UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

Einara Blanco Machin

ANALISE 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

Guaratinguetá

2015

Einara Blanco Machin

ANALISE 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

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. José Luz Silveira

Guaratinguetá

2015

Machin, Einara Blanco
M149a Analise 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 / Einara Blanco Machin. - Guaratinguetá, 2015
172 f.: il.
Bibliografia: f. 160-172

Tese (Doutorado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2015
Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

1. Bagaço de cana 2, Gaseificação de biomassa 3. Turbinas a gás I. Título

CDU 633.61

unesp

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
CAMPUS DE GUARATINGUETÁ

EINARA BLANCO MACHIN

ESTA TESE FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
"DOUTOR EM ENGENHARIA MECÂNICA"

PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA: TRANSMISSÃO E CONVERSÃO DE ENERGIA

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

Prof. Dr. Edson Cocchieri Botelho
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:

Prof. Dr. JOSÉ LUZ SILVEIRA
Orientador / UNESP-FEG

Prof. Dr. CELSO EDUARDO TUNA
UNESP/FEG

Prof. Dr. JOSÉ ANTONIO PERRELLA BALESTIERI
UNESP/FEG

Prof. Dr. RICARDO ALAN VERDÚ RAMOS
UNESP/Ilha Solteira

Prof. Dr. WENDELL DE QUEIROZ LAMAS
EEL/USP

Março de 2015

DADOS CURRICULARES

EINARA BLANCO MACHIN

NASCIMENTO: 09/09/1983 – PINAR DEL RIO / CUBA

FILIAÇÃO: Antonio Blanco Torres
Estrella Machín Arias

2001/2006 - Graduação em Engenharia Mecânica.
Universidad de Pinar del Rio, Cuba

2006/2011 - Professora do Departamento Engenharia Mecânica.
Universidad de Pinar del Rio, Cuba.

2007/2009 - Mestrado em Eficiência Energética /Engenharia Mecânica.
Universidad de Pinar del Rio, Cuba.

02/2009-05/2009 - Curso de Especialização em Sistemas de Energias
Renováveis. (Biodiesel).
Universidade Politécnica de Estocolmo (KTH). Suécia

2011-2015 - 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

Ao Professor 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.

Ao meu irmão Adrian, por ter-me ajudado sempre nas horas que precisei.

Ao meu amor Daniel, pelo companheirismo, apoio, carinho, paciência e dedicação em todos os momentos.

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

Aos meus companheiros do LOSE (Laboratório de Otimização de Sistemas Energéticos), pela ajuda e amizade. Especialmente à Lúcia, ao Nestor e ao Fernando, pelo companheirismo e apoio em todos os momentos.

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: 5993105. PEC-PG

“Tenho a impressão de ter sido uma criança brincando à beira-mar, divertindo-me em descobrir uma pedrinha mais lisa ou uma concha mais bonita que as outras, enquanto o imenso oceano da verdade continua misterioso diante de meus olhos”.

Isaac Newton

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. 172 f**. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2015.

RESUMO

Os níveis significativamente elevados dos subprodutos disponíveis (bagaço e palha) no processamento da cana-de-açúcar oferecem um potencial atrativo para o uso de sistemas que utilizem um gaseificador de biomassa integrado a um ciclo combinado (BIG - GTCC). Neste trabalho propõe-se estudar a incorporação do processo de gaseificação de biomassa para uso em sistema de cogeração com ciclo combinado aplicado ao setor sucroalcooleiro. Foram realizados estudos energéticos, econômicos e ecológicos da incorporação do sistema BIG - GTCC como alternativa para o aumento da oferta de produção de eletricidade em uma típica indústria sucroalcooleira do Brasil. Propõe-se o suo de uma tecnologia de pré-tratamento do bagaço para superar os problemas técnicos existentes ao alimentar, de forma contínua, o reator de gaseificação de bagaço. Na análise econômica, determina-se, inicialmente, o custo de produção de gás de síntese, permitindo alocar os custos de produção de eletricidade, energia mecânica e calor de processo no sistema proposto, considerando três configurações. Na etapa final, são determinadas as emissões de poluentes, o dióxido de carbono equivalente, o indicador de poluição e a eficiência ecológica da planta utilizando o processo de gaseificação com ciclo combinado ao setor. Conclui-se que a aplicação do processo de gaseificação apenas do excedente de bagaço em fluxo de arraste com pré-tratamento de torrefação apresenta-se como a melhor das opções propostas, tanto do ponto de vista termodinâmico, como do econômico e do ecológico.

PALAVRAS- CHAVE: Bagaço, Gaseificação, Torrefação, Turbina a gás, Análise energética, Análise econômica, Análise ecológica.

MACHIN, E.B. **Technical economical and ecological analysis of the incorporation of sugar cane bagasse gasification systems in the sugarcane industry: The use of combined cycles to increase the electricity generation. 2015. 172 f.** Thesis (Doctorate in Mechanical Engineering) – Energy Department, Engineer Faculty of Guaratinguetá, São Paulo State University, 2015.

ABSTRACT

The significantly elevated levels of byproducts (bagasse and trash) currently available in the sugar cane industries offer an attractive potential for the use of the BIG - GTCC in the sugar industry. This work aims to make an energetic, economic and ecological studies of the BIG - GTCC (Biomass Integrated Gasifier - Gas Turbine Combined Cycle) system incorporation in the sugar cane industry, as an alternative to increase the levels of electricity generation in this sector. A new technology for the bagasse pre-treatment is proposed in order to overcome the technical problems observed during the continuous feeding of gasifier with sugarcane bagasse as a setting for coupling the gasifier with the sugarcane mill. An energetic analysis of the proposed system was performed. The study also identified the production cost of the synthesis gas, as well as allocated the electricity, heat, and mechanical energy production cost in the proposed system, considering the three studied cases. In the final phase, the pollutant emissions, the carbon dioxide equivalent, the pollution indicator, and the ecological efficiency of the incorporation of the cogeneration process with combined cycle in the traditional Brazilian sugar industries were determined. The main result of the study was that the application of the configuration, where only the surplus bagasse of the conventional plant is gasified in an entrained flow reactor, after pretreatment of the bagasse through a torrefaction process, appears to be economically, ecologically, and technically the best of the proposed options.

KEYWORDS: Bagasse, Gasification, Torrefaction, Gas turbine, Energetic analysis, Economic analysis, Ecological analysis.

SUMÁRIO

LISTA DE SÍMBOLOS 19

CAPITULO 1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS 29

1.1 INTRODUÇÃO 29

1.2 JUSTIFICATIVA 30

1.3 OBJETIVO GERAL 31

1.3.1 Objetivos Específicos 31

1.4 ESTRUTURA DO TRABALHO 32

CAPITULO 2. CARATERÍSTICAS DO SETOR SUCROALCOOLEIRO E DA GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA 33

2.1 SETOR SUCROALCOOLEIRO 33

2.1.1 Histórico do desenvolvimento do setor sucroalcooleiro no Brasil 33

2.1.2 Emprego do bagaço como fonte de energia para a cogeração no Setor Sucroalcooleiro 34

2.2 GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA 35

2.2.1 Biomassa 35

2.2.2 Situação atual da biomassa, vantagens e desvantagens da sua utilização 36

2.2.3 Características gerais do bagaço de cana-de-açúcar 39

2.2.4 Propriedades do bagaço de cana 41

2.2.5 Composição das Cinzas 43

2.2.6 Teoria da gaseificação 44

2.2.7 Tipos de gaseificadores e principais características de operação 49

2.2.7.1.1 Vantagens da gaseificação em leito fluidizado 55

2.3 PRÉ-TRATAMENTO DO BAGAÇO DE CANA MEDIANTE A TORREFAÇÃO PARA A GASEIFICAÇÃO EM FLUXO DE ARRASTE 60

2.3.1 Propriedades do bagaço de cana-de-açúcar torrefeito 62

CAPÍTULO 3. ANÁLISE TÉCNICA DA INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR PARA A GERAÇÃO DE ENERGIA EM UMA USINA SUCROALCOOLEIRA 65

3.1 CONFIGURAÇÃO DA USINA CONVENCIONAL 67

3.2 CASO 1: GASEIFICAÇÃO DO VOLUME TOTAL DO BAGAÇO DA USINA EM LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE E SUBSTITUIÇÃO DA CALDEIRA CONVENCIONAL PELO SISTEMA GASEIFICADOR – TURBINA A GÁS – CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO (BIG-GTCC TOTAL) 72

3.2.1 Seleção da turbina a gás 75

3.2.2 Balanço de massa e energia nos componentes da usina com a incorporação do processo de gaseificação de bagaço em leito fluidizado 87

3.3 CASO 2: GASEIFICAÇÃO DO VOLUME TOTAL DE BAGAÇO DA USINA EM FLUXO DE ARRASTE E SUBSTITUIÇÃO DA CALDEIRA CONVENCIONAL PELO SISTEMA GASEIFICADOR – TURBINA A GÁS – CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO (BIG-GTCC TOTAL), COM PRÉ-TRATAMENTO DO BAGAÇO MEDIANTE A TORREFAÇÃO 98

3.4 CASO 3: GASEIFICAÇÃO DO EXCEDENTE DE BAGAÇO DA USINA CONVENCIONAL CONSIDERANDO A TORREFAÇÃO COMO PROCESSO DE PRÉ-TRATAMENTO DO BAGAÇO (BIG-GTCC “PARCIAL”) 107

CAPÍTULO 4. ANÁLISE ECONÔMICA DA INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO EM FLUXO DE ARRASTE DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR PARA A GERAÇÃO DE ENERGIA NA USINA SUCROALCOOLEIRA 116

4.1 ANÁLISE ECONÔMICA DA IMPLEMENTAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO DO VOLUME TOTAL DE BAGAÇO REQUERIDO COM PRÉ-TRATAMENTO POR TORREFAÇÃO 119

4.1.1 Custo de geração de eletricidade na turbina a gás 119

4.1.1 Custo de geração de eletricidade na turbina a vapor 122

4.1.1 Custo total de eletricidade da planta 123

4.1.2 Custo de geração do vapor do processo 123
4.1.3 Custo de geração de energia mecânica 124
4.1.4 Ganho anual devido à produção de eletricidade na planta 124
4.1.5 Ganho anual devido à produção de vapor na planta 125
4.1.6 Ganho anual devido à produção de energia mecânica na planta 126
4.1.7 Receita anual esperada 126
4.2 ANÁLISE ECONÔMICA DA IMPLEMENTAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO DO VOLUME EXCEDENTE DE BAGAÇO DA USINA 132
4.2.1 Custo de produção de eletricidade na turbina a gás 132
4.2.2 Custo de geração de eletricidade na turbina a vapor 134
4.2.3 Custo total de eletricidade da planta. 135
4.2.4 Custo de geração de vapor do processo 135
4.2.5 Custo de geração de energia mecânica 136
4.2.6 Ganho anual devido à produção de eletricidade na planta 137
4.2.7 Ganho anual devido à produção de vapor na planta 137
4.2.8 Ganho anual devido à produção de energia mecânica na planta 137
4.2.9 Receita anual esperada 138
CAPÍTULO 5. ANÁLISE ECOLÓGICA DA INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR PARA A GERAÇÃO DE ENERGIA EM UMA USINA SUCROALCOOLEIRA 143
5.1 DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS ECOLÓGICOS PRINCIPAIS NA USINA COM A INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO 149
CAPÍTULO 6 – CONCLUSÕES 157
REFERÊNCIAS 160

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Oferta mundial de energia primária em 2008. 37

Figura 2 - Produção de energia primária no Brasil 2013. 38

Figura 3 - Poder calorífico superior do bagaço com 3% de teor de açúcar, para diferentes valores de umidade. 41

Figura 4 - Esquema dos gaseificadores de leito fixo: a) Fluxo ascendente, b) Fluxo descendente. 51

Figura 5 - Gaseificadores de leito fluidizado: a) leito fluidizado borbulhante, b) leito fluidizado circulante e c) gaseificação indireta. 53

Figura 6 - Gaseificador Koppers-Totzek. 57

Figura 7 - Esquema do processo Texaco. 58

Figura 8 - Gaseificador de fluxo de arraste. Tecnologia CHOREN. 59

Figura 9 - Perda de peso da madeira em celulose, hemicelulose e lignina durante a torrefação. . 61

Figura 10 – Metodologia para a analise técnica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro 66

Figura 11 - Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2005/2006 68

Figura 12 - Caso 1: Gaseificação do volume total de bagaço da usina em leito fluidizado borbulhante, e substituição da caldeira convencional pelo sistema Gaseificador – Turbina a Gás e Caldeira de Recuperação (BIG-GTCC “total”) 73

Figura 13 - Sistema de gaseificação em leito fluidizado 74

Figura 14 – Volume de controle na caldeira de recuperação. 77

Figura 15 - Pré-seleção da turbina a gás. 78

Figura 16 - Perfil de resfriamento do gás para determinação do *Pinch Point* 79

Figura 17 - Seleção da turbina a gás 81

Figura 18- Volume de controle da turbina a gás 85

Figura 19 - Volume de controle na câmara de combustão 86

Figura 20 - Volume de controle no compressor. 86

Figura 21 - Volume de controle no gaseificador em leito fluidizado 88

Figura 22 - Balanço de massa e energia no secador de bagaço de cana 90

Figura 23 - Volume de controle no secador de bagaço 91

Figura 24 - Incorporação do BIG-GTCC com gaseificação em fluxo de arraste de bagaço torrefeito 99

Figura 25 - Sistema de gaseificação em fluxo de arraste. 100

Figura 26 - Volume de controle do secador de bagaço 100

Figura 27 - Volume de controle na caldeira de recuperação. 101

Figura 28- Volume de controle no queimador de bagaço 102

Figura 29 - Balanço de massa e energia no torrefator de bagaço de cana a uma temperatura de 523 K, 30 min. 103

Figura 30 - Volume de controle no reator de torrefação. 103

Figura 31 - Volume de controle no gaseificador em fluxo de arraste 104

Figura 32 - Caso 3: Gaseificação do excedente de bagaço disponível na usina. 108

Figura 33 - Volume de controle no secador de bagaço excedente. 109

Figura 34 - Volume de controle no reator de torrefação de bagaço excedente 110

Figura 35 - Volume de controle no gaseificador em fluxo de arraste (GFA). 110

Figura 36 - Eficiências de geração de eletricidade e globais dos casos estudados 115

Figura 37 – Metodologia para a analise econômica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro. 117

Figura 38 - Custo de geração de gás de síntese com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros. 127

Figura 39 - Custo de geração de eletricidade com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros. 128

Figura 40- Custo de geração de vapor de processo com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros 129

Figura 41 - Custo de geração de energia mecânica com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros. 130

Figura 42 - Receita anual esperada com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros. 131

Figura 43 - Custo de geração de gás de síntese com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros. 138

Figura 44 - Custo de geração de eletricidade com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros. 139

Figura 45 - Custo de geração de vapor de processo com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros. 140

Figura 46 - Custo de geração de energia mecânica com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros. 140

Figura 47 - Receita anual esperada com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros. 141

Figura 48 – Metodologia para a analise ecológica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro 144

Figura 49- Ciclo do dióxido de carbono para 1 MWh de eletricidade produzida..... 154

Figura 50 - Variação da eficiência ecológica em função da eficiência global do ciclo para as três configurações estudadas..... 155

Figura 51 - Comparação das eficiências ecológicas entre os três casos e a planta convencional156

LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Composição do bagaço de cana 42

Tabela 2 - Composição das cinzas de bagaço de cana 43

Tabela 3 - Especificações do gás de gaseificação para uso em motores de combustão interna 45

Tabela 4 - Determinação do ar estequiométrico para a composição de bagaço considerada no estudo 49

Tabela 5 - Comparação entre reatores de leito fluidizado circulante e borbulhante 54

Tabela 6 - Mudança nas propriedades do bagaço de cana após torrefação a 523 K. 63

Tabela 7 - Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da usina convencional na safra estudada 69

Tabela 8 - Parâmetros de operação da usina convencional 70

Tabela 9 - Dados considerados para a análise técnica 74

Tabela 10 - Turbina a gás selecionada inicialmente 78

Tabela 11 - Caraterísticas da turbina a gás selecionada 82

Tabela 12 - Sistema turbina a gás selecionado - condições locais 84

Tabela 13 - Parâmetros de operação da turbina 87

Tabela 14 - Valores obtidos no BIG-GTCC 93

Tabela 15 - Resultados da análise energética com a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço na usina 94

Tabela 16 - Eficiências de geração de eletricidade, calor, energia mecânica, global e a potência total gerada com a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço na usina 95

Tabela 17 - Principais projetos comerciais de sistemas de gaseificação de biomassa 96

Tabela 18 - Resultados da análise energética com a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço com pré-tratamento por torrefação 105

Tabela 19 - Eficiências de geração de eletricidade, calor, energia mecânica, global e potência total gerada com a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço com pré-tratamento por torrefação 106

Tabela 20 - Caraterísticas da turbina a gás selecionada 112

Tabela 21 - Resultados da análise energética com a implementação da gaseificação do volume excedente de bagaço da usina 113

Tabela 22- Eficiências de geração de eletricidade, calor, energia mecânica, global e potência total gerada quando gaseificado o volume excedente de bagaço da usina 114

Tabela 23 - Concentração máxima admissível para gases no ambiente de trabalho 145

Tabela 24 - Efeito de gases nocivos 145

Tabela 25 - Padrões de qualidade do ar para 1 hora 146

Tabela 26 - Características ambientais para combustíveis referenciais. 149

Tabela 27 - Emissões de poluentes na combustão do bagaço de cana no ciclo de cogeração da usina convencional 150

Tabela 28 - Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição no ciclo de cogeração da usina. 150

Tabela 29 - Emissões de poluentes com a incorporação da tecnologia BIG-GTCC 152

Tabela 30 - Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição com a incorporação da tecnologia BIG-GTCC. 153

Tabela 31 - Resultados da análise ecológica da usina com a incorporação da gaseificação 155

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolos

$(CO_2)_e$	Dióxido de carbono equivalente	[kg/kg$_{comb}$]
Cp_{ar}	Calor específico do ar à pressão constante	[kJ/kg.K]
$C_{Bagaço\ úmido}$	Custo do bagaço úmido	[US$/kWh]
C_{oleo}	Custo do óleo	[US$/kWh]
$C_{Gás\ de\ Síntese}$	Custo do gás de síntese	[US$/kWh]
C_V	Custo do vapor do processo (calor útil)	[US$/kWh]
C_{EM}	Custo de geração de energia mecânica	[US$/kWh]
C_{el}	Custo total de geração de eletricidade	[US$/kWh]
$C_{el\ TV}$	Custo da eletricidade na turbina a vapor	[US$/kWh]
$C_{el\ TG}$	Custo da eletricidade na turbina a gás	[US$/kWh]
Cel_{EM}	Custo da eletricidade para a geração de energia mecânica	[US$/kWh]
C_{OpGS}	Custo de operação do sistema de gaseificação	[US$/kWh]
C_{OpTG}	Custo de operação da turbina a gás	[US$/kWh]
C_{OpTV}	Custo de operação da turbina a vapor	[US$/kWh]

C_{OpCR}	Custo de operação da caldeira de recuperação	[US$/kWh]
C_{OpEM}	Custo de operação das moendas e picadores	[US$/kWh]
$C_{GV_{conv}}$	Custo da produção de vapor em caldeiras convencionais	[US$/kWh]
C_{MEM}	Custo de manutenção das moendas e picadores	[US$/kWh]
C_{MCR}	Custo de manutenção da caldeira de recuperação	[US$/kWh]
C_{MTV}	Custo de manutenção da turbina a vapor	[US$/kWh]
C_{MTG}	Custo de manutenção da turbina a gás	[US$/kWh]
C_{MGS}	Custo de manutenção do sistema de gaseificação	[US$/kWh]
Cp_{GE}	Calor específico dos gases de exaustão na turbina gás	[kJ/kg.K]
$E_{comb(BE)}$	Potência suprida pelo bagaço excedente	[kW]
$E_{comb(GSBE)}$	Potência suprida pelo gás de síntese com bagaço excedente	[kW]
$E_{P(TG)}$	Potência Elétrica produzida na turbina a gás com bagaço excedente	[kW]
$E_{1,2}$	Potência das moendas 1 e 2	[kW]
$E_{3,4}$	Potência das moendas 3 e 4	[kW]
$E_{5,6}$	Potência das moendas 5 e 6	[kW]
E_{cald}	Fluxo de calor fornecido à água na caldeira	[kW]
E_{comb}	Potência suprida pelo combustível	[kW]
$E_{Bag\ úmido}$	Potência suprida pelo bagaço úmido	[kW]
$E_{comb\ Gás\ de\ Síntese}$	Potência suprida pelo gás de síntese	[kW]

$E_{combBag\ Torref}$	Potência suprida pelo bagaço torrefeito	[kW]
E_{desf}	Potência do desfibrador	[kW]
E_{pic}	Potência do picador	[kW]
E_{pTV}	Potencia elétrica produzida na turbina a vapor	[kW]
E_{te}	Potência elétrica total	[kW]
E_{tg}	Potência de eixo da turbina a gás	[kW]
E_{tge}	Potência elétrica da turbina a gás	[kW]
E_{tve}	Potência elétrica do turbogerador	[kW]
$E_{GE\ caldeira}$	Potência disponível nos gases de exaustão da caldeira de recuperação	[kW]
E_V	Energia contida no vapor do processo	[kW]
f	Fator de anuidade	[1/ano]
Fi	Índice de fibra média de cana	[%]
FP_{TG}	Fator de ponderação da turbina a gás	[-]
FP_{TV}	Fator de ponderação da turbina a vapor	[-]
FP_V	Fator de ponderação de vapor de processo	[-]
FP_{EM}	Fator de ponderação de potência mecânica	[-]
g	Aceleração gravitacional	[m/s²]
GP_{EM}	Ganho devido à produção de energia mecânica	[US$/ano]
GP_V	Ganho devido à produção de vapor	[US$/ano]
GP_{el}	Ganho devido à produção de eletricidade	[US$/ano]
H	Período equivalente de utilização	[h/ano]
h	Entalpia	[kJ/kg]
h_o	Entalpia do estado morto	[kJ/kg]
h_{ag}	Entalpia específica do agente de gaseificação	[kJ/kg]
h_e	Entalpia específica na entrada do volume de controle	[kJ/kg]
h_{fg}	Entalpia de vaporização da água	[kJ/kg]
h_s	Entalpia específica na saída do volume de controle	[kJ/kg]
h_{vapor}	Entalpia do vapor de água	[kJ/kg]
Δh_{ar}	Variação de entalpia do ar	[kJ/kg]

Δh_{cinzas}	Variação de entalpia das cinzas	[kJ/kg]
Δh_{g}	Variação de entalpia do gás de síntese	[kJ/kg]
$\Delta h_{voláteis}$	Variação de entalpia dos voláteis	[kJ/kg]
$Inv_{Gaseific}$	Investimento no sistema de gaseificação	[US$]
Inv_{Sec}	Investimento no sistema de secagem	[US$]
$Inv_{Torrefator}$	Investimento no torrefator	[US$]
Inv_{TG}	Investimento na turbina a gás	[US$]
Inv_{TV}	Investimento na turbina a vapor	[US$]
Inv_{CR}	Investimento na caldeira de recuperação	[US$]
Inv_{C}	Investimento na caldeira convencional	[US$]
Inv_{EM}	Investimento em moendas e picadores	[US$]
K_{ar}	Relação de calor específico para o ar	[-]
K_{g}	Relação de calor específico para o gás	[-]
$\dot{m}$	Fluxo mássico	[kg/s]
$\dot{m}_{bg}$	Fluxo mássico do bagaço disponível na usina	[kg/s]
$\dot{m}_{bag\ úmido}$	Fluxo mássico do bagaço úmido	[kg/s]
$\dot{m}_{bge}$	Fluxo mássico de bagaço excedente	[kg/s]
$\dot{m}_{bgc}$	Fluxo mássico de bagaço para compra	[kg/s]
$\dot{m}_{Bag\ Torref}$	Fluxo mássico de bagaço torrefeito	[kg/s]
$\dot{m}_{Gás\ de\ Síntese}$	Fluxo mássico do gás de síntese	[kg/s]
$\dot{m}_{GE}$	Fluxo mássico de gases de exaustão da caldeira de recuperação	[kg/s]
$\dot{m}_{TN}$	Fluxo mássico total do bagaço necessário para satisfazer o requerimento de vapor da usina	[kg/s]
$\dot{m}_{ag}$	Vazão mássica do agente de gaseificação na entrada do reator	[kg/s]
$\dot{m}_{ar}$	Vazão mássica de ar	[kg/s]
$\dot{m}_{biomassa}$	Vazão mássica de biomassa na entrada do reator	[kg/s]

$\dot{m}_{cinzas}$	Vazão mássica de cinzas na saída do reator	[kg/s]
$\dot{m}_{gás}$	Vazão mássica de gás de síntese	[kg/s]
m_{vapor}	Vazão mássica de vapor de água	[kg/s]
$\dot{m}_e$	Vazão mássica que entra no volume de controle	[kg/s]
$\dot{m}_s$	Vazão mássica que sai do volume de controle	[kg/s]
M_{CO2}	Emissão de dióxido de carbono	[kg_{CO2}/kg_{comb}]
M_{MP}	Emissão de material particulado	[kg_{MP}/kg_{comb}]
M_{NOx}	Emissão de óxido de nitrogênio	[kg_{NOX}/kg_{comb}]
P	Pressão	[kPa]
PCI_{bgs}	Poder calorífico inferior do bagaço na base seca	[kJ/kg]
$PCI_{bgTorref}$	Poder calorífico inferior do bagaço torrefeito	[kJ/kg]
$PCI_{voláteis}$	Poder calorífico inferior dos voláteis	[kJ/kg]
PCI_{bgu}	Poder calorífico inferior do bagaço com 50 % de umidade	[kJ/kg]
PCI_g	Poder calorífico inferior do gás de síntese	[kJ/kg]
ΔP_{cc}	Perda de pressão na câmara de combustão	[kPa]
ΔP_{cr}	Perda de pressão na caldeira de recuperação	[kPa]
P_o	Pressão do estado morto	[kPa]
P_{Vexc}	Preço de venda de eletricidade excedente	[US$/kWh]
P_{el}	Tarifa de eletricidade da concessionária	[US$/kWh]
Q_G	Perdas energéticas no gaseificador	[kW]
Q_Q	Perdas energéticas no queimador de bagaço	[kW]
Q_S	Perdas energéticas no secador de bagaço	[kW]
Q_T	Perdas energéticas no reator de torrefação	[kW]
$Q_{v.c.}$	Potência térmica no volume de controle	[kW]
Q_{GE}	Calor fornecido pelos gases de exaustão	[kW]
$Q_{proc.}$	Fluxo de calor no processo	[kW]
R	Constante universal dos gases	[kJ/kg.K]
RAE	Receita anual esperada	[US$/ano]
r_p	Relação de pressão	[-]
s_0	Entropia do estado morto	[kJ/kg.K]
T	Temperatura	[K]

T_o	Temperatura do estado morto	[K]
W_b	Potência da bomba	[kW]
WI	Índice de Wobbe	[MJ/Nm^3]
V_e	Velocidade na entrada do volume de controle	[m/s]
V_s	Velocidade na saída do volume de controle	[m/s]
W_{mec}	Potência mecânica total da usina	[kW]
$\dot{W}_{v.c.}$	Taxa de transferência de trabalho no volume de controle	[kW]
Z_e	Cota da entrada do volume de controle em relação a uma linha de referência	[m]
Z_s	Cota da saída 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

$Gaseific$	Sistema de gaseificação
$Torrefator$	Torrefator
TG	Turbina a Gás
TV	Turbina a vapor
CR	Caldeira de recuperação
C	Caldeira convencional
EM	Equipamentos mecânicos

LETRAS GREGAS

η_M	Eficiência do motor elétrico
η_e	Eficiência do gerador elétrico
η_{cald}	Eficiência da caldeira
η_{ge}	Eficiência de geração de energia elétrica
η_{ge_B}	Eficiência de Geração de Eletricidade considerando E_{comb} do Bagaço
$\eta_{ge_{GS}}$	Eficiência de Geração de Eletricidade considerando E_{comb} do Gás de Síntese
η_{gl}	Eficiência global
η_{gl_B}	Eficiência Global considerando E_{comb} do Bagaço
$\eta_{gl_{GS}}$	Eficiência Global considerando E_{comb} do Gás de Síntese
η_{tg}	Eficiência de geração da turbina a gás
η_{cr}	Eficiência da caldeira de recuperação
η_{cc}	Eficiência da câmara de combustão
$\eta_{\text{compressor}}$	Eficiência isentrópica do compressor
η_{frio}	Eficiência do gás frio
η_{tgiso}	Eficiência isentrópica da turbina a gás
η_{cpiso}	Eficiência isentrópica do compressor
η_{gase}	Eficiência a frio do gaseificador
η_{Qpr}	Eficiência de geração de calor de processo
η_{emec}	Eficiência de geração de potência mecânica

$\mathcal{E}$	Eficiência ecológica
$\mathcal{E}_s$	Eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono
$\mathcal{E}_{SCB}$	Eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono e E_{comb} do bagaço
$\mathcal{E}_{SCGS}$	Eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono e E_{comb} do gás de síntese
$\mathcal{E}_c$	Eficiência ecológica considerando o ciclo do carbono
$\mathcal{E}_{CCB}$	Eficiência ecológica considerando o ciclo do carbono e E_{comb} do bagaço
$\mathcal{E}_{CCGS}$	Eficiência ecológica considerando o ciclo do carbono e E_{comb} do gás de síntese
π_g	Indicador de poluição

SIGLAS

AIE	Agência Internacional de Energia
BIG- GTCC	Biomass Integrated Gasifier- Gas Turbine Combined Cycle
BPF	Baixo Ponto de Fluidez
CEST	Condensing-Extraction Steam Turbine
CTC	Ciclo Tradicional de Contrapressão
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
GEE	Gases do Efeito Estufa
GFA	Gaseificador de Fluxo de Arraste
LFB	Leito Fluidizado Borbulhante
LFC	Leito Fluidizado Circulante
MCI	Motor de Combustão Interna
MME	Ministério de Minas e Energia

CAPITULO 1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS

1.1 INTRODUÇÃO

A biomassa é considerada uma das principais fontes energéticas para o desenvolvimento sustentável. Seu uso em sistemas de geração combinada de energia elétrica e térmica (cogeração), ou em plantas termoelétricas tem sido recomendado para diversas indústrias, em vista do alto nível de eficiência de conversão (SILVEIRA; CARVALHO JUNIOR;VILELA, 2007; SKOULOU et al., 2011).

A cana-de-açúcar é cultivada em mais de 80 países e os subprodutos obtidos a partir do processo de produção de açúcar e etanol representam um grande potencial de biomassa. Colhe-se, aproximadamente, 1,2 Gt de cana nos países produtores; os resíduos gerados potencializam a produção de energia elétrica em cerca de 300 TWh/ano (FILIPPIS, et al., 2008). Ressalta-se que a cana-de-açúcar apresenta grande produtividade de biomassa, cerca de 100 t/ha.

Tradicionalmente, as usinas de açúcar utilizam caldeiras para gerar vapor superaquecido e energia. Normalmente essas usinas são compostas por uma turbina de extração/condensação convencional (tecnologia CEST), empregando como combustível o bagaço de cana-de-açúcar com alto teor de umidade.

Nos últimos anos, surgiram sistemas de queima em suspensão de bagaço mais modernos que permitem aumentar a temperatura e a pressão do vapor superaquecido com a finalidade de se obter uma maior eficiência no ciclo de cogeração (BRIDGWATER, 2012). A eficiência térmica das turbinas geralmente se encontra na faixa de 15 – 30 % (KUNTAL; SUDIPTA, 2014).

