cdot Cp_{GE} \cdot T_{10} - \dot{m}_{12} \cdot Cp_{GE} \cdot T_{12} \quad (78)$$

No balanço energético do secador considera-se que a energia fornecida pelos gases de exaustão depois de passar pela caldeira de recuperação (Q_{GE}) empregados para aquecer o bagaço úmido e evaporar a água contida nele. A massa de condensado no ponto ($\dot{m}_{11}$) é igual a 30% da biomassa no ponto ($\dot{m}_1$) que é a entra do secador. Como e apresentado na Figura 29.

Figura 29. Volume de controle no secador de bagaço.



Fonte: Elaboração Própria.

O balanço de exergia do secador tem em conta os fluxos de massa quente ($\dot{m}_{10}$) e frio ($\dot{m}_1$): e as irreversibilidade do processo de troca de calor ($\dot{I}_{TC}$) representada na Equação (79) (KOTAS, 1985).

$$\dot{E}_2 + \dot{E}_{11} + \dot{I}_{TC} = \dot{E}_{10} - \dot{E}_{12} \quad (79)$$

Para o cálculo da eficiência exergética de secador é usada a Equação (80).

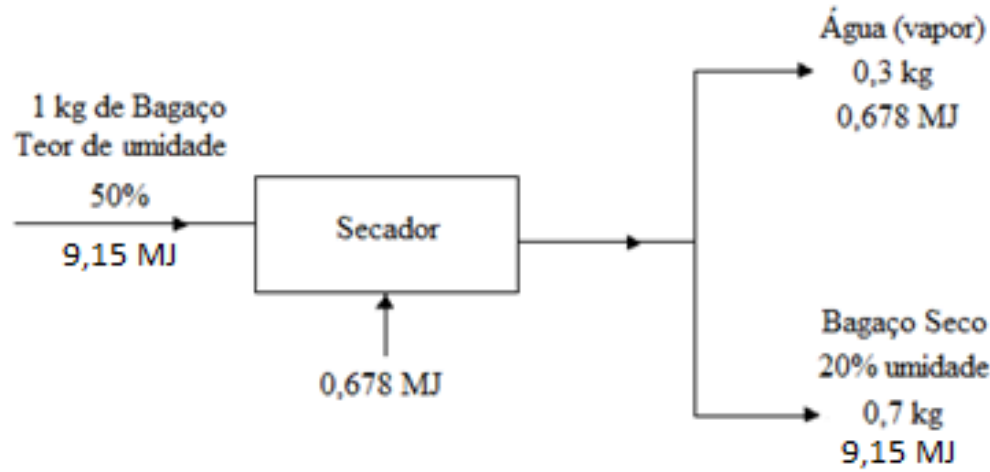
$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_2 + \dot{E}_{11}}{\dot{E}_{10} - \dot{E}_{12}} \quad (80)$$

Após realizado o balanço energético e exergético do secador pode-se conhecer, a vazão total de bagaço úmido requerida pela usina pela Equação (81), considerando o poder calorífico inferior do bagaço em base úmida com 50 % de umidade de 9150 kJ/kg (JOPPERT et al., 2017).

$$\dot{m}_1 = \frac{\dot{m}_2 \cdot PCI_{bgs}}{PCI_{bgu}} \quad (81)$$

De acordo com Machin (2015), a energia necessária para a secagem do bagaço é fornecida pelos gases de exaustão da caldeira de recuperação como apresentado na Figura 30.

Figura 30. Balanço de massa e energia no secador de bagaço de cana.



Fonte: Adaptado Machin (2015)

Após a determinação da vazão mássica total de bagaço requerida pela usina com a incorporação do ciclo BIG-GT (Caso I), a vazão mássica do bagaço úmido é $\dot{m}_{\text{Bag.nec}} = 32,45 \text{ kg/s}$ é a vazão mássica disponível na usina do bagaço úmido convencional é $\dot{m}_1 = 22,53 \text{ kg/s}$ (FIOMARI, 2004). Pode-se apreciar que o volume de bagaço que produz a usina não é suficiente para atender a demanda do vapor do processo de nova configuração, sendo assim, através da Equação (82), pode-se determinar o fluxo mássico de bagaço que deve ser comprado ($\dot{m}_{\text{Bag.nec.}}$) para garantir a demanda de vapor para o processo da usina:

$$\dot{m}_{\text{BU.comp.}} = \dot{m}_{\text{Bag.nec.}} - \dot{m}_1 \quad (82)$$

A eficiência da geração de eletricidade e vapor pela primeira e segunda lei da termodinâmica e calculada pelas Equações (83) a (93) considerando as potências elétricas geradas na usina e a potência consumida pela bomba.

$$\eta_{ge} = \frac{E_{TG} - W_b - W_{GG}}{E_{Comb}} \quad (83)$$

$$\eta_{ge.Ex} = \frac{E_{TG} - W_b - W_{GG}}{Ex_{Comb}} \quad (84)$$

$$\eta_V = \frac{E_{15} - E_{16}}{E_{Comb}} \quad (85)$$

$$\eta_{V.Ex} = \frac{Ex_{15} - Exp_{16}}{Ex_{Comb}} \quad (86)$$

A eficiência global da usina com a incorporação da tecnologia BIG-GT, calculou-se por meio da Equações (87) e (88),

$$\eta_{gl} = \frac{E_{TG} + E_{15} - E_{16} - W_b - W_{GG}}{E_{Comb}} \quad (87)$$

$$\eta_{gl.Ex} = \frac{E_{TG} + Ex_{15} - Ex_{16} - W_b - W_{GG}}{Ex_{Comb}} \quad (88)$$

3.3.9. Resultados do estudo, Caso I

A seguir, são apresentados os resultados da análise energética e exergética da incorporação de tecnologia BIG-GT na usina sucroalcooleira Caso I, conforme descrição no item 3.3. Será avaliado o comportamento dos rendimentos termodinâmicos pela primeira e segunda lei e as irreversibilidades para cada equipamento que conforma a planta.

Os parâmetros de funcionamento da usina com a implementação da incorporação da tecnologia BIG-GT Caso I, são apresentados na Tabela 21.

Tabela 21. Resultados da análise energética e exergética Caso I.

P	$\dot{m}$ (kg/s)	T (K)	P (kPa)	h (kJ/kg)	S (kJ/kg.K)	Cp (kJ/kg.K)	R (kJ/kg.K)	e_x (MJ/kg)	E_x (MW)	W (MW)
1	32,5	298,0	101,3	-	-	-	-	11,72	380,2	296,9
2	19,8	343,0	101,3	-	-	-	-	17,48	345,8	296,9
3	26,0	298,0	101,3	-	-	1,02	0,30	-	-	-
4	44,8	306,3	1795,9	-	-	1,19	0,30	4,65	208,4	208,4
5	44,8	306,3	1795,9	-	-	1,19	0,30	4,94	230,0	209,1
6	160,9	298,0	101,3	-	-	1,09	0,30	-	-	-
7	160,9	742,5	1795,9	-	-	1,09	0,30	0,46	73,4	88,2
8	205,8	1207,9	1706,1	-	-	1,29	0,30	0,96	200,7	246,3
9	205,8	873,6	106,6	-	-	1,22	0,30	0,33	68,5	145,9
10	205,8	423,2	101,3	-	-	1,13	0,30	0,03	5,2	30,4
11	12,53	372	101,3	419,6	1,31	-	-	0,04	0,46	5,3
12	205,8	373,0	101,3	-	-	1,13	0,30	0,01	2,0	17,5
13	1,0	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	74,3	74,3
15	35,6	408,2	245,0	2733,6	7,1	-	-	0,62	22,1	97,3
16	35,6	373,0	101,3	418,0	1,3	-	-	0,03	1,2	14,9
17	35,6	373,0	245,0	419,6	1,3	-	-	0,04	1,2	15,0

Fonte: Elaboração Própria.

- Não Calculado

Os resultados da incorporação da tecnologia BIG-GT Caso I são apresentados na Tabela 22.

Tabela 22. Valores obtidos no sistema BIG-GT.

$E_{p_{TG}}$ [MW]	E_V [MW]	$\dot{m}_4$ [kg/s]	$\dot{m}_2$ [kg/s]	$\dot{m}_1$ [kg/s]	$\dot{m}_{bag.comp}$ [kg/s]
74,30	82,40	44,8	19,8	32,5	9,91

Fonte: Elaboração Própria.

De acordo com os resultados obtidos no Caso I, para satisfazer as necessidades de vapor da usina, utilizando a turbina a gás da GE Modelo 6F.03, empregando-se gás de gaseificação como combustível, será necessário um sistema de gaseificação com capacidade de processamento igual

a 300 MW(térmicos), uma vez que a maioria dos sistemas de gaseificação com gaseificadores em leito fluidizado circulante em escala comercial tem uma eficiência do gás frio entre 75 % e 85 % (KARAMARKOVIC; KARAMARKOVIC, 2010; WORLEY; YALE, 2012).

Para a implementação da tecnologia BIG-GT Caso I, seria necessária a gaseificação de todo o bagaço disponível na usina e a compra adicional de 35,71 t/h do bagaço para garantir o funcionamento do sistema de gaseificação e cobrir o requerimento energético da usina.

A Tabela 23 apresenta o comportamento das eficiências de geração de eletricidade, calor e global quando implementada da tecnologia BIG-GT Caso I.

Tabela 23. Eficiências de geração de eletricidade, calor, global e a potência total gerada com a implementação da tecnologia BIG-GT Caso I.

Eficiência	Convencional	BIG-GT*	BIG-GT**
E_{Ge} [MW]	31,23	74,30	
$\eta_{I_{ge}}$ [%]	14,31	21,91	15,37
$\eta_{I_{Qpr}}$ [%]	56,27	39,55	27,76
$\eta_{I_{Global}}$	70,58	61,46	43,13
$\eta_{II_{ge}}$ [%]	10,22	20,60	12,00
$\eta_{II_{Qpr}}$ [%]	8,82	9,98	5,82
$\eta_{II_{Global}}$ [%]	19,03	30,58	17,82

* Considerando Ecomb do gás de síntese. ** Considerando o Ecomb do bagaço.

I: Energético; II: Exergético

Fonte: Elaboração Própria.

A análise dos resultados para o Caso I por a primeira lei da termodinâmica, apresenta os seguintes resultados, a eficiência global diminui de 70,58 % na usina tradicional para 61,46 % com a incorporação de tecnologia BIG-GT considerando o gás de gaseificação e diminui para 43,13 % considerando o bagaço. A eficiência de geração de energia elétrica aumenta de 14,31 % na usina convencional para 15,37 % para a tecnologia BIG-GT considerando o gás de gaseificação e para 21,91 % quando é considerado o bagaço.

Para a segunda lei da termodinâmica foram obtidos os seguintes resultados, a eficiência global aumento de 19,03 % na usina tradicional para 30,58 % com a incorporação de tecnologia BIG-GT considerando a exergia do gás de gaseificação e para 17,82 % considerando a exergia do bagaço.

A eficiência de geração de energia elétrica aumenta de 10,22 % na usina convencional para 20,60 % para a tecnologia BIG-GT considerando a exergia do gás de gaseificação e para 12,00 % quando é considerado a exergia do bagaço, apresentando-se como viabilidade a implementação da tecnologia desde o ponto de vista do aumento da geração de eletricidade.

Na Tabela 24 são apresentados os valores encontrados para a eficiência exergética de cada componente do sistema com a incorporação da tecnologia BIG-GT Caso I.

Tabela 24. Eficiência exergética e irreversibilidade para cada componente do sistema, Caso I.

Componente	Eficiência Exergética (%)	Irreversibilidade (MW)
Secador	43,77	2,76
Gaseificadores	60,25	137,44
Compressor I	46,31	15,32
Compressor II	75,44	23,83
Câmara de combustão	67,23	96,61
Turbina a Gás	57,27	55,40
Caldeira de Recuperação	54,52	42,50
Bomba	80,00	0,01

Fonte: Elaboração Própria.

Na análise dos valores da irreversibilidade para cada componente do sistema Tabela 24. Observe-se que para o Caso I o sistema de gaseificação apresenta a maior irreversibilidade com 137,44 MW, a câmara de combustão com 96,61 MW, seguido pela turbina a gás 55,40 MW e a caldeira de recuperação com 42,50 MW, sendo os principais componentes com elevada produção de perda exergética.

O sistema de gaseificação a ser empregado para a implementação da tecnologia BIG-GT Caso I na usina estudada é o maior desafio do estudo, pois os sistemas de gaseificação de biomassa disponíveis comercialmente encontram-se abaixo da capacidade demandada, como é mostrado na Tabela 25.

Tabela 25. Principais projetos comerciais de gaseificação de biomassa em LFC.

Nome do Projeto	Ano de Instalação	Capacidade de processamento [MW _T]	Tecnologia de Gaseificação	Combustível
Foster Wheeler (LFC)	2009	160	(2)* LFC	Biomassa
Delft Holanda	2007	100	LFC	Biomassa
VTT Finland	2009	50	LFC	Biomassa
ECN	2014	100	LFC	Madeira

* Número de reatores do sistema de gaseificação.

LFC: Gaseificadores de leito fluidizado circulante;

Fonte: Lora et al. (2012; Worley e Yale (2012)

Se for feita a gaseificação de todo o bagaço disponível na usina com a implementação do BIG-GT, será necessária, ainda, a compra de 30,56 % do volume total do bagaço requerido para garantir o funcionamento da usina. Neste Caso, será possível aumentar a geração de energia elétrica até 74,30 MW, que representa um aumento de mais do dobro da eletricidade gerada em comparação com a configuração convencional que chega até 31,23 MW. Nesse contexto, a implementação do BIG-GT Caso I, na usina sucroalcooleira estudada poderá ser realizada por meio de uma das seguintes configurações:

Configuração 1: Uma unidade de secagem de biomassa com capacidade para 116,82 t/h de bagaço de cana-de-açúcar o qual deve diminuir a umidade até 20%, considerando-se que o bagaço *in natura* contém umidade aproximadamente igual a 50 %. O bagaço seco será alimentado num sistema de gaseificação composto por três gaseificadores de leito fluidizado circulante (LFC) tecnologia ECN, com uma capacidade de processamento total de 300 MW (térmicos), e o sistema de limpeza de gás de síntese.

O sistema de gaseificação alimenta uma turbina a gás da GE Modelo 6F.03. A usina produz 81,1 t/h pelo que é necessária uma fonte externa do bagaço de 35,71 t/h para atender a demanda térmica de processo o que representa 30,57 % da biomassa total necessária.

Configuração 2: Uma unidade de pré-tratamento de biomassa para 81,1 t/h de bagaço de cana-de-açúcar até 20 % de umidade, considerando o bagaço com 50 % de umidade, disponível na usina. Uma planta de gaseificação composta por: dois gaseificadores de leito fluidizado circulante (LFC), tecnologia ECN, com uma capacidade de processamento total de 200 MW(térmicos), e o sistema

de limpeza de gases de síntese. O sistema de gaseificação alimenta uma turbina a gás da GE Modelo 6F.03.

Será necessária a queima na câmara de combustão da turbina a gás de 6,08 t/h de gás natural com PCI de 47,97 MJ /kg, para atender a demanda térmica de processo o que representa 30,56 % do total da energia necessária.

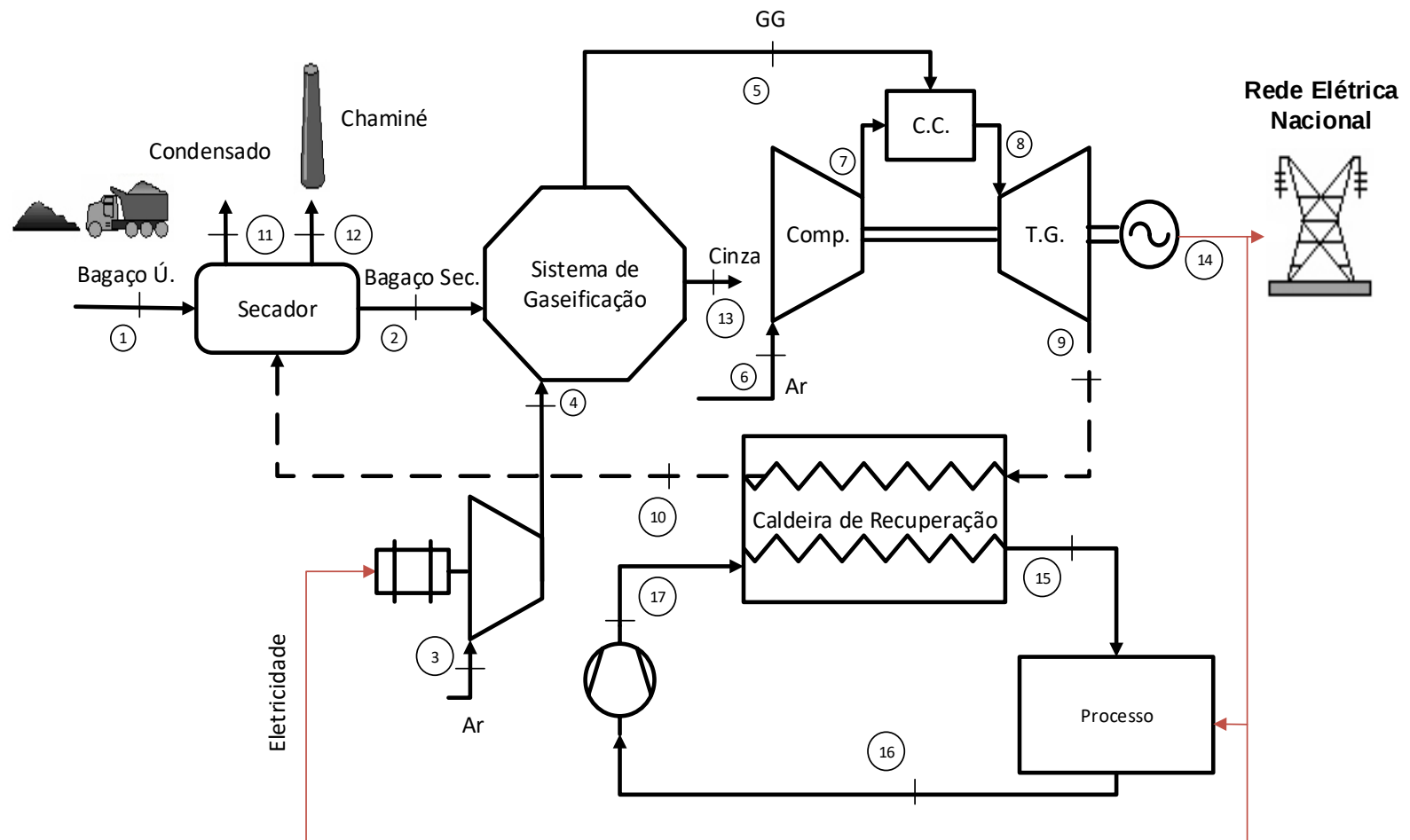
Considerando estas experiências e visando reduzir o consumo do bagaço e o tamanho da planta com a implementação de tecnologia BIG-GT (Caso I), propõe-se a pressurização do sistema de gaseificação. O estudo sobre a implementação desse sistema é apresentada no item 3.4.

3.4. CASO II: GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE PRESSURIZADO E AR COMO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO.

No Caso II, estuda-se a influência da pressurização do sistema de gaseificação nas características do gás gerado a fim de aumentar a energia por kg de biomassa consumido e diminuir o tamanho da planta. O sistema de gaseificação de leito fluidizado circulante (LFC) será pressurizado até aproximadamente 2,0 MPa e mantendo a mesma configuração de Caso I para o resto da usina. O diagrama físico usina para o Caso II com a incorporação de tecnologia BIG-GT é mostrado na Figura 31.

O gás produzido no gaseificador passa por um sistema de limpeza no qual são eliminados os sólidos, alcatrões e outros contaminantes, até alcançar os requisitos suficientes para ser alimentado na turbina a gás. O calor dos gases de exaustão da turbina a gás é recuperado na caldeira de recuperação, a fim de produzir a energia térmica para o processo da usina.

Figura 31. Incorporação da tecnologia BIG-GT Caso II pressurizada.

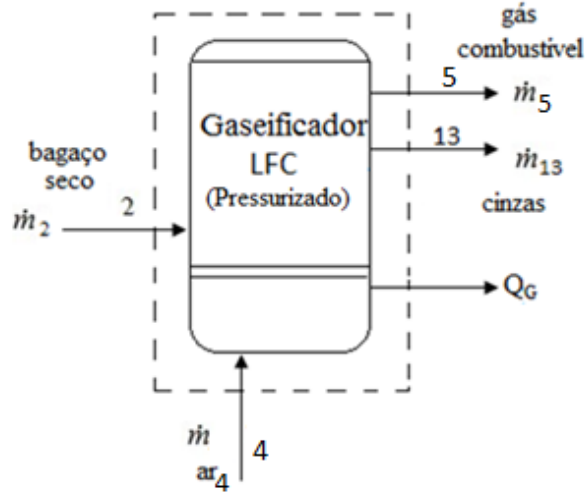


Fonte: Elaboração Própria.

3.4.1. Sistema de gaseificação

O volume de controle para o balanço de massa e energia no gaseificador LFC pressurizado é apresentado na Figura 32.

Figura 32. Volume de controle no gaseificadores de LFC pressurizado



Fonte: Elaboração Própria.

O balanço energético e exergetico no gaseificador LFC pressurizado considerando o ar como agente de gaseificação está determinado pelas Equações (89) e (90):

$$\dot{m}_2 \cdot PCI_{bg\ sec} + \dot{m}_4 \cdot Cp_{AR} \cdot T_4 = \dot{m}_5 \cdot (h_G + PCI_G) + \dot{m}_{13} \cdot h_{13} + \dot{Q}_G \quad (89)$$

$$\dot{m}_2 e_2 + \dot{m}_4 e_4 = \dot{m}_5 e_5 + \dot{m}_{13} h_{13} + I_{Gaseif}. \quad (90)$$

A eficiência exergetica para o gaseificador é dada na Equação (91):

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_5 + \dot{E}_{13}}{\dot{E}_2 + \dot{E}_4} \quad (91)$$

3.4.2. Combustão do gás de gaseificação

A composição do gás de gaseificação Caso II é mostrado na Tabela 26, aplicando o método de equilíbrio adaptado de Zainal et al. (2001), para a gaseificação do bagaço em gaseificadores de leito fluidizado circulante pressurizado e ar como agente de gaseificação.

Tabela 26. Composição do gás de gaseificação Caso II.

Composição	Mol (g)	Volumem (%)	Massa (%)	PCI (MJ/kg)
H ₂	2,02	9,76	0,72	120,00
CO	28,01	12,06	12,29	10,10
CO ₂	44,01	21,29	34,10	-
CH ₄	16,04	11,73	6,85	50,00
N ₂	28,03	45,16	46,04	-
GG	27,47	100	100	6,77

Fonte: Elaboração Própria.

Para o caso II o excesso do ar é calculado igual a 40 % a relação ar/combustível μ igual a 8,66 quilogramas de ar por quilogramas de gás de gaseificação (kg_{ar}/kg_{GG}).

A Tabela 27, apresenta o Análise dos Produtos da Combustão de 1 mol de gás de sínteses com 20 % de excesso de ar Caso II.

Tabela 27. Análise dos Produtos da Combustão de 1 mol de gás de gaseificação Caso II.

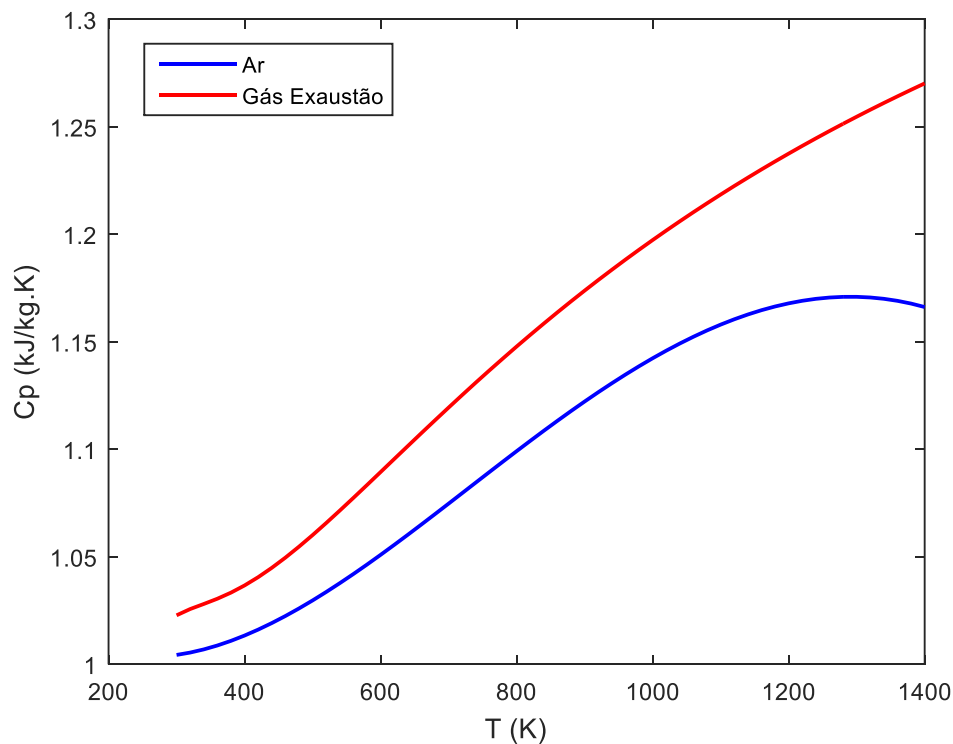
Comp.	n. de moles	Volume (%)	Massa (%)	Fração Molar
CO ₂	0,72	8,04	12,57	0,08
H ₂ O	1,23	13,70	8,77	0,14
N _{2at}	6,52	72,43	72,05	0,72
O ₂	0,52	5,82	6,61	0,06
TOTAL	9,00	100	100	1,00

Fonte: Elaboração Própria.

A massa molecular do gás de gaseificação após a combustão é de 28,16 g/mol.K. A partir da porcentagem mássica dos gases de exaustão Tabela 27 e do calor específico das substâncias, elabora-se a equação geral para o calor específico à pressão constante do gás de combustão gerado.

A Figura 33 apresenta o comportamento do C_p do ar e dos gases de exaustão após a combustão do gás de gaseificação em função da temperatura.

Figura 33. Calor específico dos gases de exaustão Caso II.



Fonte: Elaboração Própria.

3.4.3. Resultados do estudo Caso II

Os resultados da análise energética e exergética da incorporação de tecnologia BIG-GT na usina sucroalcooleira Caso II são apresentados na Tabela 28.

Tabela 28. Resultados da análise energética e exergetica Caso II.

Ptos	$\dot{m}$ (kg/s)	T (K)	P (kPa)	h (kJ/kg)	S (kJ/kg.K)	Cp (kJ/kg.K)	R (kJ/kg.K)	e_x (MJ/kg)	E_x (MJ/kg)	W (MW)
1	29,7	298,0	101,3	-	-	-	-	11,72	348,4	272,1
2	18,1	343,0	101,3	-	-	-	-	17,47	316,8	272,1
3	14,9	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-
4	14,9	767,0	1795,9	-	-	1,02	0,29	0,45	6,7	8,0
5	32,1	293,8	1795,9	-	-	1,02	0,29	6,68	255,6	206,3
6	173,7	298,0	101,3	-	-	1,09	0,29	-	-	-
7	173,7	742,5	1795,9	-	-	1,09	0,29	0,45	77,6	95,2
8	205,8	1195,7	1706,1	-	-	1,26	0,29	0,92	189,0	234,6
9	205,8	873,6	106,6	-	-	1,20	0,29	0,31	64,8	112,0
10	205,8	423,2	101,3	-	-	1,10	0,29	0,02	5,0	29,8
11	11,6	372	101,3	419,6	1,31	-	-	0,04	0,43	3,69
12	205,8	373,0	101,3	-	-	1,10	0,29	0,01	2,0	17,2
13	0,9	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	74,3	74,3
15	35,6	408,2	245,0	2744,4	7,1	-	-	0,62	22,2	78,8
16	35,6	373	101,3	532,5	1,4	-	-	0,03	1,4	12,1
17	35,6	373	249,9	532,5	1,4	-	-	0,04	4,5	15,2

Fonte: Elaboração Própria.

- Não Calculado

O comportamento da geração de eletricidade, vapor e o consumo específico de bagaço para o Caso II, é mostrado na Tabela 29.

Tabela 29. Geração de eletricidade, vapor e o consumo específico de bagaço Caso II.

E_{pTG} [MW]	E_V [MW]	$\dot{m}_5$ [kg/s]	$\dot{m}_2$ [kg/s]	$\dot{m}_1$ [kg/s]	$\dot{m}_{bag.comp}$ [kg/s]
74,30	82,40	32,10	18,10	29,71	7,20

Fonte: Elaboração Própria.

A Tabela 30 são apresentados os comportamentos das eficiências para primeira e segunda lei da geração de eletricidade, calor e global Caso II.

Tabela 30. Eficiências de geração de eletricidade, calor e global, Caso II.

Eficiência	Convencional	BIG-GT*	BIG-GT**
E_{Ge} [MW]	31,23	74,30	
$\eta_{I\ ge}$ [%]	14,31	31,63	23,98
$\eta_{I\ Qpr}$ [%]	56,27	39,95	30,29
$\eta_{I\ Global}$	70,58	71,58	54,26
$\eta_{II\ ge}$ [%]	11,17	25,52	18,72
$\eta_{II\ Qpr}$ [%]	9,64	8,65	6,35
$\eta_{II\ Global}$ [%]	20,81	34,17	25,07

* Considerando E_{comb} do gás de síntese. ** Considerando o E_{comb} do bagaço.

I: Energético; II: Exergético

Fonte: Elaboração Própria.

Da análise do Caso II pela primeira lei da termodinâmica, foram obtidos os seguintes resultados, a eficiência global aumento de 70,58 % na usina tradicional para 71,58 % com a incorporação de tecnologia BIG-GT considerando o gás de gaseificação é diminuí para 54,26 % considerando o bagaço; porém, a eficiência de geração de energia elétrica aumenta de 14,31 % na usina convencional para 31,63 % para a tecnologia BIG-GT considerando o gás de gaseificação é para 23,98 % quando é considerado o bagaço.

Para a segunda lei da termodinâmica foram obtidos os seguintes resultados, a eficiência global aumento de 20,81 % na usina tradicional para 34,17 % com a incorporação de tecnologia BIG-GT considerando a exergia do gás de gaseificação e até para 25,07 % considerando a exergia do bagaço. A eficiência de geração de energia elétrica aumenta de 11,17 % na usina convencional para 25,52 % para a tecnologia BIG-GT considerando a exergia do gás de gaseificação e para 18,72 % quando é considerado a exergia do bagaço, apresentando-se como viabilidade também a implementação da tecnologia BIG-GT Caso II, desde o ponto de vista do aumento da geração de eletricidade.

A Tabela 31 apresenta os valores encontrados para a eficiência exergética de cada componente do sistema com a incorporação da tecnologia BIG-GT Caso II.

Tabela 31. Eficiência exergética e a irreversibilidade para cada componente do sistema Caso II.

Componente	Eficiência Exergética (%)	Irreversibilidade (MW)
Secador	41,23	2,70
Gaseificadores	65,98	110,53
Compressor I	89,89	0,90
Compressor II	80,90	20,00
Câmara de combustão	64,77	102,81
Turbina a Gás	39,29	50,74
Caldeira de Recuperação	60,43	38,15
Bomba	80,00	0,01

Fonte: Elaboração Própria.

As irreversibilidades para cada elemento do sistema Caso II, mostra que o sistema de gaseificação apresenta o maior valor com 110,53 MW, seguido pela câmara de combustão com 102,81 MW, a turbina a gás 50,73 MW e a caldeira de recuperação com 38,15 MW, sendo os principais componentes com elevada produção de perda exergética no sistema.

Se for feita a gaseificação de todo o bagaço disponível na usina com a implementação do BIG-GT Caso II, será necessário dispor de uma fonte externa de 25,96 t/h de bagaço úmido, que representa o 24,25 % do total do bagaço necessário para satisfazer as necessidades de vapor da usina. Neste Caso, será possível também aumentar a geração de energia elétrica em comparação com a configuração convencional. Nesse contexto, a implementação do BIG-GT Caso II, na usina sucroalcooleira estudada poderá ser realizada por meio de uma das seguintes configurações:

Configuração 1: Uma unidade de pré-tratamento da biomassa capaz de secar 107,10 t/h de bagaço de cana, considerando que contém 50 % de conteúdo de umidade em “*in natura*” até 20 %; o bagaço seco será alimentado num sistema de gaseificação composto por três gaseificadores de LFC, tecnologia ECN pressurizado, com uma capacidade de processamento de 300 MW_T, que conta com sistema de controle e limpeza de gases.

O gás de gaseificação é alimentado na câmara de combustão da turbina a gás da GE modelo 6F.03. Nesta configuração será necessária uma fonte externa de 25,96 t/h bagaço úmido para atender a demanda térmica de processo (24,25 % da biomassa total necessária).

Configuração 2: O Caso II também pode ser implementado mediante uma unidade de pré-tratamento de biomassa para 81,1 t/h de bagaço úmido que alimentara um sistema de gaseificação composta por: dois gaseificadores de LFC, tecnologia ECN pressurizado, com uma capacidade de processamento de 200 MW_T, e o sistema de limpeza de gases. O sistema de gaseificação alimentará a turbina a gás da GE modelo 6F.03.

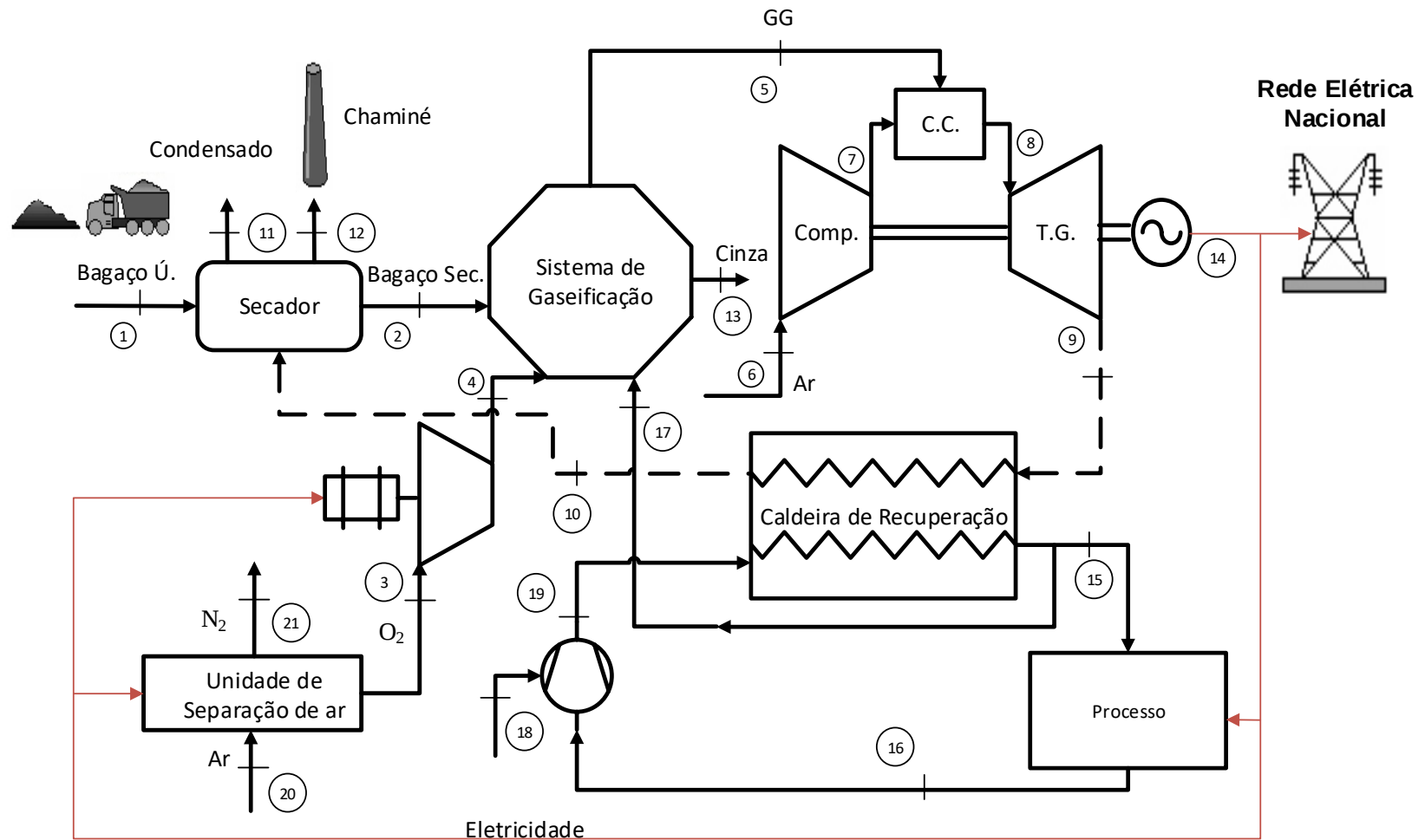
Ainda será necessária a queima 4,93 t/h de gás natural, na câmara de combustão da turbina a gás, para atender a demanda térmica de processo.