A preocupação da sociedade com relação ao uso de combustíveis e tecnologias que causam impacto negativo ao meio ambiente tem aumentado e, a partir do estabelecimento dos padrões emissões do Protocolo de Quioto (UNITED NATIONS, 1998), busca-se a redução dos gases de efeito estufa (GEE). Soma-se a essa preocupação a instabilidade social e política das principais regiões produtoras de petróleo. Tais aspectos reforçam a necessidade de diversificar a matriz energética e reduzir a importância do petróleo no mundo, substituindo as fontes fósseis por fontes renováveis.

Dessa forma, países como os Estados Unidos, Japão, Índia, China, Brasil e os membros da União Europeia, dentre outros grandes consumidores mundiais, envolveram-se na busca de alternativas para diminuir a dependência dos combustíveis fósseis a partir da redução do uso (PEDROSO; KALTSCHMITT,2013).

1.2 JUSTIFICATIVA

As alternativas energéticas para substituir ou complementar as fontes atualmente utilizadas têm sido constante desafio 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. A cana-de-açúcar é um bom exemplo de biomassa e o uso do álcool combustível dela proveniente representa uma resposta rápida à necessidade de redução das emissões de gases de efeito estufa.

De acordo com estudos realizados por Larson et al. (2001), Bridgwater (2012) e Kuntal; Sudipta (2014), existe um potencial inexplorado de geração de energia no setor sucroalcooleiro brasileiro que poderia ser ofertado para as concessionárias de energia e, posteriormente, para a sociedade, sem necessidade de grandes investimentos.

O Brasil apresenta uma matriz de geração de energia elétrica de origem predominantemente renovável, sendo que a geração hidráulica responde por 76,9 % da oferta interna. Somando as outras fontes renováveis de energia, 84,6 % da oferta brasileira de energia primária tem origem em fontes renováveis **(**Balanço Energético Nacional, MME 2014**).** Nesse contexto, a biomassa envolvida nos processos da indústria sucroalcooleira se apresenta como uma opção particularmente promissora.

As centrais de cogerações são de vital importância no setor sucroalcooleiro, porque podem operar durante todo o ano e contribuem para a geração de energia elétrica em ambos os períodos, tanto de colheita, quanto de entressafra. As usinas precisam se preocupar com a eficiência de suas máquinas térmicas e se interessar pela tecnologia de gaseificação de biomassa em ciclo combinado, uma vez que, além da possibilidade de atender à demanda térmica e eletromecânica de seu processo, um maior nível de excedente de eletricidade pode ser vendido à concessionária.

O ciclo integrado de gaseificação de biomassa com ciclo combinado (turbina a gás e turbina a vapor), (BIG - GTCC) é recomendado por vários autores (LARSON et al., 2001; FILIPPIS, et al. 2008; E4TECH, 2009; KUNTAL; SUDIPTA, 2014; PROENZA PÉREZ et al., 2014) como uma tecnologia avançada com potencial para competir com a CEST na indústria sucroalcooleira; esse ciclo permite aumento consideravel da eletricidade gerada por unidade de cana-de-açúcar processada. Soma-se a isto o fato de que a cogeração tem uma grande aceitação no setor, pois o combustível empregado (bagaço e palha) é um subproduto do processo de produção e, os produtos do sistema, energia mecânica ou elétrica e vapor, são utilizados no próprio processo (SÁNCHEZ PRIETO; NEBRA, 2001).

A incorporação da tecnologia (BIG-GTCC), em comparação aos sistemas convencionais (CEST), é capaz de produzir mais eletricidade por unidade de biomassa consumida, e o investimento pode apresentar valores competitivos. Os significativos níveis disponíveis de subprodutos (bagaço e palha) no processamento da cana-de-açúcar oferecem um potencial atrativo para a utilização dos sistemas de BIG- GTCC (BASU, 2013; DINIZ et al., 2013).

1.3 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral deste trabalho é estudar a viabilidade da introdução da tecnologia BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro, a fim de aumentar a produção de energia elétrica a partir de fontes renováveis de energia, de forma sustentável, contribuindo para a mitigação das emissões de CO_2**.**

1.3.1 Objetivos Específicos

São objetivos especificos, efetuar análise termodinâmica da introdução desta tecnologia no setor, além de identificar os custos de produção do gás de síntese e alocar os custos de produção de eletricidade, energia mecânica e calor gerados na usina. Serão determinadas, ainda, as emissões de poluentes, o dióxido de carbono equivalente, o indicador de poluição e a eficiência ecológica da incorporação do novo processo de cogeração em ciclo combinado no setor sucroalcooleiro brasileiro.

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, modelo empregado como linha base no estudo. Apresenta-se, também, uma abordagem teórica da usina sucroalcooleira, as caraterísticas fundamentais do bagaço de cana, os processos e os produtos deste setor. Por fim, são 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, realiza-se a análise técnica da incorporação do sistema BIG-GTCC na usina convencional empregando três configurações possíveis. As eficiências energéticas e os principais parâmetros de operação da usina com a implementação desta tecnologia são determinados.

O Capítulo 4 desenvolve a análise econômica da incorporação do BIG-GTCC na usina convencional empregando três configurações possíveis. São determinados os custos de produção dos diferentes produtos da usina e a viabilidade econômica da implementação desta tecnologia na indústria sucroalcooleira.

Por sua vez, o Capítulo 5 desenvolve a análise ecológica da incorporação do BIG-GTCC na Usina convencional empregando as três configurações possíveis. Determinam-se, também, os valores do dióxido de carbono equivalente, do indicador de poluição e da eficiência ecológica para todos os casos analisados.

No Capítulo 6, são apresentados os principais resultados da pesquisa e elaboradas as conclusões do trabalho. Ademais, são feitas sugestões para estudos a serem realizados futuramente.

CAPITULO 2. CARATERÍSTICAS DO SETOR SUCROALCOOLEIRO E DA GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

2.1 SETOR SUCROALCOOLEIRO

2.1.1 Histórico do desenvolvimento do setor sucroalcooleiro no Brasil

Há mais de 500 anos, o açúcar tinha um valor tão alto quanto o do ouro em toda a Europa, porque sua produção era limitada a quantidades que não supriam a demanda do mercado. Assim, o plantio de cana-de-açúcar era um negócio bastante rentável, mas que não era possível de se realizar na Europa, principalmente por questões climáticas (IRIYA et al., 2009). Com o avanço das Grandes Navegações do século XVI, os europeus se lançaram em busca de novas terras, sendo um dos objetivos dos portugueses a plantação da cana para produção de açúcar. Em seguida, deu-se início ao primeiro grande ciclo econômico brasileiro, o ciclo da cana-de-açúcar. Em diferentes capitanias hereditárias, com o trabalho de escravos vindos do continente africano, o comércio de açúcar enriqueceu Portugal e estimulou sua produção, na América Central, por franceses, espanhóis e ingleses.

Por mais de dois séculos, o açúcar foi o principal produto brasileiro e, há cerca de apenas 50 anos, o setor passou pelo início de sua transformação, levando o Brasil a se tornar um dos maiores produtores e exportadores de derivados da cana no mundo, seguido pela Índia e Austrália (IRIYA et al., 2009).

Da cana-de-açúcar são produzidos açúcar, álcool anidro e álcool hidratado para os mercados interno e externo, com demandas e dinâmica de diferentes preços.

O aumento gradual do preço do petróleo, que atualmente se encontra em torno dos US$ 70 o barril (Balanço Energético Nacional, MME 2014), e a possibilidade de escassez do mesmo ainda neste século têm promovido em muitos países o desenvolvimento de uma matriz energética mais limpa e renovável, que satisfaça a necessidade de reduzir as emissões de gases de efeito estufa GEE como proposto no Protocolo de Quioto.

Nesse contexto, o Brasil se destaca por acumular uma experiência de mais de trinta anos no uso do bioetanol como fonte alternativa de combustível “limpo” e por ser o primeiro país a utilizá-lo em larga escala diretamente como combustível, através da adição compulsória de álcool anidro à gasolina (atualmente em percentuais de 20 – 27 %). Além disso, destaca-se a comercialização de veículos médios movidos a álcool ou a gasolina, biocombustíveis ou *flex fuel* (AZEREDO, 2007).

A cultura da cana-de-açúcar está espalhada pelo Centro-Sul e pelo Norte-Nordeste do país em dois períodos de safra. No Centro-Sul, a colheita se concentra no período de abril/maio a novembro/dezembro de um mesmo ano. Já na região Norte-Nordeste, a colheita se concentra no período de agosto/setembro de um ano até março/abril do ano seguinte. Grande parte da produção está localizada na Região Centro-Sul, sobretudo no Estado de São Paulo, o principal produtor (AZEREDO, 2007).

Os resíduos da cana-de-açúcar, tais como bagaço, folhas, pontas e vinhaça, podem ser usados para a cogeração de energia para consumo próprio das usinas, bem como para venda no mercado de energia (AZEREDO, 2007).

2.1.2 Emprego do bagaço como fonte de energia para a cogeração no Setor Sucroalcooleiro

Na moagem de uma tonelada de cana-de-açúcar são produzidos, em média, de 240 a 250 kg de bagaço como subproduto, e 1 MWh de energia é produzida por meio do sistema de cogeração, com a queima de aproximadamente 6,5 toneladas de bagaço (EID; CHAN; PINTO, 1998; AZEREDO, 2007). A utilização do bagaço como combustível permite que as usinas sucroalcooleiras sejam autossuficientes em energia térmica e elétrica, ou seja, todos os acionamentos mecânicos dos equipamentos, iluminação e bombeamentos nos processos de produção são supridos pelas turbinas da própria usina, e toda a demanda do processo no aquecimento do caldo, evaporação, cozimento e destilação são supridos pelo vapor de saída das turbinas, o que não é comum acontecer em outros ramos industriais (PELLEGRINI, 2002).

O bagaço de cana-de-açúcar possui diversas vantagens que o tornam uma das biomassas com melhores atributos econômicos para ser industrializado e concorrer comercialmente com o óleo combustível. As seguintes vantagens podem ser citadas: (a) a cana-de-açúcar possui lavoura

organizada e os custos da produção do bagaço são debitados no produto nobre: açúcar e/ou álcool; (b) todo sistema de transporte campo-indústria é organizado e ocorre por conta do mesmo produto nobre; (c) produz grandes quantidades de bagaço concentradas em um ponto em que o libera semibeneficiado após o processo de moagem da cana-de-açúcar (INNOCENTE, 2011).

Embora possua as vantagens citadas anteriormente, existem alguns inconvenientes para o emprego do bagaço como alternativa energética: ele se decompõe ao ser estocado por longo tempo e possui baixa densidade quando "in natura", causando diminuição da eficiência térmica das caldeiras que usam o bagaço (INNOCENTE, 2011).

A geração de energia elétrica com o emprego do bagaço de cana foi de 29,8 TWh em 2013, o equivalente a 4,9 % dos 609,9 TWh gerados nesse ano por todas as fontes energéticas do País - usinas hidroelétricas, termoelétricas, nucleares, etc. **(**BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL, MME 2014**)**. Cálculos efetuado pela Empresa de Pesquisa Energéticas (EPE) estimaram que em 2030 o Brasil poderá gerar até 39 mil GWh usando bagaço e palha de cana-de-açúcar (SIMÕES, 2008).

O setor sucroalcooleiro possui um grande potencial para a cogeração de energia utilizando bagaço de cana como combustível, apresentando atrativos econômicos e ambientais. Porém, a produção de energia elétrica para a venda às concessionárias ainda é baixa. (FIOMARI, 2004; DANTAS, LEGEY; MAZZONE, 2013; LOPES SILVA et al., 2014).

2.2 GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

2.2.1 Biomassa

A biomassa - termo introduzido inicialmente por Eugene Adam (Doutor em Física e Ciências pela Universidade do Texas, USA) - é constituída pelo 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 (BRISTOTI; SILVA, 1993), e que seja renovável em um período de tempo inferior a 100 anos (PORBSTEIN; HICKS, 1982; KLASS, 1998). Desta forma, a maioria dos recursos energéticos como o petróleo, carvão mineral

e xistos betuminosos não são considerados renováveis, apesar de serem derivados da vida vegetal.

Fonseca (2009) define a biomassa de forma abrangente, como sendo qualquer combustível ou matéria bruta derivados de organismos que estiveram vivos recentemente. Tal definição claramente exclui os tradicionais combustíveis fósseis que, mesmo tendo sido derivados de matéria orgânica vegetal e animal, necessitaram de milhões de anos para sua conversão na forma que são encontrados atualmente. Com exceção de algumas microalgas e matérias com altos índices de umidade, a biomassa caracteriza-se, essencialmente, por ser uma matéria carbonada em estado sólido (BERGMAN, 2005; OLIVEIRA JUNIOR, 2014).

A biomassa é reconhecida por muitos pesquisadores da área energética como uma das mais promissórias fontes de energia para a produção de eletricidade, tendendo a um uso crescente e com balanço quase neutro de emissões de CO_2. Seu emprego como vetor energético de forma sustentável contribui igualmente no desenvolvimento de novas atividades econômicas nas áreas rurais.

O principal desafio do aproveitamento energético da biomassa é a geração de eletricidade ou a geração simultânea de energia térmica e elétrica (cogeração) com alta eficiência utilizando motores de combustão interna (MCI), turbinas a gás e turbinas a vapor, ou a combinação das duas. O potencial da gaseificação de biomassa para contribuir na geração de energia no Brasil é alto, o que está claramente associado aos elevados benefícios ao meio ambiente derivados do uso desta tecnologia em substituição à combustão direta, quando possível.

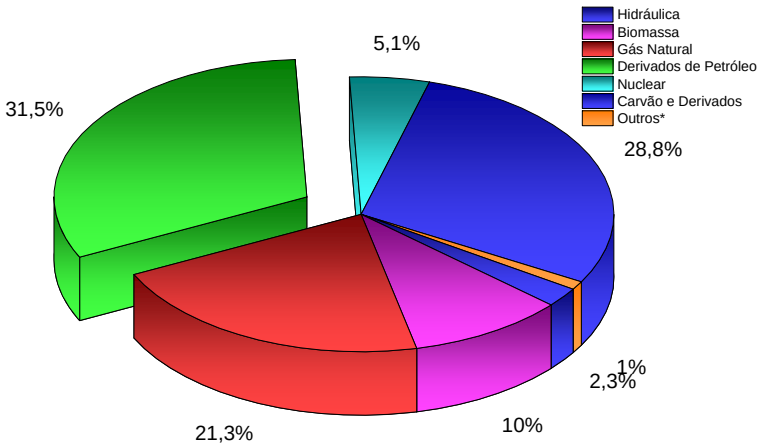
2.2.2 Situação atual da biomassa, vantagens e desvantagens da sua utilização

Mundialmente, a biomassa acabou perdendo sua liderança histórica para o carvão mineral e, posteriormente, com o crescimento contínuo do petróleo e do gás natural, sua utilização ficou praticamente reduzida às residências em regiões agrícolas.

No entanto, com o aumento das discussões ambientais, a maioria dos países, em maior ou menor intensidade, vem promovendo iniciativas para a utilização de energias alternativas renováveis. Com isso, quando analisadas as tecnologias de energias renováveis suficientemente maduras, a biomassa empregada em processos com alta eficiência se destaca por possuir a

flexibilidade de suprir energia tanto para a produção de energia elétrica quanto para a mobilidade no setor de transportes. Segundo informações da Agência Internacional de Energia (IEA, 2012), dentro de aproximadamente 20 anos cerca de 30% do consumo total de energia será a partir de fontes renováveis. Na Figura 1 pode-se observar que as energias renováveis representam pouco mais de 38 % da da oferta mundial de energia primária, sendo que a biomassa é responsável por 10%.

Figura 1 - Oferta mundial de energia primária em 2008.



*Outros incluem geotérmicas, eólica e solar.

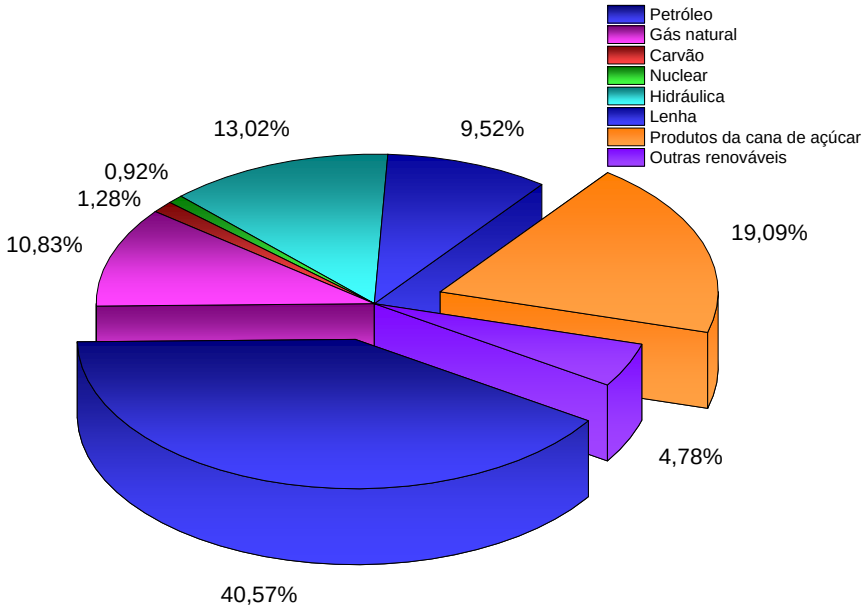
Fonte: IEA, (2013).

No caso da geração de energia primária no Brasil, as energias renováveis representam 46 % da matriz total, participando a biomassa em 28,6 %, dos quais 19,1 % correspondem a produtos da cana-de-açúcar.

O comportamento da produção de energia primária no Brasil está representado na Figura 2, segundo o Balanço Energético Nacional (MME 2014).

O emprego da biomassa apresenta numerosas vantagens, tanto econômicas quanto ambientais, devido à diminuição de quantidade de combustível fóssil que precisa ser empregado para a geração de energia.

Figura 2 - Produção de energia primária no Brasil 2013.



Fonte: Balanço Energético Nacional, MME 2014

A seguir são apresentadas algumas vantagens ambientais e socioeconômicas da utilização da biomassa:

1. O balanço global de emissões de CO_2 (um dos principais responsáveis pelo efeito estufa) é considerado praticamente nulo pelo fato de que todo o CO_2 que foi emitido ao meio ambiente durante a conversão da biomassa em energia foi previamente absorvido pela planta no período de crescimento.
2. Quando a biomassa é empregada como fonte de energia, deixa-se de emitir substâncias altamente tóxicas ao ambiente, as quais são geradas pelo funcionamento de motores de combustão interna queimando combustíveis fósseis, como é o caso dos hidrocarbonatos, CO e material particulado. Da mesma forma, o fato de a biomassa ter teores de enxofre muito baixos faz com que as emissões de SO_2 sejam mínimas.

3. Quando a biomassa é processada pelo método de digestão anaeróbia, a mistura gasosa produzida pode ser usada como combustível que, além de possuir alto poder calorífico, de não produzir gases tóxicos durante a queima e de ser uma ótima alternativa para o aproveitamento do lixo orgânico, deixa como resíduo um lodo que é um excelente biofertilizante (PECORA, 2006).
4. A realização de plantações energéticas e a utilização da biomassa contribuem para a diversificação de fontes de energia, evitando a erosão dos solos e a contaminação produzida pelo acúmulo de resíduos, além de contribuir na criação de postos de trabalho nas áreas rurais.

Hall e Scrase (1998) destacam, apropriadamente, alguns inconvenientes associados à utilização da biomassa como combustível, tais como o prejuízo à saúde quando queimada indiscriminadamente, a inconveniência de sua utilização devido a sua baixa densidade energética e à grande área necessária para o seu manejo.

A biomassa, apesar de ser renovável, possui algumas características dos combustíveis fósseis, como, por exemplo: poder ser estocada e transportada e poder atender a uma demanda contínua de calor e trabalho, diferentemente da energia solar e eólica que dependem da intermitência dos raios solares e dos ventos, respectivamente (ANDRADE, 2007).

Do mesmo modo, a utilização da biomassa apresenta alguns inconvenientes quando comparada à utilização dos combustíveis fósseis, tais como a eficiência dos equipamentos, os locais de armazenamento (que geralmente devem ser maiores) e os sistemas de alimentação, operação e manutenção que são mais complexos e com custos maiores. Em muitos casos, a biomassa apresenta elevados teores de umidade, tornando necessário um prévio processo de secagem em determinadas aplicações (CIRCE, 2005).

2.2.3 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. O bagaço *in natura* tem um teor de umidade entre 45 e 55% do peso. Este é um material não homogêneo, de baixa densidade e fibroso, com uma tenacidade particular que dificulta sua manipulação e a redução de seu tamanho. Cerca de 30 a 35% da sua estrutura de

fibras é "miolo", derivado do núcleo da planta, e "casca", ou fibra. Após a trituração, a fração maior, cerca de 60 %, é aparentemente cilíndrica, enquanto 40 % tem uma forma esférica **(**PROENZA PÉREZ et al., 2014).

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 (PROENZA PÉREZ et al., 2014).

Os índices extremos da fibra média da cana variam de 10 a 16%, o peso do bagaço varia em torno de 24 a 30% do peso da cana, perfazendo-se cerca de 250 kg de bagaço por tonelada de cana (TC).

O peso específico 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 amontoado e de 80 a 120 kg/m³ quando solto. 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 de correia. (PAOLIELLO, 2006)

O poder calorífico, ou PC, é a quantidade de calor que a combustão de 1 kg do combustível considerado pode fornecer (REED; DAS, 1998). Distinguem-se dois valores de PC: Poder Calorífico Superior (PCS), e Poder Calorífico Inferior (PCI).

O PCS estabelece o potencial de calor teoricamente contido no combustível e pode ser definido como a quantidade de calor produzida por 1 kg de combustível quando este entra em combustão, com ambiente rico em oxigênio, e os gases da descarga são resfriados de modo que o vapor de água neles seja condensado. Seu valor pode ser medido em uma bomba calorimétrica, na qual o combustível é queimado na presença de O_2 a 3000 kPa em um vaso de combustão mergulhado na água com temperatura na faixa de 293 K a 298 K (REED e DAS, 1998).

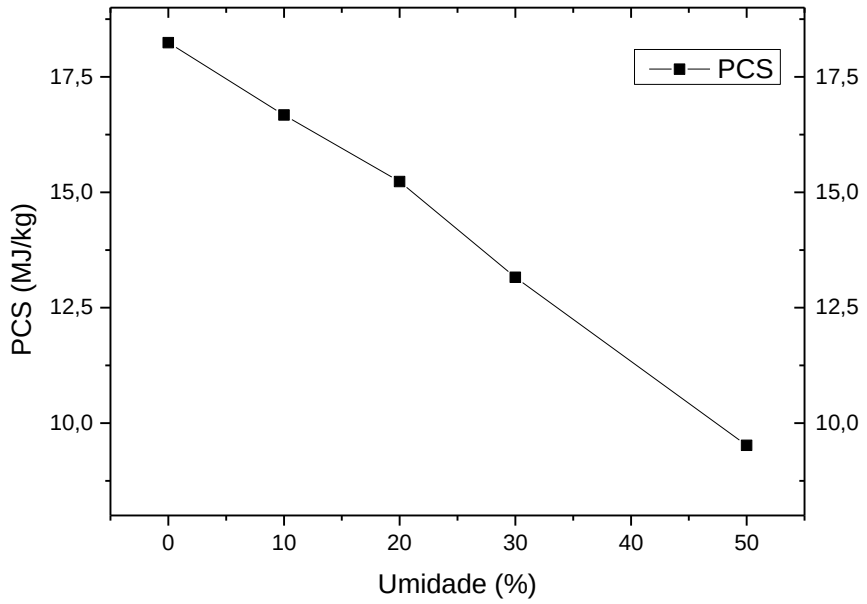
O PCI é a quantidade de calor que pode produzir 1kg de combustível quando este entra em combustão com ambiente rico em oxigênio e os gases de descarga são resfriados até o ponto de ebulição da água, evitando, assim, que a água contida na combustão seja condensada.

O PCI fornece uma ideia mais exata do calor realmente disponível; portanto, na prática, deve-se empregar o PCI como referência nos cálculos termodinâmicos.

O PCI do bagaço depende do teor de umidade e do teor de açúcar, porém ele é pouco sensível à variação do teor de açúcar.

A Figura 3 mostra o poder calorífico superior do bagaço com 3% de teor de açúcar para diferentes valores de umidade (BACCI; DA SILVA;MORAIS, 2008).

Figura 3 - Poder calorífico superior do bagaço com 3% de teor de açúcar, para diferentes valores de umidade.



Fonte: BACCI; DA SILVA; MORAIS, (2008).

Na Figura 3, observa-se que o aumento da umidade reduz o PCS do bagaço. Esta redução também interfere na sua queima em caldeiras convencionais; no caso das caldeiras aquatubulares, a umidade do bagaço acima de 51% prejudica sua combustão, aumentando as emissões de poluentes e diminuindo a vida útil da caldeira (RAJ; GOIC, 2011).

2.2.4 Propriedades do bagaço de cana

As propriedades combustíveis do bagaço variam de acordo com sua composição, consistência e poder calórico. Da mesma forma, dependem das condições do crescimento e processamento da cana, como o clima, tipo de solo, método de colheita, limpeza da cana e a

eficiência dos moinhos da planta de extração do suco. A Tabela 1 mostra as principais propriedades físicas e químicas do bagaço de cana reportadas por vários autores.

O bagaço é classificado como um combustível com alta reatividade devido ao seu elevado teor de compostos voláteis e baixo teor de cinzas. O PCI do bagaço de cana é comparável ao valor de várias biomassas lenhosas (IPT, 2007), o que torna esse combustível uma boa matéria-prima para a gaseificação.

O comportamento fluidodinâmico das partículas do leito é determinado pelas propriedades físicas do material do leito.

Tabela 1- Composição do bagaço de cana

	A1	**A2**	**A3**	**A4**	**A5**	**A6**	**A7**	**A8**	**A9**
Análise Aproximada									
Voláteis (% peso, base seca)	87,06	83,0	85,61	83,0	88,7	82,1	85,43	79,35	n.a
Carbono fixo (% peso, base seca)	12,94	13,0	11,95	13,0	9,3	16,3	12,89	17,88	n.a
Cinzas (% peso, base seca)	n.a.	4,0	2,44	1,9	2,0	1,6	1,68	3,66	6,8
Poder Calórico Superior (MJ. kg^{-1}, base seca)	18,6	18,9	18,99	n.a	18,7	19,19	19,14	19,41	18,85
***Análise Elementar (% peso, base seca*)**									
C	47,0	46,3	48,65	45,48	42,9	48,81	49,0	48,4	46,7
H	5,9	6,4	5,87	5,70	5,9	6	5,87	6,01	6,2
O (diferença)	45,81	43,0	42,82	45,21	49,0	43,1	43,27	41,61	39,8
N	0,33	n.a.	0,16	0,40	0,20	0,46	0,1	0,17	0,2
S	0,05	0,1	0,04	0,06	n.a.	0,1	0,06	0,02	0,02
Cl	n.a.	n.a	0,03	n.a.	n.a	<0,01	0,02	n.a	0,06

A1-A9: Amostras de bagaços de vários autores

Fonte: MACHIN et al., (2014).

No caso das partículas de bagaço de cana-de-açúcar, a variedade do tamanho de grão, as formas e a sua baixa densidade tornam a fluidização do bagaço muito difícil, especialmente quando o tamanho da partícula é suficientemente grande para permitir que o agente de fluidização escape pelos canais criados entre elas.

2.2.5 Composição das cinzas

Os baixos teores de sais alcalinos na composição química do bagaço da cana-de-açúcar aumentam a qualidade dessa biomassa como matéria-prima para os 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 2, o que valoriza este subproduto como combustível.

Tabela 2 - Composição das cinzas de bagaço de cana

	Análise Elementar [% do peso das cinzas]									
	SiO_2	**CaO**	**MgO**	**Fe_2O_3**	**Al_2O_3**	**Na_2O**	**K_2O**	**SO_3**	**P_2O_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

A1-A5: Amostras de cinzas de vários autores. n.d.: Não disponível

Fonte: MACHIN et al., (2014).

Um parâmetro simples, o índice de alcalinos (*IA*), expressa a quantidade de óxidos alcalinos no combustível por unidade de energia do combustível, como apresentado na Equação 1:

$$IA = \frac{kg(K_2O + Na_2O)}{GJ} \quad (1)$$

Quando os valores do índice de alcalinos estão na faixa de 0,17 a 0,34 kg/GJ, é provável que ocorram incrustações, ao passo que se 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 (DAYTON et al., 1999); no caso do bagaço de cana, o índice IA está na ordem de 0,06 kg/GJ.

Apesar do bagaço de cana ter um baixo IA, são suas características físicas os principais problemas que dificultam a aplicação em grande escala da gaseificação de bagaço de cana em leito fluidizado, requerendo um processo de homogeneização e redução da umidade antes de sua utilização como matéria-prima para este tipo de reator.

Problemas durante a preparação da matéria-prima e no processo de alimentação da biomassa nos gaseificadores em vários projetos de demonstração têm sido descritos por vários autores que utilizaram bagaço de cana-de-açúcar como combustível, os quais ocorrem após serem empregadas basicamente duas tecnologias de pré-tratamento: a secagem e a moagem do bagaço (LARSON, 2001; OLIVARES GOMES et al., 1999; PELLEGRINI; OLIVEIRA JUNIOR, 2007) ou sua peletização e moagem (SILVEIRA et al., 2006; SILVEIRA ; CARVALHO JUNIOR; VILELA, 2007)

2.2.6 Teoria da gaseificação

As tecnologias de gaseificação de biomassa estão em uso desde 1800 (REED; DAS, 1998), e a primeira aplicação ocorreu na produção de gás nas cidades a partir do carvão. Desde a década de 20, a gaseificação foi utilizada para produzir produtos químicos sintéticos. A tecnologia mais conhecida é o processo de Fischer Tropsch para produção de hidrocarbonetos líquidos a partir do gás de síntese. Atualmente, alguns gaseificadores empregando carvão mineral

como combustível ainda continuam em operação, mas o número de gaseificadores que utilizam biomassa ainda é limitado.

A tecnologia de gaseificação para obtenção de combustíveis líquidos e gasosos a partir da biomassa como matéria-prima tem ganhado um novo impulso, uma vez que abre caminho para se produzir uma alternativa sustentável de portadores energéticos (VAN DER MEIJDEN, 2010).

O termo gaseificação é aplicado a processos que têm como objetivo transferir a energia contida num combustível sólido ou líquido a um portador energético gasoso, com um mínimo de perdas energéticas. O gás produto possui um poder calorífico inferior (PCI), em torno de 4 a 7 MJ/Nm^3 (se o agente gaseificante for o ar) ou de 10 a 18 MJ/Nm^3 (se o agente gaseificante for oxigênio ou vapor). O calor necessário para o processo pode ser fornecido pela combustão de uma parte do combustível (gaseificação direta) ou a partir de uma fonte externa (gaseificação indireta).(SANCHEZ; SILVA; GOMES, 2008)

O gás produzido pode ter diferentes empregos, dependendo da qualidade produzida: acionamento de motores de combustão interna, turbinas a gás, queima direta e síntese de componentes químicos (ANDRADE, 2007). As especificações gerais que o gás deve ter para que possa ser empregado nos motores modernos foram padronizadas no final da década de 1980 e são reportadas na Tabela 3 (VAN DE BELD, 2001).

Tabela 3 - Especificações do gás de gaseificação para uso em motores de combustão interna

Parâmetros	**Unidade**	**Aceitável**	**Ótimo**
PCI do gás	kJ/Nm^3	> 2500	> 4200
Teor de material particulado	mg/Nm^3	< 50	< 5
Tamanho das partículas	μm	<10	< 1,0
Teor de alcatrão	mg/Nm^3	< 500	< 100
Ácido acético	ppm	< 50	0
Ácido clorídrico	ppm	< 500	0

Fonte: VAN DE BELD, (2001).

2.2.6.1 Zonas de gaseificação e principais reações

A gaseificação consiste na conversão da biomassa sólida em um gás combustível (e uma quantidade de calor sensível), ao passo que na combustão, o poder calorífico do sólido é totalmente transformado em calor sensível. A gaseificação oferece algumas vantagens quando comparada à combustão direta: o gás apresenta melhores propriedades de combustão que o sólido, o processo de combustão é mais simples de controlar, precisa de uma menor quantidade de ar e não tem emissões de partículas, resultando em uma menor poluição do ar e uma melhor gestão da planta.

A composição química do bagaço, uma vez seco, pode ser considerada aproximadamente constante e igual a $CH_{1,488}O_{0,7}$.

A reação geral da gaseificação do bagaço com o ar pode ser descrita esquematicamente pela Equação (2) (PROENZA PÉREZ et al., 2014):

$$CH_{1,488}\ O_{0,7} + wH_2O + mO_2 + 3{,}76mN_2 \Leftrightarrow 0{,}538H_2 + 0{,}669CO + 0{,}311CO_2 +$$

$$0{,}32H_2O + 0{,}02CH_4 + 3{,}76mN_2 \qquad (2)$$

Após a desidratação da biomassa e o processo de pirólise, os produtos reagem com o oxigênio na temperatura de 1000 a 1200 K (REED, DAS; 1998). Inicialmente, a reação de combustão ocorre da seguinte forma:

$$C + O_2 \Leftrightarrow CO_2 \qquad \Delta H^0 = +406{,}0\ \text{kJ/mol} \qquad (3)$$

Posteriormente acontecem uma série de reações, sendo as principais as Reações de Boudouard de conversão do carbono com CO_2 e vapor de água.

$$C + CO_2 \Leftrightarrow 2CO \qquad \Delta H^0 = +172{,}6\ \text{kJ/mol} \qquad (4)$$

$$C + H_2O \Leftrightarrow CO + H_2 \qquad \Delta H^0 = +131{,}4\ \text{kJ/mol} \qquad (5)$$

Estas reações ocorrem lentamente, controlando, assim, a velocidade do processo de gaseificação.

As reações sucessivas são:

$$CO + H_2O \Leftrightarrow CO_2 + H_2 \qquad \Delta H^0 = -41{,}2 \text{ kJ/mol} \qquad (6)$$

$$C + 2H_2 \Leftrightarrow CH_4 \qquad \Delta H^0 = -75{,}0 \text{ kJ/mol} \qquad (7)$$

Na primeira, produz-se hidrogênio pela reação *shift* água – gás, e na segunda ocorre produção de metano.

Na zona de gaseificação ocorrem também as seguintes reações secundárias:

$$C + \tfrac{1}{2} O_2 \Leftrightarrow CO \qquad (8)$$

$$CO + \tfrac{1}{2} O_2 \Leftrightarrow CO_2 \qquad (9)$$

$$H_2 + \tfrac{1}{2} O_2 \Leftrightarrow H_2O \qquad (10)$$

$$CH_4 + O_2 \Leftrightarrow CO_2 + 2H_2O \qquad (11)$$

A cinética destas reações é de difícil determinação nas condições reais da gaseificação, porque geralmente o processo é estudado globalmente.

Esclarece-se que esta teoria não é sempre válida para todos os tipos de gaseificadores, sendo então necessário considerar que o tempo de permanência de todas as espécies presentes seja suficiente para permitir que o estado de equilíbrio termodinâmico no sistema seja alcançado. Idealmente, deve ocorrer uma conversão completa da biomassa, mas, na realidade, isto não acontece.

O produto obtido geralmente contém uma quantidade variável de alcatrão e hidrocarbonetos. A gaseificação ocorre a altas temperaturas, onde há somente algumas poucas combinações estáveis dos elementos produtos. Estas são: CO, CO_2, CH_4, H_2, H_2O e alguns hidrocarbonetos (C_xH_y).

O gás produzido no processo de gaseificação também contém alcatrões. Os alcatrões são hidrocarbonetos pesados, os quais podem causar problemas de incrustação quando o gás é resfriado; este também pode conter outros poluentes, como H_2S, tiofenos, NH_3, HCl, HCN, COS (sulfeto de carbonila), e partículas sólidas que têm que ser removidas antes da utilização do gás em algumas aplicações (VAN DER MEIJDEN,2010).

Uma aproximação muito utilizada consiste em expressar a concentração das diferentes espécies em função da temperatura e do oxigênio consumido; este último é representado pela denominada razão equivalente (*Equivalence Ratio*) ER (REED, DAS; 1998):

$$ER = \frac{massa\ do\ oxidante\ /massa\ do\ combustível\ seco}{massa\ do\ oxidante\ /massa\ do\ combustível^{*}} \qquad (12)$$

*relação estequiométrica em peso para a combustão completa.

Este parâmetro, arbitrariamente introduzido junto com a temperatura, descreve de forma eficiente o processo de gaseificação. Quando $0 \leq ER \leq 0{,}2$ ocorre a pirólise com deficit de oxigênio; porém, se $ER \geq 1$, ocorre a combustão completa, com a quantidade de ar teórica ou superior. Para a gaseificação, a ER geralmente varia entre os valores 0,2 a 0,4 (REED; DAS, 1998). Na Tabela 4 é apresentado o cálculo do ar estequiométrico para a combustão de um quilograma de bagaço com a composição considerada neste estudo.

Tabela 4 - Determinação do ar estequiométrico para a composição de bagaço considerada no estudo

Componente	**[kg/100 kg do bagaço]**	**Massa Molar componente, [kg/kmol]**	**Quantidade de substância do componente [kmol]**	**Produto**	**[kmol O /kmol componente]**
C	36,56	12	3,05	CO_2	6,09
H	4,37	1	4,37	H_2O	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
w	25	18	1,39		0,00
Moles estequiométricos de O(kmol)/100 kg Sólido					6,33
Moles 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^3Ar/kg sólido)					3,37
Massa de ar por kg de sólido (kg Ar/kg sólido)					4,36

Fonte: Própria.

2.2.7 Tipos de gaseificadores e principais características de operação

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 calórico (10 a 18 MJ/Nm^3) (s*yngas*), e gaseificadores de média temperatura (tipicamente

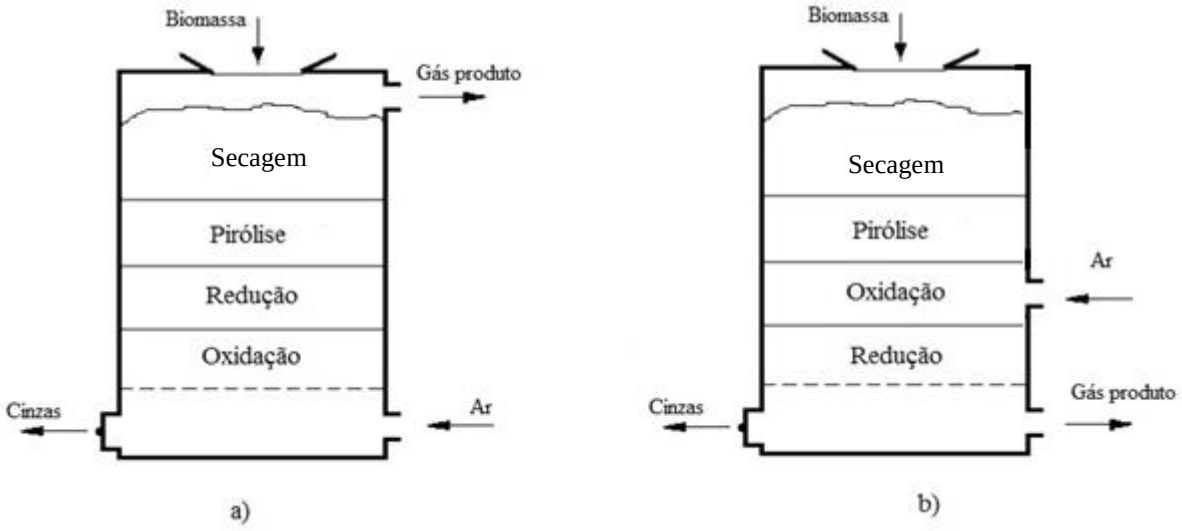
1123 K), que produzem um gás combustível de menor poder calórico (4 a 7 MJ/Nm^3). O s*yngas* contém baixo teor de hidrocarbonetos como metano, porém o gás proveniente de gaseificadores de temperatura média contém alta concentração de hidrocarbonetos (principalmente CH_4, C_2H_4 e C_6H_6), dependendo do tipo de reator, da biomassa e do agente de gaseificação utilizado (SANCHEZ; SILVA; GOMES, 2008).

O tipo mais eficiente de gaseificador para a produção de gás de síntese é o gaseificador de fluxo de arraste. Tais gaseificadores, que operam com carvão com tecnologias desenvolvidas pela Shell, General Electric e Siemens, estão comercialmente disponíveis à escala de ordem das dezenas e centenas de megawatts térmicos. Eles são majoritariamente operados a alta pressão (tipicamente de 3000 kPa) para maximizar a eficiência do processo no reator. Normalmente, o O_2 (diluído com vapor) é usado como agente de gaseificação. O gaseificador funciona sempre acima da temperatura de fusão da cinza para manter a cinza na fase líquida. O gás de síntese produzido pelo gaseificador é posteriormente resfriado para solidificar as cinzas no processo de limpeza do gás. (VREUGDENHIL; DRIFT; MEIDJEN, 2009)

Os gaseificadores de temperatura média podem ser divididos em função do leito como gaseificadores de leito fixo e gaseificadores de leito fluidizado. Os gaseificadores de leito fixo podem ser separados em gaseificadores de fluxo descendente (*Downdraft*) e gaseificadores de fluxo ascendente (*Updraft*). Ambos são comumente utilizados para a gaseificação de biomassa. A Figura 4 mostra os princípios básicos de funcionamento típico de gaseificadores (a) ascendente e (b) descendente.

Gaseificadores de fluxo descendente são amplamente utilizados para a cogeração 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.

Figura 4 - Esquema dos gaseificadores de leito fixo: a) Fluxo ascendente, b) Fluxo descendente.



Fonte: Própria.

O gaseificador de leito fixo também requer um combustível uniforme para uma operação contínua e confiável. O teor de carbono das cinzas provenientes do inferior dos gaseificadores é normalmente elevado (> 10 % do peso) porque a conversão do combustível na seção de gaseificação não é completa. A tecnologia descendente não é adequada para o dimensionamento em escala industrial, pois, dentre outras razões, ela exige o aumento do diâmetro do leito; tal aumento eleva o risco de canalização, produzindo uma distribuição não homogênea do oxigênio na zona de gaseificação e diminuindo, assim, a eficiência do processo de gaseificação.

Os gaseificadores ascendentes são mais adequados ao dimensionamento em escala industrial e menos sensíveis à variação no teor de umidade e geometria do combustível, mas produzem uma grande quantidade de alcatrão no desenho tradicional. Se o alcatrão for totalmente removido, o gás poderá ser queimado num motor a gasolina. O alcatrão é normalmente removido em combinação com água, e este fluxo de água requer uma profunda limpeza antes de ser lançado num sistema de esgoto. A eficiência global do reator ascendente pode ser elevada devido a uma alta taxa de conversão do carbono e ao gás produto sair a uma baixa temperatura do gaseificador. A remoção do alcatrão e a limpeza da água tornam o processo complexo e muito caro para a pequena escala (<1 MW térmico). Um exemplo bem sucedido de

um gaseificador ascendente é o da planta Harboøre, na Dinamarca (PAISLEY; LITT; CREAMER, 1990; VAN DER MEIJDEN; VERINGA; RABOU, 2010).

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 os tipos de gaseificadores geralmente utilizam o ar como agente de gaseificação. Gaseificadores de leito fixo não são vistos como uma opção para produção de gás de síntese de biomassa por causa de sua incapacidade de produzir um gás livre de nitrogênio quando se emprega ar como agente gaseificante, além da quantidade de alcatrões no gás combustível.

2.2.7.1 Teoria da gaseificação em leito fluidizado

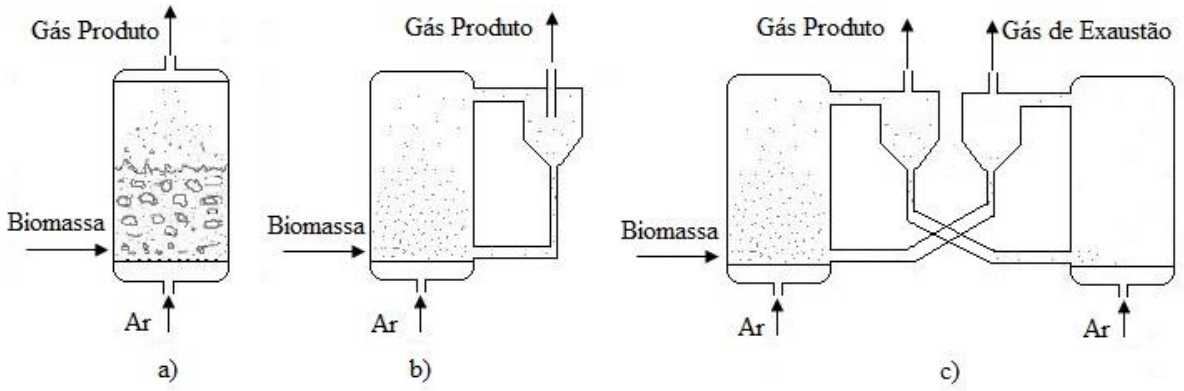
Gaseificadores de leito fluidizado podem ser operados de tal maneira que produzam um gás livre ou pobre em nitrogênio. A tecnologia é apropriada para ser expandida a várias dezenas de MW. Estes gaseificadores têm sido utilizados extensamente há vários anos e suas vantagens sobre a gaseificação em leito fixo têm relação com a temperatura uniforme que se atinge na região de gaseificação e a maior velocidade de ocorrência da reação de gaseificação atingida nos mesmos (RAJ; GOIC, 2011).

Os reatores de leito fluidizado são aqueles nos quais o agente gaseificante circula em seu interior a uma taxa tal que o leito encontra-se em estado de fluidização, existindo dentro do gaseificador várias condições que intensificam a transferência de energia e de material entre o combustível e o gás. Neste tipo de sistema, o agente gaseificante ingressa através do leito de partículas com velocidade suficiente para mantê-las em suspensão. O leito 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 (BASU, 2006).

Gaseificadores de leito fluidizado podem ser divididos em três categorias principais: leito fluidizado borbulhante (LFB), leito fluidizado circulante (LFC) e gaseificação indireta com leito duplo. Todos os gaseificadores de leito fluidizado usam um material inerte no leito, podendo este

ser areia comum, as cinzas do combustível ou um material de leito cataliticamente ativo, como dolomita ou olivina. O objetivo do material do leito é distribuir e transportar 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. A Figura 5 mostra os princípios básicos dos três tipos de gaseificadores de leito fluidizado (CIRCE, 2005; VAN DER MEIJDEN; VERINGA;RABOU, 2009)

Figura 5 - Gaseificadores de leito fluidizado: a) leito fluidizado borbulhante, b) leito fluidizado circulante e c) gaseificação indireta.



Fonte: Própria.

Em um gaseificador de leito fluidizado borbulhante (LFB), o combustível é normalmente alimentado na altura da base do leito. O material do leito é fluidizado por um agente gaseificante (ar, oxigênio ou uma mistura de vapor e oxigênio) que entra no gaseificador por meio de bicos distribuídos ao longo da parte inferior do reator. 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 m/s. O oxigênio 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. Estes gaseificadores são normalmente empregados em uma escala inferior a 10 MW(térmicos). 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.

Na Tabela 5, apresenta-se uma comparação entre os gaseificadores de leito fluidizado circulante e borbulhante (WILLIAMS, 1996).

Tabela 5 - Comparação entre reatores de leito fluidizado circulante e borbulhante

Reator de leito fluidizado	**Temperatura [K]**		**Biomassa**	**Alimentação**	**Agente gaseificante**	**Teor de Alcatrão**
	Reação	Saída				
Borbulhante (LFB)	973-1273	973-1073	Lascas de madeira, restos de espigas de milho, casca de arroz.	Diretamente na área do leito	A parte inferior do gaseificador	Médio alto
Circulante (LFC)	973-1273	873-1073	Bagaço de cana-de-açúcar, lascas de madeira, casca de arroz, serragem.	Diretamente na área do leito	A parte inferior do gaseificador.	Baixo

Fonte: WILLIAMS, (1996).

Os gaseificadores de leito fluidizado circulante (LFC) possuem velocidades de fluidização mais elevadas; por esse motivo, o material do leito é arrastado, sendo necessária uma circulação do mesmo para maximizar a conversão do combustível. A velocidade do agente gaseificante típica no gaseificador é normalmente entre 3 e 10 m/s, muito mais elevada do que o LFB. O material do leito arrastado e as partículas do combustível que não foram convertidas completamente são removidos do gás, utilizando-se um ciclone ou outro dispositivo de separação. As partículas vão normalmente retornar para o fundo do gaseificador por meio de uma válvula não mecânica. Esta válvula "não mecânica" pode ser um tubo que também tem a função de prevenir fugas de gás na parte inferior da saída dos sólidos no ciclone. A empresa Foster Wheeler implementou com sucesso este tipo de gaseificador em escala comercial no projeto desenvolvido em Lahti, na Finlândia, e em Ruien, na Bélgica (PAISLEY; LITT; CREAMER, 1990; VAN DER MEIJDEN; VERINGA; RABOU, 2010).

Na gaseificação indireta, ocorre a separação da gaseificação da biomassa e a combustão do carvão remanescente em reatores separados, como mostra a Figura 5 (c). A biomassa

alimentada ao primeiro reator é convertida em gás e carvão. O calor necessário para o processo é transportado através do material do leito circulante e vem do segundo reator de combustão. O carvão e o material do leito são separados do gás por um dispositivo de separação (por exemplo, um ciclone); o gás produzido sai do gaseificador e passa pelo processo de limpeza.

2.2.7.1.1 Vantagens da gaseificação em leito fluidizado

As principais vantagens dos reatores de leito fluidizado incluem: 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).

2.2.7.1.2 Desvantagens da gaseificação em leito fluidizado

As principais desvantagens dos gaseificadores de leito fluidizado são as 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. Ademais, estes reatores mostram níveis moderados e elevados de alcatrões e partículas nos gases de escape e, por conseguinte, 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 , 2010).

2.2.7.2 Teoria da gaseificação em fluxo de arraste

Nos sistemas de leito de arraste, o combustível pode ser injetado junto com o oxigênio, uma mistura de vapor de água e oxigênio ou ar. Existe uma zona onde a maior parte da escória fundida é coletada. Os produtos que saem à alta temperatura requerem resfriamento prévio antes

da limpeza do gás combustível, resultando em uma perda da eficiência térmica do sistema. Esta tecnologia de gaseificação produz pouco metano, utiliza um equipamento relativamente compacto e envolve curtos tempos de reação devido às altas temperaturas de operação (1300 a 1800 K) (LARSON; WILLIAMS; REGIS, 2001). Durante a década passada, a unidade Texaco foi o sistema de aplicação comercial mais difundido com gaseificação em leito de arraste para produção de gás de síntese. Além do gaseificador Texaco, outras tecnologias, tais como Shell e Destec, foram desenvolvidas em escala comercial inicialmente nos Estados Unidos. Embora estes processos, de uma forma geral, tenham menor eficiência térmica que os de leito fixo e fluidizado, seu gás resultante apresenta baixas concentrações de alcatrão, de hidrocarbonetos mais pesados do que o metano e de compostos nitrogenados. Os processos Shell, Destec e Texaco podem operar até 2000 t/dia (SÁNCHEZ; SILVA; GOMES, 2008).

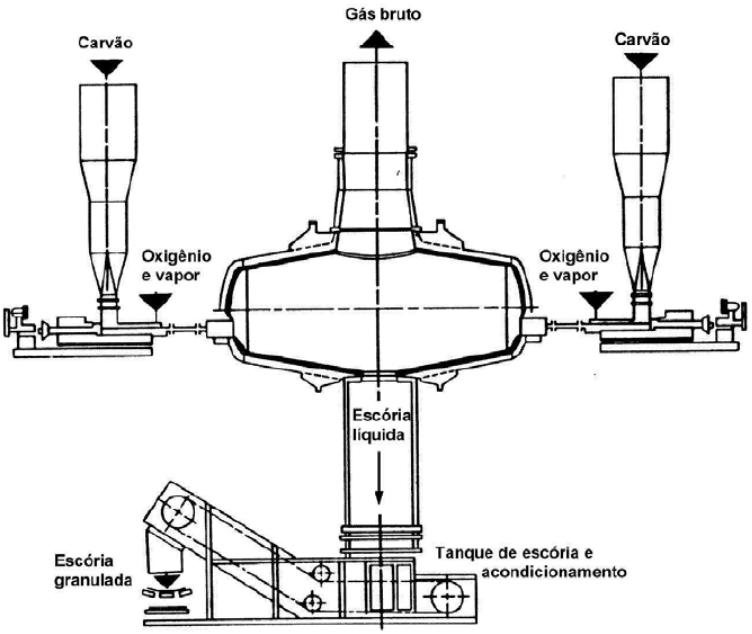
Devido ao seu comprovado rendimento, os gaseificadores de leito arraste têm sido escolhidos para demonstrações em sistemas BIG-GTCC nos Estados Unidos e em alguns países da Europa, utilizando carvão mineral como combustível. Entre os reatores deste tipo, podem-se descrever os seguintes (SÁNCHEZ; SILVA; GOMES, 2008):

• Gaseificador Koopers-Totzek: Comercialmente, este gaseificador é o mais importante dos reatores em leito de arraste em operação.

A Figura 6 ilustra um reator do tipo Koppers-Totzek. Este reator trabalha à pressão atmosférica e a uma maior temperatura do que os demais gaseificadores. Existem duas versões, de duas e quatro cabeças.

A primeira versão desse reator foi desenvolvida no ano de 1951, funciona horizontalmente e tem forma elíptica, enquanto a segunda foi construída em 1970 na Índia, apresentando melhor rendimento. Cada cabeça contém dois queimadores e o reator está coberto com uma camisa de água e material refratário. A remoção das cinzas fundidas é feita pelo centro do gaseificador.

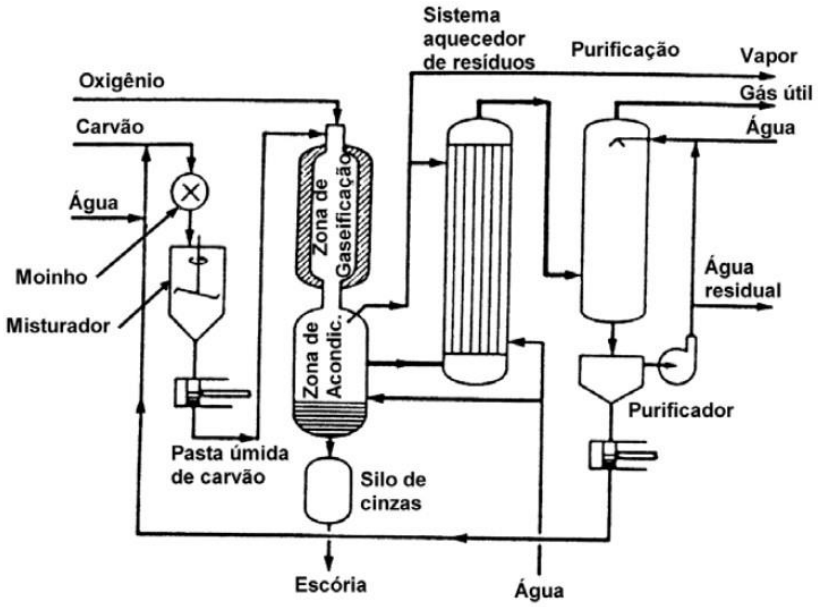
Figura 6 - Gaseificador Koppers-Totzek.



Fonte: SÁNCHEZ; SILVA; GOMES, (2008).

• Gaseificador Texaco: Foi desenvolvido nos Estados Unidos e consiste de um cilindro vertical pressurizado coberto com material refratário que trabalha preferivelmente resíduos misturados de carvões betuminosos com água. A Figura 7 mostra um esquema do processo com um reator deste tipo. Em aplicações comerciais, este gaseificador produz gás de síntese para a manufatura de metanol e anidrido acético. Na Califórnia (E.U.A) existe uma planta com capacidade para processar 910 t/dia de combustível.

Figura 7 - Esquema do processo Texaco.



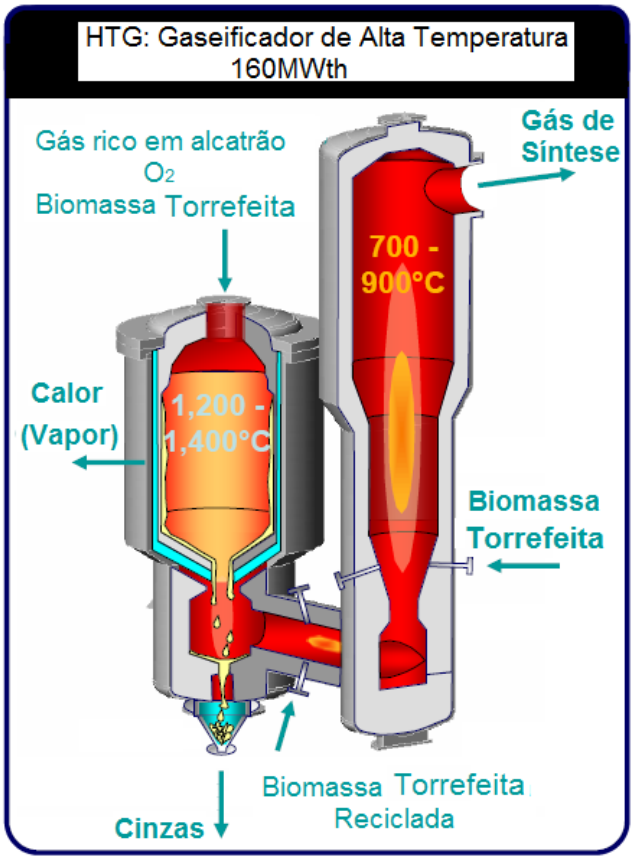
Fonte: SÁNCHEZ et al., (2008).

• Gaseificador Otto-Rummel: Este equipamento também funciona à pressão atmosférica e está dividido em três etapas. Na etapa inferior, seca-se e pulveriza-se o carvão, que é injetado junto com o vapor e o oxigênio. Na etapa média, ocorrem as reações de gaseificação e, na etapa superior, coleta-se e refrigera-se o gás produzido. Um reator em escala comercial deste tipo, de 1,8 m de diâmetro, foi instalado em 1960 na Alemanha, funcionando satisfatoriamente por 18 meses.

• Gaseificador Shell-Koppers: Este reator é uma versão pressurizada do Koppers-Totzek, com desenho muito similar, mas com uma maior eficiência térmica. Existem atualmente duas plantas com capacidade de 1000 t/dia, uma na Alemanha e outra na Holanda.

• Gaseificador CHOREN: Esta tecnologia de gaseificação desenvolvida pela CHOREN Industries GmbH é uma das mais eficientes, alcançando 81% de eficiência no gás frio (WORLEY; YALE, 2012). Os principais requerimentos do combustível nesta tecnologia são o pequeno tamanho (preferivelmente < 6 mm) e o baixo teor de umidade (Figura 8).

Figura 8 - Gaseificador de fluxo de arraste. Tecnologia CHOREN.



Fonte: WORLEY; YALE, (2012)

2.2.7.2.1 Vantagens da gaseificação em fluxo de arraste

- Alta qualidade do gás gerado: este gás tem baixo teor de alcatrão e metano, devido às altas temperaturas de operação (acima de 1300 ^{o}C) e aos altos níveis de CO e H_2;
- Capacidade de operar com fluxos líquidos ou materiais particulados de baixa granulometria (bio-óleo e biomassa torrefeita e moída);
- Altas pressões e potência;
- Capacidade para remover as cinzas fundidas.

Levando-se em consideração a complexidade das propriedades físicas do bagaço de cana e as dificuldades descritas em experiências prévias de gaseificação deste combustível em reatores de leito fluidizado, considerou-se neste estudo a possibilidade de se gaseificar o bagaço em leito de arraste em um gaseificador do tipo CHOREN após ser pré-tratado, utilizando uma tecnologia

de acondicionamento que permita adequar as propriedades físicas do bagaço às requeridas por este tipo de gaseificador.

2.3 PRÉ-TRATAMENTO DO BAGAÇO DE CANA MEDIANTE A TORREFAÇÃO PARA A GASEIFICAÇÃO EM FLUXO DE ARRASTE

A biomassa, de forma geral, possui algumas desvantagens com relação à sua utilização como combustível (baixo PCI, elevado teor de umidade devido à natureza higroscópica). Existem várias tecnologias de pré-tratamento da biomassa que visam melhorar suas propriedades combustíveis e permitir a utilização em gaseificadores.

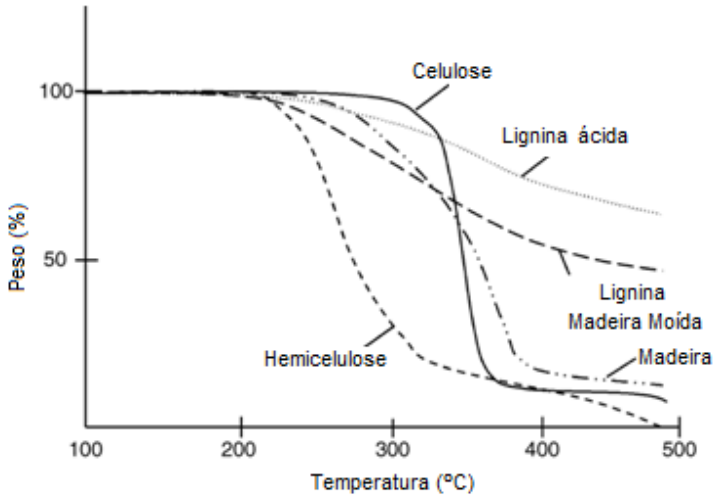
A implementação da gaseificação de bagaço de cana no setor sucroalcooleiro pode incrementar significativamente a geração de eletricidade, mas a principal exigência que dificulta a execução desta tecnologia em usinas de açúcar é que o teor de água da matéria-prima para o processo de gaseificação deve estar na faixa de 10 a 20 %, a fim de se obter uma eficiência do gás frio acima de 70 %. Esta exigência faz com que a preparação da matéria-prima seja um dos principais problemas que dificultam a sua aplicação em larga escala na indústria sucroalcooleira, tendo em mente que o bagaço de cana tem um alto teor de umidade quando produzido na moenda (50 % de umidade).