Dessa forma, a gaseificação em LFC pressurizado do bagaço também aumenta a geração de eletricidade na usina.

3.5. CASO III: GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE PRESSURIZADO E MISTURA DE OXIGÊNIO-VAPOR COMO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO.

No Caso III, considera-se a mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação com o objetivo de avaliar as características do gás e a eficiência do sistema a fim de aumentar a energia gerada por kg de biomassa consumido e diminuir o tamanho do sistema. O sistema gaseificação de LFC assim como no Caso II será pressurizado até aproximadamente 2,0 MPa e será mantida a mesma configuração para resto da usina. O diagrama físico da usina para o Caso III com a incorporação de tecnologia BIG-GT é mostrado na Figura 34.

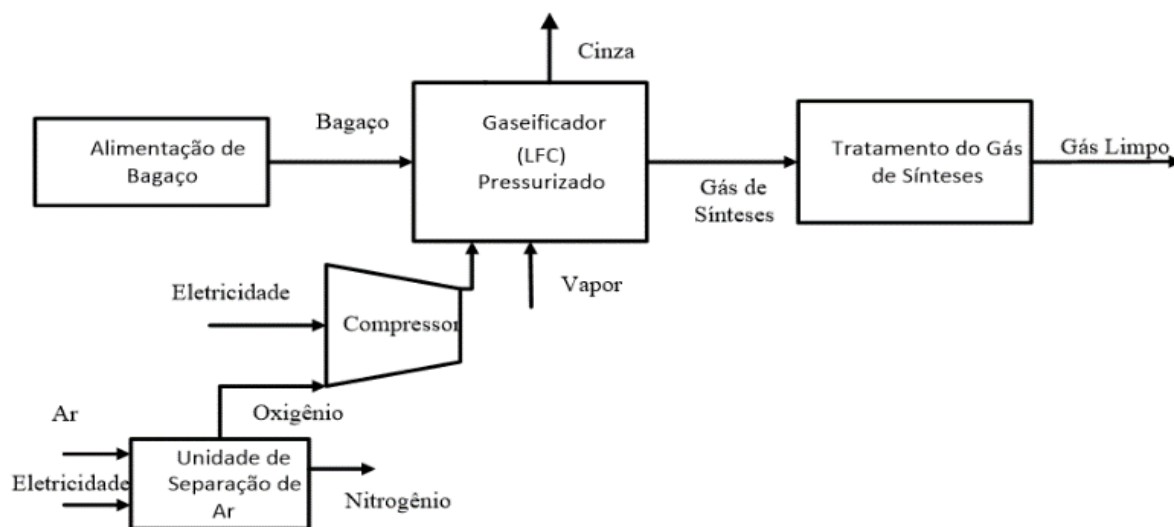
Figura 34. Caso III: Incorporação da tecnologia BIG-GT pressurizada e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação.



Fonte: Elaboração Própria.

O gás produzido na gaseificação de bagaço passa por um sistema de limpeza no qual são eliminados os sólidos, alcatrões e outros contaminantes, até alcançar os requisitos suficientes para alimentar a turbina a gás como apresentado na Figura 35.

Figura 35. Sistema de gaseificação em leito fluidizado circulante.

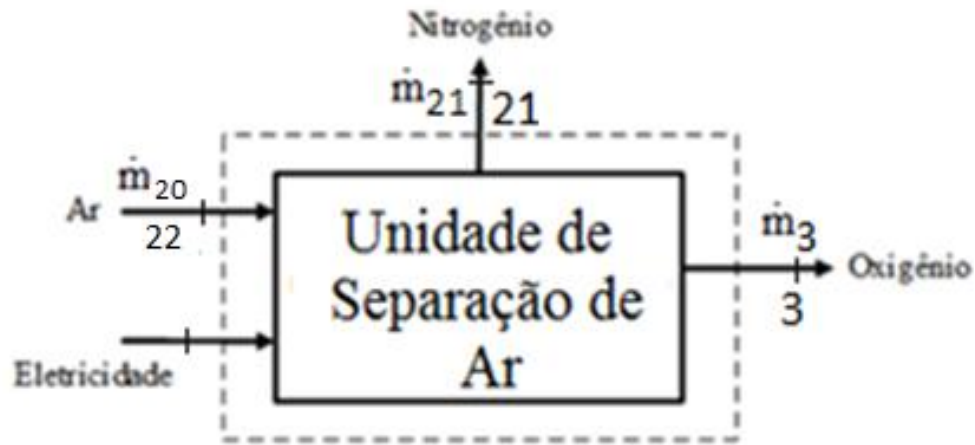


Fonte: Elaboração Própria.

3.5.1. Unidade de Separação de Ar.

A unidade de separação de ar (ASU), utiliza tecnologia de Membrana de Transporte de Íons ITM, a qual foi desenvolvida faz pouco mais de uma década. Neste processo são utilizadas membranas cerâmicas condutoras não porosas, as quais, a partir de altas temperaturas no fluxo gasoso (800-900 °C), facilitam a migração dos íons de oxigênio através da membrana e reduzindo o custo de produção de oxigênio em torno de 30 %, (0,147 US\$/kg de oxigênio) e o consumo energético é de 147 kWh/t para capacidades superiores a 3400 t/dia (ALLAM 2009). Na Figura 36 apresenta o volume de controle da ASU.

Figura 36. Volume de controle da unidade de separação de Ar.



Fonte: Elaboração Própria.

Segundo Allam (2009), a eficiência energética da ASU é aproximadamente 77 %. O balanço energético e exergético da unidade de separação de ar, está definido pelas equações a seguir:

O balanço de energia da ASU na superfície de controle é:

$$\dot{m}_{20} \cdot h_{Ar} + W_{ASU} = \frac{1}{\eta_{ASU}} (\dot{m}_3 \cdot h_{O_2} + \dot{m}_{21} \cdot h_{N_2}) \quad (92)$$

O balanço de exergia da ASU na superfície de controle é dado na Equação (93):

$$\dot{W}_{ASU} = \dot{E}_3 - \dot{E}_{20} + \dot{E}_{21} + \dot{I}_C \quad (93)$$

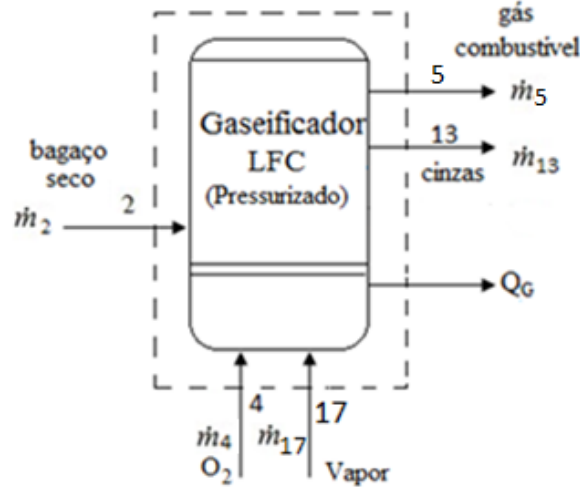
A eficiência exergética da ASU é calculada pela Equação (94)

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_3 + \dot{E}_{21}}{\dot{W}_{ASU}} \quad (94)$$

3.5.2. Sistema de gaseificação

O volume de controle para o balanço de massa e energia no gaseificador LFC pressurizado com mistura de oxigênio-vapor é apresentado na Figura 37.

Figura 37. Volume de controle no gaseificadores de LFC pressurizado e oxigênio-vapor como agente de gaseificação.



Fonte: Elaboração Própria.

O balanço energético e exergetico no gaseificadores LFC pressurizado considerando oxigênio e vapor como agentes de gaseificação está determinado pela Equações (95) e (96):

$$\dot{m}_2 \cdot PCI_{BS} + \dot{m}_4 \cdot h_{O_2} + \dot{m}_{17} \cdot h_{17} = \dot{m}_5 \cdot (h_5 + PCI_G) + \dot{m}_{13} \cdot h_{13} + \dot{Q}_G \quad (95)$$

$$\dot{E}_2 + \dot{E}_4 + \dot{E}_{17} = \dot{E}_5 + \dot{E}_{13} + I_{Gaseif}. \quad (96)$$

A eficiência exergetica para o gaseificador e dada na Equação (97):

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_5 + \dot{E}_{13}}{\dot{E}_2 + \dot{E}_4 + \dot{E}_{17}} \quad (97)$$

3.5.3. Combustão do gás de gaseificação Caso III

A composição do gás de gaseificação Caso III, mostrado na Tabela 32, é estimada a partir do modelo de equilíbrio desenvolvido adaptado de (ZAINAL et al. 2001) mostrado no item 3.3.5.1. , para a gaseificação do bagaço em gaseificadores de leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação.

Tabela 32. Composição do gás de gaseificação, Caso III.

Composição	Mol (g)	% Volumem	% Massa	PCI MJ/kg
H ₂	2,02	18,58	1,44	120,00
CO	28,01	21,73	23,35	10,10
CO ₂	44,01	35,76	60,36	-
CH ₄	16,04	23,63	14,53	50,00
N ₂	28,03	0,30	0,32	-
GG	26,07	100	100	13,20

Fonte: Elaboração Própria.

Com os resultados obtidos na análise estequiométrica para o Caso III a relação ar/combustível μ da reação pode ser calculada nas Equação (98) e (99)

$$\mu = \frac{4,06 + 13,45 + 0,21}{1} = 17,71 \text{ kmol}_{ar} / \text{kmol}_{GG} \quad (98)$$

$$\mu = 17,71 \cdot \frac{28,21}{26,07} = 19,17 \text{ kg}_{ar} / \text{kg}_{GG} \quad (99)$$

A Tabela 33, apresenta a análise dos produtos da combustão de 1 mol de gás de gaseificação com 60 % de excesso de ar para o Caso III.

Tabela 33. Análise dos produtos da combustão de 1 mol de gás de gaseificação.

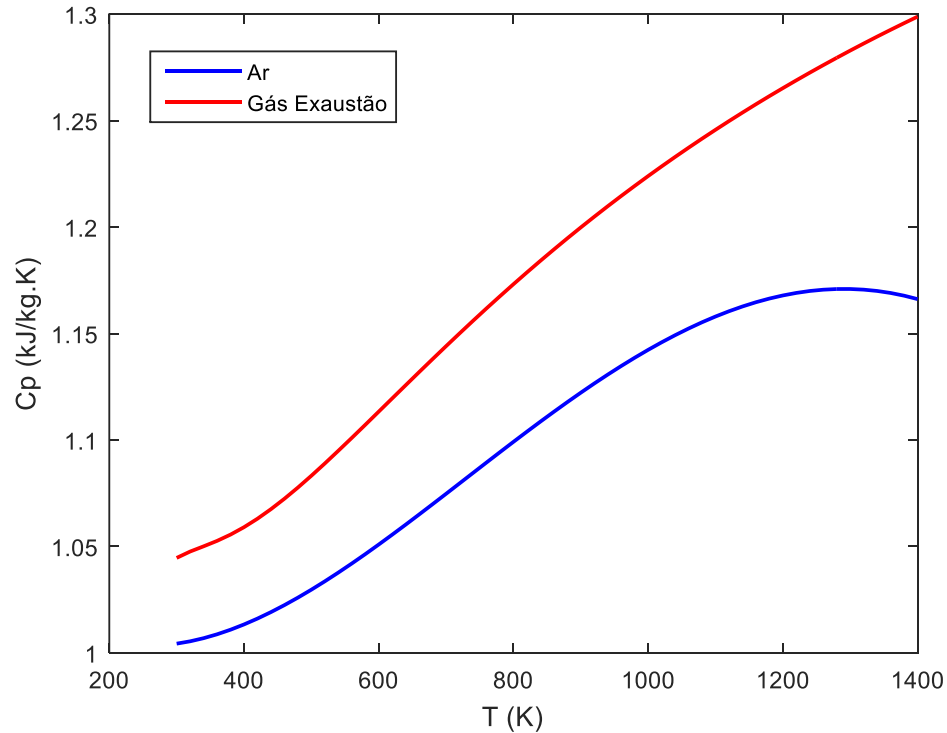
Comp.	n. de moles	% Volume	% massa	Fração Molar
CO ₂	1,35	7,20	11,23	0,07
H ₂ O	2,40	12,81	8,18	0,13
N ₂ at	13,44	71,85	71,35	0,72
O ₂	1,52	8,14	9,24	0,08
TOTAL	18,71	100	100	1,0

Fonte: Elaboração Própria.

Após a combustão do gás de gaseificação, com excesso de ar de 60 %, por meio do balanço estequiométrico determinou-se a porcentagem em massa de cada componente resultante da reação. A massa molecular do gás de gaseificação após a combustão é de 28,20 g/mol·K. A partir da Equação (55) e do calor específico das substâncias, é obtida o calor específico à pressão constante do gás de combustão gerado.

A Figura 38 apresenta o comportamento do C_p do ar e do gás de gaseificação após a combustão em função da temperatura.

Figura 38. Calor específico do ar e dos gases de exaustão Caso III.



Fonte: Elaboração Própria.

3.5.4. Resultados do estudo Caso III

Nesta configuração, como apresentado na Figura 34, considerou-se o sistema de gaseificação composto por três gaseificadores de LFC pressurizada tecnologia Delft Holanda, com capacidade de processamento de 300 MW_T, uma unidade de separação de ar tecnologia Membrana de Transporte de Íons (ITM), sistema de limpeza e controle do gás produzido e sistema turbina a gás da GE modelo 6F.03. Os resultados da análise energética e exergética são apresentados na Tabela 34.

Tabela 34. Resultados da análise energética e exergetica Caso III.

Ptos	$\dot{m}$ (kg/s)	T (K)	P (kPa)	h (kJ/kg)	S (kJ/kg.)	Cp (kJ/kg.K)	R (kJ/kg.K)	e_x (MJ/kg)	E_x (MW)	W (MW)
1	27,5	298,0	101,3	-	-	-	-	11,72	322,3	251,7
2	16,8	323,0	101,3	-	-	-	-	17,47	293,1	251,7
3	3,1	373,0	1000,0	2221,0	192,6	-	-	0,25	0,8	8,8
4	3,1	458,9	1795,9	-	-	1,96	0,29	0,17	1,1	9,9
5	15,7	570,3	1795,9	-	-	1,47	0,29	13,63	213,8	206,3
6	190,1	298,0	101,3	-	-	1,09	0,29	-	-	-
7	190,1	742,5	1795,9	-	-	1,09	0,29	0,45	84,7	104,2
8	205,8	1195,1	1706,1	-	-	1,25	0,29	0,91	187,3	153,0
9	205,8	873,6	106,6	-	-	1,19	0,29	0,31	63,6	109,8
10	205,8	403,2	101,3	-	-	1,09	0,29	0,02	3,7	24,6
11	10,7	372,1	101,3	419,6	1,31	-	-	0,04	0,4	3,41
12	205,8	373,2	101,3	-	-	1,09	0,29	0,01	2,0	16,8
13	1,0	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	74,3	74,3
15	35,6	135,0	245,0	2733,6	7,1	-	-	0,62	22,1	97,3
16	35,6	298,0	101,3	419,6	1,3	-	-	0,03	1,2	14,9
17	1,0	408,2	245,0	2733,6	7,1	-	-	0,62	0,6	2,8
18	1,0	298,0	101,3	105,0	0,4	-	-	-	-	-
19	36,6	373,2	245,0	419,6	1,3	-	-	-	1,2	14,9
20	11,4	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-
21	8,3	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-

Fonte: Elaboração Própria.

- Não Calculado

A Tabela 35 apresenta os resultados da incorporação da tecnologia BIG-GT na usina Caso III

Tabela 35. Valores obtidos no BIG-GT Caso III.

E_{pTG} [MW]	E_V [MW]	$\dot{m}_5$ [kg/s]	$\dot{m}_2$ [kg/s]	$\dot{m}_1$ [kg/s]	$\dot{m}_{bag.comp}$ [kg/s]
74,30	82,40	15,50	16,70	27,40	4,90

Fonte: Elaboração Própria.

A Tabela 36 apresenta o comportamento das eficiências de geração de eletricidade, calor e global quando é implementada a tecnologia BIG-GT Caso III.

Tabela 36. Eficiências de geração de eletricidade, calor e global Caso III.

Eficiência	Convencional	BIG-GT*	BIG-GT**
E_{Ge} [MW]	31,23	74,30	
η_{Ige} [%]	14,31	34,42	28,21
η_{IQpr} [%]	56,27	39,95	32,74
$\eta_{I Global}$	70,58	74,37	60,96
η_{IIge} [%]	11,17	33,21	22,03
η_{IIQpr} [%]	9,64	10,35	6,86
$\eta_{II Global}$ [%]	20,81	43,56	28,89

* Considerando E_{comb} do gás de síntese. ** Considerando o E_{comb} do bagaço.

I: Energético; II: Exergético

Fonte: Elaboração Própria.

O Caso III pela primeira lei da termodinâmica apresenta os seguintes resultados, a eficiência global na usina tradicional diminui de 70,58 % e passa 60,96 % com a incorporação de tecnologia BIG-GT, quando é considerado o bagaço e vá para 74,37 % considerando o gás de gaseificação. A eficiência de geração de energia elétrica aumenta de 14,31 % na usina convencional para 34,42 % para a tecnologia BIG-GT considerando o Gás de gaseificação para 28,21 % quando é considerado o bagaço, a eficiência de geração de vapor apresenta diminuição.

Para a segunda lei da termodinâmica (Caso III) foram obtidos os seguintes resultados, a eficiência global aumenta de 20,81 % na usina tradicional para 43,56 % com a incorporação de tecnologia BIG-GT considerando a exergia do gás de gaseificação e até para 28,89 % considerando a exergia do bagaço. A eficiência de geração de energia elétrica aumenta de 11,17 % na usina convencional para 33,21 % para a tecnologia BIG-GT considerando a exergia do gás de gaseificação e para 22,03 % quando é considerado a exergia do bagaço, apresentando-se como viabilidade também a implementação da tecnologia BIG-GT Caso III, desde o ponto de vista do aumento da geração de eletricidade.

A Tabela 37 apresenta os valores encontrados para a eficiência exergética de cada componente do sistema com a incorporação da tecnologia BIG-GT Caso III.

Tabela 37. Eficiência exergética de cada componente do sistema, Caso III.

Componente	Eficiência Exergética (%)	Irreversibilidade (MW)
Secador	44,44	1,45
Gaseificadores	72,67	80,42
Compressor I	84,21	0,72
Compressor II	80,90	29,89
Câmara de combustão	62,74	111,22
Turbina a Gás	39,65	49,39
Caldeira de Recuperação	34,87	39,01
Bomba	80,00	0,01
ASU	48,03	0,84

Fonte: Elaboração Própria.

O comportamento das irreversibilidades para o Caso III, Tabela 37, mostra que a câmara de combustão apresenta o maior valor com 111,22 MW, seguido do sistema de gaseificação com 80,42 MW, a turbina a gás 49,39 MW e caldeira de recuperação com 39,01 MW, sendo os principais componentes com elevada produção de perda exergética no sistema.

Se for feita a gaseificação de todo o bagaço disponível na usina com a implementação da tecnologia BIG-GT Caso III, será necessário dispor de uma fonte externa de 17,67 t/h de bagaço, que representa o 17,89 % do total do bagaço necessário para satisfazer as necessidades de vapor da usina. No Caso III também será possível aumentar a geração de energia elétrica em comparação com a configuração convencional. Nesse contexto, a implementação do BIG-GT, na usina sucroalcooleira estudada poderá ser realizada por meio de uma das seguintes configurações:

Configuração 1: Uma unidade de pré-tratamento da biomassa capaz de secar 108,04 t/h de bagaço, considerando com umidade de 50% até 20 %, que alimentaria um sistema de gaseificação composto por três gaseificadores de LFC, tecnologia Delft Holanda pressurizado, com uma capacidade de processamento de 300 MW_T, que inclui o sistema de controle e limpeza de gases.

O sistema de gaseificação estará alimentando combustível para turbina a gás da GE modelo 6F.03. Nesta configuração será necessária uma fonte externa de 17,90 t/h bagaço de cana para atender a demanda térmica de processo (18,08 % da biomassa total necessária).

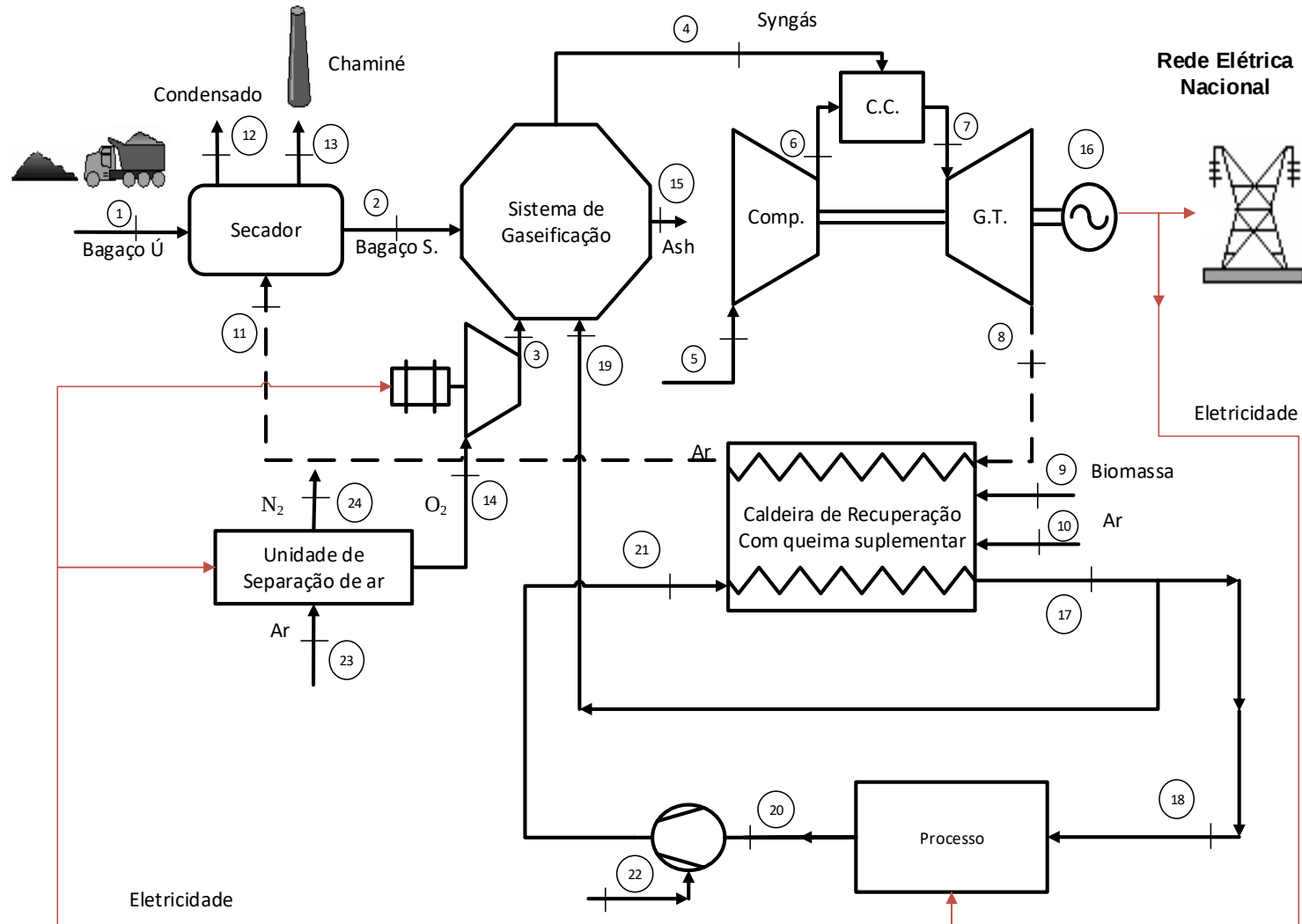
Configuração 2: Uma unidade de pré-tratamento de biomassa para 81,11 t/h de bagaço com 50 % de umidade até 20 % de umidade, que alimentaria um sistema de gaseificação composta por dois gaseificadores de LFC, tecnologia Delft Holanda, com uma capacidade de processamento de 200 MW_T, e o sistema de limpeza e tratamento do gás de gaseificação. O sistema de gaseificação alimenta o combustível para a turbina a gás da GE modelo 6F.03.

Para satisfazer a demanda térmica da usina, será necessária a queima 0,94 t/h de gás natural, na câmara de combustão da turbina a gás.

3.6. CASO IV: GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE PRESSURIZADO E MISTURA DE OXIGÊNIO-VAPOR COMO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO E QUEIMA SUPLEMENTAR NA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO.

No Caso IV, considera-se a gaseificação de todo o bagaço produzido na usina num gaseificador de LFC pressurizado e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação que alimenta a turbina a gás para a produção de eletricidade e os gases de exaustão são aproveitados na caldeira de recuperação, para cumprir com a demanda térmica do processo da usina será considerada a queima suplementar de palha de cana-de-açúcar na caldeira de recuperação. No resto da usina é mantida a mesma configuração do Caso III, o diagrama físico usina para o Caso IV com a incorporação de tecnologia BIG-GT e queima suplementar na caldeira de recuperação é mostrado na Figura 39.

Figura 39. Caso IV: Incorporação da tecnologia BIG-GT pressurizada e mistura de oxigenio-vapor como agente de gaseificação e queima suplementar na caldeira de recuperação.

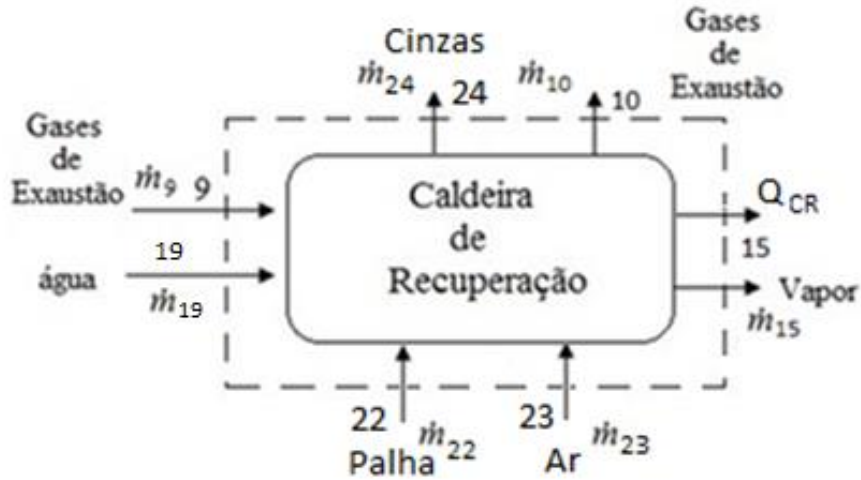


Fonte: Elaboração Própria.

3.6.1. Caldeira de recuperação com queima suplementar

O volume de controle para o balanço de massa, energia e exergia na caldeira de recuperação com queima suplementar de palha de cana-de-açúcar é apresentado na Figura 40.

Figura 40. Volume de controle da caldeira de recuperação com queima suplementar de palha.



Fonte: Elaboração Própria.

O balanço energético e exergético da caldeira de recuperação com queima suplementar de Biomassa está determinado pelas Equações (100) e (101):

$$\dot{m}_{22}PCI_{22} + \dot{m}_{23}h_{ar} + \dot{m}_9Cp_{GE}T_9 + \dot{m}_{19}h_{19} = \dot{m}_{15}h_{15} + \dot{m}_{10}Cp_{GE}T_{10} + \dot{m}_{24}h_{24} + Q_{CR} \quad (100)$$

$$\dot{E}_{22} + \dot{E}_{23} + \dot{E}_9 + \dot{E}_{19} = \dot{E}_{15} + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{24} + I_{CR} \quad (101)$$

A eficiência exergética para a caldeira de recuperação é dada na Equação (102):

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_{15} + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{24}}{\dot{E}_{22} + \dot{E}_{23} + \dot{E}_9 + \dot{E}_{19}} \quad (102)$$

Por meio da Equação (103), foi calculado o fluxo mássico de palha ($\dot{m}_{22}$) necessário para gerar excedente.

$$\dot{m}_{22} = \frac{\frac{\dot{m}_{15}(h_{15}-h_{19})}{\eta_{CR}} - \dot{m}_9 \cdot Cp_{GE} \cdot (T_9 - T_{10})}{PCI_{Palha}} \quad (103)$$

3.6.2. Resultados do estudo, Caso IV

Nesta configuração, como apresentado na Figura 36, considerou-se o sistema de gaseificação composto por dois gaseificadores de LFC pressurizada tecnologia Delft Holanda, com capacidade de processamento de 200 MW_T, uma unidade de separação de ar tecnologia Membrana de Transporte de Íons (ITM), sistema de limpeza e controle dos gás e sistema turbina a gás da Misubishi Hitachi Power Systems modelo H-50, a energia térmica dos gases de exaustão são aproveitados na caldeira de recuperação com queima suplementar de palha de para gerar a energia térmica necessária para o processo da usina.

A Tabela 37 apresenta os dados já corrigidos para as condições locais da turbina a gás para o Caso IV.

Tabela 38. Características da turbina a gás selecionada, Caso IV.

Nome do Fabricante	Misubishi Hitachi Power Systems (50/60 Hz)
Modelo	H-50
E_{tge} [kW]	5312,56
Heat Rate (Btu/kWh)	9013,13
Relação de pressão [-]	19,5
Rotação da turbina [rpm]	5040
Eficiência [%]	37,8
Vazão mássica dos gases de exaustão ($\dot{m}_9$) [kg/s]	145,68
Temperatura de exaustão (T_9) [°C]	563,74

Fonte: Elaboração Própria.

A Tabela 37 apresenta os resultados da análise técnica da implementação do BIG-GT Caso IV na usina analisada com a gaseificação de todo o bagaço produzido na usina (81,1 t/h), com teor de umidade de 50% em base úmida e PCI de 9,15 MJ/kg e a queima suplementar na caldeira de recuperação de (6 t/h) toneladas de palha com teor de umidade do 20 % e PCI de 10,5 MJ/kg (CARVALHO; VEIGA; BIZZO, 2017). No estudo, foi considerado uma eficiência na caldeira de recuperação com queima suplementar de palha de cana-de-açúcar do 80 % (TUNA, 1999).

De acordo com os resultados apresentados na Tabela 36, a aplicação desta configuração permitirá a produção de 53,13 MW de eletricidade. A elevada eficiência do gás frio obtida da tecnologia de gaseificação Delft Holanda permite uma alta eficiência da planta. A introdução da caldeira de recuperação com queima suplementar de palha de cana-de-açúcar poderia

aumentar a eficiência global da planta, mas seria necessária a colheita da palha para garantir a energia térmica necessária para o processo da usina. A eficiência de geração de eletricidade no Caso estudado foi de 22,49 %.

Os resultados da análise energética e exergética são apresentados na Tabela 39.

Tabela 39. Resultados da análise energética e exergética Caso IV.

Ptos	$\dot{m}$ (kg/s)	T (K)	P (kPa)	h (kJ/kg)	S (kJ/kg.)	Cp (kJ/kg.K)	R (kJ/kg.K)	e_x (MJ/kg)	E_x (MW)	W (MW)
1	22,5	298,0	101,3	-	-	-	-	11,72	264,0	206,2
2	13,7	323,0	101,3	-	-	-	-	17,47	176,0	206,2
3	1,8	373,0	1000,0	2221,0	192,6	-	-	0,25	0,5	5,2
4	1,8	491,4	2188,8	-	-	1,99	0,29	0,23	0,4	6,0
5	11,4	602,3	2188,8	-	-	1,44	0,29	13,87	145,2	139,8
6	135,3	298,0	101,3	-	-	1,10	0,29	-	-	-
7	135,3	790,5	2188,8	-	-	1,10	0,29	0,50	67,7	83,0
8	145,8	1113,2	2079,3	-	-	1,24	0,29	0,84	122,8	87,4
9	145,8	836,9	106,6	-	-	1,18	0,29	0,28	40,7	72,3
10	145,8	403,2	101,3	-	-	1,09	0,29	0,02	2,8	18,3
11	8,8	372,0	101,3	419,2	1,3	0,00	0,00	0,06	0,5	3,7
12	145,8	373,0	101,3	-	-	1,09	0,29	0,01	1,5	12,5
13	0,5	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	53,1	53,1
15	35,6	408,1	245,0	2743,9	7,1	-	-	0,62	22,1	97,3
16	35,6	373,1	245,0	535,4	1,3	-	-	0,03	1,2	14,9
17	0,6	408,1	245,0	2743,9	7,1	-	-	0,62	0,4	1,6
18	0,6	298,0	101,3	105,0	0,4	-	-	-	-	-
19	36,2	373,1	245,0	535,4	1,3	-	-	0,04	1,3	15,2
20	6,7	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-
21	4,9	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-
22	2,1	298,0	101,3	-	-	-	-	14,65	31,1	22,29
23	5,1	298,0	101,3	-	-	1,10	0,29	-	-	-
24	0,3	298,0	101,3	-	-	-	-	-	-	-

Fonte: Elaboração Própria.

- Não Calculado

A Tabela 40 apresenta os resultados da incorporação da tecnologia BIG-GT com queima suplementar na caldeira de recuperação na usina Caso IV

Tabela 40. Valores obtidos no BIG-GT, Caso IV.

E_{pTG} [MW]	E_v [MW]	$\dot{m}_4$ [kg/s]	$\dot{m}_2$ [kg/s]	$\dot{m}_1$ [kg/s]	$\dot{m}_{Palha}$ [kg/s]
53,13	82,40	11,40	13,70	22,53	2,12

Fonte: Elaboração Própria.

A Tabela 41 apresenta o comportamento das eficiências de geração de eletricidade, calor e global quando é implementada a tecnologia BIG-GT Caso IV.

Tabela 41. Eficiências de geração de eletricidade, calor e global Caso IV.

Eficiência	Convencional	BIG-GT*	BIG-GT**
E_{Ge} [MW]	31,23	53,13	
$\eta_{I_{ge}}$ [%]	14,31	29,09	22,42
$\eta_{I_{Qpr}}$ [%]	56,27	47,58	36,68
$\eta_{I_{Global}}$	70,58	76,67	59,10
$\eta_{II_{ge}}$ [%]	11,17	35,26	19,40
$\eta_{II_{Qpr}}$ [%]	9,80	13,24	7,79
$\eta_{II_{Global}}$ [%]	20,97	43,41	25,55

* Considerando Ecomb do gás de síntese. ** Considerando o Ecomb do bagaço.