A torrefação é um processo que visa a produção de um combustível que tenha propriedades melhoradas em comparação com a biomassa não tratada. No entanto, isso deve ser feito sem muita perda de energia na formação de produtos voláteis durante o processo. O principal produto da torrefação é a fase sólida, o qual é conhecido como resíduo carbonizado ou biomassa torrefeita. Durante a torrefação, a estrutura química da biomassa é alterada. Isto leva à formação de uma variedade de produtos voláteis, alguns dos quais são líquidos à temperatura ambiente (condensáveis). Em massa, além do carvão, obtêm-se da reação outros produtos importantes, como o dióxido de carbono, monóxido de carbono, água, ácido acético e metanol (BOURGEOIS; GUYONNET, 1989). Após a condensação, os produtos líquidos se apresentam como um líquido amarelado. Todos estes produtos não sólidos da reação contêm relativamente mais oxigênio se comparados com a biomassa não tratada. Disso provém a razão de O/C na biomassa torrefeita ser menor do que na biomassa *in natura*, resultando em um aumento do valor calorífico do produto sólido.

Baixos valores da razão O/C (como o carvão) permitem obter uma alta eficiência da gaseificação, enquanto que para altos valores desta relação (como o bagaço de cana-de-açúcar) ocorrem quedas na eficiência da gaseificação (PRINS; PTASINSKI; JANSEEN, 2006).

Dos três principais componentes poliméricos da biomassa, a celulose tem recebido maior atenção nos estudos da decomposição térmica da biomassa. Porém, a Figura 9 ilustra que a celulose não é o componente com degradação mais acentuada na gama de temperaturas da torrefação (470 a 573 K). Durante esse processo, a perda de massa provém predominantemente da decomposição (desvolatilização) da hemicelulose e de alguma lignina. A hemicelulose geralmente tem a sua taxa máxima de decomposição na faixa de 523 a 553 K. A decomposição da lignina prossegue mais lentamente, mas mostra um aumento gradual da taxa de decomposição a partir de temperaturas de cerca de 473 K ou mesmo menores. Nota-se, contudo, que o comportamento da decomposição térmica dos polímeros individuais da biomassa pode ser diferente a partir da estrutura fortemente interligada da biomassa em si. Essas indicações podem ser extraídas a partir da Figura 9 (BASU,2010), quando a biomassa começa a decompor-se a uma temperatura superior a 470 K. Após a torrefação, a biomassa perde sua natureza tenaz e parte de sua estrutura fibrosa. Através desse procedimento, a biomassa torna-se similar ao carvão e, assim, suas características facilitam a redução do tamanho. A biomassa é completamente seca durante a torrefação e a absorção da umidade do produto sólido obtido é muito limitada. Esta absorção varia entre 1 e 6%, dependendo das condições da torrefação e do armazenamento do produto obtido (PIMCHUAI; DUTTA A; BASU, 2010).

Figura 9 - Perda de peso da madeira em celulose, hemicelulose e lignina durante a torrefação.



Fonte: BASU, (2010).

A principal explicação da natureza hidrofóbica da biomassa após a torrefação é que, através da destruição de grupos OH, a biomassa perde sua capacidade de ligação de hidrogênio. Além disso, são formadas estruturas insaturadas que são não-polares. É provável que esta propriedade seja também a principal razão pela qual a biomassa torrada permaneça praticamente preservada e a degradação biológica, como muitas vezes observada para a biomassa não tratada, não ocorra mais. O polímero mais reativo da biomassa durante torrefação é a hemicelulose. Após a torrefação, ela reagiu completamente a uma estrutura alternativa de carvão e voláteis. A maior parte da perda de peso pode ser atribuída à hemicelulose, dado que a biomassa torrada está constituída principalmente de celulose e lignina (SÁNCHEZ, 2011)

Patel , Gami e Bhimam (2011) apuram a modificação das propriedades do bagaço de cana-de-açúcar após a torrefação a 573 K e um tempo de residência de 1 hora, concluindo que o teor de carbono fixo e cinzas aumentou 4,34 e 1,17 vezes, respectivamente, para o bagaço torrefeito em relação ao bagaço original. Além disso, a umidade, o peso e o teor de voláteis diminuíram de 2,44, 3,63 e 1,31 vezes, respectivamente. A densidade permaneceu praticamente a mesma antes e após a torrefação na amostra.

Uma vantagem do bagaço torrefeito, quando comparado ao original, é a sua uniformidade. Devido ao baixo teor de umidade, a qualidade do combustível é melhor e, no caso de seu transporte, o custo do mesmo minimiza. As propriedades do bagaço de cana-de-açúcar torrefeito implicam também em uma melhora na operação dos reatores de gaseificação.

2.3.1 Propriedades do bagaço de cana-de-açúcar torrefeito

A análise elementar de diferentes biomassas torrefeitas revelou aumento na quantidade percentual de carbono e diminuição na de hidrogênio e oxigênio, enquanto que a quantidade de nitrogênio permaneceu constante.

A temperatura e o tempo de reação da torrefação são considerados os parâmetros mais influentes na distribuição de produtos e suas características. Nos estudos reportados, as melhoras mais significativas nas propriedades da biomassa são esperadas na região de temperatura mais elevada (523 a 573 K). Basu (2010) reporta a mudança nas propriedades do bagaço de cana-de-açúcar após sua torrefação a 523 K, com diferentes tempos de residências.

Tabela 6 - Mudança nas propriedades do bagaço de cana após torrefação a 523 K.

Propriedades	***Tempo de Torrefação (min)***		
	15	**30**	**45**
Rendimento em Massa (*%*)	69	68,33	62
Eficiência Energética (*%*)	88,86	91,06	83,23
Densidade energética *(% energia obtida / % massa obtida*)	1,29	1,33	1,34
Energia requerida (*MJ/kg bagaço torrefeito*)	2,34	2,58	2,99
Poder Calorífico Superior (PCS) (*MJ/kg bagaço torrefeito*)	19,88	20,57	20,72
Aumento do PCS (*%*)	22,35	24,96	25,51
PCS (*MJ/kg matéria-prima*)	15,44	15,44	15,44
Energia líquida (*MJ/kg bagaço torrefeito)*	17,54	17,99	17,73

Fonte: BASU, (2010).

A torrefação causa redução do poder calorífico da biomassa devido a sua desvolatilização parcial, porém provoca maiores reduções na massa e, por essa razão, a densidade energética da biomassa aumenta. Nota-se que ao perder apenas entre 11 e 17 % da energia, há também uma perda entre 31 e 38 % de sua massa original. Assim, há um aumento de 29 a 33 % na densidade energética do bagaço. Isto aumenta o Poder Calorífico Superior (PCS) de uma biomassa *in natura* de 15,4 MJ/kg para cerca de 20 MJ/kg. Mesmo considerando a energia utilizada no processo de torrefação, nota-se, a partir da Tabela 6, que existe um aumento líquido na densidade energética do combustível.

O maior incremento da densidade energética para o bagaço de cana-de-açúcar foi relatado por Pimchuai; Duta e Basu (2010), com um valor de 1,66 vezes, a 573 K, depois de 1,5 horas do processo de torrefação. A massa e o rendimento energético total do produto torrefeito foram entre 42 e 69,8 % da matéria-prima, respetivamente. Os melhores resultados foram obtidos após a torrefação do bagaço a 523 K durante 30 min, em que a massa e o rendimento energético total do produto torrefeito foram entre 68,33 e 91,06 % da matéria-prima, respectivamente, o que

requer o equivalente a menos de 13 % da energia do produto sólido para a realização do processo.

Em virtude da característica hidrofóbica da biomassa torrefeita, é possível evitar a degradação natural do bagaço sem tratamento com esse processo devido ao teor de água, açúcar e sujeira durante o armazenamento, causando sua decomposição e, por vezes, sua autocombustão.

Entre as vantagens da torrefação do bagaço de cana-de-açúcar, destaca-se:

- A decomposição biológica do bagaço é detida pelo novo caráter hidrofóbico do produto da torrefação, eliminando, também, a formação de odores, além dos perigos de autoignição quando estocado em pilhas;
- Reduzem-se as dimensões dos compostos poliméricos iniciais que formam o bagaço, resultando num composto mais frágil, o que reduzirá a energia necessária para a moenda;
- Aumenta a densidade energética do bagaço, proporcionando uma redução dos custos de armazenamento e transporte;
- O bagaço torrefeito, poderá ser utilizado como combustível em reatores de gaseificação projetados inicialmente para carvão, o que possibilita o emprego de tecnologias bem conhecidas e desenvolvidas para o aproveitamento energético do mesmo.

Mesmo quando este processo precisa de várias reações endotérmicas que requeiram um aporte de energia externa, além do investimento na instalação, os custos envolvidos podem ser compensados com as vantagens proporcionadas, citadas anteriormente.

CAPÍTULO 3. ANÁLISE TÉCNICA DA INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR PARA A GERAÇÃO DE ENERGIA EM UMA USINA SUCROALCOOLEIRA

Neste capítulo, será realizada a análise técnica da incorporação da tecnologia BIG-GTCC 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 de três casos, garantindo a demanda de vapor da planta de cogeração.

No Caso 1, considera-se que todo o bagaço produzido na usina será gaseificado em um reator em leito fluidizado, ao invés de ser queimado como no ciclo convencional, substituindo-se a caldeira pelo conjunto gaseificador-turbina a gás e caldeira de recuperação.

No Caso 2, examina-se a gaseificação da totalidade do bagaço produzido da usina em fluxo de arraste e a substituição da caldeira convencional pelo sistema gaseificador – turbina a gás e caldeira de recuperação (BIG-GTCC "Total"), considerando a secagem e a torrefação como processos de pré-tratamento do bagaço úmido.

No Caso 3, analisa-se a gaseificação do excedente de bagaço da usina convencional em fluxo de arraste com pré-tratamento do bagaço por torrefação.

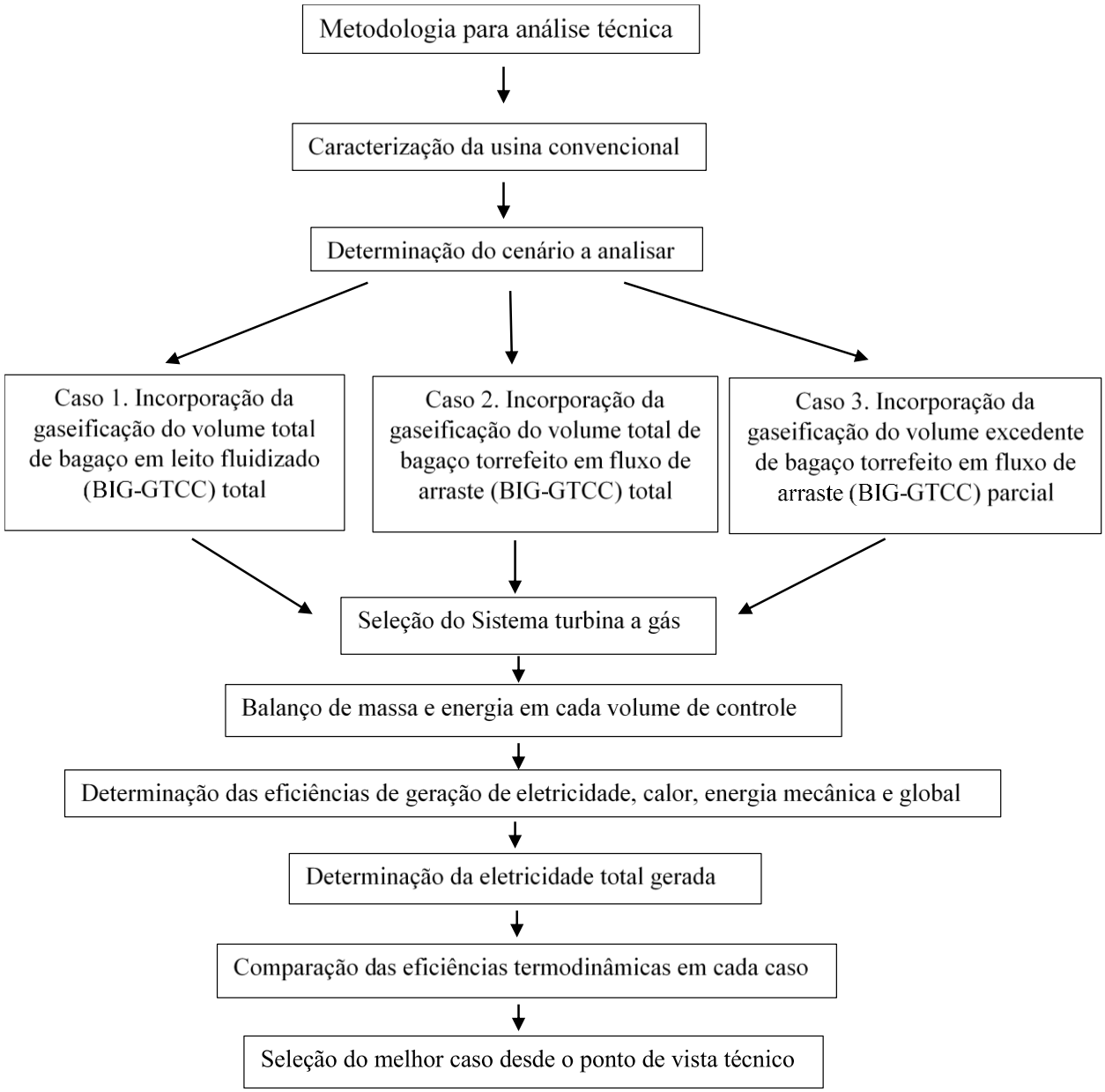
Em todos os casos, serão determinados os valores de eficiências de geração de eletricidade, calor de processo, energia mecânica e global. Serão determinados, também, os valores de eletricidade produzida em cada caso com a implementação da tecnologia BIG-GTCC.

Para a implementação dos Casos 2 e 3, será proposta a torrefação do bagaço, para melhorar as propriedades energéticas do mesmo e suas características de moagem, o que terá um impacto positivo no transporte, manuseio e armazenamento (BASU, 2013). Devido às propriedades físico-químicas do bagaço torrefeito, principalmente seu poder calorífico e sua mobilidade, poderá ser efetuada a gaseificação do mesmo empregando tecnologias eficientes e bem desenvolvidas, projetadas para usar o carvão como matéria-prima.

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.

Na Figura 10, apresenta-se a metodologia empregada na analise técnica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro.

Figura 10 – Metodologia para a analise técnica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro



Fonte: Própria.

Algumas pesquisas têm mostrado o potencial do ciclo integrado de gaseificação de biomassa com o ciclo combinado de turbina a gás (BIG-GTCC) baseado na competitividade com usinas que empregam o ciclo CEST convencional devido a sua maior eficiência e desempenho ambiental superior (LARSON , 2001, REED; DAS, 2005; FILIPPIS, et al. 2008; E4TECH,

2009; KUNTAL; SUDIPTA, 2014), por mais que os avanços ainda estejam sob investigação e desenvolvimento.

O BIG-GTCC é uma combinação de duas tecnologias principais: a gaseificação de biomassa e o ciclo combinado de turbina a gás. O sistema de gaseificação da planta BIG-GTCC produz um gás limpo que alimenta a turbina a gás, sendo o gaseificador de tecnologia adequada para o bagaço.

A incorporação da gaseificação do bagaço da cana no setor sucroalcooleiro é feita de duas formas: parcial ou total. Na implementação parcial, mantem-se o sistema de cogeração existente na usina, gaseificando somente o bagaço excedente do processo. No caso da implementação total, substitui-se o sistema de cogeração convencional CEST pelo sistema BIG-GTCC. Para a incorporação do sistema BIG-GTCC de forma parcial ou total, é necessário manter os requerimentos de vapor da planta de cogeração, ou seja, mantêm-se todos os parâmetros na saída da caldeira e a modificação da configuração geral da planta irá garantir a demanda térmica do processo. Neste capítulo, determinam-se os valores das potências, eficiências de geração de eletricidade e eficiências globais da usina com a incorporação da gaseificação no ciclo convencional.

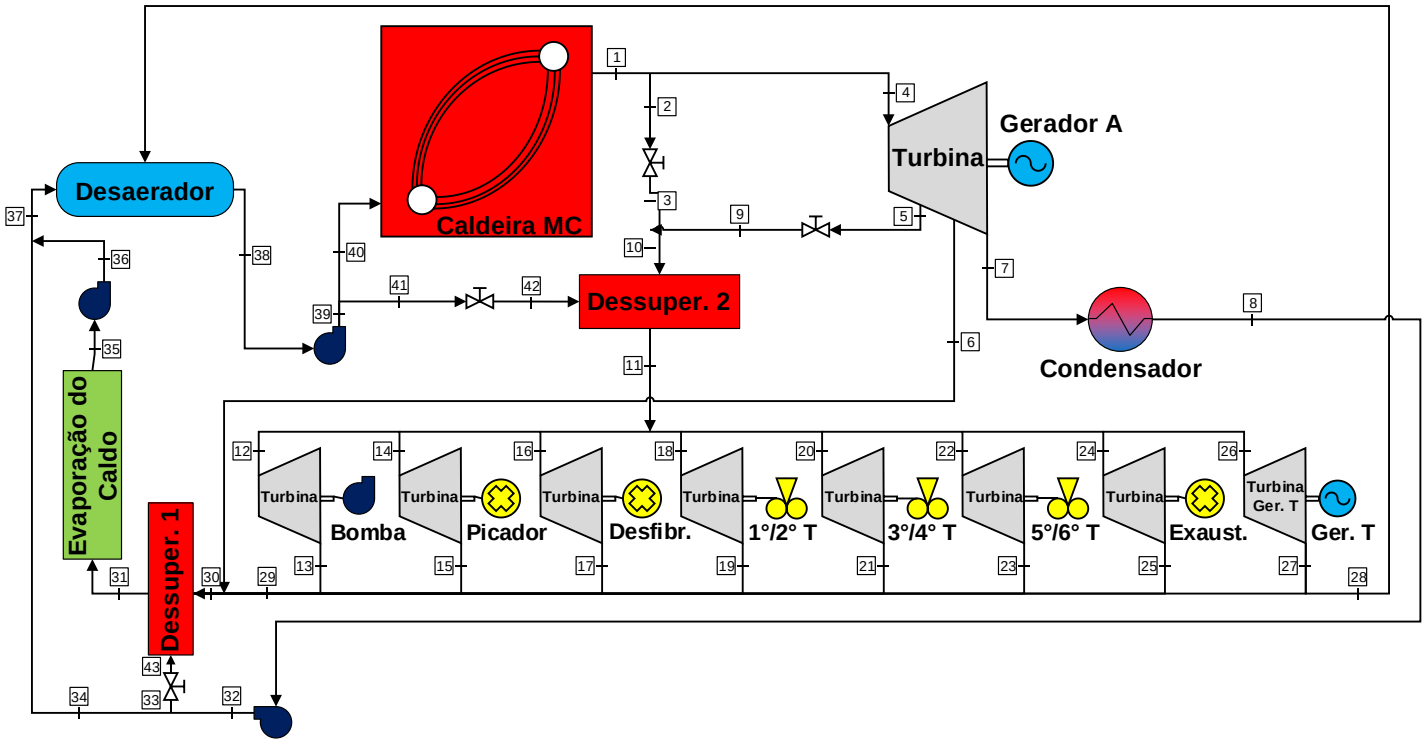
3.1 CONFIGURAÇÃO DA USINA CONVENCIONAL

As usinas tradicionais de açúcar e álcool utilizam bagaço com alto teor de umidade e palha de cana como combustíveis nas caldeiras de baixa pressão para gerar vapor e energia, usando uma turbina a vapor convencional de extração/condensação (CEST) com o intuito de fornecer à planta calor, eletricidade e energia mecânica. 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 em um sistema de geração de eletricidade. Nem toda a energia do vapor pode ser utilizada na geração elétrica por causa das perdas devido ao atrito e à viscosidade. A maior parte da energia é rejeitada para o condensador de vapor. A água de alimentação condensada é bombeada e retorna para a caldeira convencional.

Neste estudo, analisou-se a implementação do BIG-GTCC em uma usina sucroalcooleira convencional com capacidade de processamento de 276,9 t/h de cana na época da colheita. Esta

planta produz 78,9 t/h de bagaço de cana, com teor de umidade entre 45 e 50 % na base úmida, 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 MVA de eletricidade nominalmente com vapor de alta pressão a partir da caldeira, com uma turbina de vários estágios de extração/condensação. O esquema da usina convencional linha base do estudo é mostrado na Figura 11.

Figura 11 - Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2005/2006



Fonte: FIOMARI, (2004).

A potência elétrica produzida pela turbina a vapor (Turbina Gerador A) é de 19,15 MW, a demanda elétrica para a operação da usina é de 7,60 MW e o excedente de energia produzido nessa configuração da usina é de 11,55 MW (FIOMARI, 2004).

Segundo a análise de Fiomari (2004) na simulação do funcionamento da usina, as turbinas da bomba de alimentação de água da caldeira, do gerador T e do exaustor não operam, porém estão instaladas e podem eventualmente entrar em operação. O ponto 2 representa a

tubulação por onde o excedente de vapor da turbina pode escoar. No entanto, esse vapor sofre um rebaixamento na pressão através de uma válvula para 2156 kPa, que é a pressão adequada para o funcionamento das demais turbinas da planta. O vapor extraído no ponto 5 também sofre rebaixamento para o mesmo patamar de pressão. Esse fluxo passa por um dessuperaquecedor (Dessuper. 2) no qual sua temperatura é rebaixada para níveis aceitáveis pelas turbinas de simples estágio. O ponto 8 representa a saída do condensador da turbina. O condensado é bombeado para o desareador juntamente com o condensado do sistema de evaporação do caldo. A partir do desareador, a água é bombeada para a caldeira.

A Tabela 7 mostra dados de moagem, tempo de safra, produção de bagaço e consumo da caldeira na configuração convencional da usina estudada (FIOMARI, 2004).

Tabela 7 - Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da usina convencional na safra estudada

Parâmetros	**Valores**	**Unidades**
Dias de Safra	215	Dias
Horas efetivas de moagem	4695,6	h
Moagem horária	76,91	kg/s
Fluxo de bagaço na caldeira	19,58	kg/s
Fluxo de bagaço total produzido	21,91	kg/s
Fluxo de bagaço residual	2,33	kg/s
Poder Calorífico Inferior bagaço	7,32	MJ/kg
Temperatura do bagaço	25	°C
Umidade do bagaço	50	%

Fonte: Adaptado de FIOMARI, (2004).

Os parâmetros termodinâmicos da usina convencional são apresentados na Tabela 8 Tabela 8 (FIOMARI, 2004).

Tabela 8 - Parâmetros de operação da usina convencional

Pontos	Fluxo mássico [kg/s]	Pressão [kPa]	Temperatura[°C]	Entalpia Específica [kJ/kg]	Entropia Específica [kJ/kg K]
1	41,67	6.468,0	530,0	3.488,5	6,93
2	8,14	6.468,0	530,0	3.488,5	6,93
3	8,14	2.156,0	510,2	3.488,5	7,42
4	33,53	6.468,0	530,0	3.488,5	6,93
5	10,00	2.650,0	426,0	3.295,1	7,07
6	17,78	245,0	147,2	2.759,3	7,16
7	5,75	8,5	42,7	2.578,2	8,20
8	5,75	8,5	42,6	178,4	0,60
9	10,00	2.156,0	422,7	3.295,1	7,16
10	180,56	2.156,0	462,0	3.381,9	7,28
11	20,33	2.156,0	320,0	3.064,8	6,80
14	4,08	2.156,0	310,0	3.041,6	6,76
15	4,08	245,0	185,0	2.837,3	7,34
16	4,08	2.156,0	310,0	3.041,6	6,76
17	4,08	245,0	185,0	2.837,3	7,34
18	4,17	2.156,0	310,0	3.041,6	6,76
19	4,17	245,0	194,5	2.856,6	7,38
20	4,00	2.156,0	310,0	3.041,6	6,76
21	4,00	245,0	194,5	2.856,6	7,38
22	4,00	2.156,0	310,0	3.041,6	6,76
23	4,00	245,0	194,5	2.856,6	7,38
28	0,83	245,0	190,7	2.848,8	7,36
29	19,50	245,0	190,7	2.848,8	7,36
30	37,28	245,0	169,8	2.806,1	7,27
31	38,33	245,0	135,0	2.733,5	7,10
32	5,75	490,0	42,7	179,3	0,60
33	1,06	490,0	42,7	179,3	0,60
34	4,69	490,0	42,7	179,3	1,30

Tabela 8 - Parâmetros de operação da usina convencional (Continuação)

Pontos	Fluxo mássico [kg/s]	Pressão [kPa]	Temperatura[°C]	Entalpia Específica [kJ/kg]	Entropia Específica [kJ/kg K]
35	38,33	245,0	100,0	419,2	1,30
36	38,33	490,0	100,1	419,6	1,30
37	43,03	490,0	93,8	393,4	1,23
38	43,86	245,0	105,0	440,3	1,36
39	43,86	8.820,0	106,8	454,1	1,37
40	41,67	8.820,0	106,8	454,1	1,37
41	2,19	8.820,0	106,8	454,1	1,37
42	2,19	2.156,0	107,8	454,1	1,39
43	1,06	245,0	42,8	179,3	0,61

Fonte: FIOMARI, (2004).

Os dados reportados na Tabela 8 são a base para as análises em cada uma das configurações propostas.

Serão analisados três cenários fundamentais:

Caso 1: Gaseificação do volume total do bagaço da usina em leito fluidizado borbulhante e substituição da caldeira convencional pelo sistema Gaseificador – Turbina a Gás – Caldeira de Recuperação (BIG-GTCC Total).

Caso 2: Gaseificação do volume total de bagaço da usina em fluxo de arraste e substituição da caldeira convencional pelo sistema Gaseificador – Turbina a Gás – Caldeira de Recuperação (BIG-GTCC Total), com pré-tratamento do bagaço mediante a torrefação.

Caso 3: Gaseificação do excedente de bagaço da usina convencional em fluxo de arraste, considerando a torrefação como processo de pré-tratamento do bagaço (BIG-GTCC “Parcial”).

3.2 CASO 1: GASEIFICAÇÃO DO VOLUME TOTAL DO BAGAÇO DA USINA EM LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE E SUBSTITUIÇÃO DA CALDEIRA CONVENCIONAL PELO SISTEMA GASEIFICADOR – TURBINA A GÁS – CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO (BIG-GTCC TOTAL)

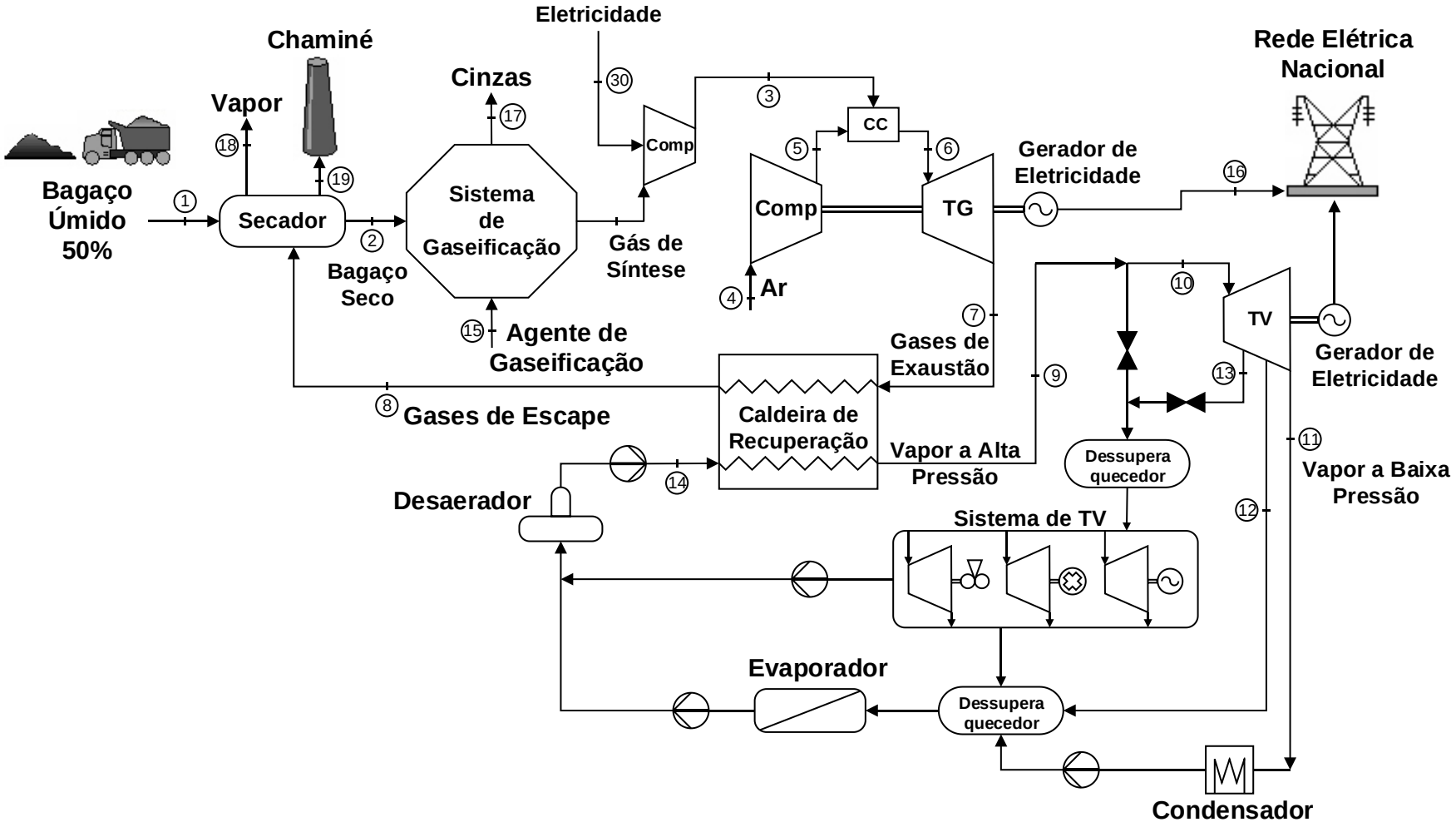
Neste primeiro caso, estuda-se a gaseificação do volume total do bagaço de cana-de-açúcar da usina em leito fluidizado borbulhante e a substituição da caldeira convencional pelo sistema gaseificador – turbina a gás e caldeira de recuperação (BIG-GTCC “total”), empregando-se a secagem como processo de pré-tratamento do bagaço úmido.

Para a implementação do ciclo BIG-GTCC “total” nesta usina, o calor produzido nos gases de escape da turbina a gás que entrarem na caldeira de recuperação devem satisfazer os requisitos para a geração de vapor de alta pressão para o processo. A Figura 12 mostra a implementação de um sistema BIG-GTCC “total” na indústria sucroalcooleira.

Na Figura 12, manteve-se a configuração da usina convencional e todos os parâmetros na saída da caldeira de recuperação tiveram os mesmos valores reportados na Tabela 8.

Neste caso, considerou-se que todo o bagaço produzido na usina seria gaseificado ao invés de ser queimado como ocorre no ciclo convencional. Para isso, foi necessária a substituição da caldeira convencional pelo conjunto Gaseificador - Turbina a Gás - Caldeira de Recuperação.