I: Energético; II: Exergético

Fonte: Elaboração Própria.

O Caso IV pela primeira lei da termodinâmica apresenta os seguintes resultados, a eficiência global diminui de 70,58 % na usina tradicional até 59,10 % com a incorporação de tecnologia BIG-GT com queima suplementar de palha na caldeira de recuperação. A eficiência de geração de energia elétrica aumenta de 14,31 % na usina convencional para 22,42 % para a tecnologia BIG-GT.

Para a segunda lei da termodinâmica Caso IV foram obtidos os seguintes resultados, a eficiência global aumento de 18,28 % na usina tradicional para 43,17 % com a incorporação de tecnologia BIG-GT e queima suplementar na caldeira de recuperação. A eficiência de geração de energia elétrica aumenta de 9,42 % na usina convencional para 20,45 % para a tecnologia BIG-GT com queima suplementar na caldeira de recuperação, apresentando-se como viabilidade também a implementação da tecnologia BIG-GT com queima suplementar na caldeira de recuperação Caso IV, desde o ponto de vista do aumento da geração de eletricidade.

A Tabela 42 apresenta os valores encontrados para a eficiência exergética de cada componente do sistema com a incorporação da tecnologia BIG-GT Caso IV.

O comportamento das irreversibilidades para o Caso IV, mostra que a câmara de combustão apresenta o maior valor com 90,14 MW, seguido da caldeira de recuperação com 47,74 MW, o sistema de gaseificação com 31,52 MW e a turbina a gás 29,03 MW, sendo os principais componentes com elevada produção de perda exergética no sistema.

Tabela 42. Eficiência exergética de cada componente, Caso IV.

Componente	Eficiência Exergética (%)	Irreversibilidade (MW)
Secador	40,15	1,05
Gaseificadores	82,19	31,52
Compressor I	84,21	0,47
Compressor II	80,81	23,63
Câmara de combustão	59,48	90,14
Turbina a Gás	41,89	29,03
Caldeira de Recuperação	30,38	47,74
Bomba	80,00	0,01
ASU	48,03	0,49

Fonte: Elaboração Própria.

Se for feita a gaseificação de todo o bagaço disponível na usina com a implementação da tecnologia BIG-GT e queima suplementar de palha na caldeira de recuperação Caso IV, será necessária recolher 8,21 t/h de palha que serão queimado na caldeira de recuperação para suprir a demanda térmica do processo da usina. No Caso IV também será possível aumentar a geração de energia elétrica em comparação com a configuração convencional. Nesse contexto, a implementação da tecnologia BIG-GT com queima suplementar na caldeira de recuperação na usina sucroalcooleira estudada Caso IV, poderá ser realizada por meio de uma das seguintes configurações:

Configuração 1: Uma unidade de pré-tratamento da biomassa capaz de secar 81,11 t/h de bagaço, com umidade de 50 % até 20 %, que alimentaria um sistema de gaseificação composto por dois gaseificadores de LFC, tecnologia Delft Holanda pressurizado, com uma capacidade de processamento de 200 MW_T, que inclui o sistema de controle e limpeza de gases.

O sistema de gaseificação subministra combustível a turbina a gás da Misubishi modelo H-50. Nesta configuração será necessária a colheita e queima suplementar na caldeira de recuperação de 8,21 t/h de palha de cana para atender a demanda térmica de processo (14,10 % da biomassa total necessária).

Configuração 2: Uma unidade de secagem de bagaço com capacidade para 81,11 t/h com 50 % de umidade até 20 % de umidade, que alimentaria um sistema de gaseificação composta por dois gaseificadores de LFC, tecnologia Delft Holanda, com uma capacidade de processamento de 200 MW_T, e o sistema de limpeza e acondicionamento do gás de gaseificação. O sistema de gaseificação alimenta o combustível para a turbina a gás da Misubishi modelo H-50.

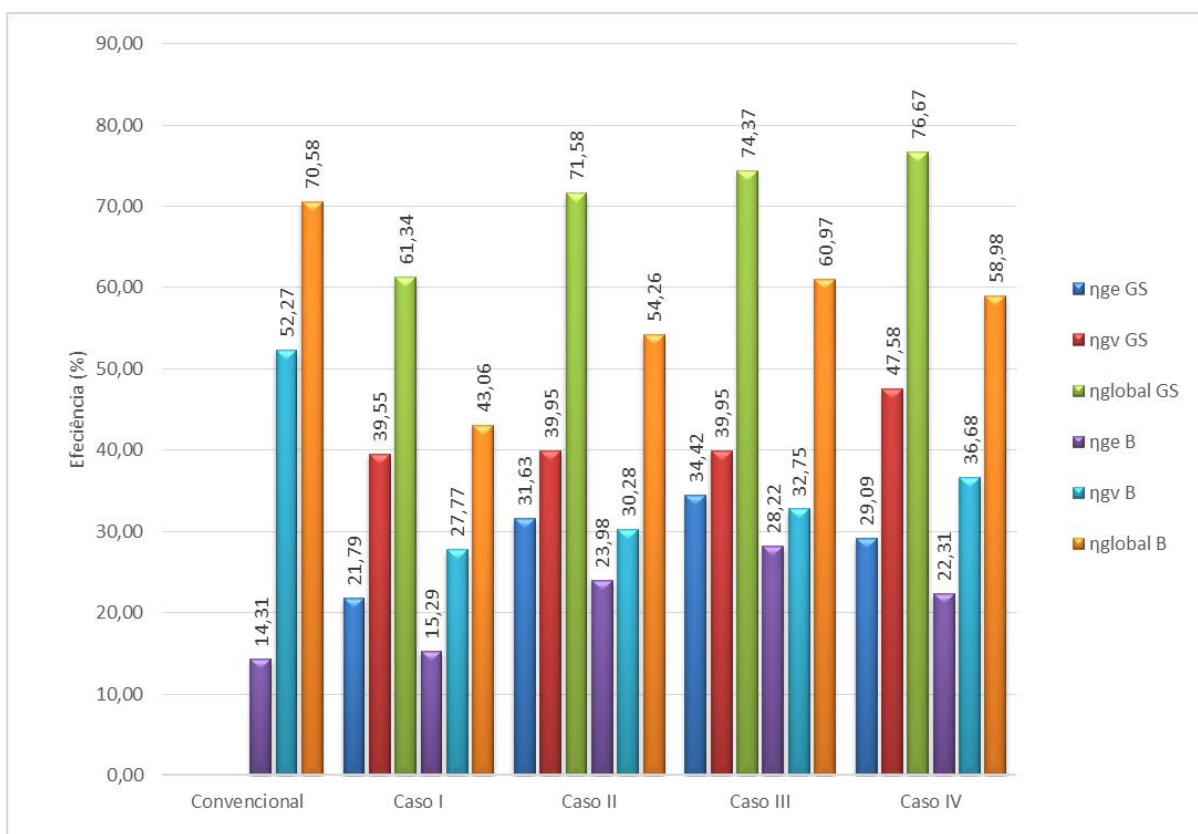
Para satisfazer a demanda térmica da usina, será necessária a queima na caldeira de recuperação de 1,85 t/h de gás natural.

3.7. RESULTADOS DAS ANALISES ENERGÉTICA E EXERGÉTICA

Com os resultados obtidos demonstra-se, que a implementação do BIG-GT e a pressurização do sistema da gaseificação com mistura de oxigênio-vapor em leito fluidizado circulante apresenta-se como uma tecnologia factível para o aumento da geração de energia elétrica na usina. A implementação do BIG-GT na usina nos quatro Casos estudos apresenta um aumento na geração de energia elétrica.

Na Figura 41, é apresentada uma comparação dos resultados obtidos para as eficiências de geração de eletricidade, energia térmica e eficiência global pela primeira lei, da usina convencional com a implementação da tecnologia BIG-GT nos quatro Casos analisados. Para a determinação das eficiências, foram considerados a energia do gás de gaseificação e do bagaço.

Figura 41. Eficiências de geração de eletricidade, vapor e globais.



Fonte: Elaboração Própria.

Legenda:

ηge B - Eficiência de Geração de Eletricidade considerando Ecomb do Bagaço

ηglobal B - Eficiência Global considerando Ecomb do Bagaço

ηgv B - Eficiência geração de vapor considerando Ecomb do Bagaço

ηge GS - Eficiência de Geração de Eletricidade considerando Ecomb do Gás de Síntese

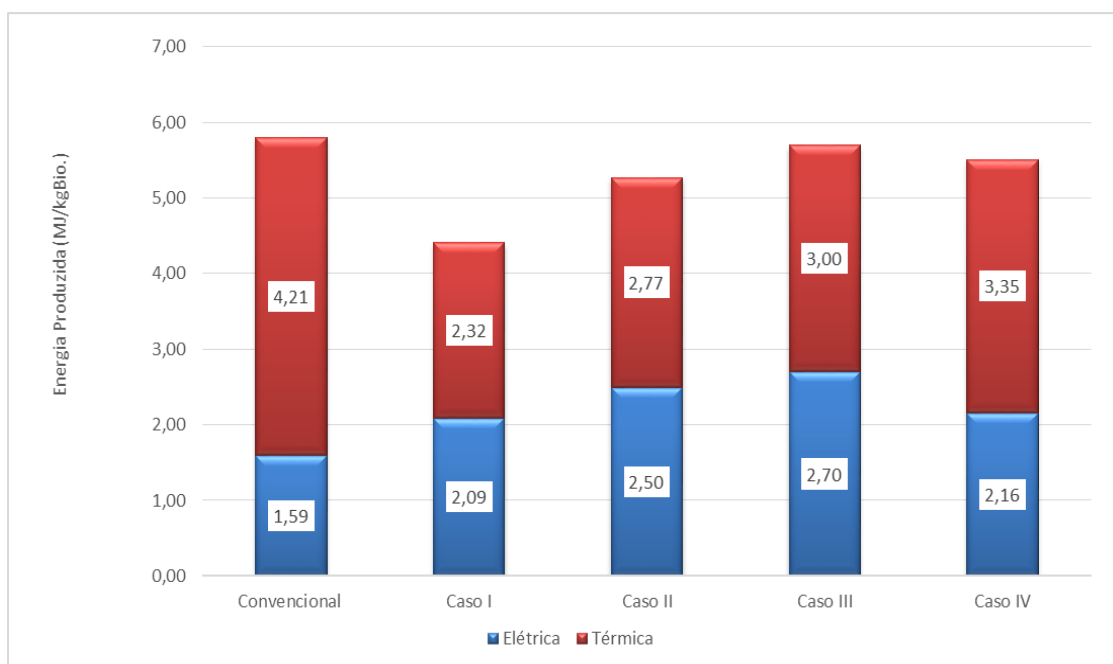
ηglobal GS - Eficiência Global considerando Ecomb do Gás de Síntese

ηgv GS - Eficiência geração de vapor considerando Ecomb do Gás de Síntese

Em todos os Casos, observou-se um incremento na eficiência de geração de eletricidade com a introdução do processo de gaseificação quando comparados com o ciclo convencional, os melhores desempenhos estão no Caso III e IV com a diminuição no consumo de biomassa por MW elétrico produzida.

A Figura 42 apresenta a geração de energia elétrica e térmica por quilograma de biomassa consumido em comparação com a usina convencional.

Figura 42. Geração de energia elétrica e térmica por quilograma de biomassa.



Fonte: Elaboração Própria.

Como mostrado na Figura 42 a geração de eletricidade por kg de bagaço consumido aumenta para os quatro casos do estudo, sendo o Casos III o de melhor desempenho com a geração de 2,70 MJ/kg de bagaço, enquanto a geração de energia térmica para o processo o melhor comportamento e apresentado pela usina convencional com 4,21 MJ/kg e o Caso IV com 3,35 MJ/Kg de biomassa consumido.

Pode-se concluir que para os quatro casos analisados com a implementação de tecnologia BIG-GT na indústria sucroalcooleira, tem um aumento na geração de eletricidade, mais desde o ponto de vista da eficiência global e da geração e eletricidade por kg de bagaço consumo os Casos II e III, apresenta-se como as alternativas mais atraente.

O Caso III com o uso de mistura de oxigênio e vapor como agente de gaseificação, secagem do bagaço como processo de pré-tratamento e utilização de um sistema de gaseificação de leito fluidizado circulante pressurizada tecnologia Delft Holanda que logra uma eficiência de geração elétrica de até 28,22 %, com uma eficiência global de 60,97 %, permite lograr os melhores resultados.

CAPÍTULO IV. ANÁLISE TERMoeCONômICA DA INCORPORAÇÃO DE TURBINA A GÁS ASSOCIADA À GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE NA USINA SUCROALCOLEIRA.

4.1. INTRODUÇÃO

Segundo Silveira et al. (2010), vários métodos de otimização termoeconômica têm sido aplicados para a otimização de sistemas energéticos desde 1980. Como exemplos podem ser incluídos o método exergoeconômico de Tsatsaronis, a teoria do custo exergético de Valero, a análise funcional da engenharia de Spakovsky, e o método funcional de Frangopoulos, entre outros.

A análise termoeconômica é um método que combina a Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica com os custos unitários dos produtos, tais como eletricidade e vapor, e quantifica a perda monetária devido à destruição exergética; podendo ser utilizada como ferramenta nas decisões de operação e seleção de equipamentos em projetos de plantas térmicas. Esta técnica ajuda a entender o processo de formação de custos e permite minimizar o custo total dos produtos. (CASTRO, 2007)

Neste capítulo, desenvolve-se um modelo termoeconômica que será aplicado na análise dos sistemas de cogeração com a incorporação da gaseificação do bagaço na indústria sucroalcooleira.

A análise termoeconômica efetua-se para os quatro casos do estudo: o primeiro denominado Caso I considera-se que todo o bagaço produzido na usina será gaseificado em um reator em leito fluidizado circulante atmosferico utilizando ar como agente de gaseificação, e a substituição da caldeira pelo conjunto gaseificadores-turbina a gás e caldeira de recuperação, considerando a secagem do bagaço como processos de pré-tratamento da biomassa úmida, no segundo, Caso II, examina-se a gaseificação num reator em leito fluidizado circulante pressurizado considerando ar como agente de gaseificação para melhorar a eficiência do processo, no Caso III, examina-se a gaseificação num reator em leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação e no Caso IV, examina-se a gaseificação num reator em leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação e queima suplementar de palha de cana-de-açúcar na caldeira de recuperação, todos apresentados no capítulo anterior.

Efetua-se a análise termoeconômica adaptando a metodologia desenvolvida por Silveira (1998) e Castro (2007), que permite avaliar a atratividade de um projeto por meio da análise dos incrementos exergéticos, o método consiste de uma modelagem matemática, associando-se parâmetros termodinâmicos e de custos para os sistemas energéticos, considerando as operações de manutenção e operação do sistema, resultando na escolha da melhor opção.

Como o sistema de cogeração analisado produz, simultaneamente, eletricidade na turbina a gás e vapor de processo, são determinados os custos de produção desses dois produtos da usina, em função da parcela de exergia empregada para sua geração. Também determina-se a Receita Anual Esperada (RAE), a qual definirá a viabilidade da implementação da tecnologia BIG-GT no setor sucroalcooleiro. Tal avaliação se baseia no tempo de retorno do investimento comparado com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas (WORLEY; YALE, 2012).

De acordo com Silveira (1998) e Castro (2007), é necessário seguir alguns critérios básicos e auxiliares para o desenvolvimento deste modelo termoeconômica. Estes critérios consistem nos seguintes procedimentos:

- ✓ Identificação das funções do sistema como um todo e de cada unidade individualmente;
- ✓ Construção do diagrama funcional correspondente aos quatro casos do estudo dos sistemas propostos;
- ✓ Determinação das funções exergéticas (base incremental);
- ✓ Formulação matemática adequada determinando as equações correspondente ao modelo termoeconômica proposto, o qual representa o custo de produção de eletricidade e vapor da usina. Assim como os custos da instalação, taxas de amortização, custos de operação e manutenção de cada equipamento, e os custos dos insumos exergéticos.

Os custos de operação e manutenção levam em conta as seguintes considerações:

- Custo de manutenção e operação do sistema de gaseificação, adota-se o valor de 0,012 US\$/kWh (LORA et al., 2012);
- Custo de manutenção e operação do sistema de turbina a gás, adota-se o valor de 0,010 US\$/kWh (VILLELA; SILVEIRA, 2007);
- Custo de manutenção e operação da caldeira de recuperação, 0,008 US\$/kWh, valor usual na análise econômica de centrais térmicas de cogeração (SILVEIRA, J. L. ; TUNA, 2003).

Os custos de manutenção e operação para os outros equipamento que fazem parte da central de cogeração são considerados como sendo o 10 % do custo do investimento total. (SILVEIRA, 1998; VILLELA; SILVEIRA, 2007).

O insumo energético e exergético considerado nesta análise é o bagaço e a tarifa de venda da eletricidade. Considera-se que se for usar somente o bagaço produzido na usina, o custo do mesmo é nulo, mas, no caso de comprar bagaço de um provedor externo, o preço deste insumo seria de 85 R\$/t (UNICA, 2018).

A tarifa de compra de eletricidade da rede para grandes consumidores de alta tensão, se divide em duas partes: consumo e demanda. A tarifa de consumo (tal como para os consumidores da baixa tensão) se faz em unidades de energia (R\$/MWh) e visa remunerar a energia de fato utilizada, enquanto que a tarifa de demanda se faz em unidade de potência (R\$/kW) e visa remunerar o serviço de disponibilização da energia elétrica no sistema (DINIZ, 2013). A tarifa de demanda média dos consumidores industriais do Estado de São Paulo é de R\$ 22/kW. A tarifa de consumo média é de R\$ 314,6/MWh (ANEEL, 2016).

De acordo com Silveira e Tuna (2003), para estudos de sistemas energéticos, é usual utilizar taxas de juros que variam entre 4, 8 e 12 %, com o período de amortização do investimento variando de 5 até 15 anos.

O método será aplicado em uma usina sucroalcooleira, considerando quatro casos de estudo com a implementação de tecnologia BIG-GT.

4.2. ANÁLISE TERMOECONÔMICA PARA O CASO I.

Para a implementação da gaseificação em um reator em leito fluidizado circulante atmosférico e ar como agente de gaseificação, considerando a secagem do bagaço como processos de pré-tratamento da biomassa úmida, no Caso I a instalação estará composta por secador, sistema de gaseificação, dois compressores, câmara de combustão, turbina a gás, caldeira de recuperação e bomba. Os produtos deste sistema são: eletricidade e vapor de processo.

4.2.1. Aplicação do Modelo Termoeconômica Caso I.

No Caso I, é aplicado o modelo funcional termoeconômica considerando-se a gaseificação do volume total do bagaço de cana-de-açúcar da usina em leito fluidizado circulante atmosférico. O modelo é baseado no diagrama físico da planta apresentado na Figura 19. Este sistema está composto por oito unidades (secador, sistema de gaseificação, dois compressores, câmara de combustão, turbina a gás, caldeira de recuperação e bomba). Partindo do diagrama físico é possível construir o diagrama funcional correspondente, que permite a aplicação da análise termoeconômica.

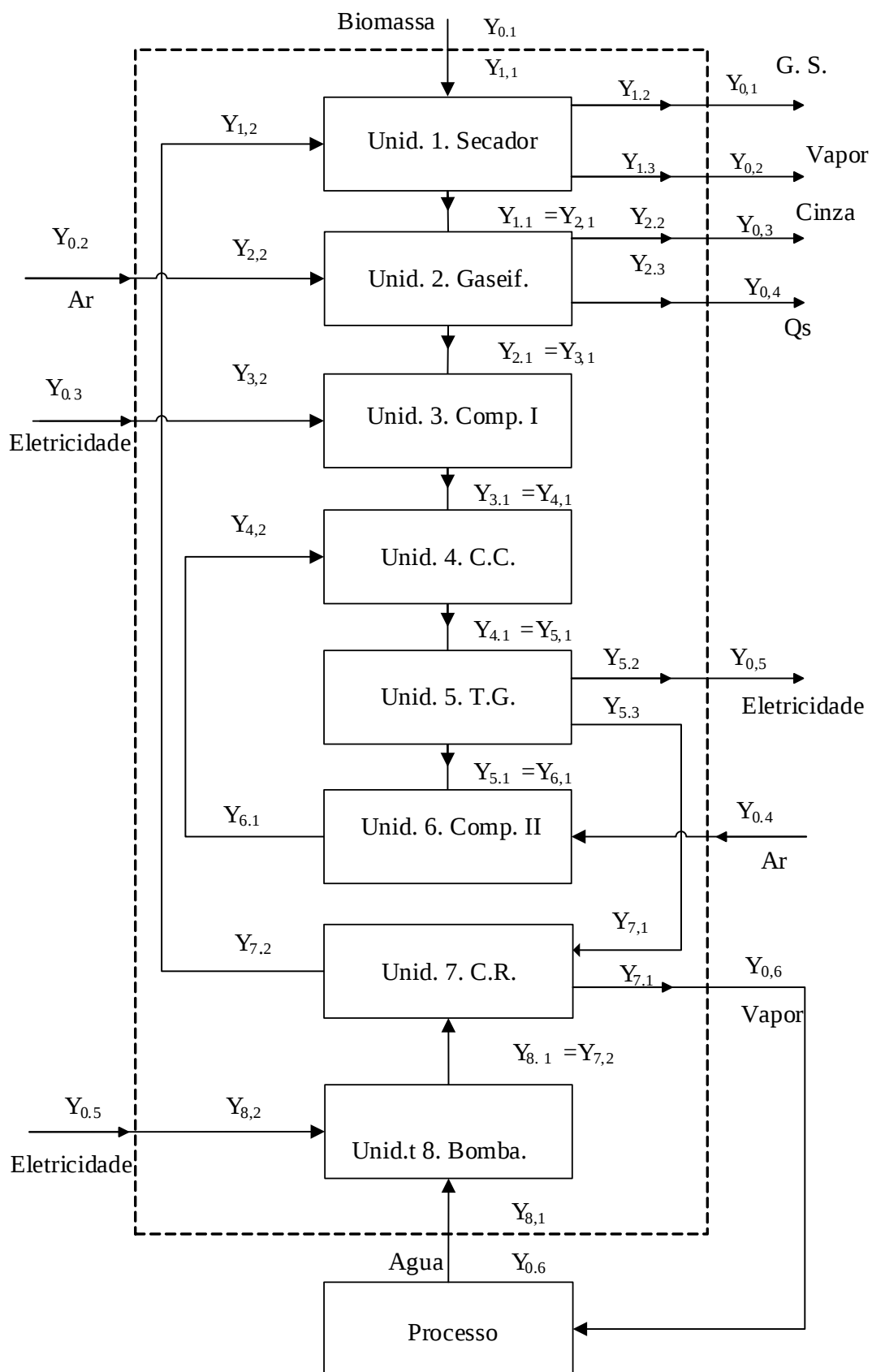
De acordo com Castro (2007), o diagrama funcional do sistema é composto de figuras geométricas que representam as unidades reais da planta e de uma rede de linhas representando as distribuições das funções unitárias em termos exergéticos. Convém ressaltar que, para um adequado acompanhamento do desenvolvimento deste modelo termoeconômica, cada unidade receberá um número de identificação, que permitirá visualizar a transposição entre o diagrama físico e o diagrama funcional correspondente.

A notação adotada é $Y_{i,j}$ (j-ésima entrada do i-ésimo componente) e $Y_{i,k}$ (k-ésima saída do i-ésimo componente). Note que, é utilizada uma vírgula ($Y_{i,j}$) para identificar os fluxos de entrada e um ponto ($Y_{i,k}$) para os fluxos de saída. Porém, para o sistema como um todo a notação é contrária, ou seja, ($Y_{0,k}$) representa entrada e ($Y_{0,j}$) representa saída, indicando respectivamente os insumos e os produtos da planta térmica (0 – sistema) para o ambiente.

As linhas cheias nos diagramas funcionais representam os insumos e/ou produtos exergéticos (em base incremental) de cada componente e do sistema como um todo (no Caso de atravessar a linha funcional de fronteira); e a Linha Funcional de Fronteira separa os insumos e produtos do sistema em relação ao meio exterior; nesta concepção, o diagrama funcional considera o consumo de eletricidade como processo externo ao sistema.

A seguir tem-se o diagrama funcional termoeconômico, também composto pelas mesmas oito unidades do diagrama físico, representado na Figura 43.

Figura 43. Diagrama funcional termoeconômico Caso I.



Fonte: Elaboração Própria.

4.2.2. Funções exergéticas Caso I

De acordo com Silveira (1998), as funções exergéticas de cada unidade na base incremental, são determinadas desprezando-se as perdas através das tubulações, ressaltando-se que estas não invalidam o modelo do sistema proposto. Deste modo, baseando-se no diagrama físico da planta, Figura 19, no diagrama funcional termoeconômico, Figura 43, e nos valores das propriedades termodinâmicas de entrada e saída de cada componente do sistema, determinam-se as funções exergéticas para cada equipamento que compõe o sistema BIG-GT Caso I. Essas funções são definidas pelas equações (104) a (133):

Unidade 1- Secador

$$Y_{1,1} = Y_{0,1} = Ex_1 \quad (104)$$

$$Y_{1,2} = Ex_{10} \quad (105)$$

$$Y_{1,1} = Ex_2 \quad (106)$$

$$Y_{1,2} = Y_{0,1} = Ex_{12} \quad (107)$$

$$Y_{1,3} = Y_{0,2} = Ex_{11} \quad (108)$$

Unidade 2- Sistema de Gaseificação

$$Y_{2,1} = Y_{1,1} \quad (109)$$

$$Y_{0,2} = Y_{2,2} = Ex_{Ar} = 0 \quad (110)$$

$$Y_{2,1} = Ex_4^Q \quad (111)$$

$$Y_{2,2} = Y_{0,3} = Ex_{13} \quad (112)$$

$$Y_{2,3} = Y_{0,4} = Ex_4^F \quad (113)$$

Unidade 3- Compressor I

$$Y_{3,1} = Y_{2,1} \quad (114)$$

$$Y_{3,2} = Y_{0,3} = W_{Comp I} \quad (115)$$

$$Y_{3,1} = Ex_5 \quad (116)$$

Unidade 4 - Camara de Combustão

$$Y_{4,1} = Y_{3,1} \quad (117)$$

$$Y_{4,2} = Y_{6,1} \quad (118)$$

$$Y_{4,1} = Ex_8 \quad (119)$$

Unidade 5 – Turbina a Gás

$$Y_{5,1} = Y_{4,1} \quad (120)$$

$$Y_{5,2} = Y_{0,5} = Ep_{TG} \quad (121)$$

$$Y_{5,1} = W_{Comp II} \quad (122)$$

$$Y_{5,3} = Ex_9 \quad (123)$$

Unidade 6 – Compressor II

$$Y_{6,1} = Y_{5,1} \quad (124)$$

$$Y_{0,4} = Y_{6,2} = Ex_{Ar} = 0 \quad (125)$$

$$Y_{6,1} = Ex_7 \quad (126)$$

Unidade 7 – Caldeira de recuperação

$$Y_{7,1} = Y_{5,3} \quad (127)$$

$$Y_{7,2} = Ex_{17} \quad (128)$$

$$Y_{7,1} = Ex_{15} \quad (129)$$

$$Y_{7,2} = Y_{1,2} \quad (130)$$

Unidade 8 – Bomba

$$Y_{8,1} = Y_{0,6} = Ex_{16} \quad (131)$$

$$Y_{8,2} = Y_{0,5} = W_b \quad (132)$$

$$Y_{8,1} = Y_{7,2} \quad (133)$$

4.2.3. Objetivo da função de otimização termoeconômica

O objetivo de função de otimização termoeconômica é a minimização do custo de produção de eletricidade (CP_{EE}) e vapor do processo (CP_{VP}). Esse custo está baseado no diagrama funcional termoeconômica apresentado na Figura 43 e pode ser definido em função das expressões de custo em relação aos insumos e produtos. Assim, para determinar os custos associado às funções exergéticas, já definidas, é necessário uma adequada modelagem matemática (CASTRO, 2007).

4.2.4. Modelo matemático

O modelo matemático é baseado no diagrama físico, Figura 19, e no diagrama funcional termoeconômica, Figura 43, (Caso I), de modo a facilitar a determinação das equações matemáticas correspondentes. Para a determinação do custo de produção de eletricidade são considerados os investimentos nos diferentes equipamentos (secador, sistema de gaseificadores e turbina a gás) e acessórios (bombas, válvulas, entre outros), da instalação e os custos de operação e manutenção.

4.2.5. Custo do gás de gaseificação

A determinação do custo de geração do gás de gaseificação leva em conta o investimento no secador, sistema de gaseificação e compressor, além do custo do combustível (bagaço úmido), se comprado. Também foram considerados os custos de operação e manutenção da instalação como apresentado na Equação (134)

$$CP_{GG} = \frac{Inv_{Gaseif+Sec+comp1} \cdot f}{H \cdot Y_{2,1}} + \frac{\% C_{BU} \cdot Y_{0,1}}{Y_{2,1}} + C_{M\&O_GS} \quad (134)$$

Sendo:

Inv_{Sec} - Investimento na instalação de secagem do bagaço = 1.170.000 US\$ (SALMAN et al., 2017);

% -Porcentagem de bagaço comprado [%];

$Inv_{Gaseific}$ - Investimento no sistema de gaseificação = 125.000.000 US\$ (SALMAN et al., 2017).

Inv_{Comp} - Investimento no sistema de compressor = 1.200.000 US\$ (SALMAN et al., 2017).

C_{BU} - Custo do bagaço úmido = 0,020 US\$/kWh (UNICA, 2018);

$C_{M\&O_GS}$ - Custo de manutenção e operação do sistema de gaseificação [US\$/kWh];

4.2.6. Custo da geração de eletricidade

De acordo a metodologia apresentada por Silveira (1998), o cálculo dos custos de geração de eletricidade, determinasse pela Equação (135):

$$CP_{EE\ TG} = \frac{Inv_{TG} \cdot f}{H \cdot Y_{0,5}} + \frac{CP_{GG} \cdot (Y_{2,1} - Y_{7,1})}{Y_{0,5}} + C_{M\&O_TG} \quad (135)$$

Onde:

Inv_{TG} - Investimento na turbina a gás [US\$] = 29.597.335,66 US\$ (GTW, 2014);

H - Período equivalente de utilização [h/ano] = 5400 h/ano;

f - fator de anuidade [1/ano];

$C_{el\ TG}$ - Custo de produção de eletricidade na turbina a gás [US\$/kWh];

$C_{M\&O_TG}$ - Custo de manutenção e operação da turbina a gás [US\$/kWh];

$Y_{0,5}$ - Potência elétrica produzida na turbina a gás [kW].

Para o cálculo do fator de anuidade utiliza-se as Equações (136) e (137):

$$f = \frac{q^k(q - 1)}{q^k - 1} \quad (136)$$

$$q = 1 + \frac{r}{100} \quad (137)$$

Sendo:

f - Fator de anuidade [1/ano];

k – número de anos;

r - taxa de juros [%].

4.2.7. Custo de geração do vapor do processo

Para determinar o custo de geração de vapor é considerado o custo de investimento na caldeira de recuperação, a energia do vapor é aproveitada pelo processo da usina. Também são considerados os custos de operação e manutenção da instalação, como apresentado nas Equação (138) (ANTUNES, 1999).

$$C_{VP} = \frac{Inv_{CR} \cdot f}{H \cdot Y_{0,6}} + \frac{C_{GG} \cdot (Y_{7,2} - Y_{7,2})}{Y_{0,6}} + C_{M\&O_CR} \quad (138)$$

Sendo:

$C_{M\&O_CR}$ - Custo de manutenção e operação da caldeira de recuperação [US\$/ kWh];

O custo de investimento na caldeira de recuperação é calculado pela equação (139), (DINIZ, 2013)

$$Inv_{CR} = 5666 \cdot \left[\left(\frac{\dot{Q}_G}{t_5} \right)^{0,8} + \left(\frac{\dot{Q}_{vapor}}{t_{15}} \right)^{0,8} \right] + 18347 \cdot \dot{m}_{15} + 1021,35 \cdot \dot{m}_9 \quad (139)$$

4.2.8. Ganho anual devido à produção de eletricidade na planta

Para a determinação do ganho devido a produção de eletricidade na usina é necessário determinar se existe excedente ou déficit de geração. Neste caso, tem-se um excedente de eletricidade gerado e o ganho total estará influenciado pelo preço de venda da eletricidade, a tarifa de eletricidade, a eletricidade produzida e a eletricidade requerida na usina (SILVEIRA; TUNA, 2003). Quando existe excedentes ($E_P > E_R$), o ganho é definido pela equação (140):

$$GP_{EE} = (E_P - E_R) \cdot H \cdot (P_{Vexc} - CP_{EE\ TG}) + E_R \cdot H \cdot (P_{el} - CP_{EE\ TG}) \quad (140)$$

Onde:

P_{Vexc} - Preço de venda da eletricidade excedente = 0,055 US\$/kWh (ANEEL, 2018);

P_{el} - Tarifa de eletricidade da concessionária = 0,075 US\$/kWh (ANEEL, 2018).

4.2.9. Ganho anual devido à produção de vapor na planta

De acordo Machin (2015), para o ganho devido a produção de vapor na usina, se faz uma comparação do custo de geração do vapor empregando óleo como combustível numa caldeira convencional, como apresentado na equação (141)

$$GP_{VP} = Y_{0,6} \cdot H \cdot (C_{GV_{conv}} - C_{VP}) \quad (141)$$

O cálculo do custo da produção de vapor ($C_{GV_{conv}}$) em US\$/kWh, em caldeiras convencionais queimando óleo de baixo ponto de fluidez BPF, tem em conta o custo do mesmo (C_{oleo}), em US\$/kWh como apresenta a Equação (142).

$$C_{GV_{conv}} = \frac{Inv_{caldeira} \cdot f}{H \cdot Y_{0,6}} + \frac{C_{oleo}}{\eta_{cal}} + C_{OMCal} \quad (142)$$

Onde:

C_{oleo} - Custo do óleo diesel = 0,042 US\$/kWh (ANEEL, 2018);

$Y_{0,6}$ - Exergia do vapor do processo [kW];

$C_{GV_{conv}}$ - Custo do vapor na caldeira convencional [US\$/kWh].

A eficiência da caldeira de vapor convencional (η_{cal}) pode-se considerar aproximadamente em torno do 85 % (SILVEIRA, 1998).

O custo de investimento na caldeira convencional pode ser calculado pela equação (143). Sendo que a vazão mássica de vapor dada em t/h (ANTUNES, 1999).

$$Inv_{Conv} = 0,1 \cdot (\dot{m}_{15} + 0,5) \cdot 10^6 \quad (143)$$

O custo de operação e manutenção da caldeira convencional e obtido pela equação (144) (MACHIN, 2015).

$$C_{OMCal} = \frac{0,05 \cdot Inv_{caldeira} \cdot f}{H \cdot Y_{0,6}} \quad (144)$$

4.2.10. Receita Anual Esperada

Para o cálculo da Receita Anual Esperada (RAE) são somados os ganhos ou benefícios anuais devido a instalação do sistema de cogeração, como apresentado na equação (145).

De acordo com Tuna (1999), os benefícios ou receita anual decorrente da instalação de uma planta de cogeração é determinado pela soma dos ganhos associados a produção de eletricidade e calor do processo. Se este valor for negativo, significa que os custos associados a planta de cogeração são maiores do que os custos associados aos sistemas convencionais de atendimento.

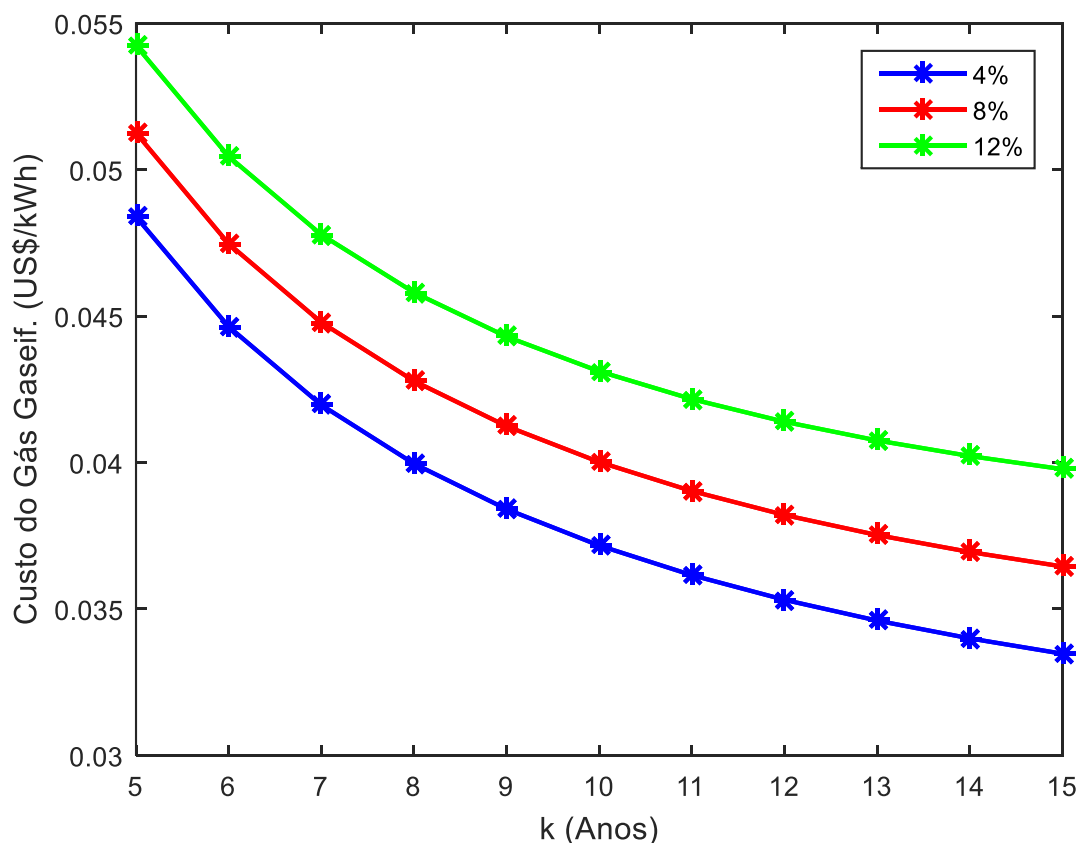
$$RAE = GP_{EE} + GP_{VP} \quad (145)$$

4.2.11. Resultados da análise termoeconômica Caso I

A seguir, são apresentados os resultados da análise termoeconômica da incorporação de tecnologia BIG-GT na usina sucroalcooleira Caso I. Serão avaliados os custos do gás de gaseificação, de geração de eletricidade e vapor e a receita anual esperada (Payback) para a usina.

A Figura 44 apresenta o custo de produção de gás de gaseificação com a implementação do sistema BIG-GT Caso I.

Figura 44. Custo de produção do gás de gaseificação Caso I.

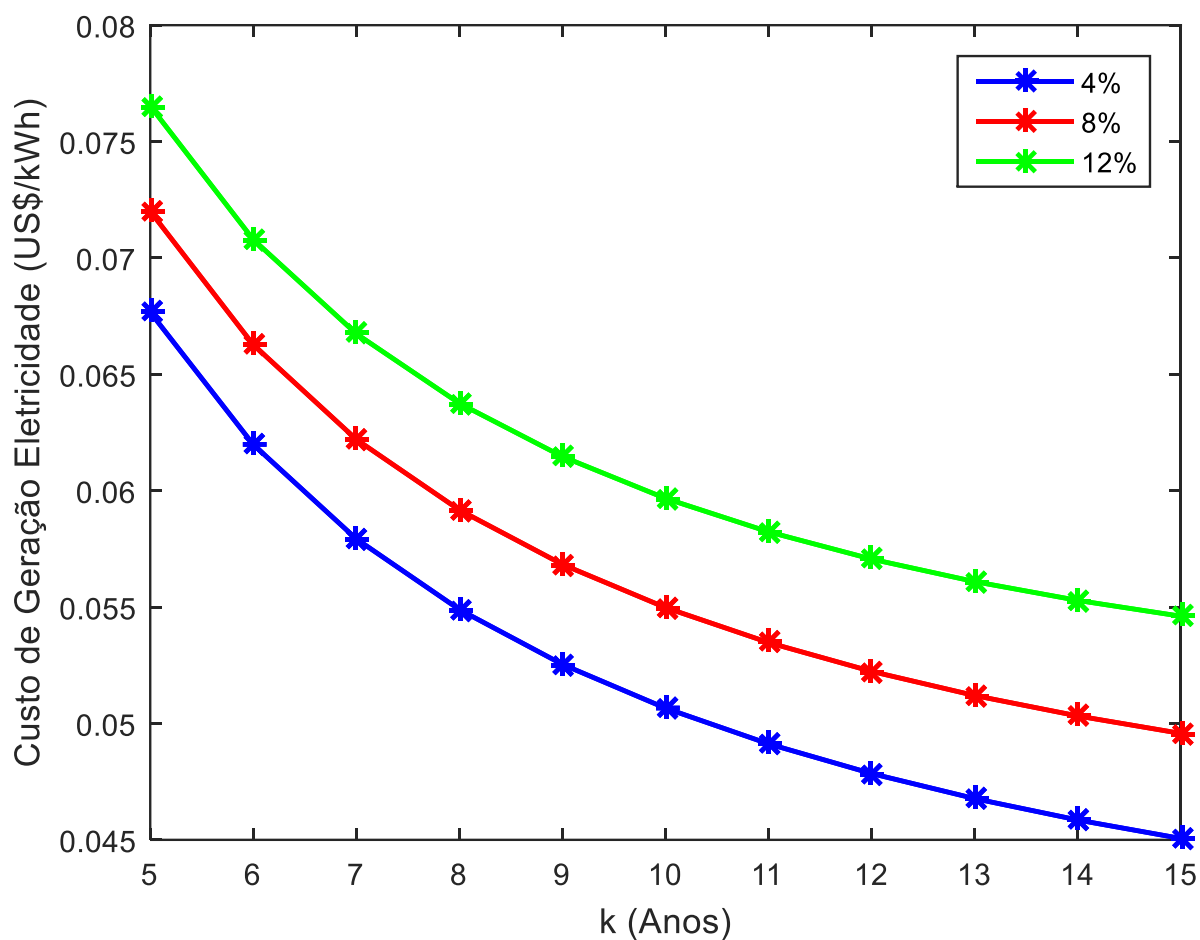


Fonte: Elaboração Própria.

Como apresentado na Figura 44, considerando um período de amortização de até 15 anos, com período equivalente de utilização de 5400 h/ano, o custo de geração de gás de gaseificação decresce na faixa de 0,048 – 0,033 US\$/kWh para a taxa de juros do 4 % e na faixa entre 0,054 – 0,040 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

A Figura 45 apresenta o custo de geração de eletricidade com a implementação do sistema BIG-GT Caso I.

Figura 45. Custo de geração de eletricidade Caso I.

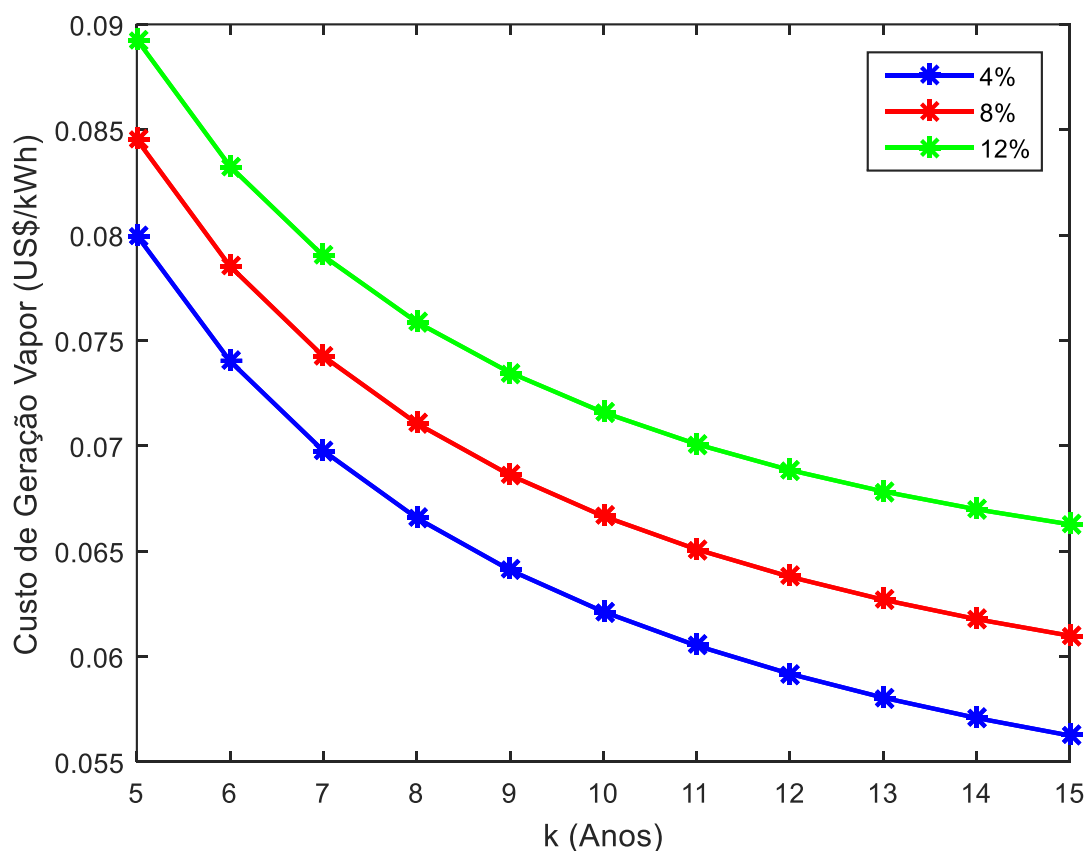


Fonte: Elaboração Própria.

Considerando um período de amortização de até 15 anos e de com período equivalente de utilização de 5400 h/ano, o custo de eletricidade decresce na faixa de 0,068 – 0,045 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 %, e na faixa entre 0,076 – 0,055 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

A Figura 46 apresenta o comportamento do custo de geração de vapor do processo com BIG-GT Caso I, variando as taxas de juros de 4, 8 e 12 %, e considerando o mesmo período anual de operação da planta.

Figura 46. Custo de geração de vapor de processo Caso I.

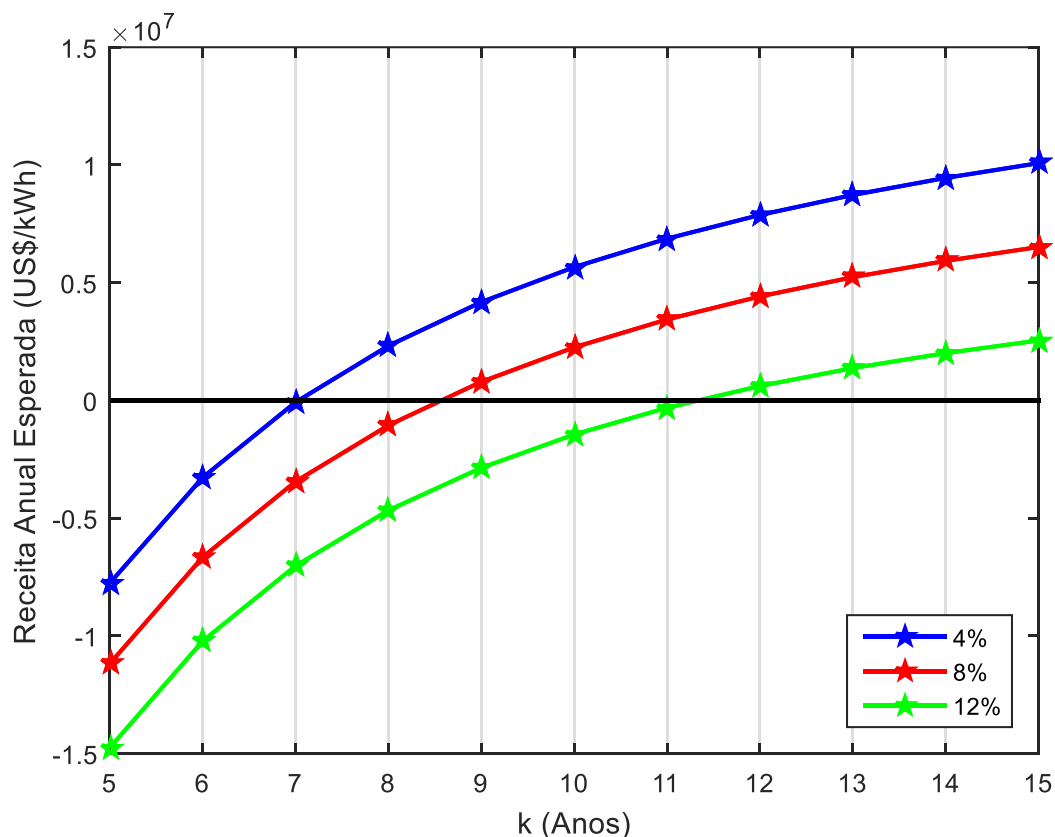


Fonte: Elaboração Própria.

Como apresentado na Figura 46, considerando um período de amortização de até 15 anos, com período equivalente de utilização de 5400 h/ano, o custo de vapor de processo decresce na faixa de 0,080 – 0,056 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 %, e na faixa entre 0,089 – 0,066 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

A receita anual esperada após a introdução da tecnologia BIG-GT Caso I na usina é apresentada na Figura 47. Para o cálculo da receita anual esperada, considerou-se o preço de venda da eletricidade à concessionária de energia de 0,055 US\$/kWh.

Figura 47. Receita anual esperada Caso I.



Fonte: Elaboração Própria.

Pode-se observar na Figura 47 que a viabilidade econômica começa realmente a se definir a partir do sétimo ano, aplicando uma taxa de juros de 4 %, quando a tecnologia proposta começa a gerar lucros para a empresa. Isto indica uma amortização do investimento curto, comparado com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas (15 anos). Para a taxa aplicada de 12 %, a viabilidade econômica começa a se definir a partir do décimo primeiro ano, o que indica um período relativamente longo de tempo de amortização do investimento.

4.3. ANÁLISE TERMOECONÔMICA CASO II

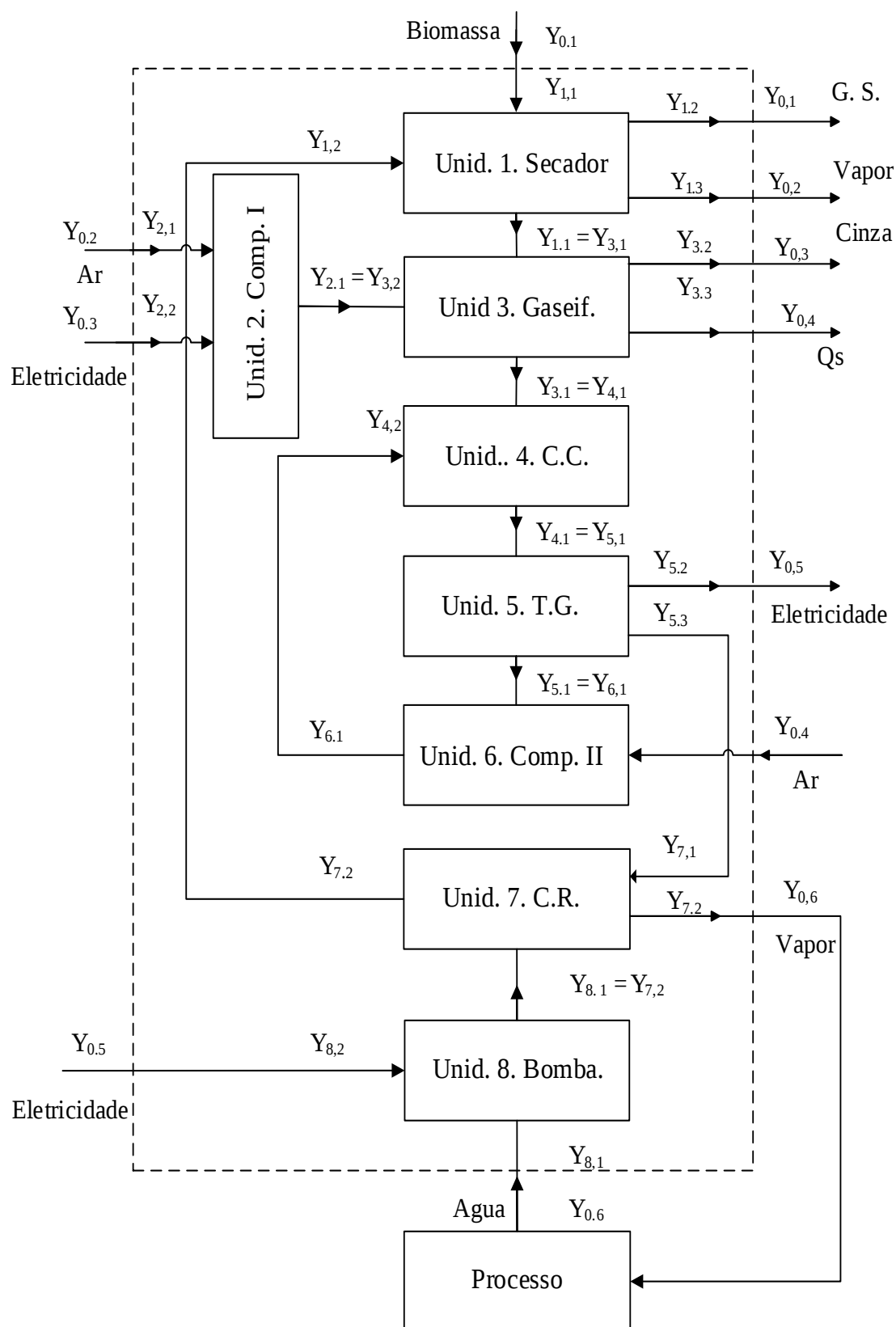
O Caso II estuda a implementação da gaseificação em um reator em leito fluidizado circulante pressurizado e ar como agente de gaseificação, com secagem do bagaço como processos de pré-tratamento da biomassa úmida, a instalação está composta pelo secador, sistema de gaseificação, dois compressores, câmara de combustão, turbina a gás, caldeira de recuperação e bomba. Os produtos deste sistema são: eletricidade produzida na turbina a gás e vapor do processo.

4.3.1. Aplicação do modelo termoeconômica Caso II

A aplicação do modelo funcional termoeconômica no Caso II considera a gaseificação do volume total do bagaço da usina em leito fluidizado circulante pressurizado e ar como agente de gaseificação. O modelo é baseado no diagrama físico da planta apresentado na Figura 31. Este sistema está composto por oito unidades. Partindo do diagrama físico é possível construir o diagrama funcional correspondente, que permite a aplicação da análise termoeconômica.

A Figura 48, apresenta o diagrama funcional termoeconômico, o qual é composto pelas mesmas oito unidades do diagrama físico.

Figura 48. Diagrama funcional termoeconômica Caso II.



Fonte: Elaboração Própria.

4.3.2. Funções exergeticas Caso II

Para o Caso II as funções exergeticas do secador, câmara de combustão, turbina a gás, compressor II, caldeira de recuperação e bomba na base incremental, são determinadas como descrito no item 4.2.2. Para o compressor I e sistema de gaseificação são descrita pela equações (146) a (153):

Unidade 2- Compressor 1

$$Y_{2,1} = Y_{0,2} = Ex_{Ar} = 0 \quad (146)$$

$$Y_{2,2} = Y_{0,3} = W_{Comp. I} \quad (147)$$

$$Y_{2,1} = Ex_4 \quad (148)$$

Unidade 3- Sistema de Gaseificação

$$Y_{3,1} = Y_{1,1} \quad (149)$$

$$Y_{3,2} = Y_{2,1} \quad (150)$$

$$Y_{3,1} = Ex_5^Q \quad (151)$$

$$Y_{3,2} = Y_{0,3} = Ex_{13} \quad (152)$$

$$Y_{3,3} = Y_{0,4} = Ex_5^F \quad (153)$$

4.3.3. Modelo matemático

O modelo matemático é baseado no diagrama físico e no diagrama funcional termoeconômica da planta Caso II, de modo a facilitar a determinação das equações matemáticas correspondentes. Para a determinação do custo de produção de eletricidade são considerados os investimentos nos diferentes equipamentos.

4.3.4. Custo do gás de gaseificação

A determinação do custo de geração do gás de gaseificação leva em conta o investimento na secagem, no sistema de gaseificação e no compressor I, além do custo do combustível (bagaço úmido), se for comprado. Também foram considerados os custos de operação e manutenção da instalação como apresentado na equação (154)

$$C_{GG} = \frac{Inv_{Gaseific+Sec+comp} \cdot f}{H \cdot Y_{3.1}} + \frac{\%C_{BU} \cdot Y_{0.1}}{Y_{3.1}} + C_{M\&O_GS} \quad (154)$$

Sendo:

Inv_{Sec} – Investimento na instalação de secagem = 1.069.200 US\$ (SALMAN et al., 2017);

Inv_{Gaseif} - Investimento no sistema de gaseificação = 125.000.000 US\$ (SALMAN et al., 2017);(GELLER; SIKUKA, 2018)

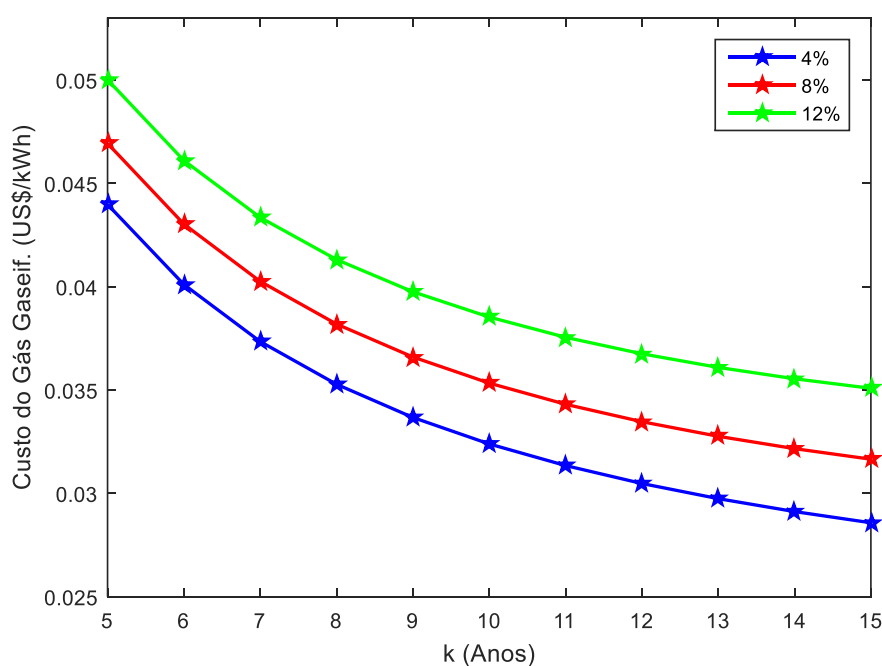
Inv_{Comp} - Investimento no sistema de compressor = 1.150.000 US\$ (SALMAN et al., 2017).

4.3.5. Resultados da análise termoeconômica Caso II

A seguir, são apresentados os resultados da análise termoeconômica para o Caso II. Onde são mostrados os custos do gás de gaseificação, de geração de eletricidade e vapor e a receita anual esperada (Payback) para o Caso II.

A Figura 49 representa o custo de geração de gás de gaseificação com a implementação da tecnologia BIG-GT e a pressurização do sistema de gaseificação na usina estudada em função da taxa anual de juros.

Figura 49. Custo de geração do gás de gaseificação Caso II.



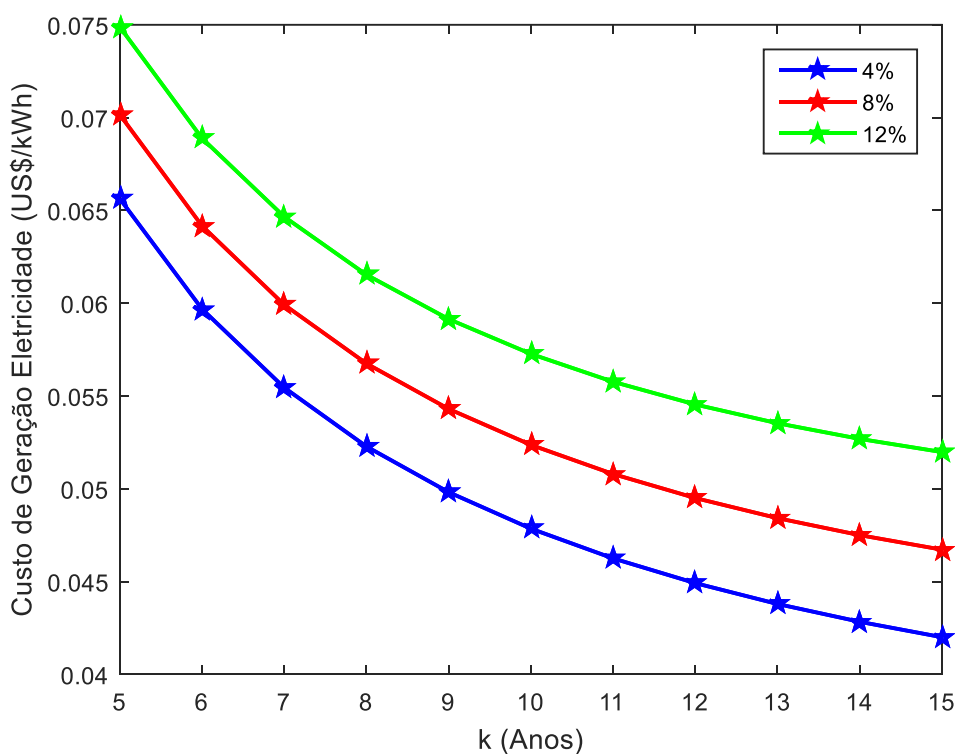
Fonte: Elaboração Própria.

Como apresentado na Figura 49, considerando um período de amortização de até 15 anos, com período equivalente de utilização de 5400 h/ano, o custo de geração de gás de gaseificação decresce na faixa de 0,044 – 0,029 US\$/kWh para a taxa de juros do 4 % e na faixa entre 0,050 – 0,035 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

A Figura 50 representa o custo de geração de eletricidade com a implementação do sistema BIG-GT Caso II em função da taxa anual de juros.

Considerando um período de amortização de até 15 anos, com período equivalente de utilização de 5400 h/ano, o custo de eletricidade decresce na faixa de 0,066 - 0,042 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 %, e na faixa entre 0,075 - 0,052 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

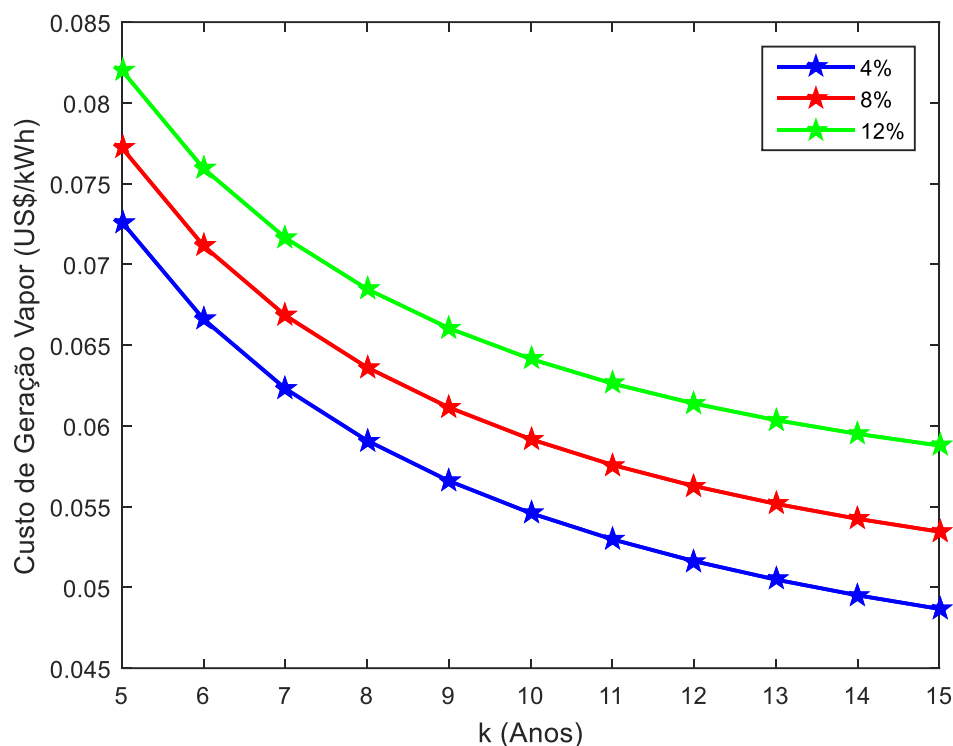
Figura 50. Custo de geração de eletricidade Caso II.



Fonte: Elaboração Própria.

A Figura 51 apresenta o comportamento do custo de geração de vapor do processo com BIG-GT Caso II, variando as taxas de juros de 4, 8 e 12 %, e considerando o mesmo período anual de operação da planta.

Figura 51. Custo de geração de vapor de processo Caso II.

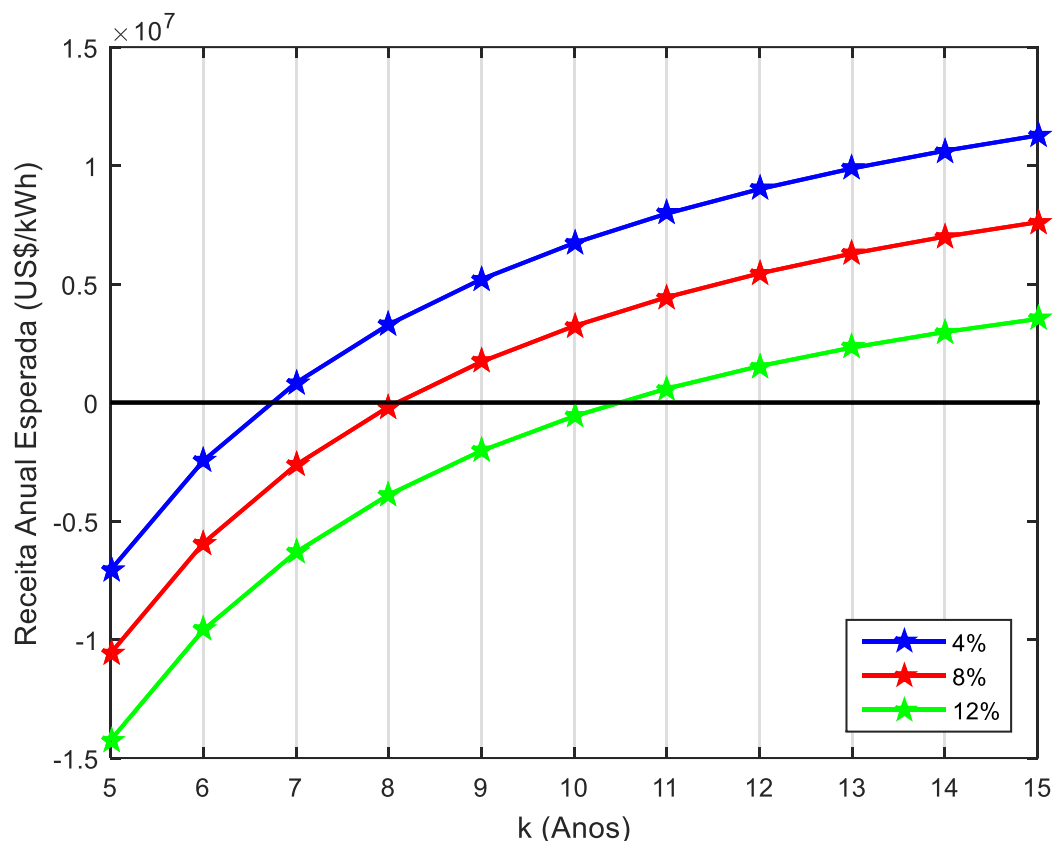


Fonte: Elaboração Própria.

Considerando um período de amortização de até 15 anos, com período equivalente de utilização de 5400 h/ano, o custo de vapor de processo decresce na faixa de 0,073 - 0,049 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 %, e na faixa entre 0,082 - 0,059 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

A receita anual esperada após a introdução do sistema BIG-GT Caso II na usina estudada em função da taxa anual de juros é apresentada na Figura 52.

Figura 52. Receita anual esperada Caso II.



Fonte: Elaboração Própria.

Pode-se observar que a viabilidade econômica começa a se definir aproximadamente a partir do sexto ano e meio, aplicando uma taxa de juros de 4 %, quando a tecnologia proposta começa a gerar lucros para a empresa. Isto indica uma amortização do investimento em um período relativamente curto de tempo. Para a taxa aplicada de 12 %, a viabilidade econômica começa a se definir a partir do décimo ano e meio, isto indica um período de amortização do investimento é relativamente longo comparado com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas (15 anos).

4.4. ANÁLISE TERMOECONÔMICA CASO III.

O Caso III considera a gaseificação em um reator em leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação com a secagem do bagaço como processo de pré-tratamento da biomassa úmido, além de considerar que a instalação está composta pelo secador, unidade de separação de ar, sistema de gaseificação, dois compressores, câmara

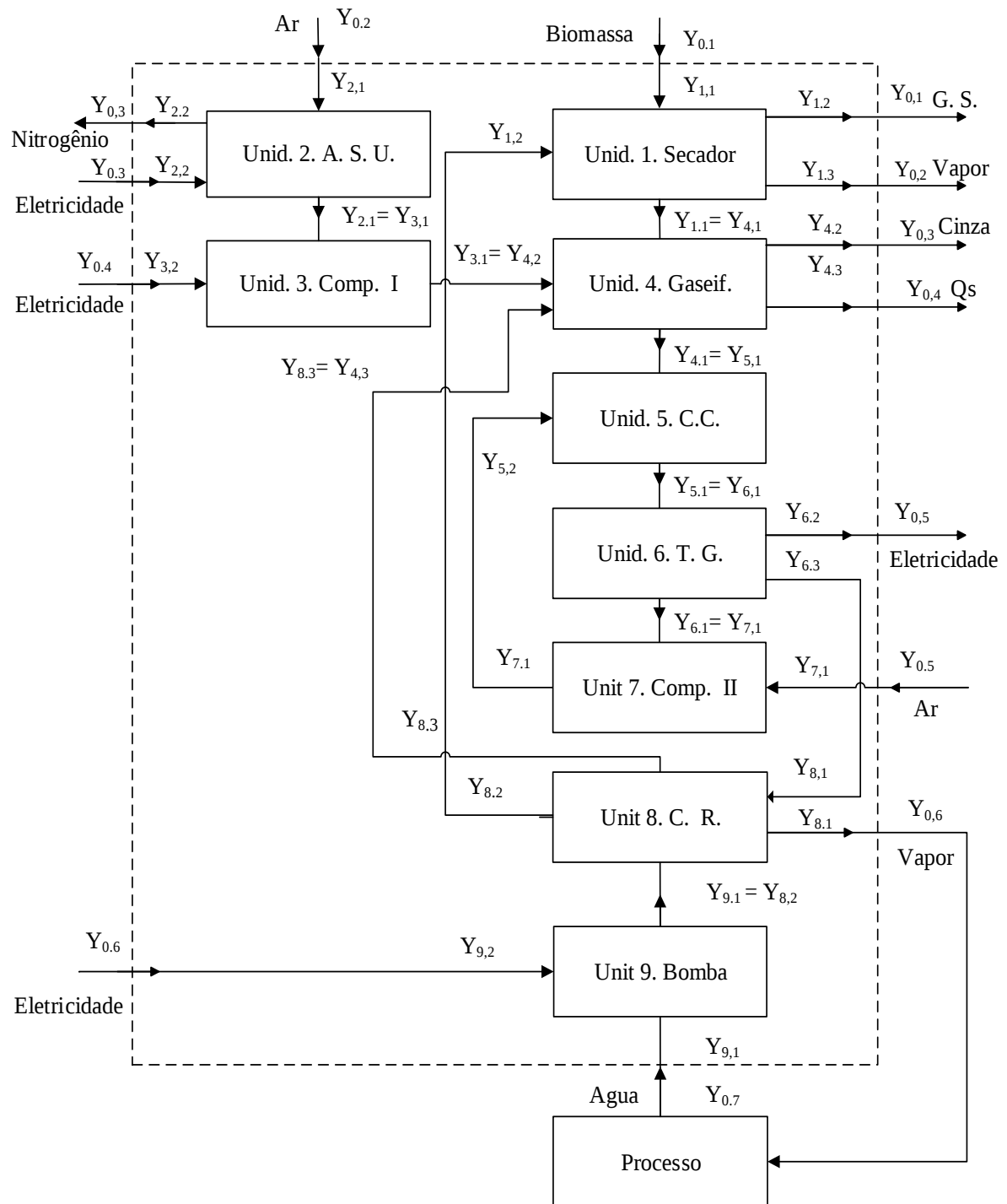
de combustão, turbina a gás, caldeira de recuperação e bomba. Os produtos deste sistema são: eletricidade produzida na turbina a gás e vapor do processo.