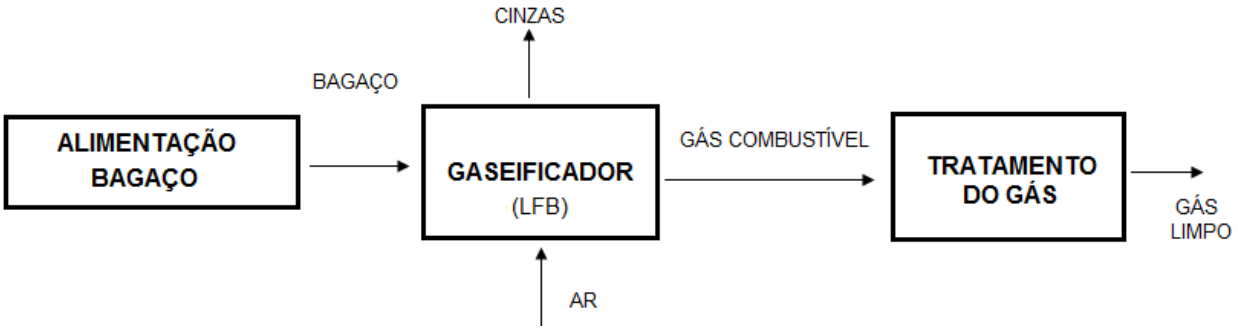
Figura 12 - Caso 1: Gaseificação do volume total de bagaço da usina em leito fluidizado borbulhante, e substituição da caldeira convencional pelo sistema Gaseificador – Turbina a Gás e Caldeira de Recuperação (BIG-GTCC "total")



Fonte: Própria.

O sistema de gaseificação constitui-se de um sistema de alimentação de bagaço de cana-de-açúcar, gaseificadores em leito fluidizado e sistema de limpeza e acondicionamento do gás combustível, como apresentado na Figura 13.

Figura 13 - Sistema de gaseificação em leito fluidizado.



Fonte: Própria.

Para efetuar a análise da planta, foram levados em conta os dados listados na Tabela 9:

Tabela 9 - Dados considerados para a análise técnica

Parâmetros	Valores	Unidades
η_{cr}	70	%
R_g	0,29	kJ/kg.k
$\eta_{compressor}$	80	%
η_{tgiso}	89	%
η_{CC}	95	%
ΔP_{CC}	0,05	kPa
ΔP_{cr}	0,05	kPa
η_e	95	%

Fonte: Própria.

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.

3.2.1 Seleção da turbina a gás

Baseando-se na metodologia desenvolvida por Antunes (1999) e Villela e Silveira (2007), realizou-se a seleção da turbina a gás utilizando os equipamentos disponíveis no mercado (GTW, 2012), com uma temperatura dos gases de exaustão na faixa de 773 a 948 K.

Para que fosse mantida a demanda térmica do processo na usina, os parâmetros de vapor na saída da caldeira na configuração CEST foram os mesmos da saída da caldeira de recuperação na configuração BIG-GTCC "total".

Embora não exista uma clara relação entre o poder calorífico inferior do combustível (PCI) e a potência de saída na turbina a gás, é possível fazer algumas suposições gerais: se o combustível for unicamente um hidrocarboneto, sem gases inertes e sem a existência de nenhum átomo de 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 (BROOKS, 2000). O gás combustível com uma grande quantidade de componentes inertes, tais como o dióxido de carbono (CO_2) ou nitrogênio (N_2), tem um baixo índice de Wobbe (WI), enquanto que as substâncias com uma grande quantidade de hidrocarbonetos pesados têm elevação deste índice. Para o gás de gaseificação, o WI está na faixa de 22,5 a 30 MJ/Nm^3, ao passo que o valor do WI para o gás natural, em condições termodinâmicas semelhantes, oscila na gama de 48 a 53 MJ/Nm^3 (KURZ, 2005). O índice WI pode ser determinado empregando-se a Equação (13), na qual SG é a densidade relativa do combustível analisado e PCS é o poder calorífico superior do combustível.

$$WI = \frac{PCS}{\sqrt{SG}} \tag{13}$$

As turbinas a gás proporcionarão mais energia se o WI for menor. A redução desse índice implica em um aumento no fluxo mássico através da seção da turbina, o que resulta em um acréscimo na potência de saída da mesma, causado pelo incremento do fluxo mássico do combustível para garantir a mesma energia na câmara de combustão. Este é o principal impacto do uso dos gases combustíveis produzidos a partir da gaseificação nas turbinas a gás, pois esses gases geralmente possuem grandes quantidades de gás inerte em sua composição (KURZ, 2005).

O aumento do fluxo mássico na sessão transversal da turbina deve acontecer mantendo-se um nível de segurança do limite de bombeamento da mesma. A potência do compressor é essencialmente inalterada, o que requer medidas de segurança nesses equipamentos quando funcionando com gases de baixo poder calorífico. Na maioria dos casos de funcionamento da turbina com combustíveis de baixo poder calorífico, é possível assumir que a potência de saída e a eficiência da turbina a gás sejam iguais ou maiores do que as obtidas com gás natural (BROOKS, 2000).

Para a seleção do sistema da turbina a gás, foram considerados os equipamentos comercialmente disponíveis no mercado e os parâmetros de funcionamento do processo.

A temperatura dos gases na saída da caldeira de recuperação (T_8) deve ter o valor mínimo de 473 K, sabendo-se que a temperatura dos gases de exaustão das turbinas a gás varia de 773 a 948 K, de acordo com Villela e Silveira (2007),

Para a seleção preliminar da turbina a gás, foram analisados os seguintes parâmetros:

- A temperatura dos gases de escape para a atmosfera fixada inicialmente em 473 K;
- Rendimento da caldeira de recuperação: 70 %;
- Fluxo de vapor na caldeira: 41,67 kg/s;
- Entalpia do vapor na saída da caldeira de recuperação (h_9): 3488,5 kJ/kg;
- Entalpia na entrada da caldeira de recuperação (h_{14}): 454,1 kJ/kg.

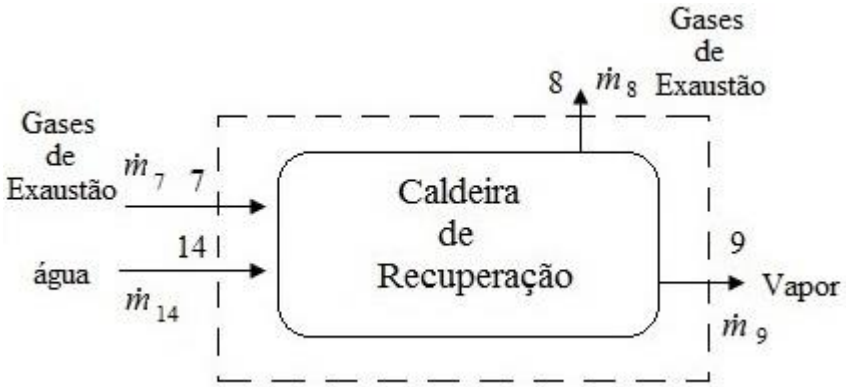
Como será mantida a demanda térmica da usina convencional, convencionou-se que:

$h_9 = h_4$ (Planta convencional Figura 10, Tabela 8)

$h_{14} = h_{40}$(Planta convencional Figura 10, Tabela 8)

A caldeira de recuperação produzirá vapor a partir do gás de exaustão proveniente da turbina a gás. A Figura 14 mostra o volume de controle na caldeira de recuperação para o balanço de massa e energia.

Figura 14 – Volume de controle na caldeira de recuperação.



Fonte: Própria.

A partir do balanço energético na caldeira de recuperação, determina-se o fluxo mássico em função da temperatura dos gases na saída da turbina a gás considerando a Equação (14):

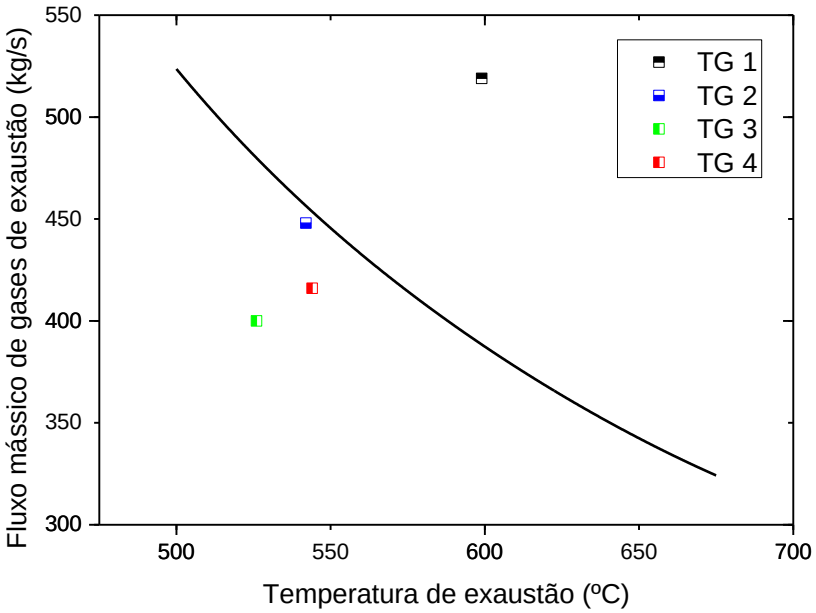
$$\dot{m}_7 = \frac{\dot{m}_9 .(h_9 - h_{14})}{\eta_{cr} .Cp_{GE} .(T_{7\,média} - T_{8inicial})} \tag{14}$$

A temperatura $T_{7média}$ é a temperatura média dos gases de exaustão da turbina a gás (773 a 948 K) e $T_{8inicial}$ é a temperatura inicial dos gases de exaustão da caldeira de recuperação ($T_{8inicial}$ = 473 K).

Uma vez calculados os valores de fluxo utilizando a Equação 14, foram pré-selecionadas as turbinas mais próximas da curva, como apresentado na Figura 15:

- Turbina a gás 1 - General Electric 7FA;
- Turbina a gás 2 - Mitsubishi M701DA;
- Turbina a gás 3 – Alstom GT11N2;
- Turbina a gás 4 – General Electric GE9E.

Figura 15 - Pré-seleção da turbina a gás.



Fonte: Própria.

Mediante o apresentado na Figura 15, verifica-se que a turbina 2 é a mais próxima da curva, sendo, portanto, a mais adequada para a configuração proposta. A Tabela 10 mostra os parâmetros da turbina a gás pré-selecionada (GTW, 2012).

Tabela 10 - Turbina a gás selecionada inicialmente

Nome do Fabricante	**MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES**
Modelo	M701DA
E_{tge} [kW]	144090
Eficiência [%]	34,8
Vazão mássica dos gases de exaustão ($\dot{m}_7$) [kg/s]	448
Temperatura de exaustão (T_7) [K]	815

Fonte: GTW (2012).

3.2.1.1 Determinação da temperatura dos gases de exaustão pelo Método do “Pinch Point”

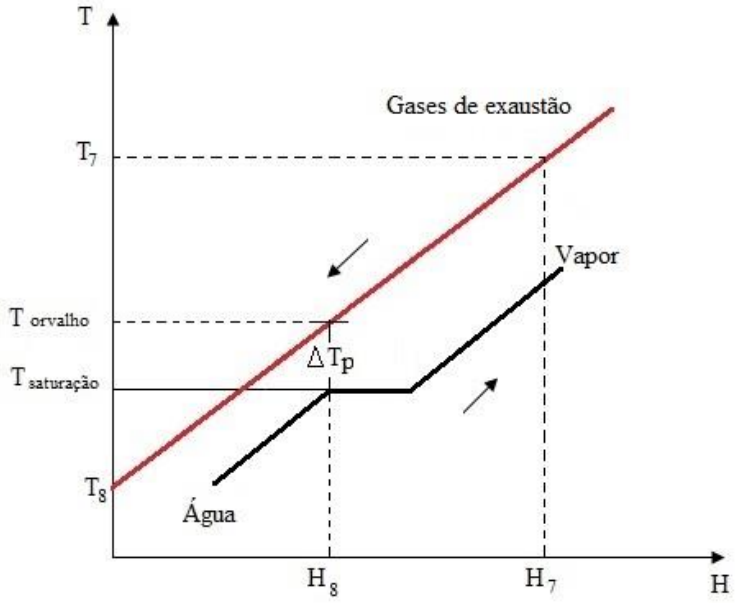
A temperatura na qual ocorre a vaporização tem um grande impacto sobre a operação da caldeira de recuperação. O perfil da temperatura do calor cedido deve estar sempre acima de um determinado ΔT mínimo em relação à temperatura em que se começa o início da vaporização, pois quando se tem um perfil de temperatura de exaustão abaixo da curva de vaporização, tem-se uma impossibilidade termodinâmica para operar.

Dessa forma, foi necessária a correção da temperatura da chaminé da caldeira de recuperação por meio do método do *pinch point*.

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 283 e 303 K (SUE; CHUANG, 2004); neste caso, foi utilizado o valor médio de 293 K.

A Figura 16 mostra o perfil de resfriamento do gás até a intersecção com o eixo T. A temperatura T_7 é a temperatura dos gases na saída da turbina a gás e $T_{saturação}$ é a temperatura de saturação na condição da pressão de saturação no ponto 9.

Figura 16 - Perfil de resfriamento do gás para determinação do *Pinch Point*



Fonte: Própria.

A temperatura no ponto de orvalho foi determinada pela Equação 15:

$$T_{orvalho} = T_{Saturação} + \Delta T_p \quad (15)$$

Para o cálculo da temperatura dos gases de exaustão, utilizou-se a Equação (16). (VILLELA; SILVEIRA, 2007).

$$T_8 = T_7 - \left(\left[\frac{T_7 - T_{orvalho}}{H_7 - H_8} \right] . H_7 \right) \quad (16)$$

As taxas de calor cedido (H_8) e recebido (H_7) foram dadas pelas Equações (17) e (18).

$$H_8 = \dot{m}_{12} . h_l \quad (17)$$

$$H_7 = \dot{m}_7 . Cp_g(T_7) \quad (18)$$

Onde, h_l é a entalpia específica do líquido saturado na condição de pressão de saturação do ponto 12.

Com auxílio da Figura 16 e das Equações (15), (16), (17) e (18), é possível determinar a temperatura dos gases de exaustão corrigida:

T_8 = 543,58 K,

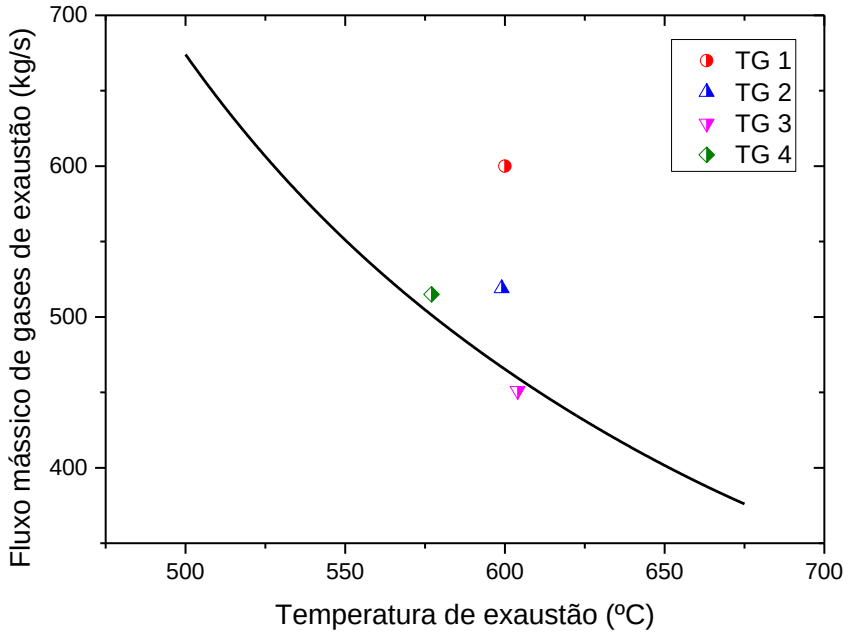
Após a correção da temperatura dos gases de exaustão, foi necessária a realização de uma nova seleção de turbina a gás segundo o GTW (2012).

Utilizando-se a temperatura corrigida dos gases de exaustão, as turbinas selecionadas segundo GTW, (2012) são:

- Turbina a gás 1 – Mitsubishi M501G1;
- Turbina a gás 2 – General Electric -7FA2009;
- Turbina a gás 3 – General Electric - 7FA2008;
- Turbina a gás 4 – Siemens SGT6-5000F.

É possível observar na Figura 17 que a turbina a gás Siemens modelo SGT6-5000F é a mais próxima da curva, sendo, assim, a mais adequada para a configuração proposta.

Figura 17 - Seleção da turbina a gás



Fonte: Própria.

A Tabela 11 apresenta os parâmetros da turbina a gás selecionada de acordo com GTW (2012).

Tabela 11 - Caraterísticas da turbina a gás selecionada

Nome do Fabricante	**SIEMENS ENERGY [60 Hz]**
Modelo	SGT6-5000F
E_{tge} [kW]	208000
Eficiência [%]	38,1
Heat Rate [Btu/kWh]	8953
Rotação da turbina [rpm]	3600
Relação de pressão [-]	17,2
Vazão mássica dos gases de exaustão ($\dot{m}_7$) [kg/s]	515,00
Temperatura de exaustão (T_7) [K]	850

Fonte: GTW (2012).

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

Os parâmetros das turbinas a gás selecionadas 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 adotadas (PANTALENA, 1997, ANTUNES, 1999):

- temperatura ambiente de 298 K;

- altitude de 760 m (condições locais da planta);

- umidade relativa do ar de 60 %.

De acordo com Pantalena (1997) e Antunes (1999), os fatores de correção utilizados são obtidos de acordo com as Equações (19) a (23):

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

$$fc_{E_p}{}^{T} = -0,04 * T_{amb} + 1,06 = 0,93 \quad (19)$$

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

$$fc_{vm}{}^{T} = 0,002 * T_{amb} + 0,97 = 1,02 \quad (20)$$

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

$$fc_{HR}{}^{T} = -0,006 * T_{amb} + 1,07 = 0,92 \quad (21)$$

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

(200 m ≤ *A* < 2800m)

$$fc_{E_P}{}^{A} = -0,0001 * A + 0,9816 = 0,91 \quad (22)$$

(200 m < *A* ou 2800 m ≤ *A* ≤ 3000 m)

$$fc_{E_P}{}^{A} = -0,0001 * A + 0,9975 \quad (23)$$

A Tabela 12 apresenta os dados já corrigidos para as condições locais da turbina a gás selecionada, os quais serão utilizados para realizar a análise energética.

Tabela 12 - Sistema turbina a gás selecionado - condições locais

Nome do Fabricante	**SIEMENS ENERGY [60 Hz]**
Modelo	SGT6-5000F
E_{tg}^{*} [kW]	176030
Eficiência* [%]	38,0
*Heat Rate** [Btu/kWh]	7805,0
Rotação da turbina [rpm]	3600
Relação de compressão [-]	17,2
Vazão mássica dos gases de exaustão ($\dot{m}_7^{*}$) [kg/s]	477,29
Temperatura de exaustão (T_7^{*}) [K]	883,47

Fonte: Própria.

Segundo Antunes (1999), a perda de pressão dos gases na caldeira de recuperação é de 5 %, e a pressão na saída dos gases de escape está de acordo com as condições atmosféricas (101,3 kPa).

As Equações (24) e (25) determinam a pressão na saída da turbina a gás e a relação de pressão.

$$P_7 = \frac{P_8}{1-\Delta P_{cr}} \tag{24}$$

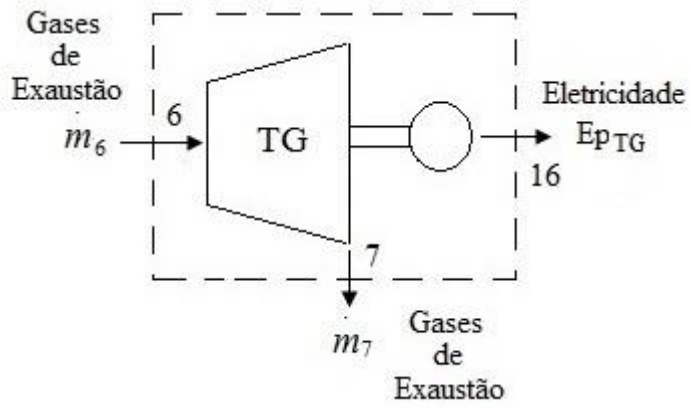
$$r_p = \frac{P_6}{P_7} \tag{25}$$

A constante universal para os gases de exaustão (R) adotada foi 0,29 kJ/kg K. A relação de calores específicos foi calculada por meio da Equação (26).

$$K_g = \frac{1}{1-\left(\frac{R}{C_{pg}(T)}\right)} \tag{26}$$

Segundo Villela e Silveira (2007), a eficiência isentrópica da turbina a gás é de 89 %. O fluxo de energia fornecido pela combustão do gás de síntese condicionará o trabalho debitado pela turbina a gás. A Figura 18 mostra o volume de controle na turbina a gás.

Figura 18- Volume de controle da turbina a gás



Fonte: Própria.

Para a determinação da temperatura de entrada na turbina a gás, foi utilizada a Equação (27).

$$T_6 = \frac{T_7}{\left(1-\eta_{tgiso}\cdot\left[1-\left(\frac{P_6}{P_7}\right)^{\frac{1-K_g}{K_g}}\right]\right)} \tag{27}$$

Segundo Antunes (1999), a perda de pressão de ar na câmara de combustão é de 5 % e considera-se a câmara de combustão, para efeitos de simplificação, um equipamento adiabático. A Figura 19 mostra o o volume de controle na câmara da turbina a gás.

Figura 19 - Volume de controle na câmara de combustão

Fonte: Própria.

A pressão na saída do compressor foi dada pela Equação (28).

$$P_5 = \frac{P_6}{1-\Delta P_{cc}} \tag{28}$$

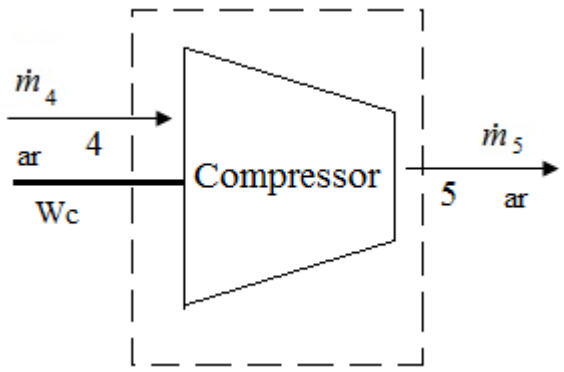
A relação de calores específicos foi dada pela Equação (29).

$$K_{ar} = \frac{1}{1-\left(\frac{R}{Cp_{ar}(T)}\right)} \tag{29}$$

Para a temperatura e pressão na entrada do compressor, foram consideradas as condições atmosféricas (298 K e 101,3 kPa, respectivamente).

A Figura 20 mostra o volume de controle no compressor.

Figura 20 - Volume de controle no compressor.



Fonte: Própria.

Segundo Villela e Silveira (2007), a eficiência isentrópica do compressor é de 80%. Pelo balanço de energia no compressor, determinou-se a temperatura de entrada na câmara de combustão pela Equação (30) (ANTUNES, 1999).

$$T_5 = T_4.\left(1+\frac{1}{\eta_{cpiso}}.\left[\left(\frac{P_5}{P_4}\right)^{\frac{K_{ar}-1}{K_{ar}}}-1\right]\right) \quad (30)$$

Tabela 13 - Parâmetros de operação da turbina

Pontos	Pressão [kPa]	Temperatura [K]
4	101,3	298
5	1931	791
6	1834	1280
7	107	884
8	101,3	544

Fonte: Própria.

Nestas condições, realizou-se a análise da incorporação do ciclo combinado com a gaseificação do bagaço para determinar se a quantidade de bagaço disponível é suficiente para fornecer o vapor requerido pela usina.

3.2.2 Balanço de massa e energia nos componentes da usina com a incorporação do processo de gaseificação de bagaço em leito fluidizado

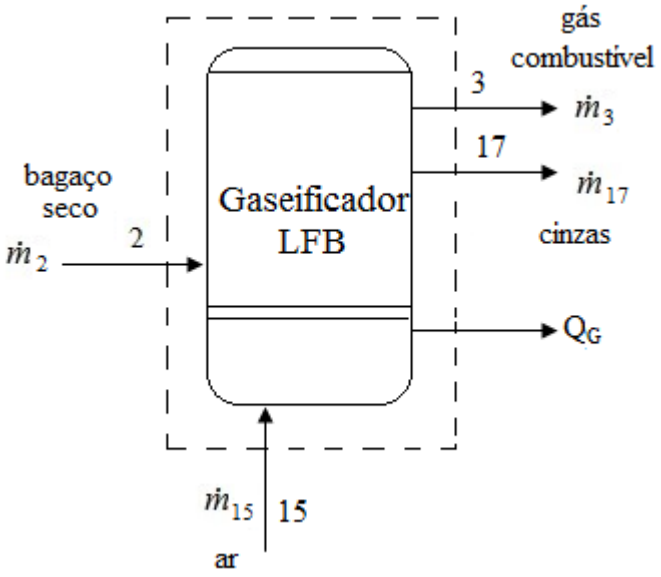
De forma geral, o balanço de massa e energia pode ser determinado empregando as Equações (31) e (32):

$$\frac{dm_{v.c.}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s \quad (31)$$

$$\frac{dE_{v.c.}}{dt} = \dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g \cdot Z_e\right) - \sum \dot{m}_s \cdot \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g \cdot Z_s\right) \quad (32)$$

A Figura 21 apresenta o volume de controle no gaseificador em leito fluidizado borbulhante.

Figura 21 - Volume de controle no gaseificador em leito fluidizado



Fonte: Própria.

O balanço energético em um gaseificador de biomassa empregando ar, vapor ou misturas deles como agente de gaseificação, segundo Prins; Ptasinski; Janseen (2003) e Karamarkovic; Karamarkovic (2010), está definido pela Equação (33):

$$\dot{m}_{biomassa} PCI_{biomassa} + \dot{m}_{ar} \Delta h_{ar} + \dot{m}_{H_2O}\left(h_{fg} + \Delta h_{H_2O}\right) = \dot{m}_{gás}\left(\Delta h_g + PCI_g\right) + \dot{m}_{biomassa} z_c Carvão(\Delta h_{carvão} + PCI_{Carvão}) + \dot{m}_{cinzas} \Delta h_{cinzas} + Q_G \quad (33)$$

Considerando-se que o agente de gaseificação é ar em condições padrões e que 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 no sistema analisado (Figura 21) é definida da seguinte forma:

$$\dot{m}_2.PCI_{bgs} = \dot{m}_3(\Delta h_g + PCI_g) + \dot{m}_{cinzas}\Delta h_{cinzas} + Q_G \quad (34)$$

Para a determinação da vazão mássica de bagaço ($\dot{m}_2$), primeiramente, calculou-se a potência elétrica gerada pela turbina a gás (E_{tge}) utilizando a Equação (35).

$$E_{tge} = E_{tg} * \eta_e \quad (35)$$

Para a configuração atual, considerando a eficiência de geração de energia elétrica para a turbina a vapor de 95 %, obteve-se a potência elétrica de 19,13 MW utilizando a Equação (36)

$$E_{tve} = E_{tv} * \eta_e \quad (36)$$

A potência elétrica total gerada (E_{te}) na usina foi calculada por meio da Equação (37).

$$E_{te} = E_{tve} + E_{tge} \quad (37)$$

Posteriormente, calculou-se a potência suprida pelo combustível por meio da seguinte Equação:

$$E_{combGS} = \frac{E_{tge}}{\eta_{tg}} \quad (38)$$

Pela Equação (39), calculou-se o fluxo mássico do gás de síntese ($\dot{m}_3$).

$$\dot{m}_3 = \frac{E_{tge}}{\eta_{tg}.PCI_g} \quad (39)$$

A eficiência média a frio de um sistema de gaseificação é de 75% (REED, 1998; LARSON et al., 2001; E4TECH, 2009; WORLEY e YALE, 2012). Para este estudo, considerou-se que o PCI do gás se mantém constante durante o processo de acondicionamento antes de sair do sistema de gaseificação.

Por meio da Equação (40), foi possível calcular o fluxo mássico de bagaço em base seca

que entra no gaseificador.

$$\dot{m}_2 = \frac{\dot{m}_3 . PCI_g}{\eta_{gase} . PCI_{bgs}} \quad (40)$$

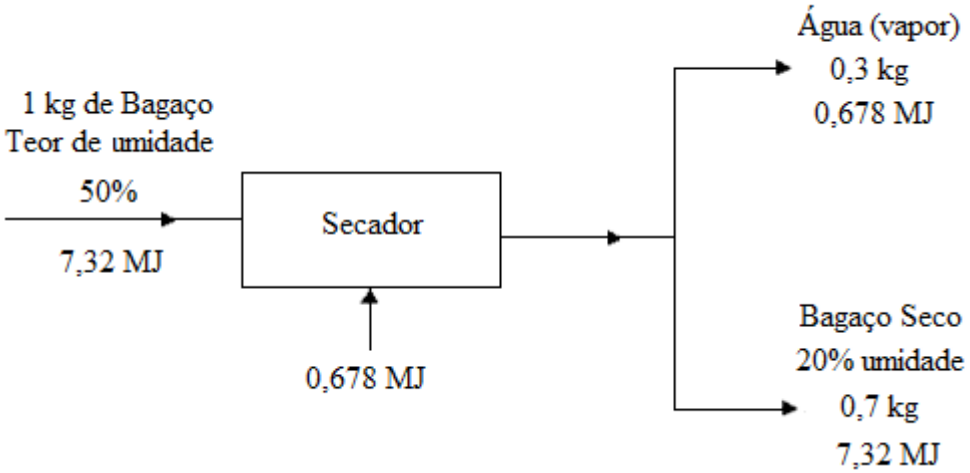
Na qual, η_{gase} é a eficiência a frio do gaseificador de biomassa empregando ar como agente de gaseificação, dada pela seguinte equação:

$$\eta_{gase} = \left(\frac{\dot{m}_3 . PCI_g}{\dot{m}_2 . PCI_{bgs} + \dot{m}_{ar} . h_{ar}} \right) \quad (41)$$

Nota-se que a eficiência a frio do gaseificador não leva em conta o calor sensível disponível no gás de síntese, somente a energia química disponível.

Para determinar a quantidade total de bagaço necessária ($\dot{m}_1$) para atender a demanda de vapor da usina, efetuou-se o balanço energético no secador de bagaço utilizando a Equação (42) (PRINS; PTASINSKI; JANSEEN, 2003). A energia para a secagem é fornecida pelos gases de exaustão da caldeira e a queima de bagaço adicional como apresentado na Figura 22.

Figura 22 - Balanço de massa e energia no secador de bagaço de cana



Fonte: PRÓPRIA

As Equações (42) e (43) apresentam o balanço energético no secador de bagaço e a determinação da energia suministrada pelos gases de exaustão:

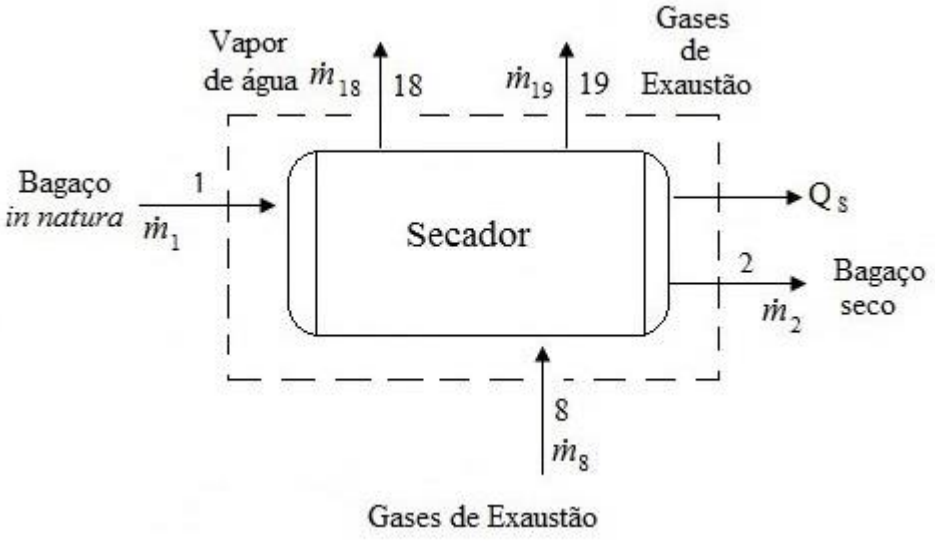
$$\dot{m}_1.PCI_{bgu} + Q_{GE} = \dot{m}_2.PCI_{bgs} + \dot{m}_{vapor}.h_{vapor} + \dot{m}_2.Cp_{BS}.\Delta T + Q_s \quad (42)$$

$$Q_{GE} = \dot{m}_8.Cp_{GE}.\Delta T - \dot{m}_{19}.Cp_{GE}.\Delta T - Q_s \quad (43)$$

Segundo Prins; Ptasinski; Janssen(2003) e Basu(2013), no balanço energético do secador considera-se que a energia suministrada pelos gases de exaustão (Q_{GE}) emprega-se para aquecer o bagaço *in natura* e evaporar a água contida nele.