4.4.1. Aplicação do modelo termoeconômico Caso III.

No Caso III é aplicado o modelo funcional termoeconômico considerando-se a gaseificação do volume total do bagaço de cana-de-açúcar da usina num gaseificador de leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de vapor-oxigênio como agente de gaseificação. O modelo é baseado no diagrama físico da planta, Figura 34, o sistema é composto por nove unidades. Partindo do diagrama físico é possível construir o diagrama funcional correspondente, que permite a aplicação da análise termoeconômica.

A Figura 53 representa o diagrama funcional termoeconômico, também compostos pelas mesmas nove unidades do diagrama físico.

Figura 53. Diagrama funcional termoeconômico Caso III.



Fonte: Elaboração Própria.

4.4.2. Funções exergeticas Caso III

Para o Caso III as funções exergeticas do secador, câmara de combustão, turbina a gás, compressor II, caldeira de recuperação e bomba na base incremental, são determinadas como descrito no (item 4.2.2.). Para a unidade de separação de ar, compressor I, sistema de gaseificação e caldeira de recuperação, as funções exergeticas são descrita pela equações (155) a (172):

Unidade 2- Unidade de separação de ar

$$Y_{2,1} = Y_{0,2} = Ex_{Ar} = 0 \quad (155)$$

$$Y_{2,2} = Y_{0,3} = W_{Elet} \quad (156)$$

$$Y_{2,1} = Ex_3 \quad (157)$$

$$Y_{2,2} = Y_{0,3} = Ex_{N_2} = 0 \quad (158)$$

Unidade 2- Compressor I

$$Y_{3,1} = Y_{2,1} \quad (159)$$

$$Y_{3,2} = Y_{0,4} = W_{Comp. I} \quad (160)$$

$$Y_{3,1} = Ex_4 \quad (161)$$

Unidade 3- Sistema de Gaseificação

$$Y_{4,1} = Y_{1,1} \quad (162)$$

$$Y_{4,2} = Y_{3,1} \quad (163)$$

$$Y_{4,3} = Y_{8,3} \quad (164)$$

$$Y_{4,1} = Ex_5 \quad (165)$$

$$Y_{4,2} = Y_{0,3} = Ex_{13} \quad (166)$$

$$Y_{4,3} = Y_{0,4} = Ex_5^Q \quad (167)$$

Unidade 8 – Caldeira de recuperação

$$Y_{8,1} = Ex_9 \quad (168)$$

$$Y_{8,2} = Ex_{19} \quad (169)$$

$$Y_{8,1} = Ex_{15} \quad (170)$$

$$Y_{8,2} = Ex_{10} \quad (171)$$

$$Y_{8,3} = Ex_{17} \quad (172)$$

4.4.3. Modelo matemático

O modelo matemático é baseado no diagrama físico e no diagrama funcional termoeconômico da planta Caso III, de modo a facilitar a determinação das equações matemáticas correspondentes. Para a determinação do custo de produção de eletricidade são considerados os investimentos nos diferentes equipamentos e acessórios da planta e a instalação dos mesmos, além dos custos de operação e manutenção.

4.4.4. Custo do Gás de gaseificação

A determinação do custo de geração do gás de gaseificação leva em conta o investimento na ASU, na secagem do bagaço, no sistema de gaseificação e no compressor I, além do custo do bagaço comprado. Também são considerados os custos de operação e manutenção da instalação como apresentado na equação (173)

$$C_{GG} = \frac{Inv_{Gaseif.+Sec+comp1+ASU} \cdot f}{H \cdot Y_{2.1}} + \frac{\%C_{BU} \cdot Y_{0.1} + C_{O_2} \cdot Y_{3.1}}{Y_{2.1}} + C_{M\&O} \quad (173)$$

Sendo:

Inv_{sec} – Investimento no secador de bagaço = 1.972.800 US\$ (SALMAN et al., 2017);

$Inv_{Gaseific}$ – Investimento no sistema de gaseificação = 130.000.000 US\$ (SALMAN et al., 2017);

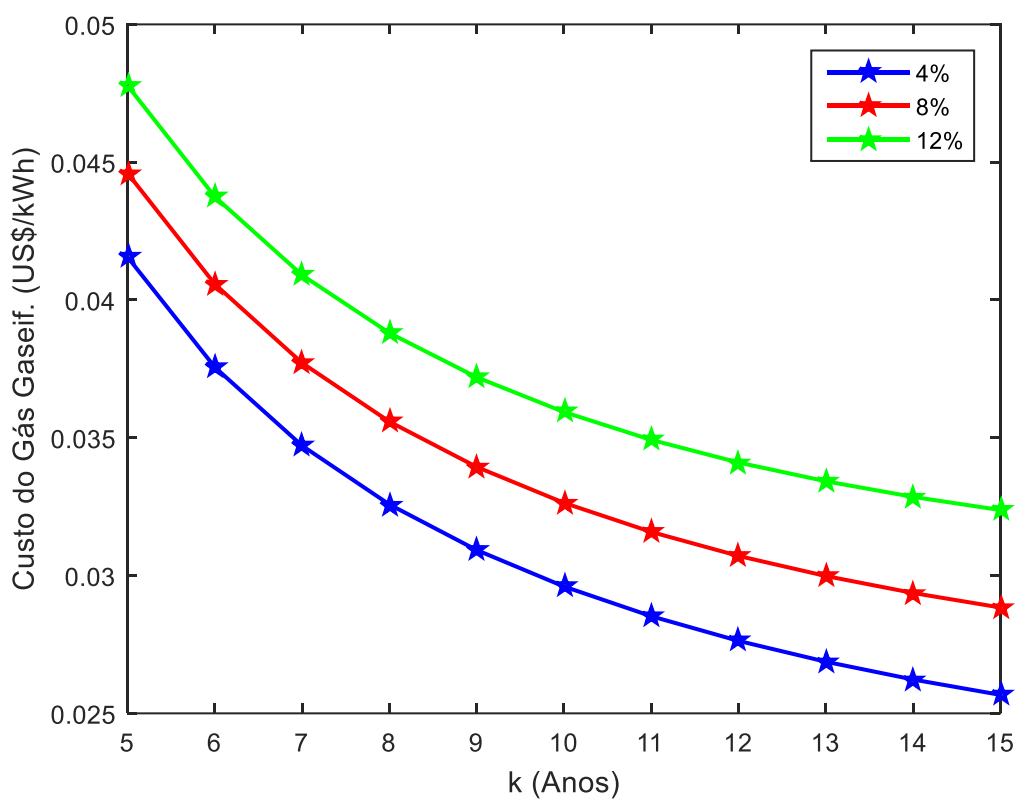
Inv_{ASU} – Investimento na ASU [US\$] = 1.054.592,00 US\$ (SALMAN et al., 2017).

4.4.5. Resultados da análise termoeconômica Caso III

Os resultados do análises termoeconômica para o Caso III, são apresentados a seguir:

O custo de geração de gás de gaseificação com a implementação da tecnologia BIG-GT e a pressurização do sistema de gaseificação do leito fluidizado circulante e o emprego de mistura de vapor-oxigênio como agente de gaseificação em função da taxa anual de juros apresenta-se na Figura 54.

Figura 54. Custo de geração do gás de gaseificação Caso III.

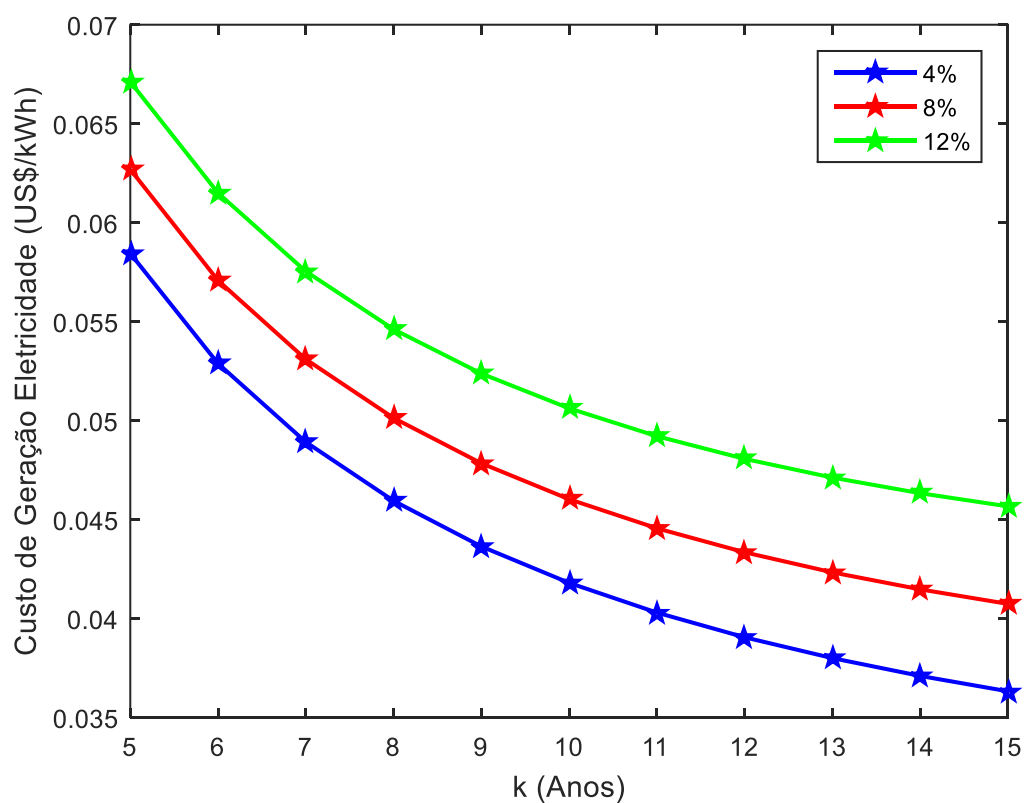


Fonte: Elaboração Própria.

O custo de geração de gás de gaseificação para o Caso III, decresce na faixa de 0,041 - 0,028 US\$/kWh para a taxa de juros do 4 % e na faixa entre 0,049 - 0,032 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

A Figura 55 representa o custo de geração de eletricidade com a implementação do sistema BIG-GT Caso III na usina estudada em função da taxa anual de juros.

Figura 55. Custo de geração de eletricidade Caso III.

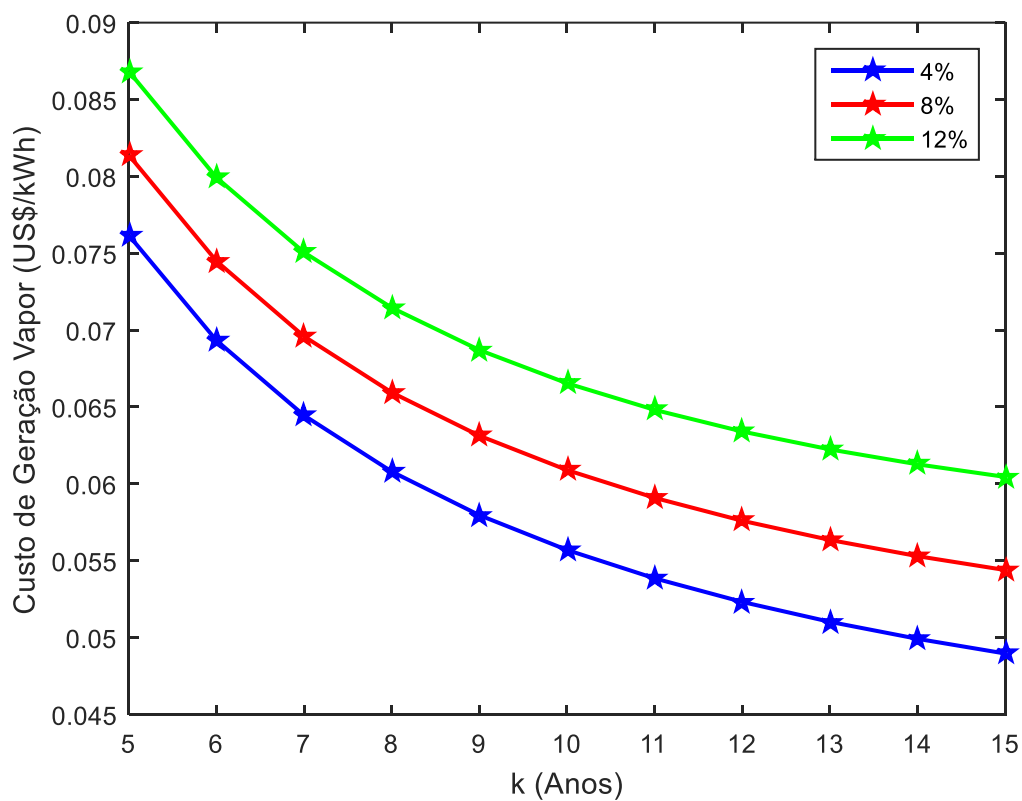


Fonte: Elaboração Própria.

O custo de geração de eletricidade para o Caso III, decresce na faixa de 0,058 - 0,036 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 %, e na faixa entre 0,067 - 0,046 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

A Figura 56 apresenta o comportamento do custo de geração de vapor do processo com BIG-GT Caso III, variando as taxas de juros de 4, 8 e 12 %, e considerando o mesmo período anual de operação da planta.

Figura 56. Custo de geração de vapor de processo Caso III.

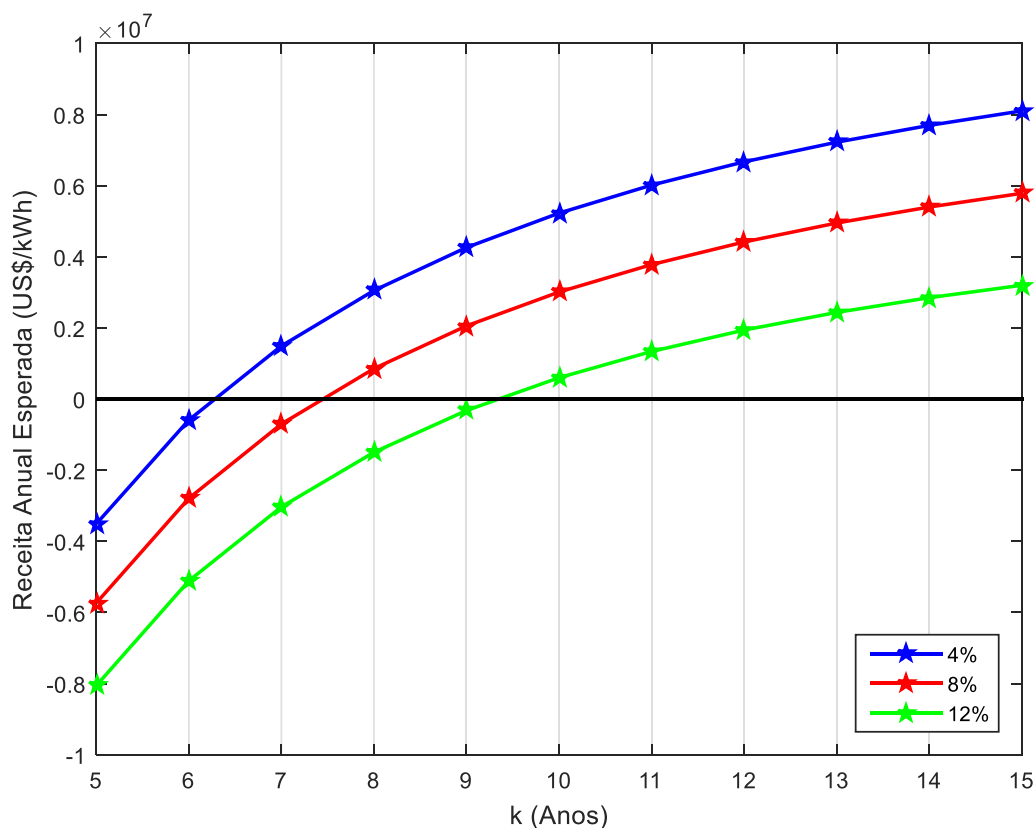


Fonte: Elaboração Própria.

O custo de geração do vapor de processo para o Caso III, decresce na faixa de 0,054 - 0,040 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 %, e na faixa entre 0,087 - 0,060 US\$/kWh para a taxa de juros do 12 %.

A receita anual esperada após a introdução do sistema BIG-GT Caso III na usina estudada em função da taxa anual de juros é apresentada na Figura 57.

Figura 57. Receita anual esperada com BIG-GT Caso III.



Fonte: Elaboração Própria.

Pode-se observar no Caso III, que a viabilidade econômica começa a se definir a partir do sexto ano, aplicando uma taxa de juros de 4 %, quando a tecnologia proposta começa a gerar lucros para a empresa. Isto indica uma amortização do investimento em um curto período de tempo. Para a taxa de 12 %, a viabilidade econômica começa a se definir a partir do nono ano, isto indica um período meio de amortização do investimento em comparação com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas (15 anos).

4.5. ANÁLISE TERMOECONÔMICA CASO IV.

O Caso IV considera a gaseificação em um reator em leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação e queima suplementar de palha na caldeira de recuperação, com secagem do bagaço umido como processo de pré-tratamento da biomassa, além de considerar que a instalação está composta pelo secador, unidade de separação de ar, sistema de gaseificação, dois compressores, câmara de combustão, turbina a gás, caldeira

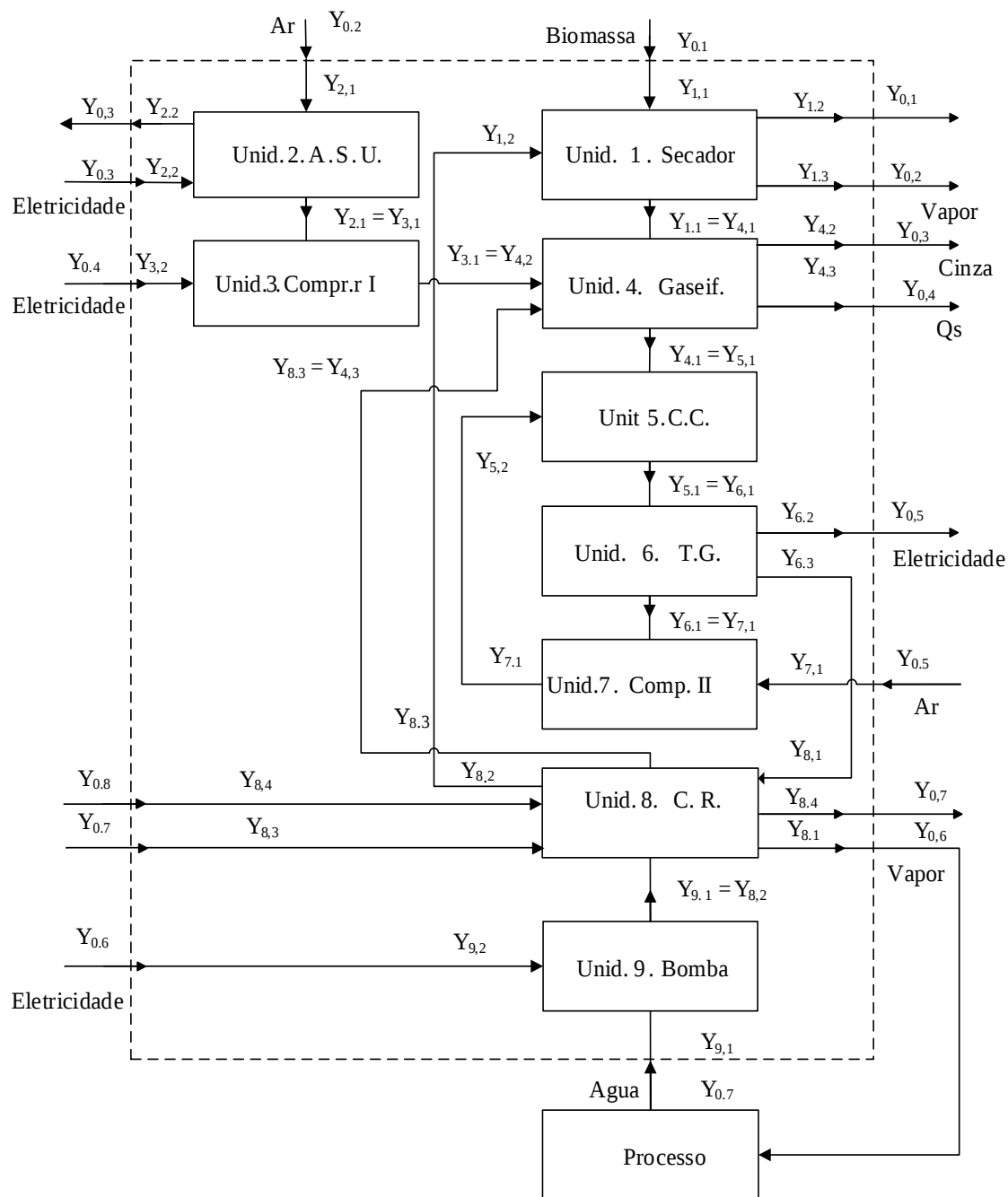
de recuperação com queima suplementar e bomba. Os produtos deste sistema são: eletricidade produzida na turbina a gás e vapor do processo.

4.5.1. Aplicação do modelo termoeconômico Caso IV.

No Caso IV é aplicado o modelo funcional termoeconômico considerando-se a gaseificação do volume total do bagaço de cana-de-açúcar produzido na usina num gaseificador de leito fluidizado circulante pressurizado e mistura de vapor-oxigênio como agente de gaseificação com queima suplementar de palha na caldeira de recuperação para produzir o vapor necessária no processo da usina. O modelo é baseado no diagrama físico da planta apresentado na Figura 36, o sistema está composto por nove unidades (secador, unidade de separação de ar (ASU), sistema de gaseificação, dois compressores, câmara de combustão, turbina a gás, caldeira de recuperação com queima suplementar e bomba). Partindo do diagrama físico é possível construir o diagrama funcional correspondente, que permite a aplicação da análise termoeconômica.

A Figura 58 representa o diagrama funcional termoeconômico, também compostos pelas mesmas unidades do diagrama físico.

Figura 58. Diagrama funcional termoeconômica Caso IV.



Fonte: Elaboração Própria.

4.5.2. Funções exergéticas Caso IV

Para o Caso IV as funções exergéticas do secador, câmara de combustão, turbina a gás, compressor I e II, separação de ar, e bomba na base incremental, são determinadas como descrito nos epígrafes anteriores. Para a caldeira de recuperação com queima suplementar, as funções exergéticas são descritas pelas equações (155) a (172):

Unidade 8 – Caldeira de recuperação com queima suplementar

$$Y_{8,1} = Ex_9 \quad (174)$$

$$Y_{8,2} = Ex_{19} \quad (175)$$

$$Y_{0,7} = Y_{8,3} = Ex_{22} \quad (176)$$

$$Y_{0,8} = Y_{8,4} = Ex_{23} = 0 \quad (177)$$

$$Y_{8,1} = Y_{0,6} = Ex_{15} \quad (178)$$

$$Y_{8,2} = Ex_{10} \quad (179)$$

$$Y_{8,3} = Ex_{17} \quad (180)$$

$$Y_{8,4} = Y_{0,7} = Ex_{24} \quad (181)$$

4.5.3. Modelo matemático

O modelo matemático é baseado no diagrama físico, Figura 36, e no diagrama funcional termoeconômico, Figura 58, Caso IV, de modo a facilitar a determinação das equações matemáticas correspondentes. Para a determinação do custo de produção de eletricidade são considerados os investimentos nos diferentes equipamentos e acessórios da planta e a instalação dos mesmos, além dos custos de operação e manutenção.

4.5.4. Custo de geração do vapor com queima suplementar

Para determinar o custo de geração de vapor é considerado o custo de investimento na caldeira de recuperação e os custos da coleta e transporte da palha até a usina. Também são considerados os custos de operação e manutenção da instalação, como apresentado na equação (182).

$$C_V = \frac{Inv_{CR} \cdot f}{H \cdot Y_{0,6}} + \frac{C_G \cdot (Y_{8,1} - Y_{8,2}) + C_{palha} \cdot Y_{0,7}}{Y_{0,6}} + C_{M\&O_CR} \quad (182)$$

Sendo:

$C_{M\&O_CR}$ - Custo de manutenção e operação da caldeira de recuperação com queima [US\$/kWh]; neste caso é considerado do 10 % pelo alto nível de cinza presente na palha da cana que provoca incrustações na caldeira, o que eleva os custos de manutenção.

O custo da coleta, transporte e condicionamento da palha de cana-de açúcar varia na faixa de 0,02 a 0,08 US\$/kWh e depende da tecnologia de coleta empregada (CARVALHO; VEIGA; BIZZO, 2017). Para o estudo é considerado um valor 0,05 US\$/kWh com colheita integral da palha.

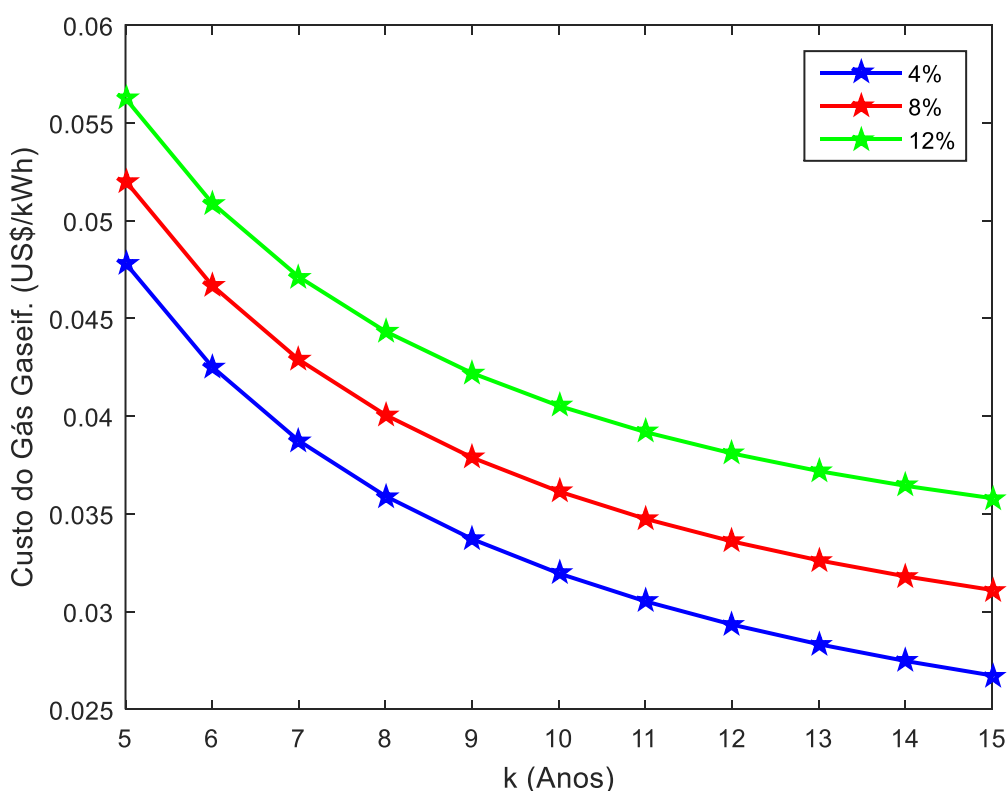
Para o Caso IV o investimento na nova turbina a gás Inv_{TG} é de 20.100.000,00 US\$ (GTW, 2014);

4.5.5. Resultados da análise termoeconômica Caso IV

Os resultados da análise termoeconômica para o Caso IV, são apresentados a seguir:

O custo do gás de gaseificação com a implementação da tecnologia BIG-GT em função da taxa anual de juros para o Caso IV, apresenta-se na Figura 59.

Figura 59. Custo de geração de gás de gaseificação Caso IV.

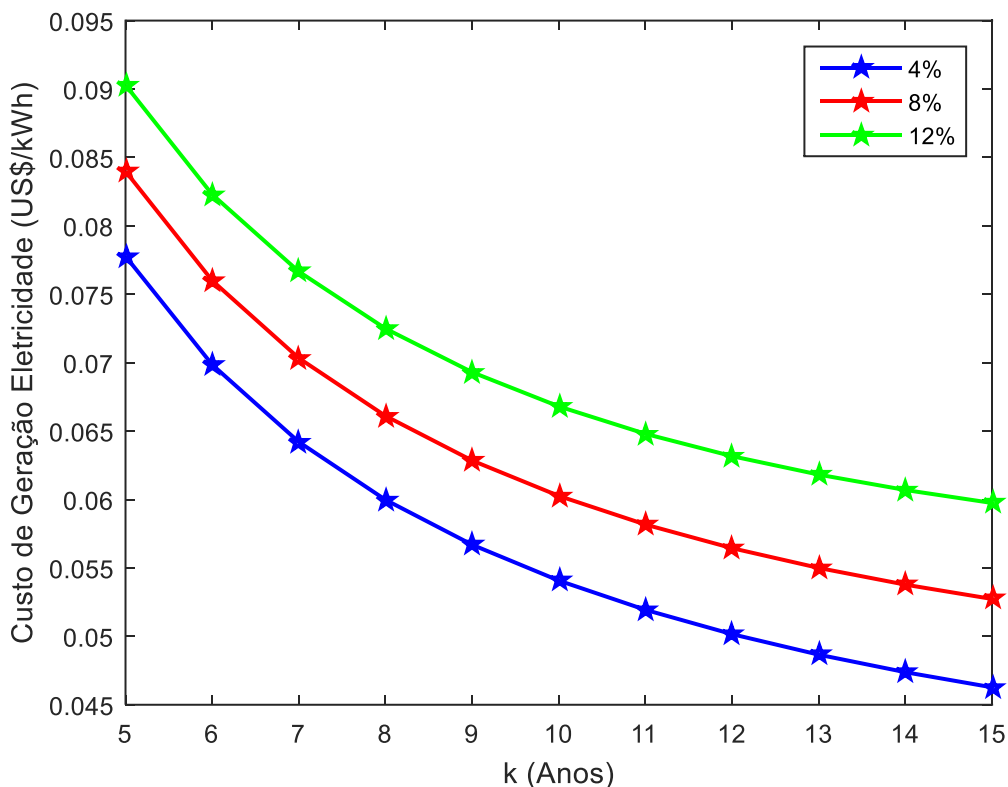


Fonte: Elaboração Própria.

O custo de geração de gás de gaseificação para o Caso IV, decresce na faixa de 0,048 - 0,027 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 % e na faixa entre 0,056 - 0,036 US\$/kWh para a taxa de juros de 12 %.

A Figura 60 apresenta o custo de geração de eletricidade com a implementação do sistema BIG-GT e queima suplementar de palha na caldeira de recuperação Caso IV, em função da taxa anual de juros.

Figura 60. Custo de geração de eletricidade Caso IV.

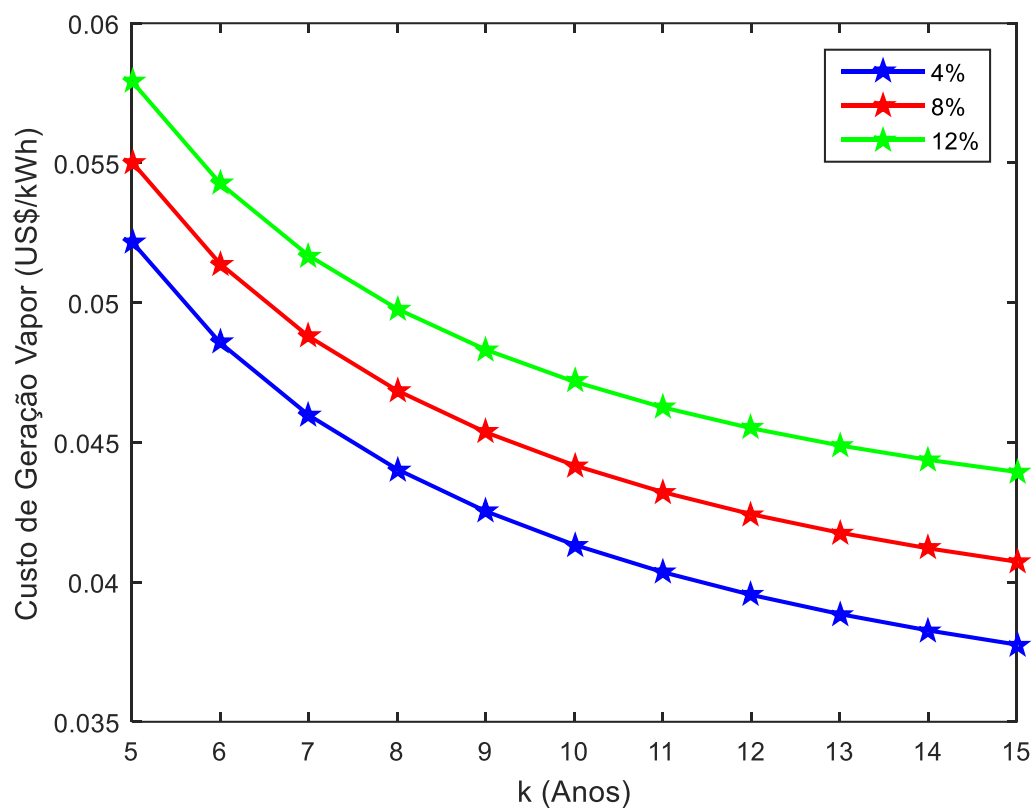


Fonte: Elaboração Própria.

O custo de geração de eletricidade para o Caso IV, varia na faixa de 0,078 - 0,046 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 %, e na faixa entre 0,090 - 0,060 US\$/kWh para a taxa de juros de 12 %.

A Figura 61 apresenta o comportamento do custo de geração de vapor para o Caso IV, variando as taxas de juros de 4, 8 e 12 %.

Figura 61. Custo de geração de vapor de processo Caso IV.