A Figura 23 mostra o volume de controle no secador.

Figura 23 - Volume de controle no secador de bagaço



Fonte: Própria.

Dessa forma, a vazão total de bagaço requerida pela usina é determinada como apresentado na Equação (44) considerando o poder calorífico inferior do bagaço em base úmida com 50 % de umidade de 7.320,0 kJ/kg. (MILES et al. 1995).

$$\dot{m}_1 = \frac{\dot{m}_2 .PCI_{bgs} + \dot{m}_{vapor} .h_{vapor} + \dot{m}_2 .Cp_{BS} .\Delta T - Q_{GE}}{PCI_{bgu}} \quad (44)$$

Uma vez determinada a vazão total de bagaço requerida pela usina com a incorporação do ciclo BIG-GTCC ($\dot{m}_1$ = 80,58 kg/s) e conhecendo a vazão de bagaço disponível na usina convencional ($\dot{m}_1$ = 19,58 kg/s), segundo Fiomari, (2004), pode-se apreciar que a mesma não é suficiente para atender a demanda de vapor da planta de cogeração. Sendo assim, através da Equação (45), determina-se o fluxo mássico de bagaço que deve ser comprado ($\dot{m}_{bgc}$) para garantir a demanda de vapor da usina:

$$\dot{m}_{bgc} = \dot{m}_1 - \dot{m}_{bg} \quad (45)$$

Com o intuito de calcular a eficiência para a geração de eletricidade, utilizou-se a Equação (46) considerando as potências elétricas geradas na usina e a potência consumida pela bomba.

$$\eta_{ge} = \frac{E_{tge} + E_{tve} - W_b}{E_{comb}} \quad (46)$$

Por meio da Equação (47), calculou-se a eficiência global da usina com a incorporação da gaseificação.

$$\eta_{gl} = \frac{E_{tge} + E_{tve} + W_{mec} + Q_{proc} - W_b}{E_{comb}} \quad (47)$$

A Tabela 14 mostra os resultados para o ciclo combinado.

Tabela 14 - Valores obtidos no BIG-GTCC

E_{tve} **[kW]**	E_{tge} **[kW]**	E_{te} **[kW]**	$\dot{m}_3$ **[kg/s]**	$\dot{m}_2$ **[kg/s]**	$\dot{m}_1$ **[kg/s]**	$\dot{m}_{bgc}$ **[kg/s]**
19.127,0	167.229,0	186.356,0	100,93	56,39	80,58	61,30

Fonte: Própria.

Analisando os resultados obtidos, para satisfazer as necessidades de vapor da usina, utilizando uma turbina a gás modelo Siemens Energy modelo SGT6-5000F, empregando gás de síntese como combustível, será necessário um sistema de gaseificação com capacidade de processamento igual ou superior a 600 MW(térmicos), uma vez que a maioria dos sistemas de gaseificação com gaseificadores em leito fluidizado em escala comercial tem uma eficiência do gás frio entre 65 % e 75 % (REED, 1998; LARSON, 2001; E4TECH, 2009; WORLEY; YALE, 2012).

Os parâmetros de funcionamento da usina com a implementação da incorporação do ciclo BIG-GTCC são apresentados na Tabela 15.

Tabela 15 - Resultados da análise energética com a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço na usina

Pontos	Fluxo Mássico[kg/s]	Temperatura[K]	Pressão[kPa]	Fluxo de Energia[MW]
1	80,58	298	101,3	589,9
2	56,39	298	101,3	589,9
3	116,2	298	1931	442,4
4	352,45	298	101,3	-
5	352,45	791	1.931,0	-
6	468,65	1.563,0	1.834,0	442,4
7	468,65	860	107	274,94
8	468,65	544	101,3	132,58
9	41,67	803	6.468,0	145,4
10	33,53	803	6.468,0	116,97
11	5,75	315	8,5	14,82
12	17,78	420,2	245,0	49,06
13	10,0	699	2.650,0	32,95
14	41,67	379,8	8.820,0	18,92
15	61,48	298	101,3	-
16	-	-	-	167,23
17	1,69	298	101,3	0
18	24,19	373	101,3	64,73
19	468,65	442,6	101,3	77,95
20	-	-	-	0,80

Fonte: Própria.

A Tabela 16 mostra o comportamento das eficiências de geração de eletricidade, calor, energia mecânica e global quando implementada a gaseificação do volume total de bagaço da usina.

Tabela 16 - Eficiências de geração de eletricidade, calor, energia mecânica, global e a potência total gerada com a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço na usina

Tecnologia	η_{ge} **[%]**	η_{Qpr} **[%]**	η_{emec} **[%]**	η_{gl} **[%]**	E_{te} **[MW]**
Convencional	12,9	61,9	2,73	77,5	19,13
BIG-GTCC*	41,9	20,1	0,89	62,9	186,36
BIG-GTCC**	27,1	12,9	0,57	40,6	186,36

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

Fonte: Própria.

Pela análise dos resultados, a eficiência global diminui; porém, a eficiência de geração de energia elétrica aumenta quando comparada à usina convencional, apresentando a viabilidade da implementação da tecnologia para o aumento da geração de eletricidade. O tamanho necessário do sistema de gaseificação é o principal obstáculo para a implementação do BIG-GTCC "total" na usina estudada, já que os maiores gaseificadores de biomassa disponíveis comercialmente têm uma fração da capacidade de processamento exigida e muitos deles não estão projetados para gaseificação de bagaço, como é mostrado na Tabela 17.

Se for feita a gaseificação de todo o bagaço disponível na usina com a implementação do BIG-GTCC, será necessária, ainda, a compra de 72,79 % do volume total do bagaço requerido para garantir o funcionamento do gaseificador e cobrir o requerimento energético da usina. Neste caso, será possível aumentar a geração de energia elétrica em comparação com a configuração convencional. Nesse contexto, a implementação do BIG-GTCC "total" na usina sucroalcooleira estudada poderá ser realizada por meio de uma das seguintes configurações:

Configuração 1: Uma unidade de pré-tratamento de biomassa para secar 290,1 t/h de bagaço de cana-de-açúcar até 20 % de teor de umidade, considerando-se 50 % de umidade do bagaço *in natura*; um sistema de gaseificação composto por: seis gaseificadores de leito fluidizado circulante (LFC) para gaseificação de biomassa, com uma capacidade de

processamento total de 600 MW(térmicos), e o sistema de limpeza de gás de síntese. O sistema de gaseificação poderá também ser composto por cinco reatores de plasma de 130 MW(térmicos) Westinghouse, com uma capacidade de processamento total de 650 MW(térmicos).

O sistema de gaseificação alimenta uma turbina a gás Siemens, Modelo SGT6-5000F. Será necessária uma fonte externa de 211.19 t/h bagaço de cana para atender a demanda térmica de processo (72.79 % da biomassa total necessária).

Tabela 17 - Principais projetos comerciais de sistemas de gaseificação de biomassa

Nome do Projeto	Ano de Instalação	Capacidade de processamento [MW]	Tecnologia de Gaseificação	Combustível
Carbona	2009	20	LFB	Pellets de madeira
Foster Wheeler	2001	40	LFB	Plástico e Madeira de demolição
Energy Products Idaho	1986	28	LFB	cavacos de madeira
Foster Wheeler (LFC)	2009	160	(2)*LFC	Biomassa
VTT Finland	2009	50	LFC	Biomassa
ECN	2014	100	LFC	Madeira
CHOREN	2013	640	(4)*GFA	Biomassa
Karlsruhe Institute of Technology	2006	200	(3)* GFA	Biomassa
Uhde PRENFLO Gasification	1992	Acima de 1200	GFA	Carvão
Westinghouse Plasma	2010	130	Plasma	Biomassa

* Número de reatores do sistema de gaseificação.

GFA: Gaseificador de fluxo de arraste;

LFB: Gaseificador de leito fluidizado borbulhante;

LFC: Gaseificador de leito fluidizado circulante;

Fonte: E4TECH, (2009),WORLEY; YALE, (2012).

Configuração 2: Uma unidade de pré-tratamento de biomassa para secar 78,9 t/h de bagaço de cana-de-açúcar até 20 % de umidade, considerando o bagaço *in natura* com 50 % de umidade. Uma planta de gaseificação composta por: dois gaseificadores de leito fluidizado circulante (LFC), tecnologia Foster Wheeler para gaseificação de biomassa, com uma capacidade de processamento total de 160 MW(térmicos), e o sistema de limpeza de gases de síntese. O sistema de gaseificação alimenta uma turbina a gás Siemens, Modelo SGT6-5000F.

Será necessária a queima suplementar de 40.38 t/h de gás natural para atender a demanda térmica de processo (72.79 % do total da energia necessária) (PCI do gás natural de 47,14 MJ /kg) o que colocaria a gaseificação de bagaço em um segundo plano.

As dimensões da planta propostas para a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço na usina (Caso1), poderá ser um impeditivo para a viabilidade dessa configuração, considerando as tecnologias atualmente disponíveis (E4TECH, 2009; WORLEY e YALE, 2012). O fornecimento de energia externa necessária para satisfazer as necessidades de vapor da usina em ambos os casos (72,79 %) é também um problema para a implementação do BIG-GTCC total na usina convencional. Mesmo aplicando uma opção sustentável e econômica para resolver essas barreiras, ainda assim há problemas durante o manuseio, alimentação, gaseificação e limpeza do gás de síntese produzido quando se utiliza o bagaço de cana *in natura* como matéria-prima (OLIVARES et al., 1999, van den ENDEN; SILVA LORA, 2004; PELLEGRINI; OLIVEIRA JÚNIOR, 2007; BABU, 2010). O Instituto de Tecnologia do Gás (GTI) nos Estados Unidos de América testou esta tecnologia em 1988 em uma fábrica de açúcar da Hawaiian Commercial & Sugar Company's Paia em Maui, no Havaí, processando 100 t/dia de bagaço de cana como combustível para o sistema de gaseificação. O projeto demonstrou sucesso limitado, com a gaseificação com ar em cerca de 2 MPa e com filtração de gás quente para remover a poeira contida no mesmo (processo RENUGAS). Foram encontrados também sérios problemas no tratamento e na alimentação do bagaço de cana no gaseificador e o projeto foi encerrado em 1997 (BABU, 2010).

Considerando estas experiências e visando reduzir os problemas mencionados anteriormente, propõe-se empregar a torrefação como processo de pré-tratamento do bagaço úmido, anterior ao processo de gaseificação. O estudo sobre a implementação dessa tecnologia apresenta-se no item 3.3.

3.3 CASO 2: GASEIFICAÇÃO DO VOLUME TOTAL DE BAGAÇO DA USINA EM FLUXO DE ARRASTE E SUBSTITUIÇÃO DA CALDEIRA CONVENCIONAL PELO SISTEMA GASEIFICADOR – TURBINA A GÁS – CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO (BIG-GTCC TOTAL), COM PRÉ-TRATAMENTO DO BAGAÇO MEDIANTE A TORREFAÇÃO

Neste caso, considera-se a gaseificação do volume total do bagaço de cana-de-açúcar da usina em fluxo de arraste (GFA) e a substituição da caldeira convencional pelo sistema gaseificador – turbina a gás e caldeira de recuperação, (BIG-GTCC "total"), considerando a secagem e a torrefação como processos de pré-tratamento do bagaço úmido.

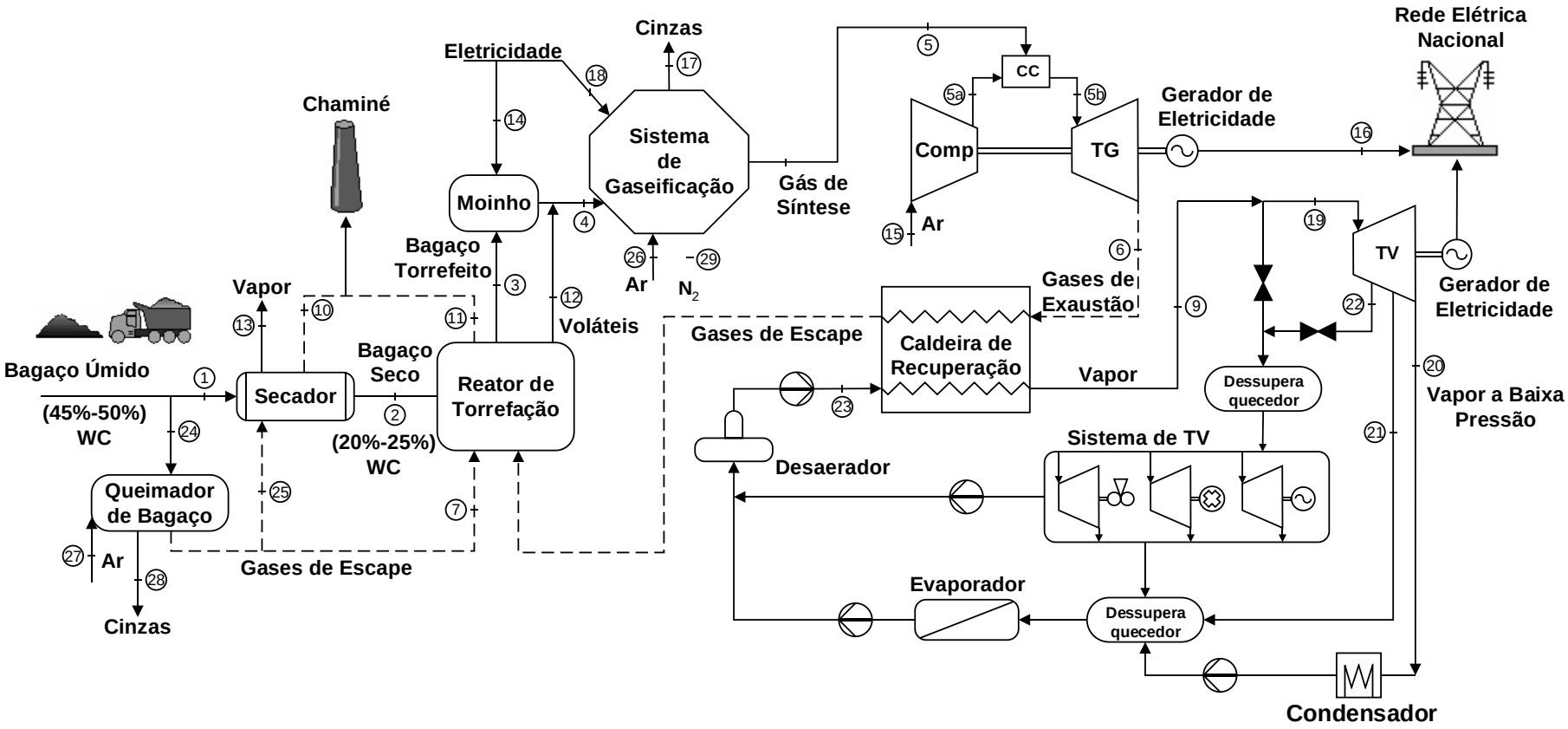
A torrefação de biomassa é um processo de pré-tratamento atraente para o bagaço, uma vez que reduz os problemas relacionados às propriedades de baixa densidade do bagaço de cana-de-açúcar. A torrefação pode, em grande parte, melhorar as propriedades energéticas da biomassa e suas características de moagem, resultando em um impacto positivo sobre seu transporte, manuseio e armazenamento, dada a natureza hidrofóbica e a estrutura física adquirida após a torrefação (BASU, 2013). Devido às características da biomassa torrefeita, principalmente seu poder calorífico e sua mobilidade, a gaseificação da mesma pode ser efetuada empregando tecnologias concebidas para usar o carvão como matéria-prima. Neste caso, o bagaço torrefeito terá propriedades físico-químicas muito similares ao carvão mineral, possibilitando a utilização de um reator de gaseificação em fluxo de arraste.

A temperatura de operação típica GFA é entre 1.473 e 1.693 K, utilizando o oxigênio como agente de gaseificação (E4TECH, 2009; WORLEY e YALE, 2012). 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 que alimente à turbina a gás. Após a unidade de limpeza, o gás é conduzido para um compressor de impulso que o comprime até as condições de pressão da câmara de combustão da turbina a gás.

O calor de escape da turbina a gás é recuperado na caldeira de recuperação, a fim de produzir vapor de água. Em seguida, esse vapor passa pela turbina a vapor para alimentar outro gerador, produzindo mais eletricidade; o vapor da extração da turbina é usado para satisfazer as exigências do processo.

Um diagrama esquemático para a incorporação do BIG-GTCC "total" é mostrado na Figura 24.

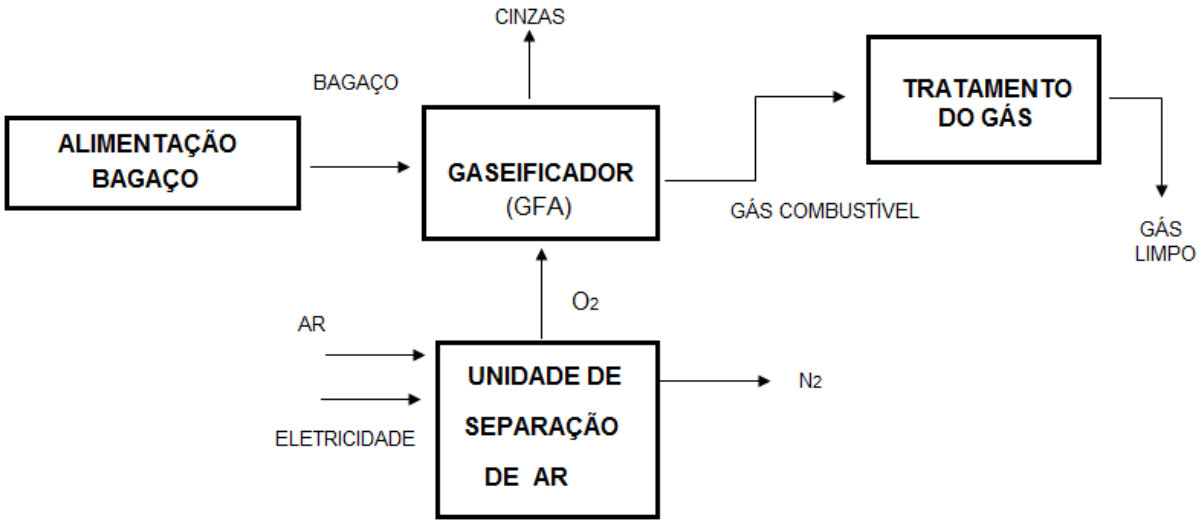
Figura 24 - Incorporação do BIG-GTCC com gaseificação em fluxo de arraste de bagaço torrefeito



Fonte: Própria.

O sistema de gaseificação estará composto por um gaseificador em fluxo de arraste, tecnologia CHOREN Carbo-V®, uma unidade criogênica de separação de ar e o sistema de limpeza e controle dos gases produzidos, como apresentado na Figura 25.

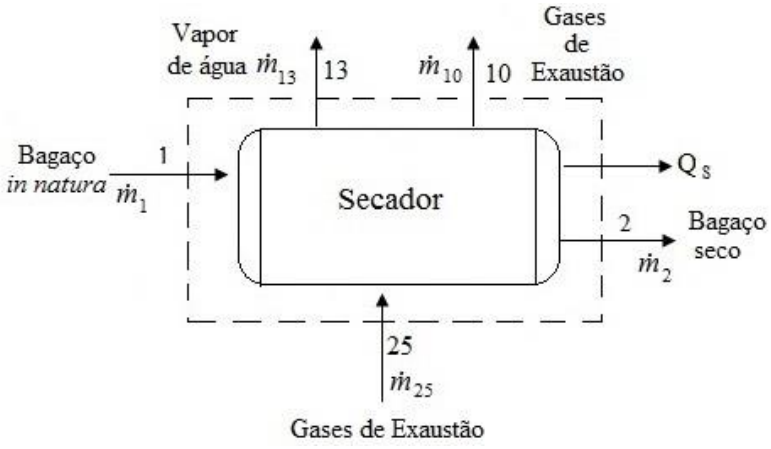
Figura 25 - Sistema de gaseificação em fluxo de arraste.



Fonte: Própria.

Neste caso, o bagaço produzido na usina com uma umidade de 50% é secado até 20% em base úmida, com uma eficiência do secador de 80% do valor reportado por Basu (2013) para secadores industriais. Posteriormente, ele é introduzido no reator de torrefação, onde são concluídas sua secagem e torrefação. A Figura 26 apresenta o volume de controle no secador de bagaço.

Figura 26 - Volume de controle do secador de bagaço



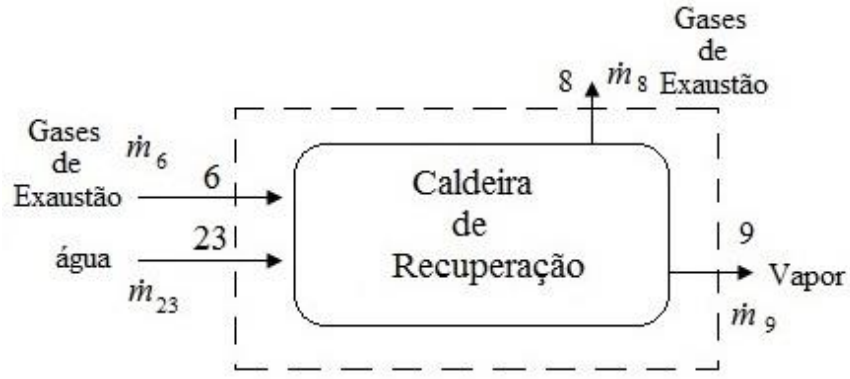
Fonte: Própria.

Para determinar a energia requerida no processo de secagem, considerou-se a entalpia de vaporização da água 2.260 kJ/kg (MARSH, 1987). O balanço energético no secador estará determinado pela Equação (48):

$$\dot{m}_1 . PCI_{bgu} + \dot{m}_{25} . Cp_{GE} . \Delta T = \dot{m}_2 . PCI_{bgs} + \dot{m}_{vapor} . h_{vapor} + \dot{m}_{10} . Cp_{GE} . \Delta T + \dot{m}_2 . Cp_{BS} . \Delta T + Qs \quad (48)$$

A energia para a torrefação é fornecida pelos gases de exaustão da caldeira de recuperação. A Figura 27 apresenta o volume de controle na caldeira de recuperação.

Figura 27 - Volume de controle na caldeira de recuperação.



Fonte: Própria.

A energia disponível nos gases de exaustão da caldeira de recuperação foi determinada pela Equação (49):

$$E_{GE\ caldeira} = \dot{m}_8 \cdot Cp_{GE} \cdot \Delta T \quad (49)$$

Sendo que:

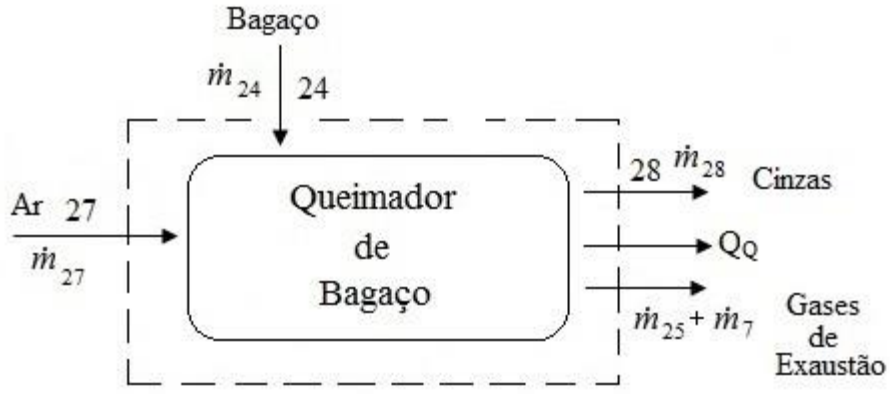
$Cp_{GE} = 1{,}23$ kJ /kgK (KRASNOCHIOKOV; SUKOMIEL, 1977).

A energia necessária para a secagem e torrefação de 68,05 kg/s de bagaço com 50 % de umidade é de 215,78 MW e a energia disponível nos gases de exaustão da caldeira de

recuperação é de 132,58 MW. Dessa forma, para garantir o calor necessário nesses processos, será necessária a compra de 15,19 kg/s de bagaço adicional e a instalação de um queimador de bagaço (GLASSMAN, 1996). A Figura 28 apresenta o volume de controle no queimador de bagaço e o balanço energético é determinado pela Equação (50):

$$\dot{m}_{24}.PCI_{bgu} + \dot{m}_{27}.h_{ar} = \dot{m}_{25+7}.Cp_{GE}.\Delta T + \dot{m}_{28}\Delta h_{cinzas} + Q_Q \quad (50)$$

Figura 28- Volume de controle no queimador de bagaço



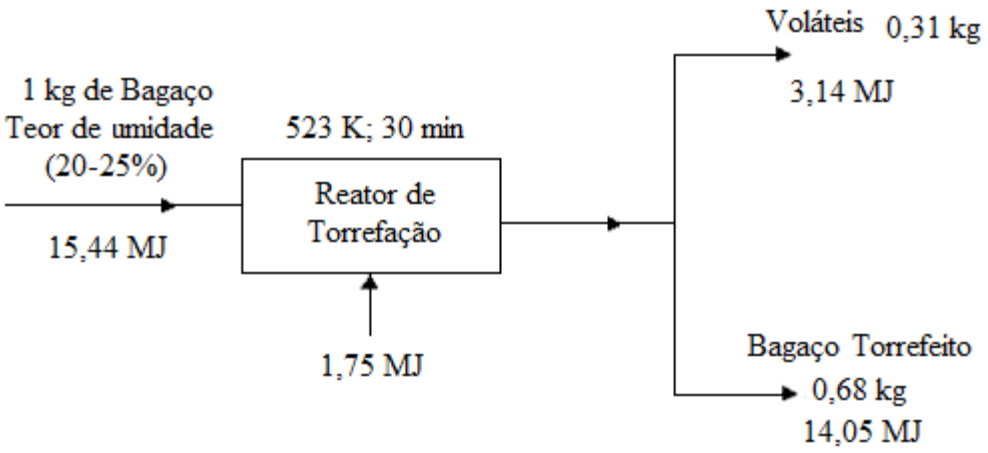
Fonte: PRÓPRIA

O ar estequiométrico para a combustão do bagaço com a composição estimada neste trabalho é de 3,38 Nm^3 de ar por quilograma de bagaço. Neste caso, foi considerado um excesso de ar de 1,4 para a combustão no queimador de bagaço instalado.

A Figura 29 e a Equação (51) apresentam o balanço de massa e de energia para a torrefação de 1 kg de bagaço de cana com um teor de umidade de 25 % a uma temperatura de 523 K durante 30 minutos, baseado em resultados experimentais reportados por Pimchuai; Dutta e Basu (2010). O volume de controle do reator de torrefação é apresentado na Figura 29.

.

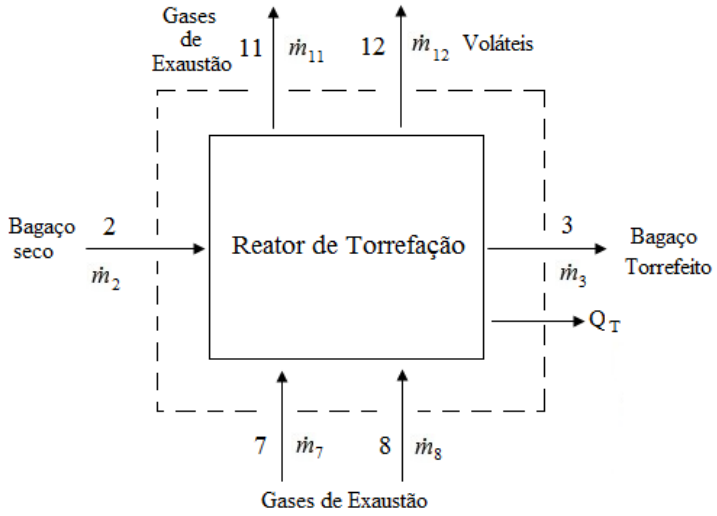
Figura 29 - Balanço de massa e energia no torrefator de bagaço de cana a uma temperatura de 523 K, 30 min.



Fonte: PIMCHUAI; DUTTA; BASU (2010).

É possível observar que, após a torrefação, a biomassa contém 90 % da energia inicial e 70 % da massa inicial, e os voláteis possuem 30 % de massa e 10 % da energia inicial, havendo uma densificação energética do produto sólido obtido.

Figura 30 - Volume de controle no reator de torrefação.



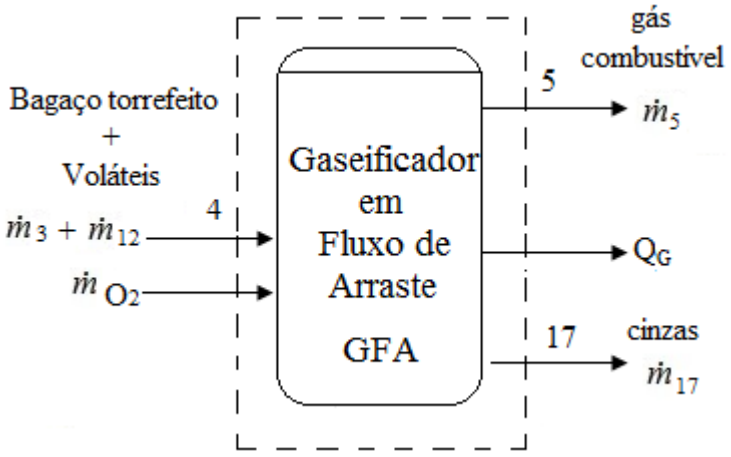
Fonte: Própria.

O balanço energético no reator de torrefação será determinado pela Equação (51):

$$\dot{m}_2.PCI_{bgs} + Q_{GE} = \dot{m}_3.PCI_{bgTorref} + \dot{m}_{12}.(\Delta h_{voláteis} + PCI_{voláteis}) + \dot{m}_{11}.Cp_{GE}.\Delta T + Q_T \quad (51)$$

Os produtos voláteis da torrefação são utilizados diretamente no processo de gaseificação, pois possuem um elevado teor energético. O produto sólido do reator de torrefação é alimentado a um moinho, onde efetua-se a redução de tamanho do bagaço torrefeito até um tamanho de partícula adequado para alimentar o gaseificador. A Figura 31 apresenta o volume de controle para o balanço de massa e energia no gaseificador em fluxo de arraste.

Figura 31 - Volume de controle no gaseificador em fluxo de arraste



Fonte: Própria.