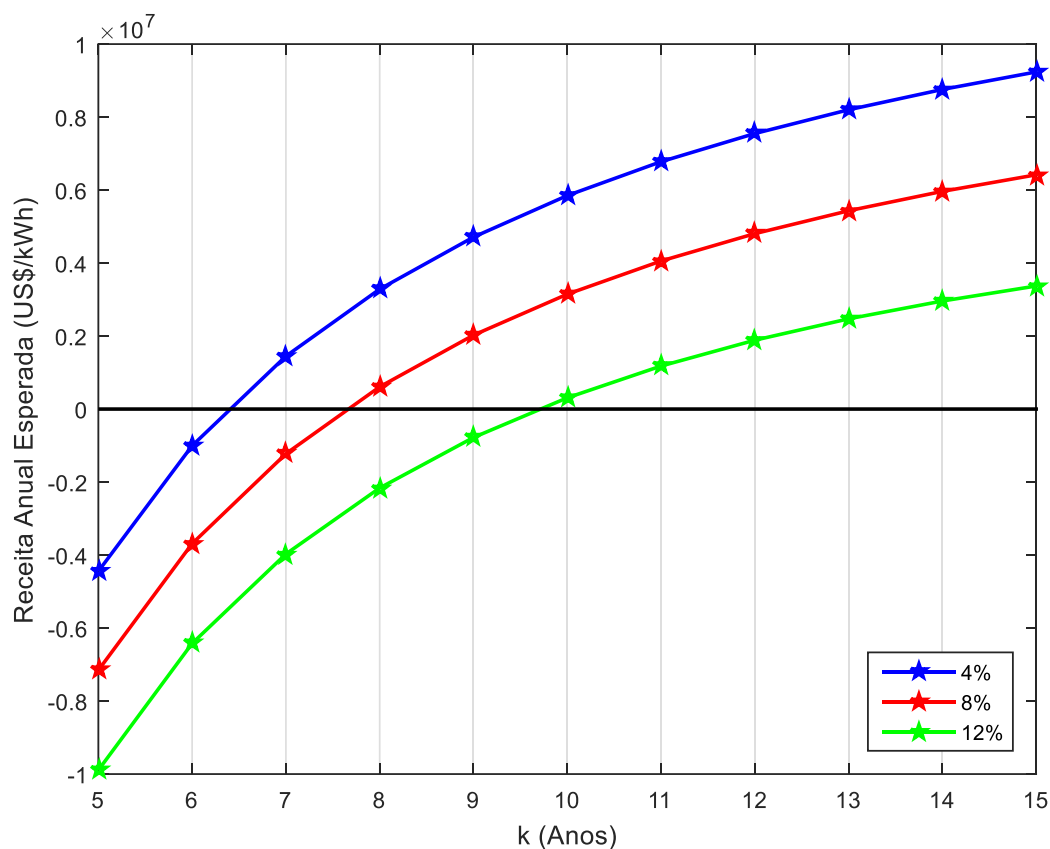


Fonte: Elaboração Própria.

O custo de geração do vapor de processo para o Caso IV, decresce na faixa de 0,052 - 0,038 US\$/kWh para a taxa de juros de 4 %, e na faixa entre 0,058 - 0,044 US\$/kWh para a taxa de juros de 12 %.

A receita anual esperada após a introdução do sistema BIG-GT com queima suplementar na caldeira de recuperação Caso IV é apresentada na Figura 62.

Figura 62. Receita anual esperada com BIG-GT Caso IV.



Fonte: Elaboração Própria.

Pode-se observar que para o Caso IV, a viabilidade econômica começa a se definir a partir do sexto ano e meio, aplicando uma taxa de juros de 4 %, quando a tecnologia proposta começa a gerar lucros para a empresa. Isto indica uma amortização do investimento em um curto período. Para a taxa aplicada de 12 %, a viabilidade econômica começa a se definir a partir do décimo ano, isto indica um período relativamente longo de amortização do investimento em comparação com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas (15 anos).

4.6. RESULTADOS DA ANÁLISE TERMOECONÔMICA

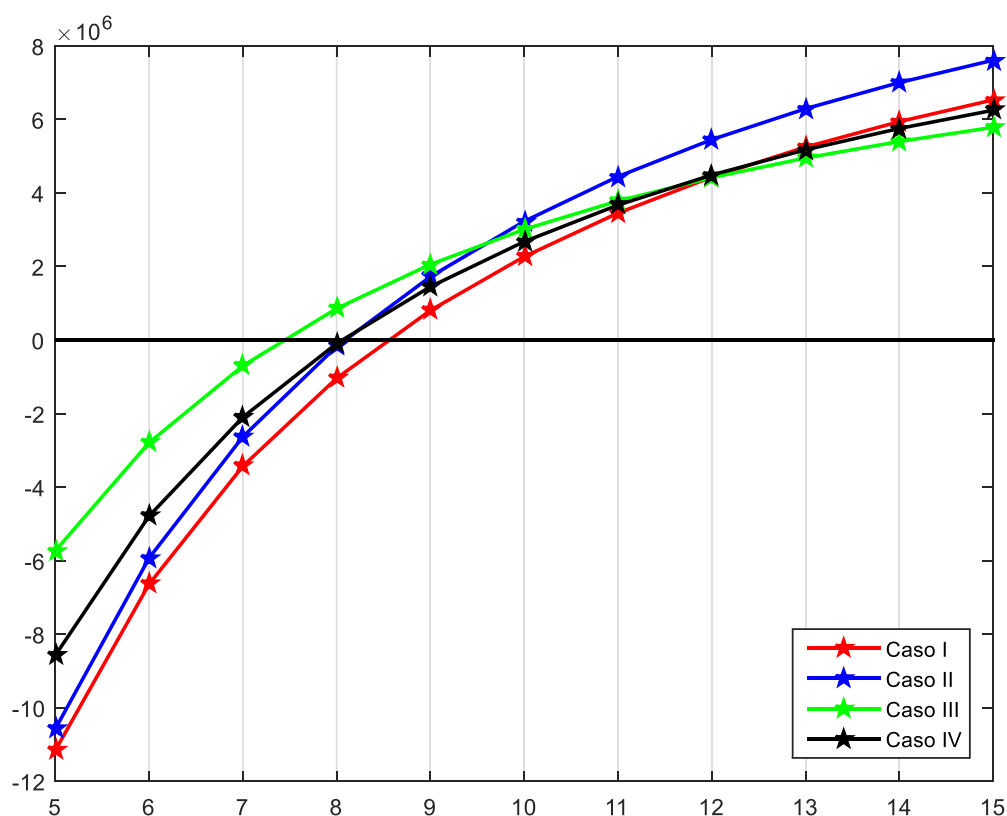
Da análise do comportamento da receita anual esperada nas quatro configurações propostas no estudo com a implantação da tecnologia BIG-GT na indústria sucroalcooleira, se pode observar que a implementação do Caso III apresenta-se como a melhor opção do ponto de vista econômico, pois tem uma amortização do investimento em um curto período de tempo

comparado com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas que tem uma média de 15 anos, seguido dos Casos II e IV.

A Figura 63 apresenta o comportamento da receita anual esperada para os quatro casos analisados em função da taxa anual de juros de 8 %.

Pode-se observar na Figura 63, a viabilidade econômica aplicando uma taxa de juros de 8 % para o Caso I começa a ser definir a partir do noneno ano, os Casos II e IV a partir do oitavo ano e para o Caso III a receita é definido perto do sétimo ano podendo-se concluir que o Caso III apresenta o melhor comportamento do ponto de vista termoeconomico.

Figura 63. Receita anual esperada para os quatro casos com taxa de juros 8 %.



Fonte: Elaboração Própria.

CAPÍTULO V. ANÁLISE MULTIOBJETIVA ATRAVÉS DA UTILIZAÇÃO DE ALGORITMOS GENÉTICOS PARA A OTIMIZAÇÃO DA USINA SUCROALCOOLEIRA.

Neste capítulo aborda-se a otimização multiobjetiva (OM) por meio de algoritmo genético (AG) para encontrar várias soluções ótimas no diagrama de Pareto, as quais são soluções de compromisso dadas as restrições e objetivos considerados com vista a escolher apenas uma solução a critério do avaliador.

O propósito da otimização multiobjetiva é determinar um conjunto de soluções, denominado conjunto de Pareto ou conjunto Pareto-Ótimo, que representa as soluções do problema de OM. Este conceito foi elaborado por Vilfredo Pareto em 1896, que enunciou a relação Pareto-Ótima que diz: “não é possível melhorar uma característica do problema sem piorar outra”, o que caracteriza a relação conflitante entre os objetivos na OM.

A otimização multiobjetiva é aplicada aos quatro casos do estudo, para avaliar a partir de critérios de otimização, a influência de fatores externos e a interação entre o sistema de energia e seu ambiente. Considerando a influência das variáveis externa com três objetivos a ser otimizados: maximizar a geração de energia (elétrica e térmica), minimizar os custos e minimizar o impacto ambiental pela geração de gases de efeito estufa.

5.1. DEFINIÇÃO DO PROBLEMA DE OTIMIZAÇÃO MULTIOBJETIVA

Muitos problemas de tomada de decisão no mundo real, possuem a necessidade de otimização simultânea de múltiplos objetivos. Num problema de OM estão envolvidas várias funções objetivo, sendo que algumas devem ser maximizadas e/ou outras minimizadas. Da mesma forma que na otimização mono-objetivo, o problema pode estar sujeito a um conjunto de restrições, ao qual todas as soluções devem satisfazer. A forma geral de um problema de otimização multiobjetiva é dada pela Equação (183) (SCOLA, 2014):

$$\begin{aligned}
& \min. \text{ ou } \max. f_m(\vec{x}) & m = 1, \dots, N_{Obj} \\
& \text{Sujeita a:} \\
& g_j(\vec{x}) \leq 0 & j = 1, \dots, j \\
& h_k(\vec{x}) = 0 & k = 1, \dots, k \\
& x_i^{(L)} \leq x_i \leq x_i^{(U)} & i = 1, \dots, N_{var}
\end{aligned} \tag{183}$$

Sendo $\vec{x} \in \mathcal{R}^{N_{var}}$ é um vetor N_{var} variáveis de decisão: $\vec{x} = (1, \dots, x_{var})^T$, também chamado de uma solução. Os valores $x_i^{(L)}$ e $x_i^{(U)}$ constituem os limites inferior e superior para cada variável de decisão x_i , definindo o conjunto de variáveis de decisão, definido na região de procura X . As j desigualdades g_j e as k igualdades h_k são denominadas restrições do problema. Toda solução factível deve satisfazer as $j + k$ restrições e aos N_{var} limites das variáveis de decisão. O conjunto de todas as soluções factíveis constitui a região factível F_x .

Na formulação apresentada na Equação (183) são consideradas N_{Obj} funções objetivo, sendo o vetor de funções objetivo $\vec{f} \in \mathcal{R}^{N_{Obj}}$ ou $\vec{f} = (f_1(\vec{x}), \dots, f_{N_{Obj}}(\vec{x}))^T$, que definem um espaço vetorial y , denominado espaço de objetivos. Entre as funções objetivo envolvidas no modelo matemático, algumas podem ser maximizadas e outras minimizadas. Em geral, os algoritmos de otimização tratam apenas da minimização de funções, convertendo um problema de maximização em um de minimização, simplesmente multiplicando a função objetivo por -1.

5.2. MÉTODOS DE SOLUÇÃO PARA OTIMIZAÇÃO MULTIOBJETIVA

Levando em conta que o resultado da análise de um problema multiobjetivo é um conjunto de soluções não comparáveis entre si, faz-se necessária a utilização de critérios que permitam chegar a uma única solução final, que represente a relação de compromisso ideal entre os objetivos conflitantes do problema. Para a tomada de decisão estes critérios são fornecidos pelo avaliador (SCOLA, 2014).

A solução dos problemas OM, pode ser feita em duas etapas distintas: a busca de soluções e a tomada de decisão. A primeira refere-se ao processo de otimização, em que o conjunto de soluções viáveis ou factíveis, deve ser guiado em direção ao conjunto de soluções Pareto-ótimas. A segunda, a tomada de decisão consiste na seleção de um critério apropriado para a escolha de uma solução do conjunto Pareto-ótimo. Este critério será utilizado para a tomada de

decisão, ou seja, ele poderá ponderar entre as diferentes soluções eficientes conflitantes (SCOLA, 2014).

Muitos métodos, tanto determinísticos quanto estocásticos, têm sido propostos para a obtenção do conjunto de soluções eficientes para a OM. Estes são classificados em dois grupos fundamentais: Métodos Clássicos e Métodos Heurísticos ou Estocásticos.

Aos métodos clássicos pertencem o Método da Soma Ponderada, o Método ε -Restrito e o Método de Programação por Metas. Nestes é convertido o problema de otimização vectorial em um problema de otimização escalar parametrizado, que é resolvido várias vezes, variando-se a cada execução os parâmetros (vetor de pesos ou de restrições) (AMORIM, 2006). Outra limitante do emprego das técnicas clássicas é o fato de que uma distribuição uniforme nos parâmetros não garante a diversidade das soluções eficientes encontradas (SCOLA, 2014).

Dentro dos métodos Heurísticos ou Estocásticos temos, o Algoritmo Genético (AG) e o Algoritmo Evolutivo Multiobjetivo (NSGA), de maneira geral estes métodos são métodos inspirados em analogias com a evolução natural, também conhecidos como, Algoritmos Evolutivos ou Evolucionários (AEs), são métodos inspirados na teoria da evolução do naturalista inglês Charles Darwin, eles referem-se a preservação dos indivíduos mais adaptados ao ambiente têm maiores chances de competir, reproduzir e sobreviver na natureza, implicando numa evolução natural, em que os menos adaptados tenderiam a desaparecer (SCOLA, 2014).

5.3. ALGORITMO GENÉTICO

O Algoritmo Genético (AG) é um método de busca estocástica que imitam matematicamente os mecanismos da evolução natural das espécies. São métodos flexíveis com capacidade de produzir boas soluções em problemas complexos e de grande porte, o que favorece sua aplicação, com sucesso, em diferentes áreas, tais como: economia, logística, petróleo e gás, aerodinâmica, telecomunicações, energia entre outras (LUCENA, 2013).

O AG otimiza as funções objetivos num problema MO, cada solução possível é representada em forma de cromossomo, também chamado de indivíduo. Cada pedaço do cromossomo indivisível é chamado de gene. A representação deve ser feita de forma simples para que o problema possa ser tratado computacionalmente, sem deixar de inserir as restrições e condições do problema (AMORIM, 2006).

De acordo Amorim (2006), inicialmente é criada uma população finita de cromossomos, que é um conjunto de soluções para o sistema. Cada indivíduo deste conjunto recebe uma nota dada por uma função de avaliação, também chamada de função aptidão, função *fitness* ou função custo, que é a forma de determinação da qualidade da solução. Esta nota é usada como critério no processo de seleção dos pais, pois reflete a qualidade das soluções. Os indivíduos são selecionados para que façam o *crossover* e a mutação, gerando a nova população.

Como apresentado por Lucena (2013), Nos AG as soluções candidatas do problema (indivíduos) são mantidas em uma população, que determina a característica paralela do algoritmo. No início de sua execução o AG cria uma população inicial que é submetida a um processo evolutivo composto por 6 etapas:

1. *Avaliação*: análise da aptidão dos indivíduos (soluções) para comprovar a resposta ao problema;
2. *Seleções*: é a seleção dos indivíduos para reprodução. São selecionados os indivíduos mais aptos para a solução;
3. *Cruzamento*: os indivíduos selecionados são cruzados para a geração de novos indivíduos;
4. *Mutação*: características de indivíduos selecionados são alteradas para dar variedade na população;
5. *Atualização*: os indivíduos gerados são inseridos na população para próxima geração;
6. *Finalização*: é verificada se a condição de parada do algoritmo foi atingida e o algoritmo é encerrado em caso positivo ou retorna a etapa de avaliação.

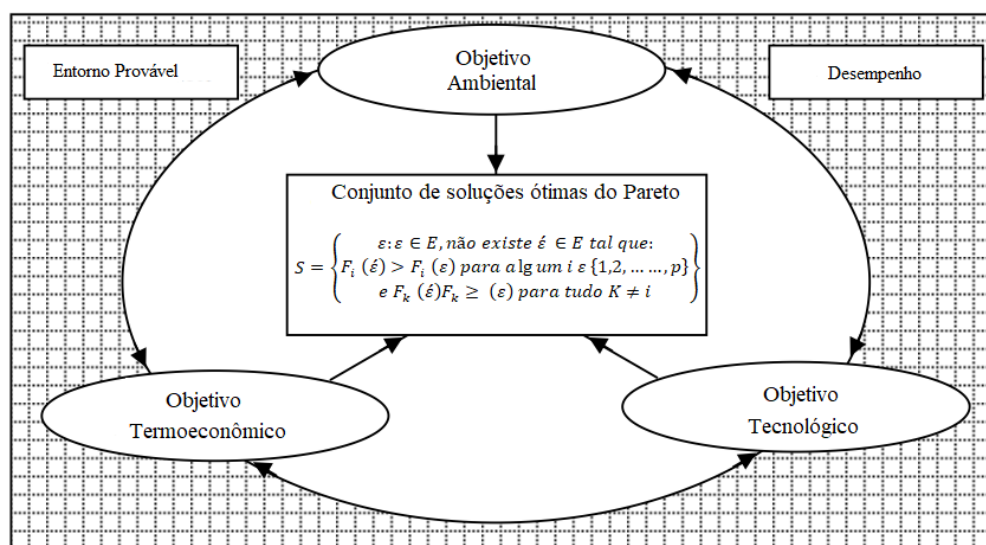
O critério de parada não envolve um operador genético, é apenas um passo que indica o término da execução do algoritmo. Os critérios de parada variam desde o número de gerações realizadas até o grau de convergência da população atual e depende do problema a ser resolvido.

5.4. MODELO MATEMÁTICO DO SISTEMA

O problema de OM é projetado sobre a base dos resultados da análise energética, exergética e termoeconômica obtido nos capítulos 3 e 4 e considera as emissões de poluentes da planta. Este sistema, foi planejado teoricamente para gerar energia elétrica e térmica a partir do bagaço e palha da cana-de-açúcar com a introdução de tecnologia BIG-GT na indústria sucroalcooleira tomando como base para o estudo a usina “Pioneiro”.

A Figura 64 apresenta graficamente o sistema global, no qual interatuam simultaneamente os três objetivos, os quais são denominados termoeconômica, tecnológico e ambiental, onde se pretende identificar a melhor solução e avaliar o desempenho da usina num entorno provável. O propósito da análise multiobjetiva é encontrar valores favoráveis para todas as variáveis em conflito. É claro que uma resposta positiva de uma função objetivo afeta outra, o que mostra que não é possível obter um ótimo ideal, sino um conjunto de soluções ótimas excludentes entre si, das quais deve-se escolher uma solução a critério do avaliador.

Figura 64. Representação gráfica do sistema energético afetado por múltiplos objetivos.



Fonte: Adaptado Bastidas (2010)

Sendo, p o número de objetivos a considerações, $Z_i(\varepsilon)$ o valor do objetivo i para a solução ε , e E o espaço de soluções possíveis. É evidente então, partindo da definição de S , que sim num espaço de objetivos, um deles se move de uma solução não dominada a outra e uma função objetivo melhora, então uma o mais das outras funções objetivas devem piorar.

A análise proposta inclui aspectos relacionados com as variáveis do ambiente do sistema como a disponibilidade dos recursos energéticos (bagaço e palha), o preço (no caso da compra), a qualidade do recurso energético gerado (eletricidade e vapor), as emissões de poluentes ao meio ambiente, a fim de avaliar como afeta o desempenho global da usina a implementação da tecnologia BIG-GT. A análise considera três aspectos ou funções objetivas: o desempenho termoeconômica, tecnológico e ambiental; que por sua vez representam para o avaliador, as chamadas de metas.

5.4.1. Objetivo termoeconômica

A análise termoeconômica visa principalmente em estabelecer as implicações do custo exergético das correntes localizadas em um sistema de geração de energia através dos custos associados ao recurso e equipamentos que compõem a planta, com o objetivo de maximizar os ingressos totais da planta (Φ) como apresentado na equação (184).

$$\Phi = \tau \cdot (GP_{el} + GP_V) \quad (184)$$

Sendo que, GP_{el} e GP_V representam o ganho pela venda de eletricidade e vapor na usina e τ tempo de vida útil da tecnologia neste caso é de 5 anos.

5.4.2. Objetivo Tecnológico

O objetivo tecnológico e a comparação da tecnologia propostas (BIG-GT) com a tecnologia convencional da usina (CEST), que ocupam a mesma área e ambiente com o objetivo de minimizar os custos do investimento e operação na nova tecnologia (Y).

Tomando as duas tecnologias, pode-se definir as diferenças de custo, que tem o potencial de gerar mais energia e incrementar a eficiência global do ciclo com a implementação da nova tecnologia em comparação com a tecnologia convencional. A economia de energia pode ser representada pela Equação (185) (BASTIDAS, 2010).

$$Y = \tau \cdot H \cdot (C_p^{\circ} \cdot Ex_p^{\circ} - C_p \cdot Ex_p) \quad (185)$$

Onde (Y) representa a diferença de custo de investimento global da planta comparando o sistema convencional com a tecnologia BIG-GT, (H) são as horas de trabalho de planta por ano, (C_p) custo do produto, neste caso eletricidade e vapor, (Ex_p) representa a exergia dos produtos gerados e o supra índice ($^{\circ}$) representa a tecnologia convencional.

5.4.3. Objetivo Ambiental

O objetivo ambiental tem como função a de minimizar o impacto ambiental (I) do uso da tecnologia BIG-GT. As usinas sucroalcooleiras geram vários tipos de resíduos pela combustão ou gaseificação do bagaço, incluindo MP, SOx, NOx e CO₂. Os três primeiros poluentes podem ser considerados como equivalentes do último (CO₂), conhecido como dióxido de carbono

equivalente (CO_{2e}). Sendo considerado que o (CO_{2e}) constitui o principal contaminante ambiental. Neste estudo o menor impacto ambiental pode ser considerado a partir da Equação (186) (BASTIDAS, 2010).

$$-\Gamma = \tau \cdot H \cdot (\dot{m}_{GG} \cdot CO_{2e} - \dot{m}_{comb} \cdot CO_{2e}^{\circ}) \cdot \varepsilon_{CO_{2e}} \quad (186)$$

Sendo, ($\dot{m}_{GG}$ e $\dot{m}_{comb}$) os fluxos mássicos de gás de gaseificação e bagaço consumidos na geração de eletricidade e vapor, o dióxido de carbono equivalente (CO_{2e}), $\varepsilon_{CO_{2e}}$ representa os direitos de emissão de poluentes por toneladas (CO_{2e}) considerado no mercado internacional com valor de 5,70 US\$/ $t_{CO_{2e}}$ (WORLDWIDE, 2018). O sinal negativo na equação permite identificar o valor das toneladas de CO_{2e} que se deixou de emitir na atmosfera.

5.4.3.1. Determinação do dióxido de carbono equivalente

O dióxido de carbono equivalente $[(CO_2)_e]$ pode-se definir como a concentração máxima permitida de CO_2 por metro cúbico na atmosfera (10^3mg/m^3) como um parâmetro que considera globalmente, em uma única entidade, os efeitos prejudiciais dos principais gases tóxicos de combustão [CO_2 , SO_2 , NO_x e MP]. Esse coeficiente, cuja unidade é kg de emissões por kg de combustível ($kg_{CO_{2e}}/kg_{Comb}$), é calculado segundo a Equação (187) (CARDU; BAICA, 1999).

$$(CO_2)_e = CO_2 + 80 (SO_2) + 50 (NO_2) + 67 (MP) \quad (187)$$

Onde: 80 SO_2 , representa o Dióxido de Enxofre equivalente; 50 NO_x , representa Oxido de Nitrogênio equivalente e 67 MP, representa Material Particulado equivalente.

Para o cálculo da emissão de CO_2 , utilizou-se a Equação (188) (VILLELA; SILVEIRA, 2007).

$$M_{CO_2} = \frac{(w \cdot 44) CO_2}{M} \quad (188)$$

Onde: w- número de moles de CO_2 e M- Massa molecular do gás de síntese

Para a determinação das emissões de NO_x , adotou-se o fator de emissão de acordo com (MACHIN, 2015) como apresentado na Equação (189):

$$M_{NO_x} = \frac{4,749 \cdot 10^{-2}}{M} \quad (189)$$

Para o cálculo do material particulado (MP), aplicou-se o fator de emissão de acordo com (MACHIN, 2015), como apresentado na Equação (190):

$$M_{MP} = \frac{5,018 \cdot 10^{-2}}{M} \quad (190)$$

A percentagem de enxofre no bagaço é muito baixa, o que implica um fator de emissão reduzido. Sendo assim, as emissões de enxofre neste trabalho são consideradas nulas.

A massa molecular foi calculada a partir da composição do gás de gaseificação, estimada a partir do modelo de equilíbrio adaptado de Zainal et al. (2001), como mostrado na Tabela 43.

Tabela 43. Massa molar do gás de gaseificação.

Caso	MM ((kg/mol)
I	71,24
II	59,74
III	31,49
IV	31,38

Fonte: Elaboração Própria.

Para a determinação das emissões de $(CO_2)_e$, na usina convencional e com a incorporação da tecnologia BIG-GT, considerou-se a composição dos gases de exaustão após a combustão do bagaço na caldeira convencional e a composição dos gases de exaustão da turbina a gás na queima do gás de gaseificação para os quatro casos do estudo. Nesse contexto, foram determinadas as emissões de CO_2 , NO_x , MP e SO_2 .

Na Tabela 44, são apresentados os valores das emissões de CO_2 , material particulado (MP), SO_2 e NO_x na usina com a incorporação da tecnologia BIG-GT, considerando e sem considerar o ciclo de carbono.

Tabela 44. Emissões de poluentes com a incorporação da tecnologia BIG-GT.

Elemento [kg/kg _{comb}]	Concentração dos componentes nos gases de exaustão	
	Convencional	BIG-GT
CO_2	1,82	0,69
SO_2	0	0
NO_x	0,0012	0,0006
MP	0,0071	0,00006

Fonte: Elaboração Própria.

A Tabela 45 apresenta os resultados do dióxido de carbono equivalente com a incorporação de tecnologia o BIG-GT para os quatro casos do estudo.

Tabela 45. Dióxido de carbono equivalente.

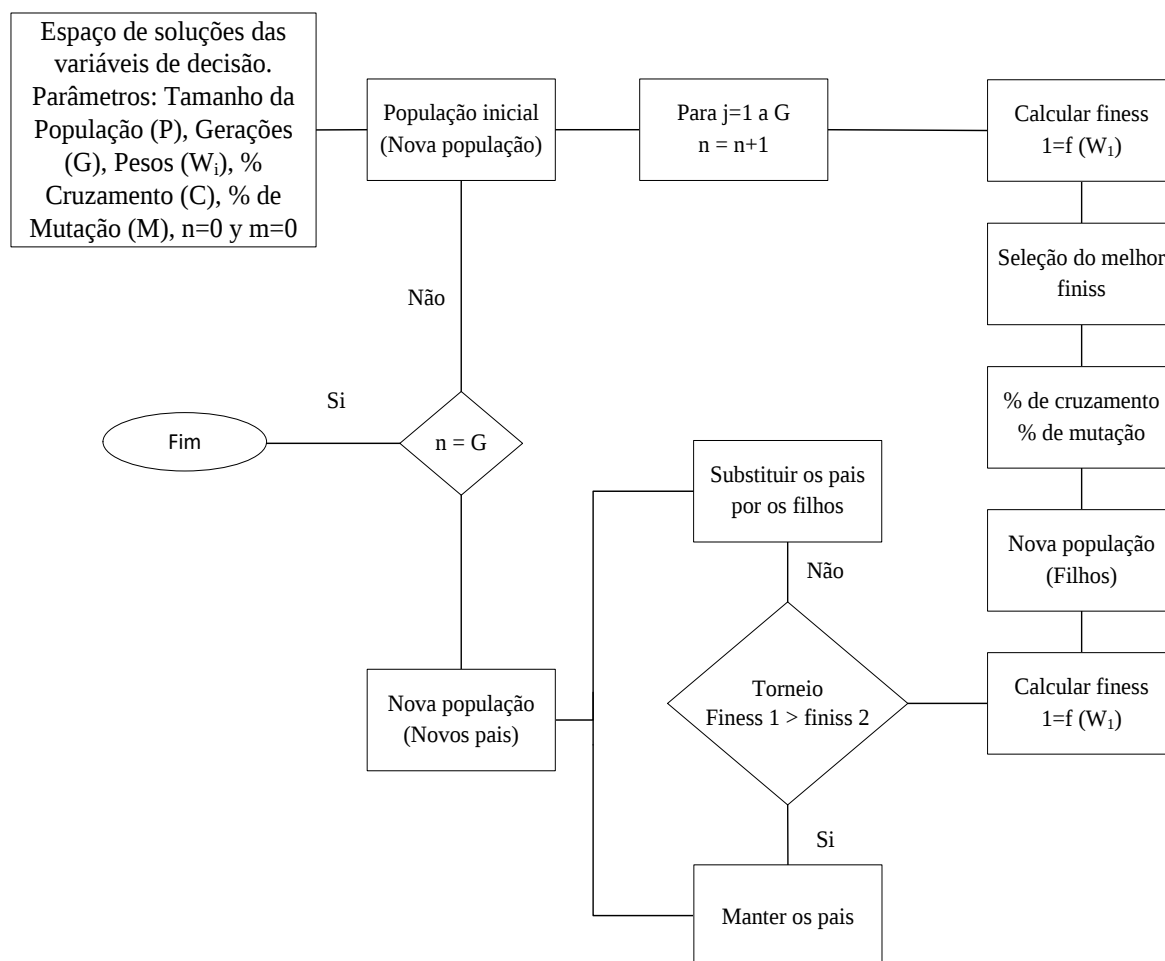
Casos	(CO ₂) _e [kg/kg _{comb}]
Convencional	2,36
I	0,66
II	0,78
III	1,48
IV	1,49

Fonte: Elaboração Própria.

5.5. APLICAÇÃO DO ALGORITMO GENÉTICO AO SISTEMA ESTUDADO

A presença de múltiplos objetivos a serem otimizados num problema, além de precisar de um método de resolução não convencional, resulta em um conjunto de soluções ótimas conhecidas amplamente como soluções ótimas de Pareto. (LUCENA, 2013). Na Figura 65 é apresentado o diagrama de fluxo do AG para os quatro casos do estudo.

Figura 65. Diagrama de fluxo do AG.



Fonte: Adaptado Bastidas (2010)

A avaliação de aptidão (*fitness*), nos casos do estudo é constituída pela soma ponderada das três funções objetivos a qual é determinado um peso de acordo com o critério do avaliador, como apresentado na Equação (191) (BASTIDAS, 2010).

$$Fitness = R_{planta} \cdot W_1 + I_{Total} \cdot W_2 + \Gamma_{Amb} W_3 \quad (191)$$

Onde $W_1 + W_2 + W_3 = 1$, representando a soma dos pesos determinados a cada função objetivo do estudo.

Neste estudo é considerada como variável de decisão a temperatura de gaseificação que varia de 800 até 900 °C, nos quatro casos estudados, pela influência que a mesma tem sobre os resultados finais do fitness.

A otimização multiobjetiva foi desenvolvida no ambiente computacional Matlab® para Windows 10. O programa de otimização permite fazer análise energética e exergética da planta,

além de selecionar a turbina a gás mais adequada das disponíveis no mercado, para cobrir as necessidades energéticas da usina e determinar os níveis de eficiência baseados em Primeira e Segunda Leis de Termodinâmica para a tecnologia BIG-GT.

Também realiza análise termoeconômica utilizando o método incremental exergético e avalia o impacto ambiental da tecnologia proposta, finalmente faz a otimização multiobjetiva da planta por AG para três funções objetivos (termoeconômica, tecnológica e ambiental), sobre a base dos critérios do avaliador. Neste estudo são considerados dez ensaios para a obtenção da função fitness como mostrado na Tabela 46. O leitor interessado em adquirir o código fonte em Matlab®, pode entrar em contato com o autor do presente trabalho.

Tabela 46. Ensaios considerados para a obtenção da função fitness.

Ensaios	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pesos	W1=10	W1=10	W1=40	W1=50	W1=40	W1=50	W1=25	W1=50	W1=25	W1=33,3
	W2=40	W2=50	W2=10	W2=10	W2=50	W2=40	W2=50	W2=25	W2=25	W2=33,3
	W3=50	W3=40	W3=50	W3=40	W3=10	W3=10	W3=25	W3=25	W3=50	W3=33,3

Fonte: Elaboração Própria.

5.6. RESULTADOS DA ANÁLISE MULTIOBJETIVA

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos para a otimização da implementação da tecnologia BIG-GT na usina para os casos analisados, considerando um período de otimização de 15 anos, com a frente de Pareto obtida pela combinação das soluções ótimas para cada função objetivo e os pesos considerados a critério do avaliador.

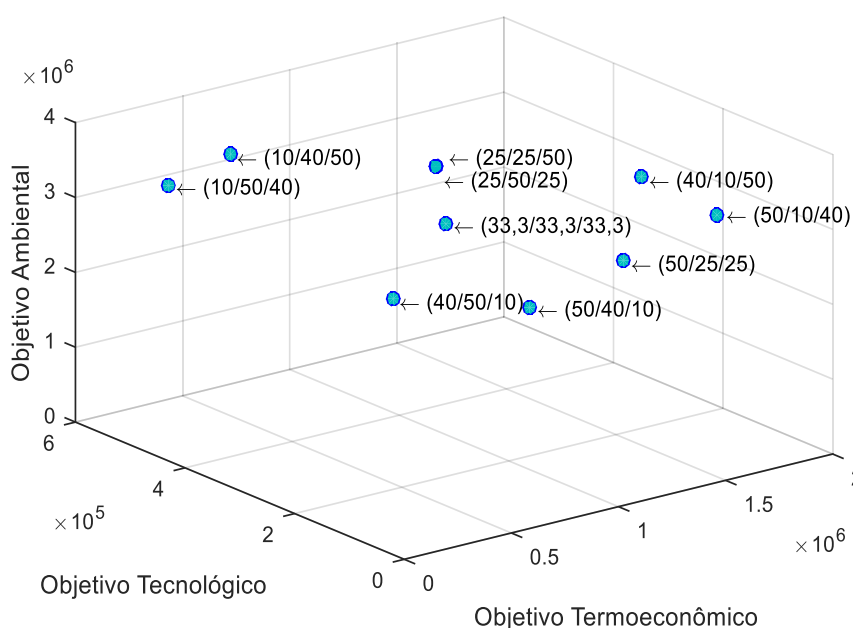
5.6.1. Análise dos Resultados Caso I

No Caso I é avaliado o desempenho dos resultados do fitness considerando dez pesos, a critério do avaliador, para a configuração da usina que considera a incorporação da tecnologia BIG-GT com sistema de gaseificação atmosférico e temperatura de gaseificação igual a 850 °C.

A Figura 66 é obtida da otimização aplicando os passos do diagrama do algoritmo genético, Figura 65. A mesma mostra a influência dos pesos na eleição de um ótimo quando se tem vários objetivos. Para o estudo se fixam 100 indivíduos na população inicial, 200 gerações,

uma porcentagem de mutação de 5% e uma porcentagem de cruzamento de 85%. Com esses parâmetros, o comportamento do algoritmo genético depende da atribuição de peso para cada objetivo.

Figura 66. Resultados da otimização com dez ensaios Caso I.



Fonte: Elaboração Própria.

Na Figura anterior são mostrados os pontos que contornam a fronteira do Pareto-Ótimo em que cada objetivo faz parte de um eixo X, Y ou Z, de um sistema 3D. O objetivo termoeconômica corresponde com o eixo de profundidade, o objetivo tecnológico corresponde com o eixo horizontal e o objetivo ambiental corresponde com o eixo vertical; neste sentido os pesos estão colocados em nesta ordem de tal maneira que os pesos (10, 40, 50) estão relacionados ao objetivo termoeconômica, tecnológico e ambiental, respectivamente.

Os melhores resultados do objetivo termoeconômica corresponde com os maiores pesos localizados nos ensaios (3, 4, 5, 6 e 8). Os melhores valores do objetivo tecnológico estão localizados nos ensaios (2, 5 e 7) que correspondem com valores de pesos altos 40 e 50%. Para o objetivo ambiental os melhores valores estão nos ensaios (1, 2, 3, 4 e 9) que também correspondem a valores dos pesos (40 a 50 %). O melhor resultado do fitness encontra-se no ensaio 3 (40, 10, 50) que corresponde com pesos elevados na função objetivo ambiental e termoeconômica para o menor peso da função objetiva tecnológica.

O mais relevante mostrado nesta Figura 65, é influência dos pesos nos resultados do fitness. O que evidencia que os resultados fitness dependem dos critérios do avaliar, assim no Caso I, para maiores pesos na função objetivo ambiental o fitness apresenta os melhores resultados.

Na Tabela 47 é mostrado o comportamento das três funções objetivo e o fitness considerando dez pesos (w) a uma temperatura de gaseificação constante de 850 °C.

Tabela 47. Resultados da otimização Caso I.

Ensaio	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FO ₁	349483	349483	1397932	1747416	1397932	1747416	873708	1747416	873708	1164827
FO ₂	453522	566903	113381	113381	566903	453522	566903	283452	283452	377898
FO ₃	3777497	3021998	3777497	3021998	755499	755499	1888748	1888748	3777497	2518079
Fitness	4580502	3938384	5288810	4882794	2720335	2956437	3329359	3919616	4934656	4060804

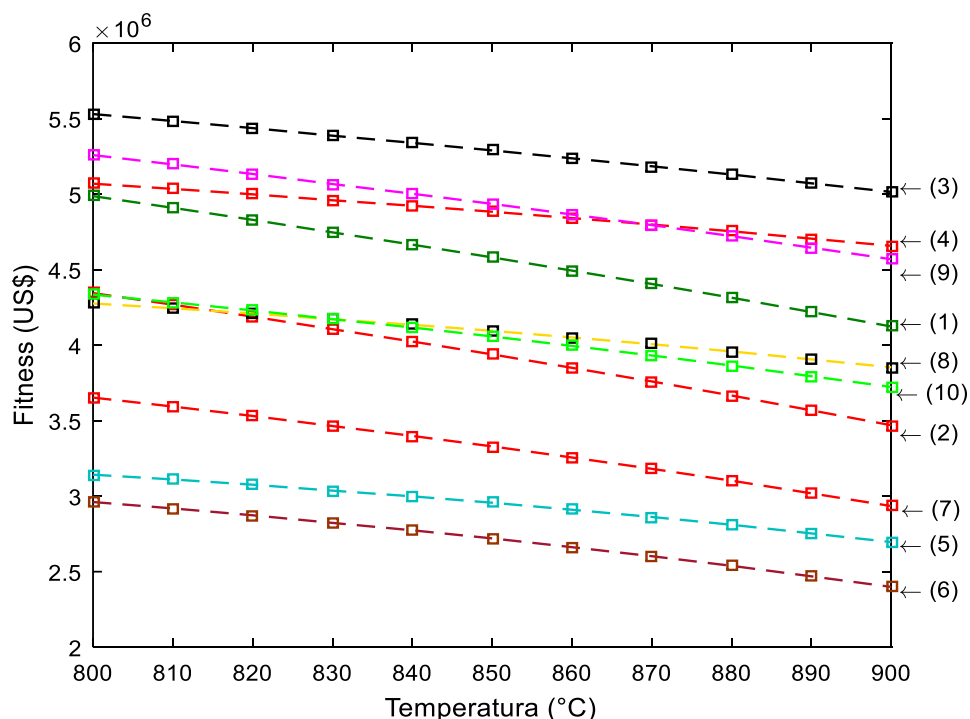
Fonte: Elaboração Própria.

Na tabela 47, pode-se apreciar que a função fitness (soma algébrica dos objetivos) apresenta os melhores resultados quando são atribuídos os maiores pesos ao objetivo ambiental e termoeconômica (ensaio 3 e 4), e os piores resultados quando é arbitrado o menor peso ao objetivo ambiental (ensaio 5 e 6). No caso de considerar o mesmo valor para as três funções objetivos, o fitness apresenta valor meio (ensaio 10). Como mostrado nesta tabela o objetivo ambiental têm predominância sobre os outros dois objetivos, quando são atribuídos pesos altos a ele, a função fitness apresenta os valores mais elevados, o contrário ocorre quando com valor baixo a este objetivo onde o fitness é afetado apresentando os valores mais baixos.

Na Figura 67 é mostrado os resultados da otimização multiobjetiva por algoritmo genético do comportamento da função fitness para 10 ensaios e a variação de temperatura de gaseificação de 800-900 °C, pode-se observar que os melhores comportamentos do fitness correspondem com os ensaios (3, 4 e 9) e os resultados mais baixos correspondem com os ensaios (5, 6 e 7).

No Caso I, com o aumento da temperatura de gaseificação, para todos os ensaios, existe uma diminuição nos valores do fitness.

Figura 67. Resultados da OM por AG para dez ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800-900°C.

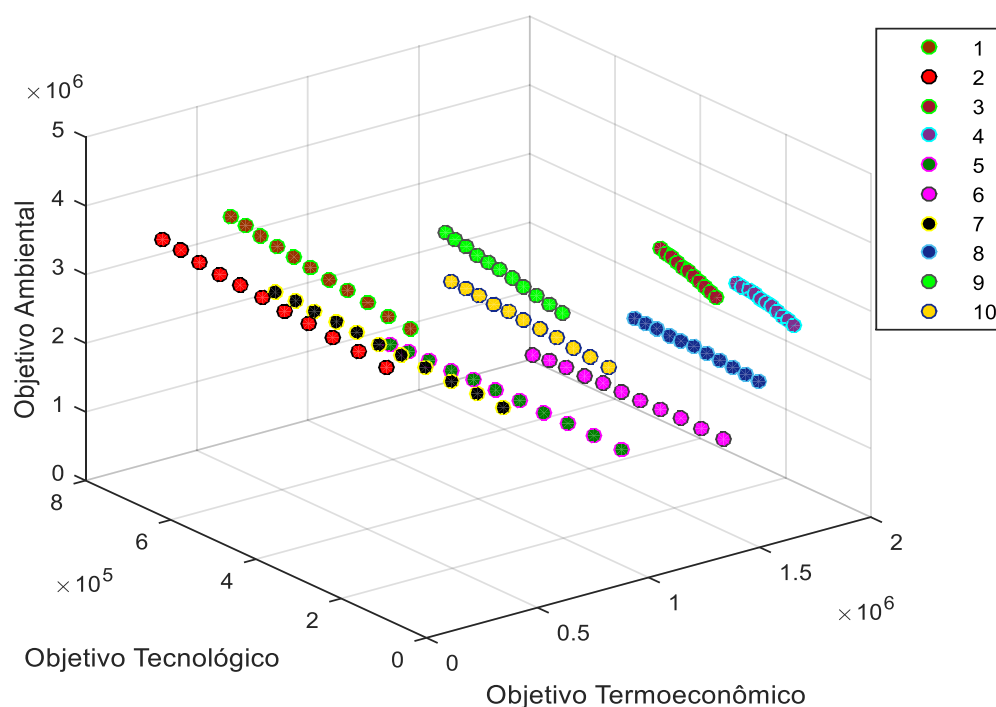


Fonte: Elaboração Própria.

A Figura 68 mostra os pontos que conformam a frente de Pareto Ótimo, resultado da OM com AG, tomando como referência os 10 ensaios compostos pelas melhores soluções das funções objetivos termoeconômica, tecnológica e ambiental com a variação da temperatura de gaseificação de 800 até 900 °C. Tal como se explicou anteriormente, o objetivo ambiental condiciona os resultados dos outros objetivos.

Analisando o comportamento dos três objetivos para 10 ensaios que correspondem com diversas combinações de pesos e a variação da variável temperatura de gaseificação de 800 até 900 °C e a influência de um sobre outro, pode-se observar neste caso que o objetivo termoeconômica é inversamente proporcional aos objetivos tecnológico e ambiental e que os objetivos tecnológico e ambiental são diretamente proporcionais. Obtendo os melhores resultados do fitness para combinações dos ensaios onde o objetivo ambiental e termoeconômico tem os maiores pesos.

Figura 68. Frente de Pareto Caso I.



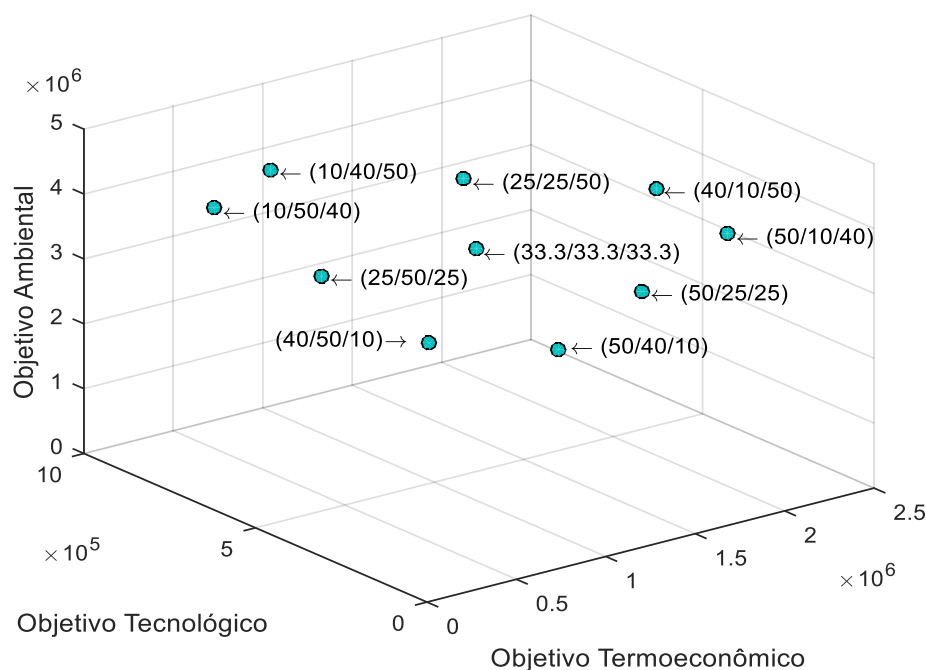
Fonte: Elaboração Própria.

5.6.2. Análises dos Resultados Caso II

No Caso II é avaliado o desempenho dos resultados do fitness para as mesmas dez combinações de pesos (ensaios), na configuração da usina que considera a incorporação da tecnologia BIG-GT com sistema de gaseificação pressurizado e temperatura de gaseificação igual a 850 °C.

A Figura 69 mostra os resultados da OM aplicando os passos do diagrama do AG descrito anteriormente, com esses parâmetros, o comportamento do AG depende do peso atribuído a cada objetivo.

Figura 69. Resultados da otimização com dez ensaios Caso II



Fonte: Elaboração Própria.

Na Figura 69 observa-se os pontos que contorna a fronteira do ótimo de Pareto para o Caso II, os melhores resultados do objetivo termoeconômica se encontram quando são atribuídos os maiores pesos localizados nos ensaios (1, 3, 4, 5, 6 e 8). Os melhores valores do objetivo tecnológico estão localizados nos ensaios (2, 5 e 7) que correspondem com valores de pesos altos (40 e 50 %). Para o objetivo ambiental os melhores valores estão nos ensaios (2, 3, 4 e 9) também correspondem a valores dos pesos 40 a 50%. O melhor resultado do fitness encontra-se no ensaio 3 (40, 10, 50) que correspondentes com pesos maiores na função objetivo ambiental e termoeconômica.

Na Figura 48 é mostrado o comportamento das três funções objetivo e o fitness considerando vários pesos (w) a uma temperatura de gaseificação constante de 850 °C.

Tabela 48. Resultados da otimização Caso II.

Ensaio	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FO ₁	400125	400125	1600500	2000625	1600500	2000625	1000312	2000625	1000312	1333616
FO ₂	662490	828112	165622	165622	828112	662490	828112	414056	414056	552020
FO ₃	4870335	3896268	4870335	3896268	974067	974067	2435167	2435167	4870335	3246565
Fitness	5932949	5124505	6636457	6062515	3402679	3637181	4263592	4849848	6284703	5132201

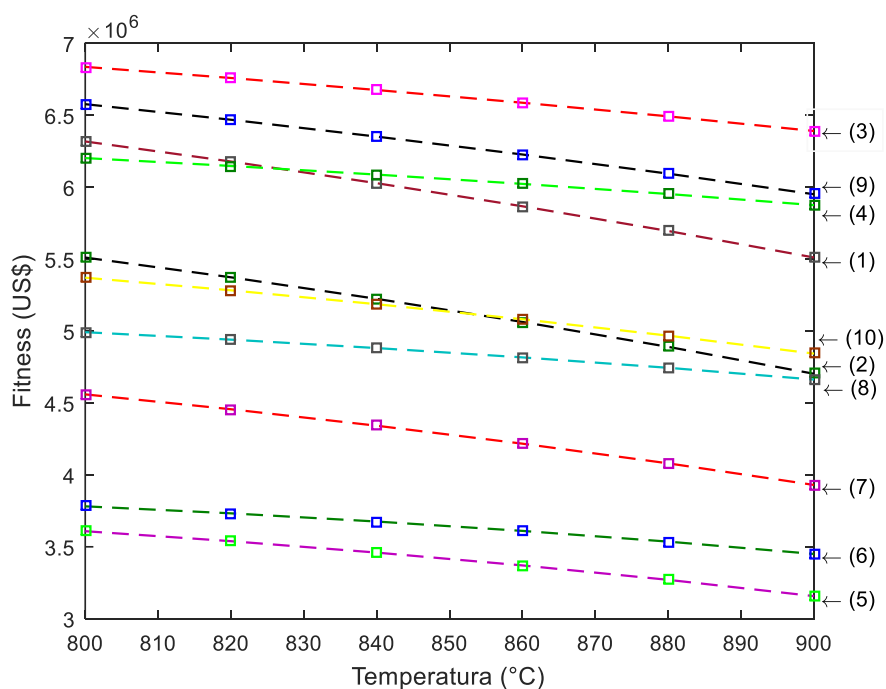
Fonte: Elaboração Própria.

Pode-se apreciar na tabela anterior, que a função fitness apresenta os melhores resultados para os ensaios (3, 4 e 9), e os piores resultados para os ensaios (5 e 6) que coincidem com os menores pesos na função objetivo ambiental; no caso de considerar o mesmo valor para as três funções objetivos, o fitness apresenta valor médio (ensaio 10). No Caso II igual que no Caso I, o objetivo ambiental predomina sobre os outros dois objetivos, quando é atribuído pesos altos a ele, a função fitness apresenta os valores mais elevados, o contrário ocorre quando são atribuídos valor baixo.

A Figura 70 apresenta os resultados da OM por AG do comportamento da função fitness para 10 ensaios e a variação de temperatura de gaseificação de 800-900 °C, Caso II. Os melhores resultados do fitness neste caso, correspondem com os ensaios (1, 3, 4 e 9) e os resultados mais baixos correspondem com os ensaios (5, 6 e 7), apresentando valor médio do fitness para o ensaio (2, 8 e 10).

No Caso II, com o aumento da temperatura de gaseificação, para todos os ensaios, existe uma diminuição nos valores do fitness.

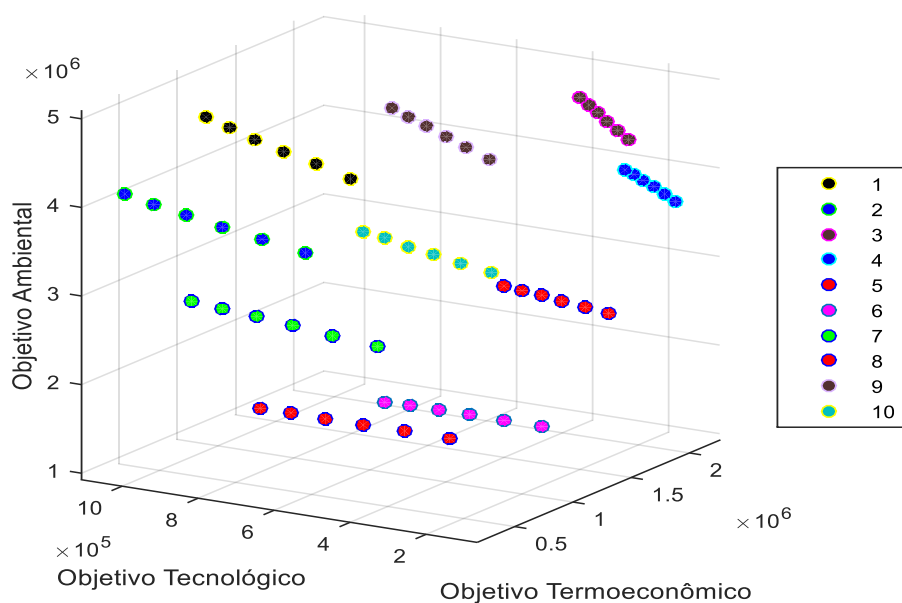
Figura 70. Resultados da OM por AG para 10 ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800-900°C Caso II.



Fonte: Elaboração Própria.

A Figura 71 mostra os pontos que conformam a frente de Pareto Ótimo resultado da OM com AG para o Caso II, tomando o como referência os 10 ensaios com a variação da temperatura de gaseificação de 800 até 900 °C.

Figura 71. Frente de Pareto Caso II.



Fonte: Elaboração Própria.

Pode-se observar na Figura 71, que os melhores resultados do fitness estão nas combinações dos ensaios onde o objetivo ambiental e termoeconômico tem os maiores pesos, ensaios (1, 3, 4 e 9).

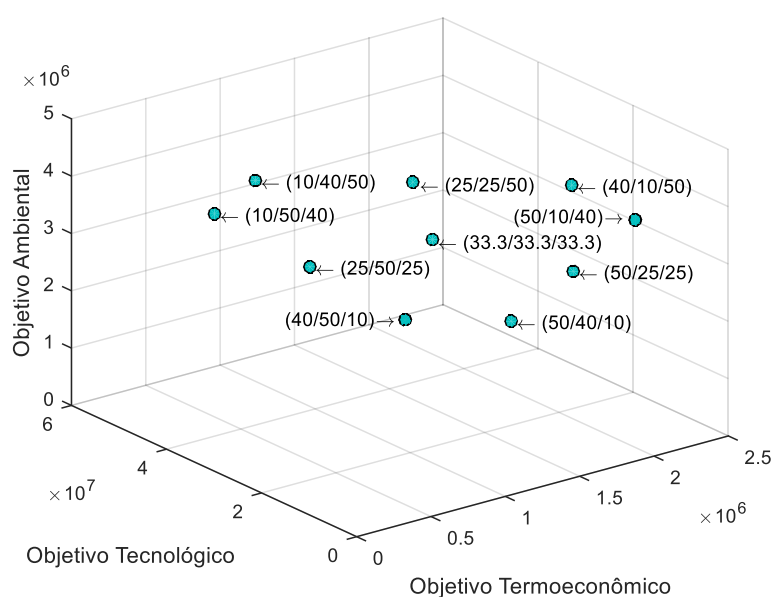
Analizando o comportamento dos três objetivos para 10 ensaios, Caso II, que correspondem com diversas combinações de pesos e a variação da variável temperatura de gaseificação de 800 até 900 °C e a influência de um sobre outro, pode-se que o objetivo termoeconômica é inversamente proporcional aos objetivos tecnológico e ambiental e que os objetivos tecnológico e ambiental são diretamente proporcionais. Obtendo os melhores resultados do fitness para combinações dos ensaios onde o objetivo ambiental e termoeconômico tem os maiores pesos.

5.6.3. Análises dos Resultados Caso III

No Caso III é avaliado o desempenho dos resultados do fitness para 10 combinações de pesos, nesta configuração da usina é considerada a incorporação da tecnologia BIG-GT com sistema de gaseificação pressurizado e mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação e a temperatura de gaseificação igual a 850 °C.

A Figura 72 mostra os resultados da OM aplicando os passos do diagrama do AG descrito no Caso III, com esses parâmetros, o comportamento do AG depende da assinação de peso para cada objetivo.

Figura 72. Resultados da otimização cm dez ensaios Caso III.



Fonte: Elaboração Própria.

Na Figura 72 observa-se os pontos que contorna a fronteira ótimo d Pareto para o Caso III, os melhores resultados do objetivo termoeconômica estão localizados nos ensaios (3, 4, 5, 6 e 8). Para o objetivo tecnológico estão localizados nos ensaios (2, 5 e 7). Para o objetivo ambiental os melhores valores estão nos ensaios (2, 3, 4 e 9). O melhor resultado do fitness encontra-se no ensaio (3) que corresponde com os maiores pesos nas funções objetivo ambiental e termoeconômica.

Na Tabela 49 é mostrado o comportamento das três funções objetivo e o fitness considerando vários pesos (w) a uma temperatura de gaseificação constante de 850 °C.

Tabela 49. Resultados da otimização Caso III.

Ensaio	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FO ₁	426385	426385	1705540	2131925	1705540	2131925	1065963	2131925	1065963	1421141
FO ₂	2646744	3308430	661686	661686	3308430	2646744	3308430	1654215	1654215	2205399
FO ₃	5221572	4177257	5221572	4177257	1044314	1044314	2610786	2610786	5221572	3480700
Fitness	8294700	7912072	7588798	6970868	6058284	5822983	6985178	6396926	7941749	7107240

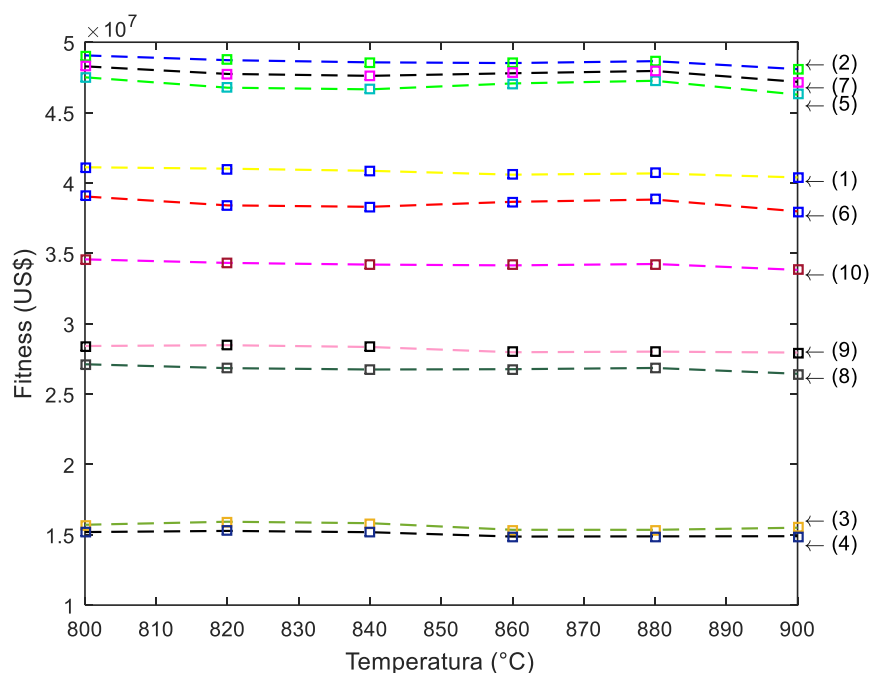
Fonte: Elaboração Própria.

A Tabela 49 mostra o comportamento das funções objetivos e o fitness para o Caso III, com respeito aos ensaios avaliados, a função fitness apresenta os melhores resultados para os ensaios (1, 2, 3 e 9), e os piores resultados para os ensaios (5 e 6) que coincidem com os menores pesos na função objetivo ambiental. Pode ser visto que no Caso I e II, o objetivo ambiental predomina sobre os outros dois objetivos, quando é atribuído pesos altos a ele, a função fitness apresenta os valores mais elevados.

A Figura 72 apresenta os resultados da OM por AG do comportamento da função fitness para 10 ensaios e a variação de temperatura de gaseificação de 800-900 °C, caso III. Pode-se observar que os melhores comportamentos do fitness correspondem com os ensaios (2, 5 e 7) e os resultados mais baixos correspondem com os ensaios (3 e 4), apresentando valor meio do fitness para o ensaio (1, 6, 8, 9 e 10).

No Caso III, com o aumento da temperatura de gaseificação, para todos os ensaios, a função fitness apresenta um comportamento linear.

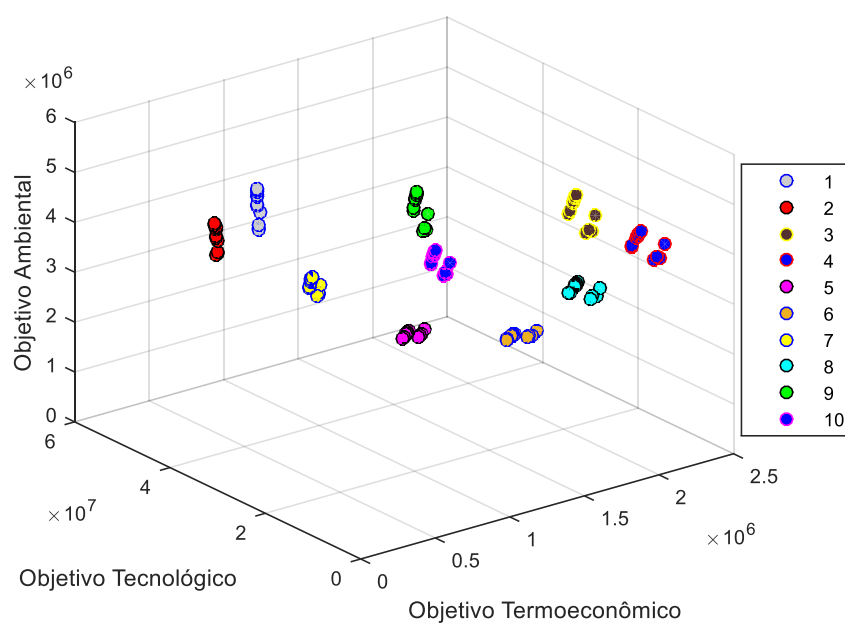
Figura 73. Resultados da OM por AG para 10 ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800-900°C Caso III.



Fonte: Elaboração Própria.

A Figura 74 mostra os pontos que conformam a frente de Pareto Ótimo resultado da OM com AG para o Caso III, tomando o como referência os 10 ensaios e com a variação da temperatura de gaseificação de 800 até 900 °C.

Figura 74. Frente de Pareto Caso III



Fonte: Elaboração Própria.

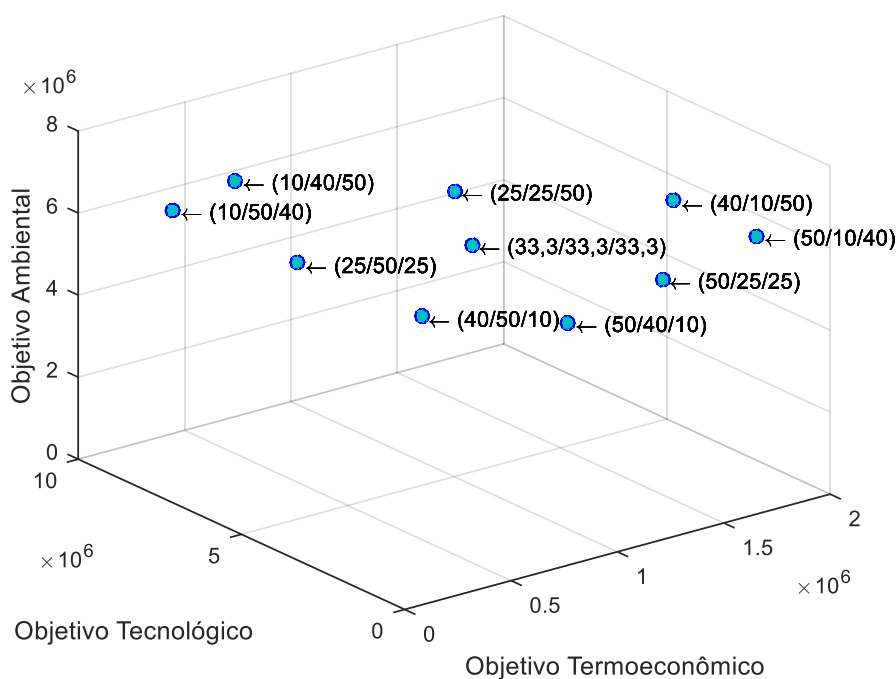
Os resultados da otimização Caso III mostra que os três objetivos são proporcionais entre si, o que significa que apresentam um comportamento linear. Obtendo os melhores resultados do fitness para combinações dos ensaios onde o objetivo ambiental e termoeconômico tem os maiores pesos.

5.6.4. Análises dos Resultados Caso IV

No Caso IV é avaliado o desempenho dos resultados do fitness para dez combinações de ensaios, nesta configuração da usina é considerada a incorporação da tecnologia BIG-GT com sistema de gaseificação pressurizado, mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação e queima suplementar de palha na caldeira de recuperação.

A Figura 75 mostra os resultados da OM aplicando os passos do diagrama do AG para o Caso IV, com esses parâmetros, o comportamento do AG depende da atribuição de peso para cada função objetivo.

Figura 75. Resultados da otimização para dez ensaios Caso IV.



Fonte: Elaboração Própria.

Na Figura 75, observa-se os pontos que contornam a fronteira ótima de Pareto para o Caso IV, os melhores resultados do objetivo termoeconômica se encontram quando são atribuídos os maiores pesos, localizados nos ensaios (4, 6 e 8). Os melhores valores do objetivo tecnológico

estão localizados nos ensaios (2, 5 e 7). Para o objetivo ambiental, os melhores valores estão nos ensaios (1, 3 e 9). O melhor resultado do fitness encontra-se no ensaio (2) que corresponde aos maiores pesos nas funções objetivo ambiental e tecnológica.

Na Tabela 50 é mostrado o comportamento das três funções objetivo e o fitness considerando vários pesos (w) a temperatura de gaseificação constante de 850 °C.

Tabela 50. Resultados da otimização Caso IV.

Ensaio	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FO ₁	415421	415421	1661686	2077107	1661686	2077107	1038554	2077107	1038554	1383354
FO ₂	5061528	6326910	1265382	1265382	6326910	5061528	6326910	3163455	3163455	4213722
FO ₃	4953844	3963076	4953844	3963076	990769	990769	2476922	2476922	4953844	3299260
Fitness	10430794	10705407	7880912	7305565	8979365	8129404	9842386	7717485	9155853	8896336

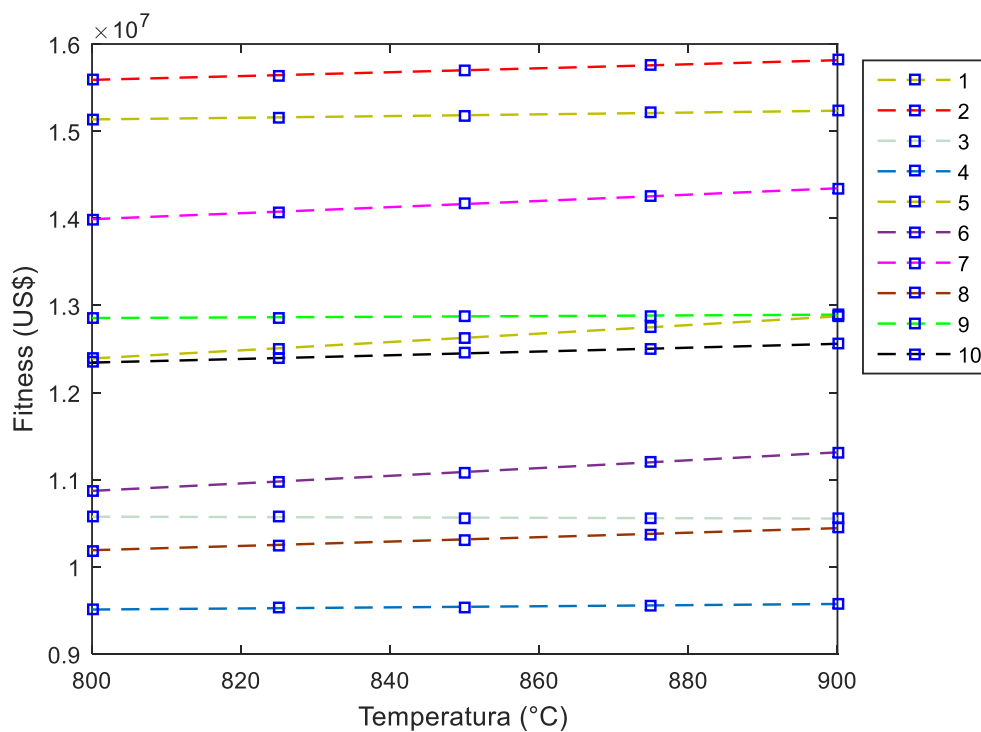
Fonte: Elaboração Própria.

A Tabela 50 mostra o comportamento das funções objetivos e o fitness para o Caso IV, com respeito aos ensaios avaliados, a função fitness apresenta os melhores resultados para os ensaios (1, 2, e 7), e os piores resultados para os ensaios (3, 4 e 8), que coincidem com os menores pesos na função objetivo tecnológico. Pode-se apreciar que o objetivo tecnológico é nesta configuração, quando é atribuído pesos altos a ele, a função fitness que apresenta os valores mais elevados.

A Figura 76 apresenta os resultados da OM por AG do comportamento da função fitness para 10 ensaios e a variação de temperatura de gaseificação de 800-900 °C, Caso IV. Pode-se observar que os melhores comportamentos do fitness correspondem com os ensaios (1, 2 e 7) e os resultados mais baixos correspondem com os ensaios (4 e 8), apresentando valor médio do fitness para os demais ensaios.

No Caso IV, com o aumento da temperatura de gaseificação, para todos os ensaios, a função fitness apresenta um comportamento considerado linear.

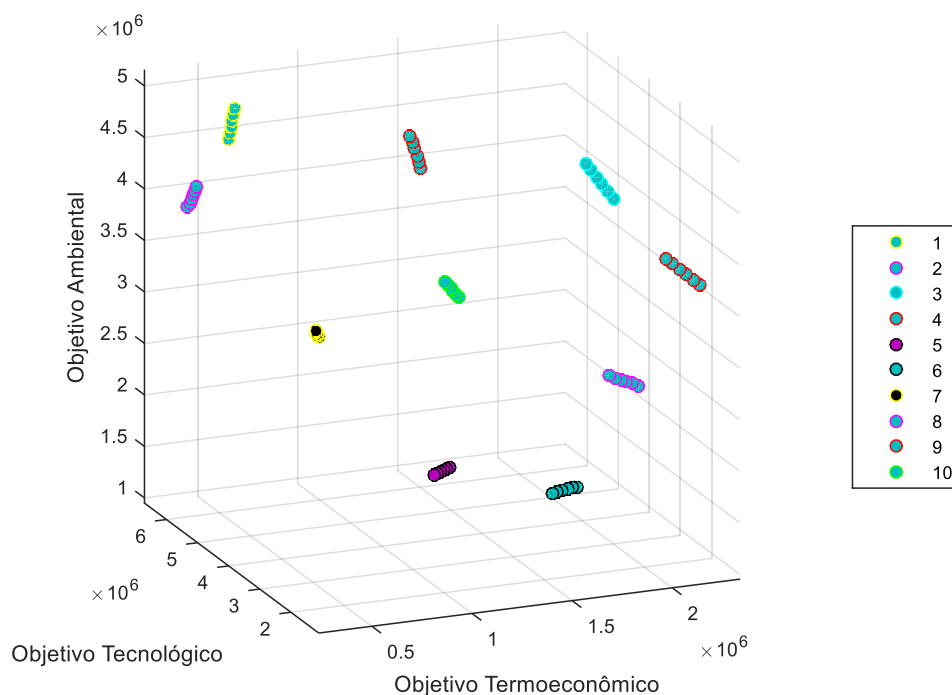
Figura 76. Resultados da OM por AG para 10 ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800-900°C Caso IV.