Baseado na Equação (33), o balanço energético no gaseificador em fluxo de arraste considerando o oxigênio como agente de gaseificação em condições estândares está determinado pela Equação (52):

$$\dot{m}_3.PCI_{bgTorref} + \dot{m}_{12}.(\Delta h_{voláteis} + PCI_{voláteis}) = \dot{m}_5(\Delta h_g + PCI_g) + \dot{m}_{17}\Delta h_{cinzas} + Q_G \quad (52)$$

Os resultados da análise energética são apresentados na Tabela 18.

Tabela 18 - Resultados da análise energética com a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço com pré-tratamento por torrefação

Pontos	Fluxo Mássico[kg/s]	Temperatura [K]	Pressão[kPa]	Fluxo de Energia[MW]
1	68,05	298	101,3	498,19
2	47,64	333	101,3	498,19
3	33,34	373	101,3	453,36
4	47,64	373	101,3	553,01
5	56,31	323	1931	442,40
6	468,65	860	107	275,17
7	10,74	1.278,93	101,3	12,11
8	468,65	544	101,3	132,58
9	41,67	803	6.468,0	145,4
10	75,89	552,94	101,3	22,25
11	479,39	474,04	101,3	97,05
12	14,29	373	101,3	99,64
13	20,42	373	101,3	54,64
14	-	-	-	2,27
15	412,34	298	101,3	0
16	-	-	-	167,23
17	2,88	298	101,3	0
18	-	-	-	16,7
19	33,53	803	6.468,0	116,96
20	5,75	316	8,5	14,82
21	17,78	420,3	245	49,05
22	10	699,3	2.650,0	32,95
23	41,67	380,1	8.820,0	18,92
24	15,19	298	101,3	111,25
25	75,89	1.278,93	101,3	76,89
26	48,10	298	101,3	0
27	71,66	298	101,3	0
28	0,23	373	101,3	40,19
29	38,00	298	101,3	-

Fonte: Própria.

Para a implementação desta configuração**,** serão necessários: uma unidade de pré-tratamento da biomassa capaz de secar e torrificar 244,98 t/h de bagaço de cana, considerando

50% de conteúdo de umidade em base úmida na matéria-prima bruta; um sistema de gaseificação composto por um gaseificador de fluxo de arraste, tecnologia CHOREN Carbo-V®, com uma capacidade de processamento de 500 MW (térmicos), e o sistema de controle e limpeza de gases. O sistema de gaseificação estará alimentando uma turbina a gás Siemens Energy modelo SGT6-5000F.

Nesta configuração, será necessário dispor de uma fonte externa de 220,78 t/h de bagaço de cana, 73,67 % do total do bagaço necessário para satisfazer as necessidades de vapor da planta de cogeração ($\dot{m}_{TN}$ =299,66 t/h), determinado pela soma do bagaço disponível na usina com o bagaço necessário para a gaseificação e o bagaço adicional para a combustão no queimador.

Para o cálculo da eficiência de geração de energia elétrica foi utilizada a Equação (53):

$$\eta_{ge} = \frac{E_{tge} + E_{tve} - W_b}{E_{comb}} \tag{53}$$

Por meio da Equação (54), calculou-se a eficiência global do sistema: ciclo combinado com gaseificação.

$$\eta_{gl} = \frac{E_{tge} + E_{tve} + W_{mec} + Q_{proc} - W_b}{E_{comb}} \tag{54}$$

Tabela 19 - Eficiências de geração de eletricidade, calor, energia mecânica, global e potência total gerada com a implementação da gaseificação do volume total requerido de bagaço com pré-tratamento por torrefação

Tecnologia	η_{ge} **[%]**	η_{Qpr} **[%]**	η_{emec} **[%]**	η_{gl} **[%]**	E_{te} **[MW]**
Convencional	12,9	61,9	2,73	77,53	19,13
BIG-GTCC*	42,0	20,1	0,88	62,98	186,36
BIG-GTCC**	26,6	12,7	0,56	39,86	186,36

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

Fonte: Própria.

Analisando os resultados apresentados na Tabela 19, é possível perceber que a eficiência global da planta diminui quando comparada à usina convencional devido ao volume de bagaço adicional que é preciso comprar, porém a eficiência de geração de energia elétrica aumenta.

Dessa forma, a gaseificação em fluxo de arraste do bagaço torrefeito possibilita também aumentar a geração de eletricidade na usina.

3.4 CASO 3: GASEIFICAÇÃO DO EXCEDENTE DE BAGAÇO DA USINA CONVENCIONAL CONSIDERANDO A TORREFAÇÃO COMO PROCESSO DE PRÉ-TRATAMENTO DO BAGAÇO (BIG-GTCC “PARCIAL”)

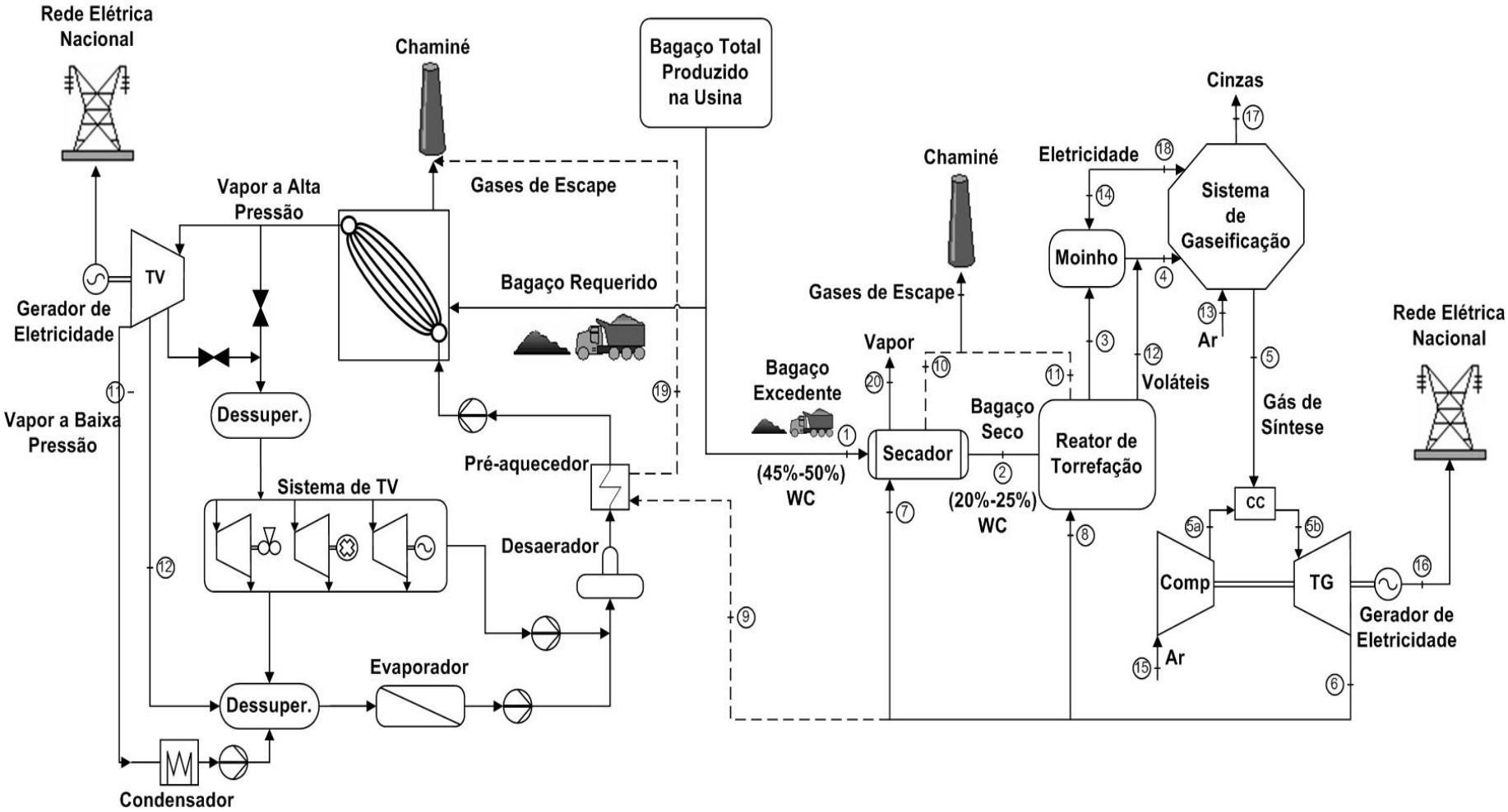
No BIG-GTCC "parcial" os equipamentos de cogeração existentes na fábrica fornecem os requerimentos de vapor do processo. A configuração BIG-GTCC "parcial" proposta para a usina estudada é apresentada na Figura 32.

A configuração "BIG-GTCC parcial" com torrefação de bagaço como processo de pré-tratamento tem várias vantagens sobre a configuração BIG- GTCC "total"; este arranjo permitirá aumentar a geração de eletricidade, sem modificações nas instalações existentes na usina. Além disso, as dimensões dessa configuração só serão determinadas pela quantidade de bagaço de cana disponível (bagaço excedente do processo ou fornecido por um provedor externo). A implementação desta configuração também permite a geração de energia elétrica na estação de safra e fora de safra, possibilitando, também, a utilização de outra biomassa como matéria-prima.

A Figura 32 apresenta o ciclo convencional da usina funcionando paralelamente com a implementação da gaseificação dos 2,33 kg/s de bagaço excedente.

Existem experiências prévias que mostram a inviabilidade técnica da implementação da gaseificação do bagaço sem torrefacção (van den ENDENTE; SILVA LOGRA, 2004; OLIVARES, 1999, PELLEGRINI; OLIVEIRA, 2007; BABU, 2010). Nesta configuração o bagaço disponível na usina com umidade de 50 % é secado até 25 % em um secador com uma eficiência de 80 %, como reportado por Basu (2013) para secadores industriais e, em seguida, é introduzido no reator de torrefação. Neste caso, a energia para os processos de secagem e torrefação será fornecida pelos gases de exaustão da turbina a gás.

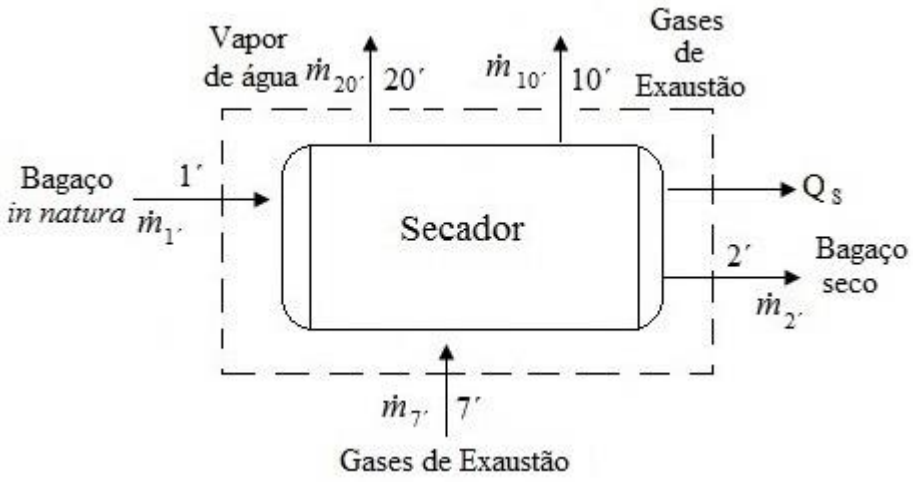
Figura 32 - Caso 3: Gaseificação do excedente de bagaço disponível na usina.



Fonte: Própria.

A Figura 33 e a Figura 34 mostram os volumes de controle no secador e torrefator, respetivamente, nesta configuração.

Figura 33 - Volume de controle no secador de bagaço excedente.



Fonte: Própria.

O balanço energético do secador é apresentado na Equação (55)

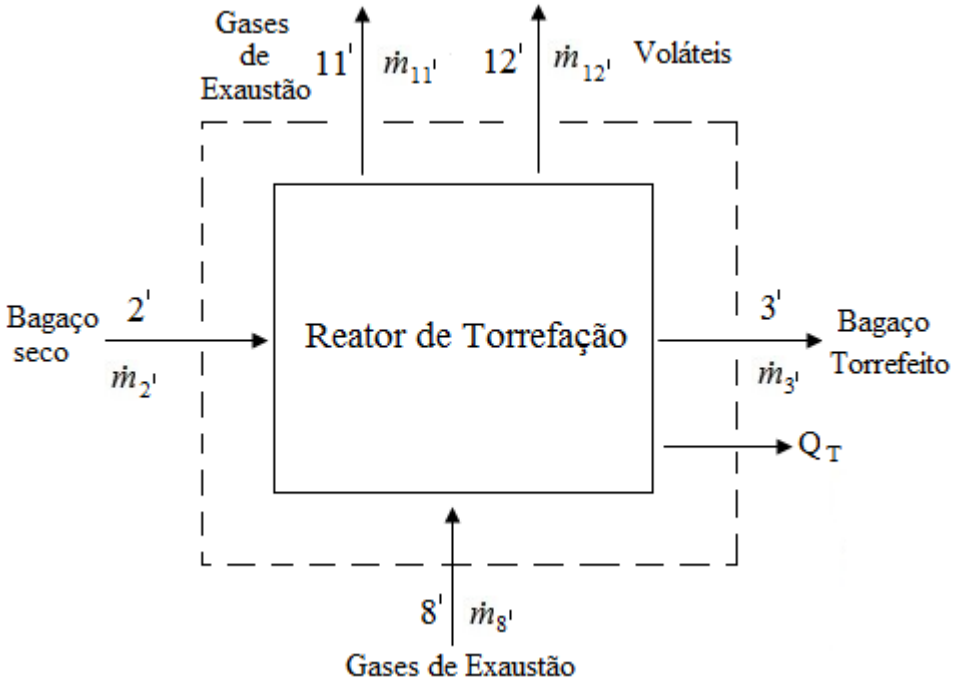
$$\dot{m}_{1'}.PCI_{bgu} + \dot{m}_{7'}.Cp_{GE}.\Delta T = \dot{m}_2.PCI_{bgs} + \dot{m}_{vapor}.h_{vapor} + \dot{m}_{10'}.Cp_{GE}.\Delta T + \dot{m}_{2'}.Cp_{BS}.\Delta T + Qs \quad (55)$$

Para a determinação da vazão de bagaço que sai do secador, empregou-se a Equação (31), considerando que na saída do secador o bagaço perde aproximadamente 30 % de umidade.

Para a determinação da vazão de bagaço torrefeito, foi realizado o balanço energético considerando o volume de controle do reator de torrefação, como apresentado na Figura 34. O mesmo será determinado pela Equação 56:

$$\dot{m}_{2'}.PCI_{bgs} + Q_{GE} = \dot{m}_{3'}.PCI_{bgTorref} + \dot{m}_{12'}.(\Delta h_{voláteis} + PCI_{voláteis}) + \dot{m}_{11'}.Cp_{GE}.\Delta T + Q_T \quad (56)$$

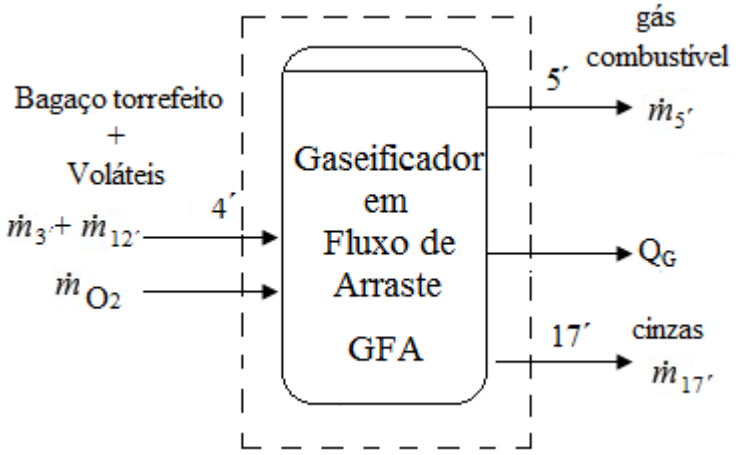
Figura 34 - Volume de controle no reator de torrefação de bagaço excedente



Fonte: Própria.

Os produtos voláteis da torrefação são utilizados diretamente no processo de gaseificação, pois possuem um elevado teor energético, e as características da tecnologia de gaseificação empregadas permitem o uso desses gases no processo de gaseificação.

Figura 35 - Volume de controle no gaseificador em fluxo de arraste (GFA).



Fonte: Própria.

O bagaço torrefeito é alimentado num moinho, onde será efetuada a redução de tamanho do mesmo até um tamanho de partícula adequado para alimentar o gaseificador de fluxo de arraste, como apresentado na Figura 35.

Baseado na Equação (33), o balanço energético no gaseificador em fluxo de arraste considerando o oxigênio como agente de gaseificação em condições estândares está determinado pela Equação (57):

$$\dot{m}_{3'}.PCI_{bgTorref} + \dot{m}_{12'}.(\Delta h_{voláteis} + PCI_{voláteis}) = \dot{m}_{5'}(\Delta h_g + PCI_g) + \dot{m}_{17'}\Delta h_{cinzas} + Q_G \quad (57)$$

Após a gaseificação, o gás obtido é introduzido na turbina a gás, para, dessa forma, gerar eletricidade adicional.

Por meio da Equação (58) , foi calculado o E_{comb} do bagaço excedente.

$$E_{comb(BE)} = \dot{m}_{bge} \cdot PCI_{bge} \quad (58)$$

A energia suprida pelo gás de síntese ($E_{comb(GSBE)}$) foi calculado utilizando a Equação (59)

$$E_{comb(GSBE)} = [\dot{m}_{3'}.PCI_{bgTorref} + \dot{m}_{12'}.(\Delta h_{voláteis} + PCI_{voláteis})].\eta_{gase} \quad (59)$$

Dessa forma, calculou-se a eletricidade produzida na turbina a gás com o excedente de bagaço por:

$$E_{pTG} = E_{comb\,GSBE} \cdot \eta_{tg} \quad (60)$$

Nesta configuração, como apresentado na Figura 32, considerou-se o sistema de gaseificação composto por um gaseificador de fluxo de arraste, tecnologia CHOREN Carbo-V®, com capacidade de processamento de 20 MW (térmicos), uma unidade criogênica de separação de ar e o sistema de limpeza e controle dos gases produzidos, e um sistema turbina a gás Roll Royce, Modelo 501-KH5.

A Tabela 20 apresenta os parâmetros da turbina a gás selecionada de acordo com GTW (2012).

Tabela 20 - Caraterísticas da turbina a gás selecionada

Nome do Fabricante	**Roll Royce**
Modelo	501-KH5
E_{tge} [kW]	6 447
Eficiência [%]	40,1
Vazão mássica dos gases de exaustão [kg/s]	18,45
Temperatura de exaustão [K]	803

Fonte: GTW (2012).

A Tabela 21 apresenta os resultados da análise técnica da implementação do BIG-GTCC "parcial" na usina analisada com a gaseificação do bagaço de cana excedente do processo (8,4 t/h), com teor de umidade de 50% em base úmida e PCI de 7,32 MJ/kg. No estudo, foi considerado um reator de torrefação com uma eficiência de 60 % (BASU, 2013).

De acordo com os resultados apresentados na Tabela 21, a aplicação desta configuração permitirá a produção líquida de 5,53 MW de eletricidade para a comercialização, utilizando somente o bagaço excedente da usina convencional. Esta configuração permite, também, efetuar um pré-aquecimento da água à entrada da caldeira, utilizando os gases de escape da turbina a gás; dessa forma, pode-se melhorar o rendimento global da planta.

A alta eficiência do gás frio obtida com o uso da tecnologia de gaseificação CHOREN Carbo-V® e a capacidade para gaseificar um gás rico em alcatrão produzido durante a torrefação permitem que a introdução do processo de pré-tratamento do bagaço de cana por torrefação não origine uma significativa redução da eficiência da planta. A introdução de uma caldeira de recuperação e uma turbina a vapor para a produção de eletricidade em ciclo combinado com a turbina de gás poderia aumentar a eficiência de geração de eletricidade da planta, mas seria necessária uma fonte externa de energia para os processos de secagem e torrefação, resultando em uma diminuição na eficiência global da planta. A eficiência de geração de eletricidade no caso estudado foi de 15,43 %.

Por meio da Equação (53) e da Equação (54), foram determinadas a eficiência global e a eficiência de geração de eletricidade do sistema: ciclo combinado com gaseificação, conforme a Tabela 21.

Tabela 21 - Resultados da análise energética com a implementação da gaseificação do volume excedente de bagaço da usina

Pontos	**Fluxo Mássico [kg/s]**	**Temperatura [K]**	**Pressão [kPa]**	**Fluxo Energia [MW]**
1´	2,33	298	101,3	17,05
2´	1,30	333	101,3	17,05
3´	0,88	353	101,3	15,41
4´	0,88	313	101,3	15,41
5´	1,51	1073	1931	15,59
6´	18,42	803	107	9,20
7´	7,77	803	107	3,88
8´	7,92	803	107	4,00
9´	2,73	803	107	1,32
10´	7,77	552	101,3	1,55
11´	7,92	550,5	101,3	1,6
12´	0,40	394	101,3	4,08
13´	1,26	298	101,3	-
14´	-	-	-	0,077
15´	16,89	298	101,3	-
16´	-	-	-	6,23
17´	0,03	298	101,3	0
18´	-	-	-	0,62
19´	2,73	480,5	101,3	0,26
20´	1,03	373	101,3	2,33

Fonte: Própria.

Analisando os valores obtidos na Tabela 22, é possível observar uma diminuição muito pequena na eficiência global e um aumento na eficiência de geração de eletricidade, quando comparada com a usina convencional.

Tabela 22- Eficiências de geração de eletricidade, calor, energia mecânica, global e potência total gerada quando gaseificado o volume excedente de bagaço da usina

Tecnologia	η_{ge} **[%]**	η_{Qpr} **[%]**	η_{emec} **[%]**	η_{gl} **[%]**	E_{tg}**[MW]**
Convencional	12,9	61,9	2,73	77,53	19,13
BIG-GTCC*	15,43	55,31	2,44	73,18	25,57

* Considerando o E_{comb} do bagaço.

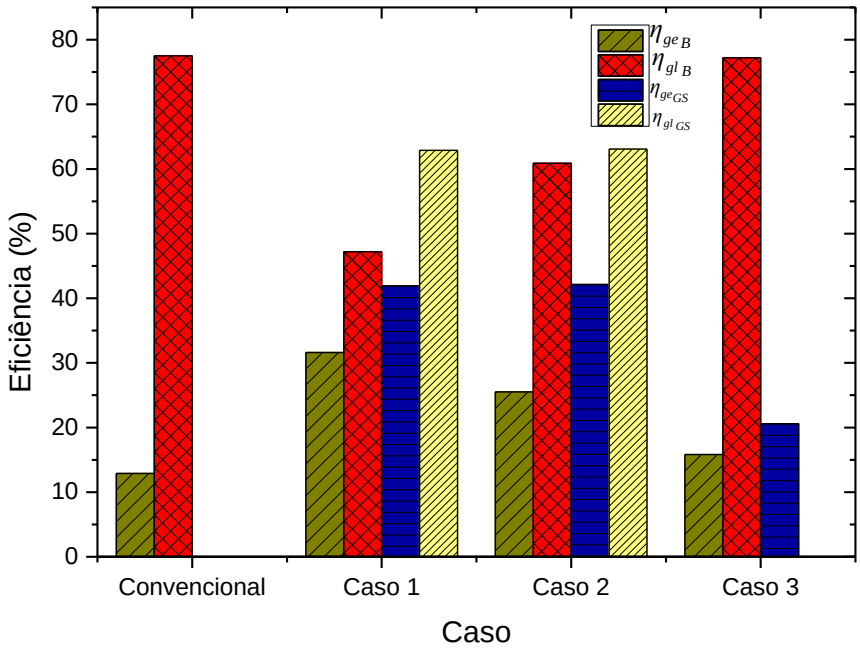
Fonte: Própria.

Demonstra-se, assim, que a implementação do BIG-GTCC parcial com a utilização de gaseificadores em fluxo de arraste alimentados com bagaço torrefeito se apresenta como uma tecnologia factível para o aumento da geração de energia elétrica na usina. A implementação do BIG-GTCC "parcial" combinado com a torrefação do bagaço de cana na usina estudada configura-se como uma alternativa melhor que a implementação do BIG-GTCC “total”, analisada nos Casos 1 e 2, devido aos elevados investimentos e o requerimento de um alto percentual de energia externa para a implementação das diferentes configurações.

Na Figura 36, é apresentada uma comparação dos resultados obtidos para as eficiências de geração de eletricidade e eficiência global da usina convencional com a implementação da tecnologia BIG-GTCC nos três casos analisados. Para a determinação das eficiências, foram considerados o E_{comb} do gás de síntese e do bagaço.

Em todos os casos estudados, observou-se um incremento na eficiência de geração de eletricidade com a introdução do processo de gaseificação quando comparados com o ciclo convencional, com incremento significativo nos casos da gaseificação do volume total de bagaço sem torrefação e com torrefação.

Figura 36 - Eficiências de geração de eletricidade e globais dos casos estudados



Legenda:

η_{ge_B} - Eficiência de Geração de Eletricidade considerando E_{comb} do Bagaço

η_{gl_B} - Eficiência Global considerando E_{comb} do Bagaço

$\eta_{ge_{GS}}$ - Eficiência de Geração de Eletricidade considerando E_{comb} do Gás de Síntese

$\eta_{gl_{GS}}$ - Eficiência Global considerando E_{comb} do Gás de Síntese

Fonte: Própria.

A implementação do BIG-GTCC "parcial", gaseificando o volume excedente de bagaço da usina, apresenta-se como uma alternativa mais atraente. A combinação do processo de pré-tratamento do bagaço por torrefação e o gaseificador de fluxo de arraste com tecnologia CHOREN tipo Carbo-V® permitirá uma eficiência de geração elétrica de até 15,43 %, sem diminuir a eficiência global, quando comparada com o ciclo convencional, utilizando-se unicamente o bagaço de cana-de-açúcar excedente da usina com 50 % de umidade como matéria-prima.

CAPÍTULO 4. ANÁLISE ECONÔMICA DA INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO EM FLUXO DE ARRASTE DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR PARA A GERAÇÃO DE ENERGIA NA USINA SUCROALCOOLEIRA

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

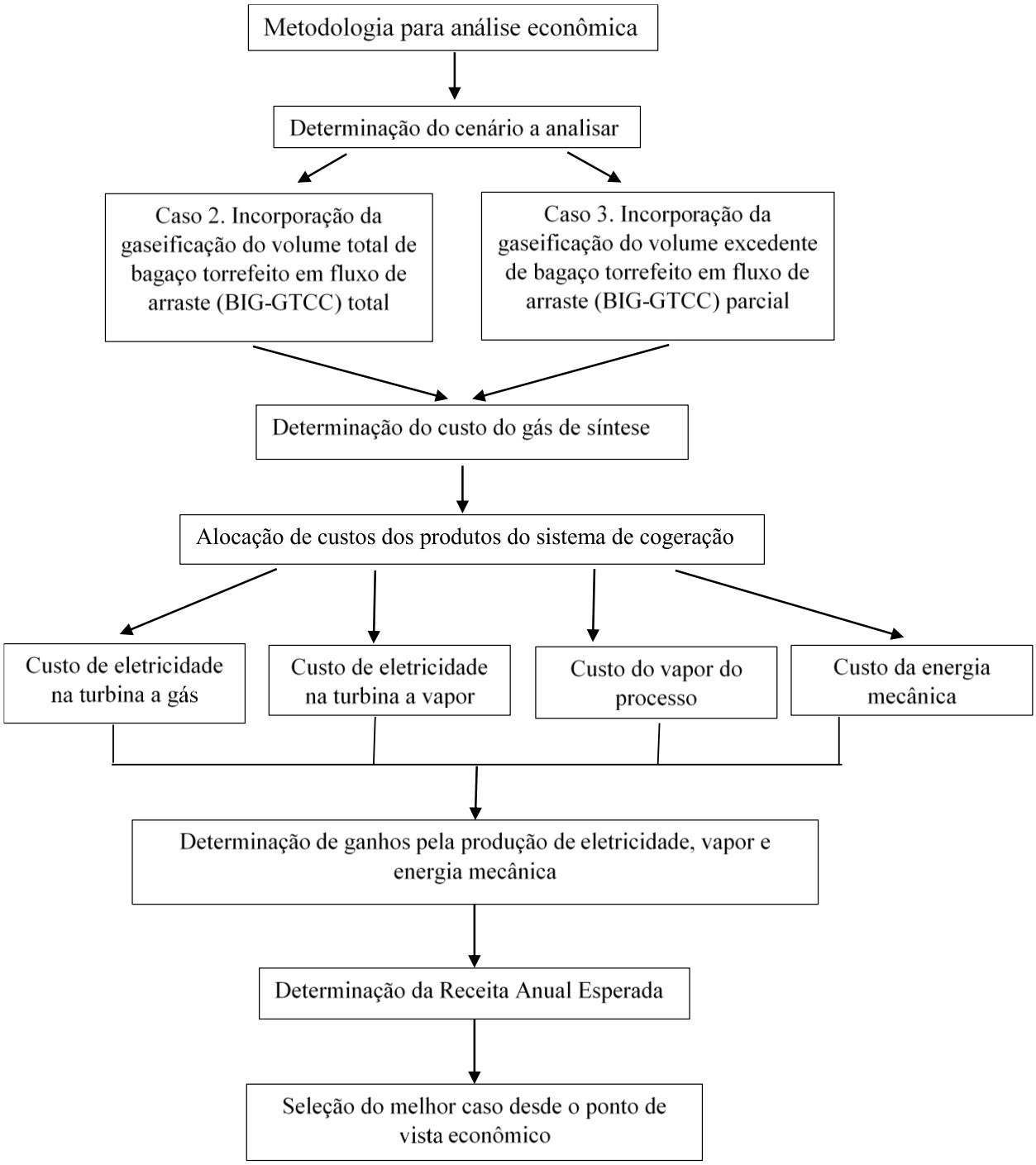
A análise efetua-se para dois casos: o primeiro, quando implementada a gaseificação do volume total de bagaço requerido na usina com pré-tratamento por torrefação (Caso 2) e, o segundo, quando analisada a realização da gaseificação do excedente de bagaço da usina (Caso 3), ambos apresentados no Capítulo 3. Tendo em vista os níveis de eficiência obtidos para o Caso 1, este não será considerado na análise econômica.

Efetua-se a análise econômica adaptando a metodologia desenvolvida por Silveira e Gomes (1999), que permite avaliar a atratividade de um projeto por meio da análise dos custos de investimento, operação e manutenção do sistema, resultando na escolha da melhor opção. Como o sistema de cogeração analisado produz, simultaneamente, eletricidade na turbina a gás, eletricidade na turbina a vapor, potência mecânica e calor de processo, são determinados os custos de produção desses quatro produtos da usina, em função da parcela de energia empregada para sua geração.

Na análise, calculam-se os ganhos da usina pela produção de eletricidade, vapor e potência mecânica e determina-se a Receita Anual esperada, a qual definirá a viabilidade da implementação da tecnologia BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro. Tal avaliação se baseia no tempo de retorno do investimento comparado com o tempo medio de vida útil das tecnologias envolvidas (WORLEY ; YALE, 2012). Em fase final, estabelece-se a comparação entre os casos analisados e seleciona-se o melhor para a incorporação da tecnologia BIG-GTCC da usina sucroalcooleira segundo o ponto de vista econômico.

Na Figura 37, apresenta-se a metodologia empregada na analise econômica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro.

Figura 37 – Metodologia para a analise econômica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro.



Fonte: Própria.