Fonte: Elaboração Própria.

A Figura 77 mostra os pontos que conformam a frente de Pareto Ótimo resultado da OM com AG para o Caso IV, tomando como referência os 10 ensaios e variação da temperatura de gaseificação de 800 até 900 °C.

Figura 77. Frente de Pareto Caso IV



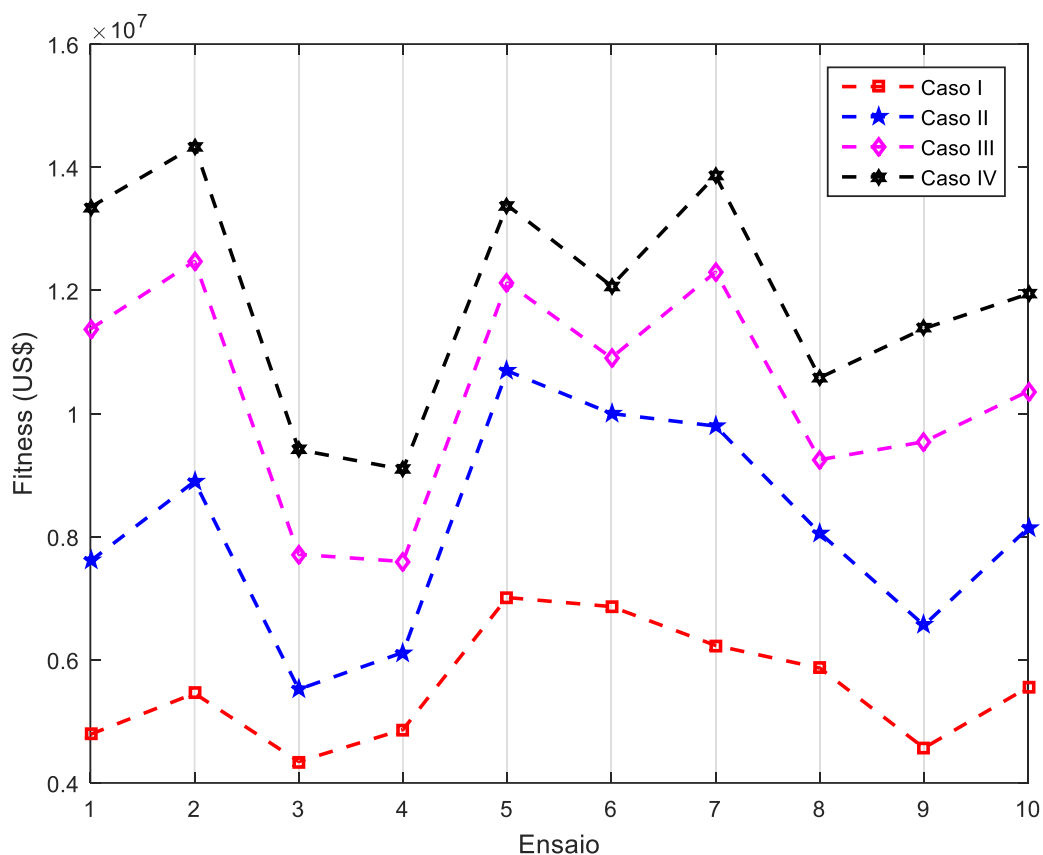
Fonte: Elaboração Própria.

Na figura anterior Caso IV, pode-se apreciar que os melhores resultados do fitness estão nas combinações dos ensaios (1, 3 e 9), onde o objetivo ambiental tem os maiores pesos.

A Figura 78 mostra os resultados do fitness para os quatro casos do estudo a partir dos 10 pesos arbitrados. Como mostrado na Figura, os melhores desempenhos do fitness os apresentam os Casos III e IV, o comportamento do fitness para os Casos I e II é muito similar, apesar de ser superior para os ensaios (1, 2, 3, 4, 9 e 10) do Caso II, influenciado pelos objetivos termoeconômica e ambiental, obtendo assim melhores resultados do fitness.

O fitness para o Caso III e IV apresentam os melhores resultados para os ensaios (1, 2, e 7) que corresponde com os maiores pesos para as funções objetivo tecnológica e ambiental. Os piores resultados se localizam nos ensaios (3 e 4), para menor peso do objetivo tecnológico, estes resultados estão ligados com a influência dos pesos na função fitness que modela o comportamento de cada objetivo.

Figura 78. Curva de ótimo de Pareto a partir dos pesos



Fonte: Elaboração Própria.

Pode-se concluir que os resultados da OM por AG mostram que os melhores fitness correspondem aos Caso IV e III para os ensaios (2, 5 e 7), seguidos do Caso II com os melhores ensaios (5, 6 e 7) e por último o Caso I com os melhores ensaios (5 e 6).

CAPÍTULO VI. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1. CONCLUSÕES

Neste trabalho, foram realizados estudos técnicos, econômicos, ecológicos e a otimização da incorporação da tecnologia BIG-GT em uma usina sucroalcooleira. O estudo foi desenvolvido modelando a implementação de quatro diferentes casos prováveis em uma usina convencional empregando os dados da usina “Pioneiro”.

Nos quatro casos do estudo, propôs-se a secagem do bagaço da cana-de-açúcar como processo de pré-tratamento da biomassa, para melhorar as características energéticas da mesma, possibilitando a utilização deste combustível em um reator de gaseificação de leito fluidizado circulante.

Da análise energética e exergética, obteve-se que, em todas as configurações propostas, existe um aumento na geração de eletricidade e na eficiência de geração de eletricidade em relação ao ciclo convencional com a introdução da tecnologia BIG-GT, entretanto, o Caso I requer um volume de biomassa adicional de 35,71 t/h o que representa o 30,57 % do volume total produzido na usina o que encarece o investimento na planta com implementação da tecnologia BIG-GT.

A gaseificação do bagaço na usina com a implementação da tecnologia BIG-GT, Caso III, e a queima suplementar de palha de cana na caldeira de recuperação, Caso IV, são as alternativas mais viáveis. A gaseificação do bagaço num gaseificador de leito fluidizado circulante com tecnologia Delft Holanda e o uso de mistura oxigênio-vapor como agente de gaseificação, permite um aumento na eficiência de geração elétrica de até 28,22 % para o Caso III e até 22,31 % com queima suplementar na caldeira de recuperação, Caso IV, ambos superiores a eficiência da usina convencional (14,31 %).

Para os quatro casos do estudado, a usina apresenta um aumento significativo na geração de eletricidade para os Casos I, II e III de até 74,30 MW o que representa um aumento do 238 % e para o Caso IV até 53,10 MW o que representa um aumento do 170 % quando comparada à usina convencional que é de 31,23 MW. O que demonstra que o aumento na geração de eletricidade é uma realidade que não afeta a produção de açúcar e etanol, tornando-se um valor agregado ao setor sucroalcooleiro.

Na análise da Receita Anual Esperada (RAE) após a implementação da tecnologia BIG-GT no Caso I, observou-se que, a partir do sétimo ano, a tecnologia proposta começa a gerar lucros para a empresa quando aplicada uma taxa de juros de 4 %, o que indica uma amortização razoável do investimento, comparado com o tempo de 15 anos de vida útil das tecnologias envolvidas. Porém, quando a taxa aplicada é de 12 %, a viabilidade econômica começa a se definir a partir do décimo primeiro ano. Isto indica um período longo de amortização do investimento. A principal causa para este comportamento é o elevado investimento inicial no sistema de gaseificação, na turbina a gás e o baixo poder calorífico do gás de gaseificação, obtido nesta configuração.

A RAE para o Caso II, apresenta que a viabilidade econômica que começa a partir do sexto ano e meio, aplicando uma taxa de juros de 4 %, quando a tecnologia proposta começa a gerar lucros para a empresa. Para a taxa aplicada de 12 %, a viabilidade econômica começa a partir do nono ano. Para o Caso III a viabilidade econômica se define a partir do quinto ano e meio, aplicando uma taxa de juros de 4 %. Isto indica uma amortização do investimento em um curto período de tempo. Para a taxa aplicada de 12 %, a viabilidade econômica começa a partir do oitavo ano. Para o Caso IV estudo a viabilidade econômica se define a partir do sexto ano e meio, aplicando uma taxa de juros de 4 %. Isto indica uma amortização do investimento em um curto período de tempo. Para a taxa aplicada de 12 %, a viabilidade econômica começa a partir do décimo ano.

Em termos econômicos, os investimentos na nova configuração são relativamente elevados. Os valores encontrados para condições econômicas semelhantes às existentes no Brasil demonstram um custo de implementação relativamente alto e que se encontra dentro do intervalo disponível na literatura científica, em torno de (0,04 a 0,08 US\$/kWh).

A otimização multiobjetiva por algoritmos genéticos (OMAG) foi aplicada todos os casos considerando três funções objetivos (tecnológico, termoeconômica e ambiental) que permite avaliar a função de aptidão (fitness) a partir dos pesos (ensaio) de acordo com o critério do avaliador. Os resultados alcançados fornecem um conjunto de alternativas para ao processo de tomada de decisão, onde as implicações das relações de compromisso dos objetivos e as variáveis de decisão estão contempladas.

De acordo com os resultados obtidos da OMAG, para os casos I e II os melhores resultados do fitness estão nos ensaios (5, 6 e 7) vinculado diretamente com os maiores pesos

das funções objetivo tecnológica e termoeconômica, sendo os valores do fitness, para o caso II, superior em comparação com o caso I.

Os resultados do fitness para os Caso III e IV estão em os ensaios (2, 5 e 7), que coincidem com os maiores pesos da função objetivo tecnológica, e o pior desempenho, nos ensaios (3, 4 e 8), coincidem com os menores pesos da função objetivo tecnológica. Apresentando melhor desempenho o fitness para o Caso IV.

Os resultados da OMAG mostram que os melhores resultados da função fitness correspondem aos Casos IV e III para os ensaios (2, 5 e 7), seguidos dos Caso I e II com os melhores ensaios (5, 6 e 7).

Como conclusão final do trabalho, afirma-se que a aplicação da gaseificação em leito fluidizado circulante pressurizado e a mistura de oxigênio-vapor como agente de gaseificação, Caso III e queima suplementar na caldeira de recuperação Caso IV, apresenta-se como a melhor das opções propostas, do ponto de vista termoeconômico, tecnológico e ambiental.

6.2. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como sugestões para trabalhos futuros, propõe-se:

- ✓ Estudar a gaseificação do bagaço em outros modelos de gaseificadores (plasma, fluxo de arraste, leito duplo);
- ✓ Estudar a incorporação de modelo termoeconômica que considerem as variações nos custos da biomassa bagaço em comparação com os combustíveis fósseis no Brasil;
- ✓ Analisar a viabilidade técnica da incorporação do processo de gaseificação do bagaço em mistura com outras biomassas residuais para melhora das características energéticas, aumentar a geração de energia e das horas de trabalho por ano;
- ✓ Analisar a viabilidade técnico-econômica da incorporação do processo de gaseificação em leito fluidizado na indústria do papel e celulose em conjunto com a indústria açucareira, pelo potencial de resíduos presentes nestas indústrias;
- ✓ Efetuar análise de sustentabilidade da incorporação das configurações propostas neste estudo;
- ✓ Comparar os resultados da OMAG com outros métodos meta heurísticos.

REFERÊNCIAS

- ABDI, A. Indonesia sugar annual report 2017. **Global Agricultural Information Netwoek. Indonesia**, v. 1708, p. 9, 13 abr. 2017.
- ABDOULMOUMINE, N.; KULKARNI, A.; ADHIKARI, S. Effects of temperature and equivalence ratio on pine syngas primary gases and contaminants in a bench-scale fluidized bed gasifier. **Industrial and Engineering Chemistry Research. Alabama**, v. 53, n. 14, p. 5767–5777, 2014.
- ALESSANDRA, C.; ARELLANO, A. L.; KIRCHSTEIGER, C. Development of a general scheme for fuel cycles and life cycles from all energy technologies as a basis for the european energy risk monitor. **Institute for Energy**, v. 21735, n. May, p. 56, 2005.
- ALLAM, R. J. Improved oxygen production technologies. **Energy Procedia**, v. 1, n. 1, p. 461–470, 2009.
- ALVES, M. et al. Surplus electricity production in sugarcane mills using residual bagasse and straw as fuel. **Energy**, v. 91, p. 751–757, 2015.
- AMORIM, E. DE A. **Fluxo de potência ótimo em sistemas multimercados através de um algoritmo evolutivo multiobjetivo**. 2006. 182 f. Tese (Doutorado em Engenharia Elétrica) Universidade Estadual Paulista Campus de Ilha Solteira, Ilha Solteira, 2006.
- ANDRADE, R. V. **Gaseificação de biomassa : Uma análise teórica e experimental**. 2007. 227 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade Federal de Itajubá Instituto de Engenharia Mecânica. Itajubá, 2007.
- ANEEL. Biomassa. In: **Atlas de energia elétrica no Brasil**. Brasília: ANNEL, 2005. v. 5p. 77–92.
- ANEEL. Resolução homologatória N° 1.973. **Agência Nacional De Energia Elétrica. Brasília**, v. 1, n. 38, p. 20, 2016.
- ANEEL. 28º leilão de energia proveniente de novos empreendimentos de geração. **Agência Nacional De Energia Elétrica. Brasília**, v. 03, n. 1, p. 16, 2018.
- ANG, P. A. Philippines sugar annual situation and outlook. **Global Agricultural Information Netwoek. Philippines**, v. 1, n. 1705, p. 16, 2017.
- ANTUNES, J. S. **Código computacional para análise de sistemas de cogeração com turbinas a gás**. 1999. 157 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Guaratinguetá, 1999.
- ARADHEY, A.; SLETTE, J.; ARADHEY, A. India Sugar Annual. **Global Agricultural Information Netwoek. India**, v. 15, n. 8047, p. 12, 2018.

ARTEAGA, L. E. et al. Thermodynamic predictions of performance of a bagasse integrated gasification combined cycle under quasi-equilibrium conditions. **Chemical Engineering Journal**, v. 258, p. 402–411, 2014.

BASTIDAS, M. **Análisis multiobjetivo para la optimización en sistemas de generación de energía**. 2010. 138 f. Tesis (Doctorado en Ingeniería). Universidad Nacional de Colombia. Facultad de Minas. 2010.

BASU, P. Combustion and Gasification in Fluidized Beds. **Taylor & Francis Group. LLC**. 2006. 467 p.

BASU, P. Biomass gasification and pyrolysis. Practical design and theory. **Elsevier ed.** Kidlington. Oxford. 2010.

BREAULT, R. W. Gasification processes old and new: A basic review of the major technologies. **Energies**, v. 3, n. 2, p. 216–240, 2010.

BRIDGWATER, A. V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. **Biomass and Bioenergy**, v. 38, p. 68–94, 2012.

CAMARGO, C. A.; USHIMA, H. A. Conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool. **Instituto de Pesquisas Tecnológicas e IPT, Sao Paulo, Brazil.**, p. 796, 2016.

CANEGROWERS. Cane growers Annual Report 2015/16. **Chairman's Review**, v. 1, n. 1, p. 36, 2016.

CARDU, M.; BAICA, M. Regarding a global methodology to estimate the energy-ecologic efficiency of thermo power plants. **Energy Conversion and Management**, v. 40, p. 71–87, 1999.

CARVALHO, D. J.; VEIGA, J. P.; BIZZO, W. A. Analysis of energy consumption in three systems for collecting sugarcane straw for use in power generation. **Energy**, v. 119, p. 178–187, 2017.

CASTRO, I. A. **Desenvolvimento de um modelo termoeconômico que considera os impactos ambientais**. 2007. 149 f. Teses (Doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Guaratinguetá. 2007.

CONAB. Monitoramento agrícola. **Companhia Nacional de Abastecimento**, v. 2, n. 9, p. 1–104, 2015.

CONAB. Observatório agrícola: Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar. Safra 2017/18. **Companhia Nacional de Abastecimento**, v. 4, n. 1, p. 1–57, 2017.

CORONADO, C. R. **Análise técnica – econômica de um gaseificador de biomassa de 100 kg/h para acionamento de um motor de combustão interna**. 2007. 195 f. Dissertação

(Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Guaratinguetá. 2007.

CORONADO, C. R. R. .; YOSHIOKA, J. T. . T.; SILVEIRA, J. L. Electricity, hot water and cold water production from biomass. Energetic and economical analysis of the compact system of cogeneration run with woodgas from a small downdraft gasifier. **Renewable Energy**, v. 36, n. 6, p. 1861–1868, 2011.

CORRÊA, N. V. **Análise de viabilidade da cogeração de energia elétrica em ciclo combinado com gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar e gás natural**. 2001. 194 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético). Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro. 2001.

CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S.; GÓMEZ, E. O. Biomassa para energia. **Editora Unicamp**, Universidade Estadual de Campinas. Campinas. 2008. 29 p.

DANTAS, D. N. **Uso da biomassa da cana-de-açúcar para geração de energia elétrica : análise energética , exergética e ambiental de sistemas de cogeração em sucroalcooleiras do interior paulista**. 2010. 131 f. Dissertação (Mestrado em Ciências da Engenharia Ambiental). Universidade de São Paulo. Escola de Engenharia de São Carlos. São Carlos-SP. 2010.

DE CARVALHO, A. L. et al. A multi-objective interactive approach to assess economic-energy-environment trade-offs in Brazil. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 54, p. 1429–1442, 2016.

DIAS, M. et al. Improving bioethanol production from sugarcane: evaluation of distillation, thermal integration and cogeneration systems. **Energy**, v. 36, n. 6, p. 3691–3703, 2011.

DINIZ, P. T. et al. Energetic, ecologic and fluid-dynamic analysis of a fluidized bed gasifier operating with sugar cane bagasse. **Applied Thermal Engineering**, v. 57, n. 1–2, p. 116–124, 2013.

DINIZ, P. T. Aumento da oferta de eletricidade no setor sucroalcooleiro: incorporação de ciclo combinado associado à gaseificador de leito fluidizado. **Journal of Chemical Information and Modeling**, v. 53, n. 9, p. 1689–1699, 2013.

DOS SANTOS, R. D. **O uso da biomassa da cana-de-açúcar para cogeração e produção de energia elétrica: Análise termodinâmica, termoeconômica e econômica – Estudo de caso**. 2014. 142 f. Dissertação (Mestrado em Bioenergia). Universidade Estadual do Oeste do Paraná - Centro De Ciências Exatas E Tecnológicas. Toledo - Paraná. 2014.

FILIPPIS, P. et al. Gasification process of Cuban bagasse in two-stage reator. **Biomass Bioenergy**, v. 27, n. 3, p. 247–252, 2004.

FIOMARI, M. C. **Análise energética e exergética de uma usina sucroalcooleira do oeste paulista com sistema de cogeração de energia em expansão**. 2004. 130 f. Dissertação

(Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, 2004.

FLAKE, L. China sugar production to rise, but uncertainty remains. **Global Agricultural Information Netweek. China**, v. 176006, p. 13, 2017.

GARCA-PÉREZ, M. et al. Co-pyrolysis of sugarcane bagasse with petroleum residue. Part II. Product yields and properties. **Fuel**, v. 81, n. 7, p. 893–907, 2002.

GELLER, L.; SIKUKA, W. Sugar exports expected to jump by 20 percent. **Global Agricultural Information Netweek. South Africa**, p. 16, 18 abr. 2018.

GERMEK, H. A. **Análise de decisão sobre o aproveitamento do palhico da cana-de-açúcar, posto na unidade industrial, para fins de cogeração**. 2005. 127 f. Teses (Doutorado em Engenharia em Energia na Agricultura). Universidade Estadual “Júlio de Mesquita Filho” Faculdade de Ciências Agronômicas Campus de Botucatu. Botucatu- SP. 2005.

GILBERT, A. J.; HUERTA, M. Colombia sugar annual. **Global Agricultural Information Netweek. Colombia**, p. 6, 11 abr. 2017.

GÓMEZ-BAREA, A.; LECKNER, B.; OLLERO, P. Methods to improve the performance of fluidized bed biomass gasifiers. **Energy Conversion**, p. 1–12, 2011.

GONZÁLEZ, F. O. **Avaliação da combustão de bagaço e palha de cana-de-açúcar numa fornalha de caldeira industrial AMD a partir da modelagem por CFD**. 2015. 222 f. Teses (Doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade Federal De Itajubá. Instituto de Engenharia Mecânica. Itajubá-MG. 2015.

GTW. Gas turbine world 2014-2015. **Handbook**, 2014. 138 p.

GUARDABASSI, P. M. **Sustentabilidade da biomassa como fonte de energia perspectivas para países em desenvolvimento**. 2006. 123 f. Dissertação (Mestrado em Energia). Universidade de São Paulo. Faculdade de Economia e Administração. São Paulo. 2006.

HAMERSKI, F. **Estudo de variáveis no processo de carbonatação do caldo de cana-de-açúcar**. 2009. 149 f. Dissertação (Mestrado Tecnologia de Alimentos) Universidade Federal do Paraná. Curitiba. 2009.

HAMILTON, C. M. Pakistan sugar annual 2017. **Global Agricultural Information Netweek. Pakistan**, v. 1708, p. 6, 2017.

HERNÁNDEZ, J. J.; BALLESTEROS, R.; ARANDA, G. Characterisation of tars from biomass gasification: Effect of the operating conditions. **Energy**, v. 50, n. 1, p. 333–342, 2013.

INNOCENTE, A. F. **Cogeração a partir da biomassa residual de cana-de-açúcar estudo de caso**. 2011. 124 f. Dissertação (Mestrado em Agronomia). Universidade Estadual Paulista

“Júlio de Mesquita Filho” Faculdade de Ciências Agronômicas Câmpus De Botucatu. Botucatu-SP. 2011.

IPT. Apostila do curso combustão industrial. **Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo**. São Paulo. v. 1, n. 4, p. 158. 2007.

JENKINS, B. . M. et al. Combustion properties of biomass. **Fuel Process. Technol**, v. 54, n. 1–3, p. 17–46, 1998.

JOAQUIM, E. A.; SEABRA, N. Comparative analysis for power generation and ethanol production from sugarcane residual biomass in Brazil. **Energy Policy**, v. 39, n. 1, p. 421–428, 2011.

JOPPERT, C. L. et al. Energetic shift of sugarcane bagasse using biogas produced from sugarcane vinasse in Brazilian ethanol plants. **Biomass and Bioenergy**, v. 107, p. 63–73, 2017.

JOYCE, J.; DIXON, T.; COSTA, J. C. Characterization of sugar cane waste biomass derived chars from pressurized gasification. **Process Saf. Environ. Prot.**, v. 84 (6), p. 429–439., 2006.

KARAMARKOVIC, R.; KARAMARKOVIC, V. Energy and exergy analysis of biomass gasification at different temperatures. **Energy**, v. 35, n. 2, p. 537–549, 2010.

KOTAS, T. J. The exergy method of thermal plant analysis. **Butterworth Scien**, p. 296, 1985.

KUNTAL, J.; SUDIPTA, D. Biomass integrated gasification combined cogeneration with or without CO₂ capture - A comparative thermodynamic study. **Renewable Energy**, v. 72, p. 243–252, 2014.

LARSON, D. et al. A review of biomass integrated-gasifier/gas turbine combined cycle technology and its application in sugarcane industries, with an analysis for Cuba. **Energy for Sustainable Development**, v. 5, n. 1, p. 54–75, 2001.

LEME FILHO, J. R. A. **Desenvolvimento da cana-de-açúcar (Saccharum spp.) sob diferentes formas de colheita e de manejo do palhço**. 2010. 131 f. Dissertação (Mestrado em Ciências da Engenharia Ambiental). Universidade de São Paulo. Escola de Engenharia de São Carlos. São Carlos-SP. 2010.

LEONARDO, W.; COELHO, V.; DALLACORT, R. Análise do potencial de geração de energia elétrica a partir dos resíduos do setor sucroenergético. **Revista Brasileira de Energias Renováveis**, v.5, n.2, p.332-351, 2016.

LOBO, C. DA S. **A importância da cogeração utilizando bagaço de cana-de-açúcar como forma de diversificação da matriz elétrica**. 2013. 118 f. TCC (Engenheiro Eletricista). Universidade Federal do Rio de Janeiro. Departamento de Engenharia Elétrica. Rio de Janeiro. 2013.

LOPES, E. J. **Desenvolvimento de sistema de gaseificação via análise de emissões atmosféricas**. 2014. 146 f. Tese (Doutorado em Engenharia e Ciência dos Materiais), Universidade Federal do Paraná. Curitiba. 2014.

LORA, E. E. et al. Gaseificação e pirólise para conversão da biomassa em eletricidade e biocombustíveis. **Biocombustíveis**. v 1, Chapter: 6, Interciência ed, pp. 411-498, 2012.

LUCENA, D. V. **Algoritmos evolutivo multiobjetivo para seleção de variáveis em problemas de calibração multivariada**. 2013. 56 f. Dissertação (Mestrado em Computação). Universidade Federal de Goiás. Instituto de Informática. Goiânia. 2013.

LUDENA, C.; NETTO, M.; RYFISCH, D. Estudos sobre mercado de carbono no brasil. Análise legal de possíveis modelos regulatórios. **Banco Interamericano de Desenvolvimento**. Brasil. 2015. 163 p.

MACHIN, E. B. **Análise técnica, econômica e ecológica da incorporação de sistemas de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar no setor sucroalcooleiro: Uso de ciclos combinados para o aumento da oferta de eletricidade**. 2015. 176 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá. Guaratinguetá. 2015.

MARÍN, F.R., et al. Modelación de la caña de azúcar en Latinoamérica. **European Commission**. Luxemburgo. 2018. 70 p.

MCKENDRY, P. Energy production from biomass (part 3): Gasification technologies. **Bioresource Technology**, v. 83, n. 1, p. 55–63, 2002.

MEIJDEN, C. M. **Development of the MILENA gasification technology for the production of Bio-SNG**. 2010. 206 f. Thesis. (PhD. in Engineering and Chemistry) Technische Universiteit Eindhoven. Department of Chemical Netherlands. 2010.

MILES, T. R.; MILES, JR, T. R.; BAXTER, L.; BRYERS, R. W.; JENKINS, B. M.; ODEN, L. L. **Alkali deposits found in biomass power plants. A preliminary investigation of their extend and nature**, NREL/TP-433-8142, 82; p. 1995.

MIRMOSHTAGHI, G. et al. Evaluation of different biomass gasification modeling approaches for fluidized bed gasifiers. **Biomass and Bioenergy**, v. 91, p. 69–82, 2016.

MME. Resenha Energética Brasileira. **Ministério de Minas e Energia**. Brasilia. p. 32, 2017.

MORAES, M. S. A. et al. Analysis of products from pyrolysis of Brazilian sugar cane straw. **Fuel Processing Technology**, v. 101, p. 35–43, 2012.

MORAN, M. .; SHAPIRO, H. N. Fundamentals of engineering thermodynamics. **John Wiley & Sons Ltd**, New York. 2006. 847 p.

NATARAJAN, E. et al. Experimental determination of bed agglomeration tendencies of some common agricultural residues in fluidized bed combustion and gasification. **Biomass Bioenergy**, v. 15, p. 2, 1998.

NETAFIM. Sugarcane irrigation. **Sugarcane**, 2015. Disponível: <<https://www.netafim.com/en/crop-knowledge/sugarcane/>> Acesso em: 15 junho. 2017.

NOVA CANA. **Geração de energia com o aumento da produção de etanol**, 2015. Disponível em: <<https://www.novacana.com/usina/geracao-energia-aumento-producao-etanol/>>> Acesso em: 15 jan. 2017.

NUNES, L. J. R. **A utilização de biomassa como alternativa energética para a sustentabilidade e competitividade da indústria portuguesa**. 2015. 262 f. Tese (Doutorado em Engenharia e Gestão Industrial). Universidade da Beira Interior. Departamento **Engenharia e Gestão Industrial**. Covilhã. 2015.

P. REIN et al. Fluidized bed superheated steam dryer for bagasse: Effects of particle size distribution. **Cane Sugar Engineering**. Berlin. 2007. 768 p.

PANTALENA, A. **Cogeração para laticínios de pequenos e médio portes**. 1997. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 1999.

PATRA, T. K.; SHETH, P. N. Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 50, p. 583–593, 2015.

PEDROSO, D. T. et al. Technical assessment of the Biomass Integrated Gasification / Gas Turbine Combined Cycle (BIG / GTCC) incorporation in the sugarcane industry. **Renewable Energy**, v. 114, p. 464–479, 2017.

PÉREZ, N. P. et al. Biomass gasification for combined heat and power generation in the Cuban context: Energetic and economic analysis. **Applied Thermal Engineering**, v. 90, p. 1–12, 2015.

PINHO, T. **Produção de hidrogénio através da gasificação da biomassa**. 2011. 80 f. Dissertação (Mestrado). Instituto superior de Engenharia do Porto. Porto, p. 80, 2011.

PORTAL ENERGIA. **Vantagens e desvantagens da energia a biomassa** **Energias Renováveis**, 2016. Disponível em: <<http://www.portal-energia.com/vantagens-e-desvantagens-da-energia-biomassa/>>

PRASERTSRI, P. Thailand sugar annual 2017. **Global Agricultural Information Network**. Thailand. v.7045, p. 12. 2017.

PROENZA, N. et al. Fluid-dynamic assessment of sugarcane bagasse to use as feedstock in bubbling fluidized bed gasifiers. **Applied Thermal Engineering**, v. 73, n. 1,5, p. 238–244, 2014.

PUIG-ARNAVAT, M.; BRUNO, J. C.; CORONAS, A. Review and analysis of biomass gasification models. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 9, p. 2841–2851, 2010.

REDÍGOLO, S. C. **Recuperação da palha da cana-de-açúcar para a produção de energia elétrica e etanol celulósico**. 2013. 178 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Ilha Solteira – SP. 2013.

REED, T. B.; A. DAS. Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. **SERI . U.S. Department of Energy**, p. 148, 1988.

RIBEIRO, A. E. D.; AROUCA, M. C.; COELHO, D. M. Electric energy generation from small-scale solar and wind power in Brazil: The influence of location, area and shape. **Renewable Energy**, v. 85, p. 554–563, 2016.

ROCHA, G. **Análise termodinâmica termoeconômica e econômica de uma usina sucroalcooleira com processo de extração por difusão**. 2013. 150 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Ilha Solteira – SP. 2013.

RODRIGUES, H. M. **Determinação de indicadores de eficiência e racionalidade energética na produção de etanol com a aplicação de lógica fuzzy**. 2012. 97 f. Tese (Doutorado em Agronomia). Universidade Estadual “Júlio de Mesquita Filho” Faculdade de Ciências Agrônomicas Campus de Botucatu. Botucatu - SP. 2012.

RUIZ, J. A. A. . et al. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 18, p. 174–183., 2013.

SAHOO, A.; RAM, D. K. Gasifier performance and energy analysis for fluidized bed gasification of sugarcane bagasse. **Energy**, v. 90, p. 1–6, 2015.

SALMAN, C. A. et al. Impact of retrofitting existing combined heat and power plant with polygeneration of biomethane: A comparative techno-economic analysis of integrating different gasifiers. **Energy Conversion and Management**, v. 152, n. August, p. 250–265, 2017.

SALVI, J. V. **Qualidade do corte de base de colhedoras de cana-de-açúcar**. 2006. 90 f. Dissertação (Mestrado em Agronomia). Universidade de São Paulo. Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”. Piracicaba-SP. 2006.

SARAN, D. J. **Análise termodinâmica e termoeconômica do aproveitamento do gás natural em sistemas de cogeração de energia de usinas de açúcar e álcool**. 2010. 121 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Ilha Solteira – SP. 2010.

SCOLA, L. A. **Otimização multiobjetivo evolutiva da operação de sistemas de**

reservatórios multiusos. 2014. 122 f. Tese (doutorado). Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte. 2014.

SILVA, M. E. DA. **Análise experimental da reforma a vapor de etanol: aspectos técnicos, econômicos e cológicos.** 2010. 159 f. Tese (doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá. Guaratinguetá. 2010.

SILVEIRA, J. L. ; TUNA, C. E. . Thermoeconomic analysis method for optimization of combined heat and power systems. Part I. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 29, n. 6, p. 479–485, 2003.

SILVEIRA, J. L. **Uma contribuição para a modelagem termoeconômica: Otimização da operação e do projeto de sistemas energéticos.** 1998. 132 f. Livre Docência, Universidade Estadual Paulista. Júlio de Mesquita Filho, Guaratinguetá, 1998.

SILVEIRA, J. L. et al. A contribution for thermoeconomic modelling: A methodology proposal. **Applied Thermal Engineering**, v. 30, n. 13, p. 1734–1740, 2010.

SILVEIRA, S.; JOHNSON, F. X. Navigating the transition to sustainable bioenergy in Sweden and Brazil: Lessons learned in a European and International context. **Energy Research and Social Science**, v. 13, p. 180–193, 2015.

STATISTICAL REVIEW OF WORLD ENERGY. 67 th ed. 2018. Disponível em: <<https://www.bp.com/content/dam/bp/en/corporate/pdf/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2018-full-report.pdf>>.

SUE, D.-C.; CHUANG, C.-C. Engineering design and exergy analyses for combustion gas turbine based power generation system. **Energy**, v. 29, n. 8, p. 1183–1205, 2004.

SZARGUT, J.; MORRIS, D. R.; STEWARD, F. R. Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes. **New York, Hemisphere Publishing Corporation.**, p. 332, 1988.

TAUPE, N. C. et al. Updraft gasification of poultry litter at farm-scale - A case study. **Waste Management**, v. 50, p. 324–333, 2016.

TEMPLETON, D. W. et al. Compositional Analysis of Biomass Reference Materials: Results from an Interlaboratory Study. **Bioenergy Research**, v. 9, n. 1, p. 303–314, 2016.

TUNA, C. E. **Um método de análise exergoeconômica para otimização de sistemas energéticos.** Guaratinguetá, 1999. 145p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica). Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 1999.

UNICA. **Mapa da Produção do Brasil.** União de indústrias de cana-de-açúcar. 2017. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/mapa-da-producao>>.

UNICA. **A bioeletricidade da cana em números**. União da Indústria de Cana-de-Açúcar, p. 1–6, 2018.

USINA SANTA ADÉLIA. **União da Indústria de Cana-de-Açúcar**. São Paulo. 2018. Disponível em: <<http://site.usinasantaadelia.com.br/conteudo/usina-santa-adelia>>. Acesso em: 7 jul. 2018.

VILLELA, C. .; SILVEIRA, J. L. Ecological efficiency in thermoelectric power plants. **Applied Thermal Engineering**, v. 27, p. 840–847, 2007.

WANG, Z. et al. Gasification of biomass with oxygen-enriched air in a pilot scale two-stage gasifier. **Fuel**, v. 150, p. 386–393, 2015.

WORLDWIDE. Crédito Carbono Futuros Preços. **Investing**, 2018.

WORLEY, M.; YALE, J. **Biomass gasification technology**. NREL is a national laboratory of the U.S. Department of Energy, Office of Energy Efficiency & Renewable Energy, operated by the Alliance for Sustainable Energy, LLC. Colorado, 2012. 358 p.

WYLEN, V. **Fundamentos Da Termodinâmica (7.^a Edição)**. Edgard Blucher, 2003. 454 p.

ZAINAL, A. Z. et al. Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 9, p. 2852–2862, 2010.

ZAINAL, Z. A. et al. Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials. **Energy Conversion and Management**, v. 42, n. 12, p. 1499–1515, 2001.