Ao avaliar os custos de uma instalação é necessário considerar os seguintes aspectos:

- Custo dos equipamentos, tendo em conta a instalação, suas taxas de amortização, de operação e manutenção;
- Custos dos insumos energéticos.

O custo dos equipamentos é a base de vários métodos de estimativa do capital de investimento; os métodos de ajuste dos custos dos equipamentos por capacidade e os métodos de estimativa dos componentes auxiliares são essenciais para se realizar uma estimativa real do investimento. O mais preciso método para determinar o custo do equipamento é a obtenção de cotações dos fabricantes ou fornecedores (TUNA,1999).

Na avaliação dos custos de operação e manutenção, levaram-se em conta as seguintes considerações: para o custo de manutenção do sistema de turbina a gás, Silveira (1998) e Villela e Silveira (2007) adotam o valor de 0,015 US$/kWh; para o custo de manutenção da caldeira de recuperação, 0,008 US$/kWh, valor usual na análise econômica de centrais térmicas de cogeração, adotado por Silveira (1990) e Villela e Silveira (2007).

Os insumos energéticos considerados nesta análise são o bagaço de cana-de-açúcar e a tarifa de venda da eletricidade.

Considerou-se que, se a usina for usar somente o bagaço de cana excedente do processo produtivo, o custo do mesmo é nulo, mas, no caso de comprar bagaço de um provedor externo, o preço deste insumo seria de 75 R$/ t, segundo o BNDES (2013).

Em referência à eletricidade comprada na rede, considerou-se que a tarifa de energia elétrica para consumidores de alta tensão – indústrias e grandes consumidores de energia – 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 et al., 2013).

De acordo com ANEEL (2014), a tarifa de demanda média dos consumidores industriais do Estado de São Paulo é de R$ 22/kWh. A tarifa de consumo média é de R$ 314,6/MWh.

Segundo Silveira et al. (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 4 até 20 anos.

4.1 ANÁLISE ECONÔMICA DA IMPLEMENTAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO DO VOLUME TOTAL DE BAGAÇO REQUERIDO COM PRÉ-TRATAMENTO POR TORREFAÇÃO

Para a implementação da gaseificação do volume total de bagaço requerido com pré-tratamento por torrefação, considerou-se que a instalação está composta pelo sistema de pré-tratamento da biomassa, sistema de gaseificação, turbina a gás, caldeira de recuperação, turbina a vapor e demais componentes da usina. Os produtos deste sistema são: eletricidade produzida na turbina a gás, eletricidade produzida na turbina a vapor, vapor do processo e energia mecânica.

4.1.1 Custo de geração de eletricidade na turbina a gás

Na determinação do custo de produção de eletricidade estão envolvidos os investimentos nos diferentes equipamentos da instalação (torrefator, gaseificador, turbina a gás), o custo de operação e o custo de manutenção. Para todos os casos, foi desconsiderado o investimento em acessórios, tais como bombas, válvulas, entre outros.

Segundo Bejam (1996), os custos de manutenção e operação de cada equipamento em uma central de cogeração são considerados como sendo de 10 % do custo total do investimento.

Para a determinação do custo de geração do gás de síntese considerou-se o investimento no sistema de pré-tratamento e gaseificação do bagaço, além do custo do combustível (bagaço úmido). Também foram considerados os custos de operação e manutenção da instalação como apresentado na Equação (61).

$$C_{Gás\ de\ Síntese} = \frac{Inv_{Gaseific+Torref+Sec+Queimador} \cdot f}{H \cdot E_{comb\ Gás\ de\ Sintese}} + \frac{C_{Bag\ úmido} \cdot (E_{comb\ Bag\ úmido} - E_{comb\ Gás\ de\ Sintese} - E_{Torref} - E_{sec} - E_{Gaseif} - E_{queimador})}{E_{comb\ Gás\ de\ Sintese}} + C_{OpGS} + C_{MGS} \quad (61)$$

Sendo:

$Inv_{Torref+Sec+Queimador}$ – Investimento na instalação de secagem, torrefação e queima de bagaço [US$] = 183.000.000,00 US$ (BASU, 2013);

$Inv_{Gaseific}$- Investimento no sistema de gaseificação[US$] = 250.600.000,00 US$ (WORLEY; HARRIS, 2012).

$C_{Bag\ úmido}$- Custo do bagaço úmido = 0,016 US$/kWh (BNDES, 2013);

C_{OpGS} - Custo de operação do sistema de gaseificação [US$/kWh];

C_{MGS} - Custo de manutenção do sistema de gaseificação [US$/kWh].

Considerando o método físico apresentado por Hu (1986) e a metodologia de Silveira (1998) para o cálculo dos custos de geração de eletricidade, desenvolveu-se um método de distribuição de perdas em função do fator de ponderação contemplando a fração do combustível empregada para a geração de eletricidade na turbina a gás, conforme segue:

$$C_{el\,TG} = \frac{Inv_{TG} \cdot f}{H \cdot E_{pTG}} + \frac{C_{Gás\ de\ Síntese} \cdot (E_{comb\ Gás\ de\ Síntese} - E_{pTG} - E_{pTV} - E_V - W_{mec} - FP_{TG} \cdot Perdas)}{E_{pTG}} + C_{OpTG} + C_{MTG} \quad (62)$$

$$FP_{TG} = \frac{E_{pTG}}{E_{pTG} + E_{pTV} + E_V + W_{mec}}$$

$$Perdas = E_{comb\ Gás\ de\ Síntese} - E_{pTG} - E_{pTV} - E_V - W_{mec} \quad (63)$$

Onde:

Inv_{TG}- Investimento na turbina a gás [US$] = 58.800.000,00 US$ (GTW, 2012);

H - período equivalente de utilização [h/ano] = 4695,6 h/ano;

f - fator de anuidade [1/ano];

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

C_{OpTG} - custo de operação da turbina a gás [US$/kWh];

C_{MTG}- Custo de manutenção da turbina a gás [US$/kWh] = 0,015 US$/kWh (VILLELA; SILVEIRA, 2007)

E_{pTG}- Potência elétrica produzida na turbina a gás [kW].

As energias disponíveis no bagaço úmido, torrefeito e no gas de síntese foram calculadas pelas Equações (64), (65) e (66):

$$E_{Bag\ úmido} = \dot{m}_{bag\ úmido}.PCI_{bag\ úmido} \quad (64)$$

$$E_{combBag\ Torref} = \dot{m}_{Bag\ Torref}.PCI_{Bag\ Torref} \quad (65)$$

$$E_{comb\ Gás\ de\ Síntese} = \dot{m}_{Gás\ de\ Síntese}.PCI_{Gás\ de\ Síntese} \quad (66)$$

De acordo com Hu (1986) e Kothari; Buddhi e Sawhney (2008), o custo de manutenção mais o custo de operação do sistema podem ser considerados como sendo de 5% do custo total de investimento.

O fator de anuidade foi calculado segundo as Equações (67) e (68):

$$f = \frac{q^k(q-1)}{q^k-1} \quad (67)$$

$$q = 1 + \frac{r}{100} \quad (68)$$

Sendo:

f - Fator de anuidade [1/ano];

k – número de anos;

r - taxa de juros [%].

4.1.1 Custo de geração de eletricidade na turbina a vapor

O custo de geração de eletricidade na turbina a vapor envolve o investimento na turbina a vapor, a eletricidade produzida nessa turbina e as diferentes formas de energia produzidas. São considerados também os custos de operação e manutenção da instalação, como apresentado na Equação (69):

$$C_{el\,TV} = \frac{Inv_{TV} \cdot f}{H \cdot E_{pTV}} + \frac{C_{Gás\ de\ Síntese} \cdot (E_{pTV} + FP_{TV} \cdot Perdas)}{E_{pTV}} + C_{OpTV} + C_{M\,TV} \quad (69)$$

$$FP_{TV} = \frac{E_{pTV}}{E_{pTG} + E_{pTV} + E_V + W_{mec}}$$

Onde:

Inv_{TV}- Investimento na turbina a vapor [US$] = 4.830.000,00 US$ (PAUSCHERT, 2009);

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

C_{OpTV}- Custo de operação da turbina a vapor [US$/kWh];

$C_{M\,TV}$ - Custo de manutenção da turbina a vapor [US$/kWh] =0,015 US$/kWh (SILVEIRA, 1998; VILLELA; SILVEIRA, 2007);

E_{pTV}- Potencia elétrica produzida na turbina a vapor [kW].

4.1.1 Custo total de eletricidade da planta

O custo total de eletricidade da planta envolve o custo de geração de eletricidade na turbina a gás e na turbina a vapor e é determinado pela Equação (70).

$$C_{el=}\frac{Ep_{TG}\cdot C_{el\,TG}+Ep_{TV}\cdot C_{el\,TV}}{Ep_{TG}+Ep_{TV}} \quad (70)$$

4.1.2 Custo de geração do vapor do processo

Na determinação do custo de geração de vapor do processo, está envolvido o custo de investimento na caldeira de recuperação, a energia do vapor aproveitada pelo processo e as diferentes formas de energia térmica, elétrica e mecânica produzidas na usina. Consideram-se, também, os custos de operação e manutenção da instalação, como apresentado na Equação (71).

$$C_V = \frac{Inv_{CR}\cdot f}{H\cdot E_V} + \frac{C_{Gás\ de\ Síntese}\cdot(E_V+FP_V\cdot Perdas)}{E_V} + C_{OpC} + C_{MC} \quad (71)$$

$$FP_V = \frac{E_V}{E_{pTG}+E_{pTV}+E_V+E_M}$$

Onde:

Inv_{CR} – Investimento na caldeira de recuperação [US$] = 50.878.028,25 US$ (BEJAN; TSATSARONIS;MORAN, 1996);

C_{OpCR} - Custo de operação da caldeira de recuperação [US$/ kWh];

C_{MCR} - Custo de manutenção da caldeira de recuperação = 0,008 US$/kWh (VILLELA; SILVEIRA, 2007).

4.1.3 Custo de geração de energia mecânica

O custo de produção da energia mecânica foi calculado pela Equação (72), considerando que o investimento inicial nas moendas, picadores e demais equipamentos mecânicos é nulo, devido ao fato de serem equipamentos já presentes na usina convencional:

$$C_{EM} = \frac{Inv_{EM} \cdot f}{H \ast W_{mec}} + \frac{C_{Gás\ de\ Síntese} \cdot (W_{mec} + FP_{EM} \cdot Perdas)}{W_{mec}} + C_{OpEM} + C_{MEM} \quad (72)$$

$$FP_{EM} = \frac{W_{mec}}{E_{pTG} + E_{pTV} + E_V + W_{mec}}$$

Sendo:

Inv_{EM} - Investimento nas moendas e picadores [US$] = 1.558.333,00US$. (SILVA, 2007)

W_{mec} - Potência mecânica total da planta [kW];

C_{E_M} - Custo de geração de energia mecânica [US$/kWh];

C_{OpEM} - Custo de operação das moendas e picadores [US$/kWh];

C_{MEM} - Custo de manutenção das moendas e picadores [US$/kWh].

4.1.4 Ganho anual devido à produção de eletricidade na planta

Para a determinação do ganho devido à produção de eletricidade na planta, 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.

No caso da existência de exportação de excedentes de eletricidade ($E_P > E_R$), tem-se que o ganho na produção de eletricidade é definido pela Equaçã (73):

$$GP_{el} = (E_P - E_R) \cdot H \cdot (P_{Vexc} - C_{el}) + E_R \cdot H \cdot (P_{el} - C_{el}) \quad (73)$$

Onde:

P_{Vexc}- Preço de venda de eletricidade excedente = 0,05 US$/kWh (ANEEL, 2014);

P_{el}- Tarifa de eletricidade da concessionária = 0,07 US$/kWh (ANEEL, 2014).

4.1.5 Ganho anual devido à produção de vapor na planta

O ganho devido à produção de vapor na usina estará comparado com o uso do óleo empregado na geração de vapor em caldeiras convencionais, a entalpia do vapor do processo e o custo de geração do vapor convencional, como mostra a Equação (74)

$$GP_V = E_V \cdot H \cdot (C_{GV_{conv}} - C_V) \quad (74)$$

A Equação (75) é utilizada para cálculo do custo da produção de vapor ($C_{GV_{conv}}$) em US$/kWh, em caldeiras convencionais queimando óleo BPF, sendo o custo do óleo combustível BPF (C_{oleo}), em US$/kWh, um valor fornecido ao projetista.

$$C_{GV_{conv}} = \frac{Inv_{caldeira} \cdot f}{H \cdot E_V} + \frac{C_{oleo}}{\eta_{cal}} + C_{OMCal} \quad (75)$$

Onde:

C_{oleo}- Custo do óleo = 0,038 US$/kWh (BEN, 2013);

E_V - Energia contida no vapor do processo [kW];

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

$$C_{OMCal} = \frac{0{,}05 \cdot Inv_{caldeira} \cdot f}{H \cdot E_V} \quad (76)$$

A eficiência da caldeira de vapor convencional (η_{cal}) é adotada como sendo de 85 % como reportado por Silveira, (1998).

4.1.6 Ganho anual devido à produção de energia mecânica na planta

Para a determinação do ganho devido à produção de energia mecânica na usina, foram consideradas as potências mecânicas de cada equipamento da usina, o custo da eletricidade para a geração da energia mecânica e o custo de geração dessa energia, como apresentado na seguinte Equação.

$$GP_{EM} = W_{mec} \cdot H \cdot (Cel_{EM} - C_{EM}) \quad (77)$$

Onde:

W_{mec} - Potência mecânica total da usina [kW];

Cel_{EM} - Custo da eletricidade para a geração de energia mecânica [US$/kWh] (PANTALENA, 1997).

O custo da eletricidade para a geração de energia mecânica é determinado pela Equação (78):

$$Cel_{EM} = \frac{Inv_{EM} \cdot f}{H \cdot W_{mec}} + \frac{P_{el}}{\eta_M} + C_{OM} \quad (78)$$

η_M - Eficiência do motor elétrico = 90%

4.1.7 Receita anual esperada

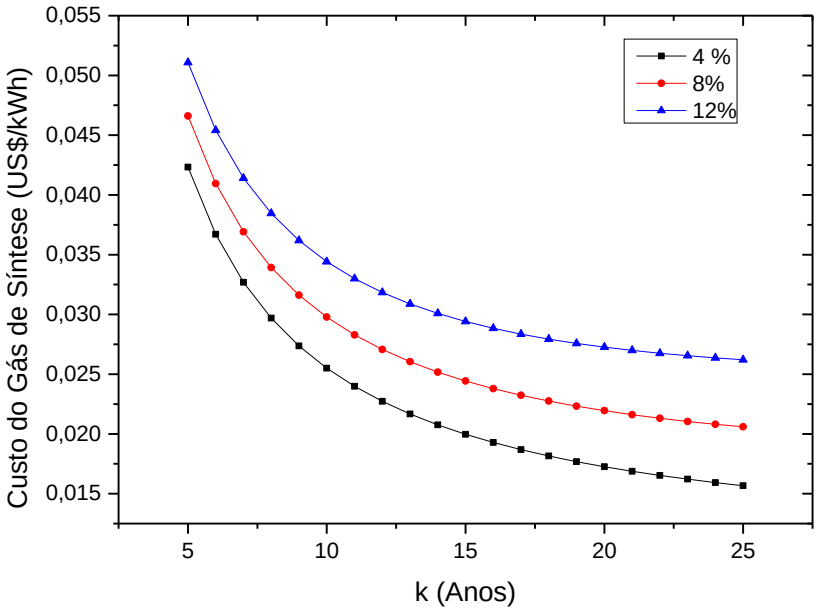
A receita anual esperada é calculada pela soma dos ganhos ou benefícios anuais devido à instalação de um sistema, como apresentado na Equação (79). O benefício ou receita anual decorrente da instalação de uma planta de cogeração é determinado pela soma dos ganhos

associados à produção de eletricidade, calor útil e energia mecânica (TUNA,1999). Se este valor for negativo, significa que os custos associados à planta de cogeração são maiores do que os custos associados aos sistemas convencionais de atendimento.

$$RAE = GP_{el} + GP_{V} + GP_{EM} \quad (79)$$

A Figura 38 representa o custo de geração de gás de síntese com a implementação do sistema BIG-GTCC "total" na usina estudada.

Figura 38 - Custo de geração de gás de síntese com BIG-GTCC "total" em função da taxa anual de juros.

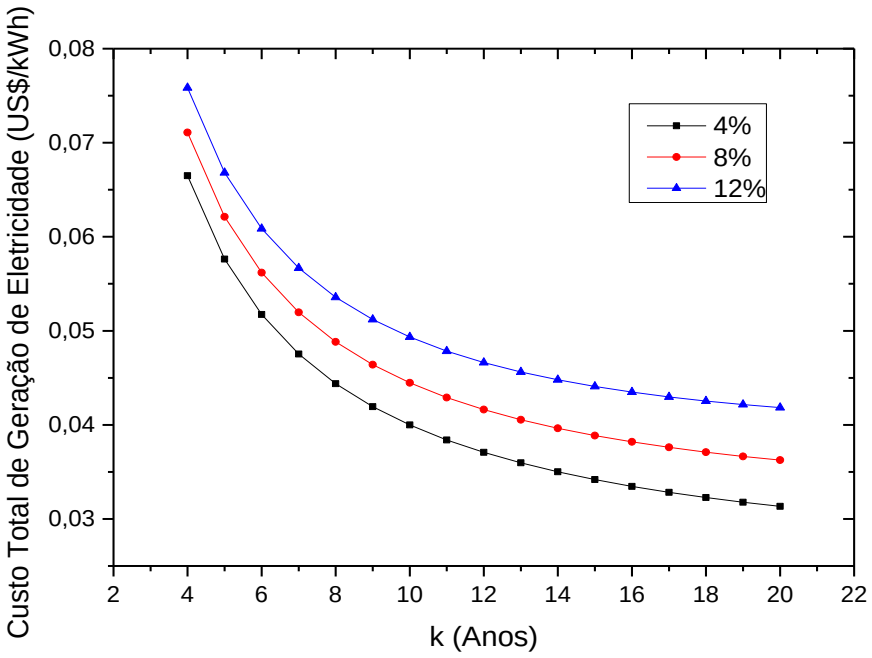


Fonte: Própria.

Na Figura 38, observa que, variando as taxas de juros em um período de operação de 4695,6 h/ano, o custo de geração de gás de síntese decresce com o aumento do período de amortização, situando-se na faixa de 0,043 - 0,053 US$/kWh (k=4) e na faixa entre 0,025 - 0,035 US$/kWh, para o décimo ano.

A Figura 39 representa o custo de geração de eletricidade com a implementação do sistema BIG-GTCC "total" na usina estudada.

Figura 39 - Custo de geração de eletricidade com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros.

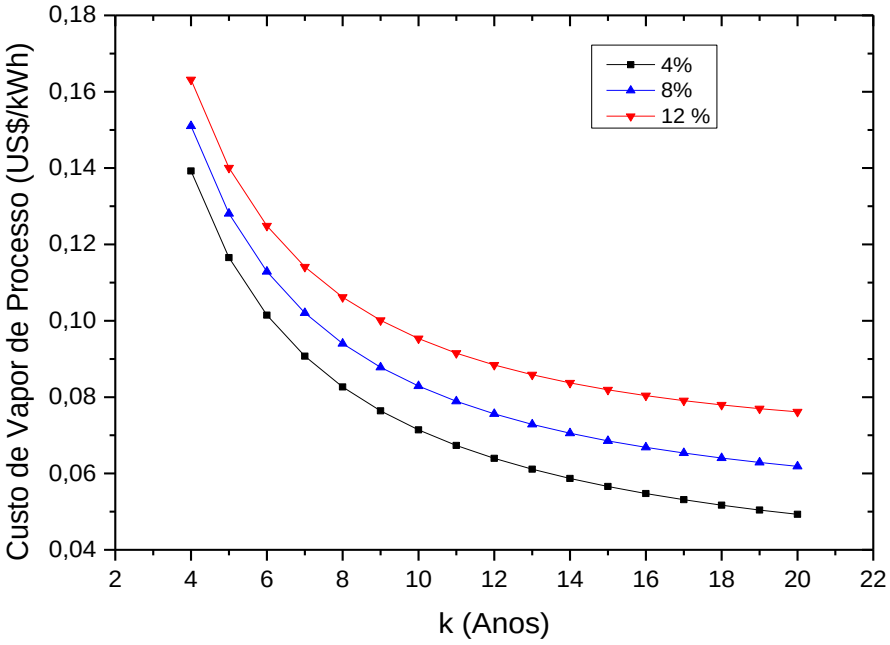


Fonte: Própria.

Na Figura 39, observa que, variando as taxas de juros em um período de operação de 4695,6 h/ano, o custo de produção de eletricidade decresce com o aumento do período de amortização, situando-se na faixa de 0,065 - 0,078 US$/kWh (k=4), e na faixa entre 0,04 - 0,05 US$/kWh, para o décimo ano.

A Figura 40 apresenta o comportamento do custo de geração de vapor do processo com BIG-GTCC “total”, variando as taxas de juros de 4, 8 e 12 %, e considerando o mesmo período anual de operação da planta.

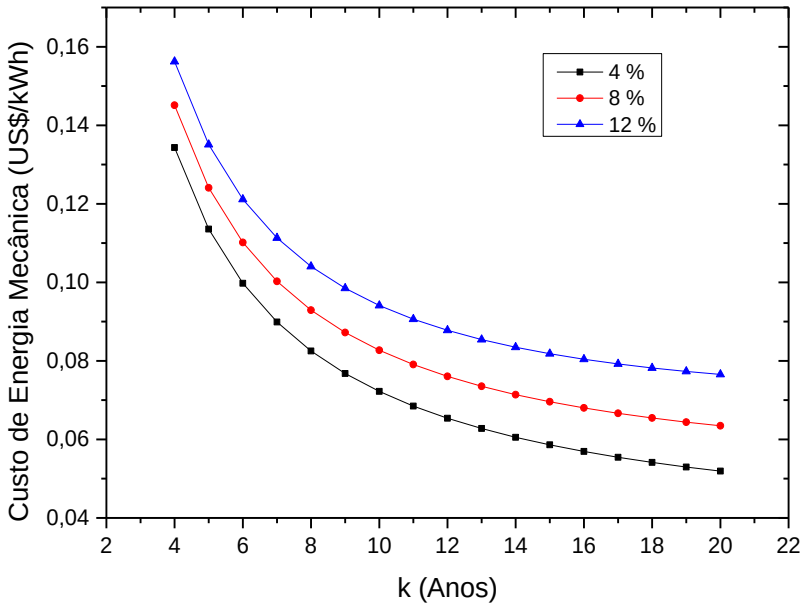
Figura 40- Custo de geração de vapor de processo com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros



Fonte: Própria

Observa-se que o custo de produção de vapor do processo decresce com o aumento do período de amortização, variando entre 0,14 - 0,17 US$/kWh no quarto ano, e entre 0,08 - 0,06 US$/kWh no décimo ano. O custo de geração de energia mecânica descreveu um comportamento similar, como é apresentado na Figura 41.

Figura 41 - Custo de geração de energia mecânica com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros.



Fonte: Própria.

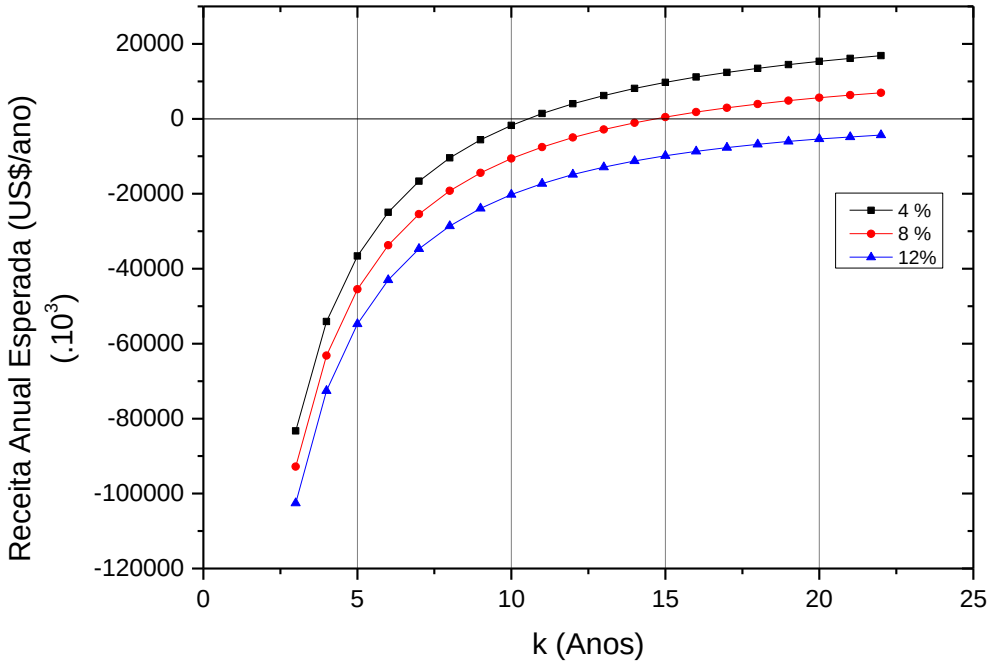
Quando analisados os custos de produção da energia mecânica na usina variando a taxa de juros, observa-se que os mesmos decrescem com o incremento do período de amortização e situam-se na faixa entre 0,13 - 0,16 US$/kWh no terceiro ano e entre 0,07 - 0,095 US$/kWh no décimo ano.

A receita anual esperada após a introdução do sistema BIG-GTCC “total” na usina é apresentada na Figura 42.

Para o cálculo da receita anual esperada, considerou-se o preço de venda da eletricidade à concessionária de 0,05 US$/kWh.

Quando os valores da receita são negativos, significa que o custo da eletricidade gerada na usina e maior que o custo da eletricidade de compra da rede.

Figura 42 - Receita anual esperada com BIG-GTCC “total” em função da taxa anual de juros.



Fonte: Própria.

Pode-se observar que a viabilidade econômica começa realmente a se definir a partir do décimo 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 longo período de tempo, comparado com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas. Porém, quando a taxa aplicada é de 12 %, não é possível que a planta tenha lucros em um tempo razoável, o que inviabiliza, do ponto de vista econômico, a implementação desta tecnologia. A principal causa deste comportamento é o elevado investimento inicial no sistema de pré-tratamento do bagaço, no sistema de gaseificação e na turbina a gás empregada na usina para esta configuração.

4.2 ANÁLISE ECONÔMICA DA IMPLEMENTAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO DO VOLUME EXCEDENTE DE BAGAÇO DA USINA

Nesta configuração, como foi explicado anteriormente, propõe-se a gaseificação do bagaço excedente da usina para a geração de eletricidade adicional que pode ser vendida às concessionárias. Foram considerados os custos do sistema de pré-tratamento da biomassa, sistema de gaseificação e turbina a gás. Neste caso, o sistema de gaseificação funcionará paralelamente à usina, sem afetar o funcionamento da mesma.

Será necessário dividir o ciclo em duas partes:

- Sistema de geração com bagaço excedente;
- Usina convencional.

4.2.1 Custo de produção de eletricidade na turbina a gás

O custo de produção de eletricidade na turbina a gás envolve o investimento nos sistemas de pré-tratamento e gaseificação do bagaço de cana, e os custos de operação e manutenção da instalação. Para todos os casos, o investimento em acessórios, tais como bombas, válvulas, entre outros, foi desconsiderado (TUNA, 1999).

$Inv_{Torrefator}$- Investimento no torrefator = 5087502,00 US$ (BASU, 2013);

$Inv_{Gaseific}$- Investimento no sistema de gaseificação= 24.110.000,00 US$ (CRAIG; MANN, 1996; WALDHEIM, 2012);

$C_{Bag\ úmido}$ - Custo de bagaço úmido = 0,016 US$/kWh.

Neste caso, para a determinação do custo de geração do gás de síntese, considerou-se o investimento no sistema de pré-tratamento e gaseificação do bagaço, além do custo do bagaço úmido. Também foram considerados os custos de operação e manutenção da instalação, como apresentado na Equação (80).

$$C_{Gás\ de\ Síntese} = \frac{Inv_{Gaseific+Torref+Sec} \cdot f}{H \cdot E_{comb\ Gás\ de\ Síntese}} + \frac{C_{Bag\ úmido} \cdot (E_{comb\ Bag\ úmido} - E_{comb\ Gás\ de\ Síntese} - E_{Torref} - E_{sec} - E_{Gaseif})}{E_{comb\ Gás\ de\ Síntese}} + C_{OpGS} + C_{MGS} \quad (80)$$

Da mesma forma que no caso anterior, para o cálculo dos custos de geração de eletricidade vapor e energia mecânica foi considerado o método físico relatado por Hu (1986) e a metodologia relatada por Silveira (1998). Dessa forma, desenvolveu-se um método de distribuição de perdas em função do fator de ponderação, considerando a fração do combustível utilizada na produção de cada produto da planta.

$$C_{elTG} = \frac{Inv_{TG} \cdot f}{H \cdot E_{pTG}} + \frac{C_{Gás\ de\ Síntese} \cdot (E_{comb\ Gás\ de\ Síntese} - E_{pTG} - E_{Torref} - E_{sec} - E_{Gaseif} - E_{moinho} - FP_{TG} \cdot Perdas}{E_{pTG}} + C_{OpTG} + C_{MTG} \quad (81)$$

$$FP_{TG} = \frac{E_{pTG}}{E_{pTG} + E_{Torref} + E_{sec} + E_{Gaseif} + E_{moinho}}$$

$$Perdas = E_{comb\ Gás\ de\ Síntese} - E_{pTG} - E_{Torref} - E_{sec} - E_{Gasif} - E_{moinho} \quad (82)$$

Onde:

Inv_{TG} - Investimento na turbina a gás [US$] = 1557500,00 US$ (GTW, 2012)

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

C_{OpTG} - Custo de operação da turbina a gás [US$/kWh];

C_{MTG} - Custo de manutenção da turbina a gás [US$/kWh]= 0,014 US$/kWh (VILLELA; SILVEIRA, 2007)

H - período equivalente de utilização [h/ano];

f - fator de anuidade [1/ano];

E_{pTG} - Potência produzida na turbina a gás [kW];

E_{Torref} - Potência consumida no torrefator [kW];

E_{sec} - Potência consumida no secador [kW];

E_{Gaseif} Potência consumida no gaseificador [kW];

E_{proc} - Potência consumida no processo [kW].

As energias disponíveis no bagaço úmido, no bagaço torrefeito e no gás de síntese foram calculadas pelas Equações (83) e (84):

$$E_{Bag\ úmido} = \dot{m}_{bag\ úmido}.PCI_{bag\ úmido} \quad (83)$$

$$E_{comb\ Gás\ de\ Síntese} = \dot{m}_{Gás\ de\ Síntese}.PCI_{Gás\ de\ Síntese} \quad (84)$$

4.2.2 Custo de geração de eletricidade na turbina a vapor

O custo de geração de eletricidade na turbina a vapor envolve o investimento na turbina, além das diferentes formas de energia presentes na instalação. São considerados, também, o custo de operação e o custo de manutenção.

$$C_{el\ TV} = \frac{Inv_{TV} \cdot f}{H \cdot E_{pTV}} + \frac{C_{Bag\ úmido} \cdot (E_{Bag\ úmido} - E_{pTV} - E_V - W_{mec} - FP_{TV}Perdas)}{E_{pTV}} + C_{OpTV} + C_{M\ TV} \quad (85)$$

$$FP_{TV} = \frac{E_{pTV}}{E_{pTV} + E_V + W_{mec}}$$

$$Perdas = E_{Bag\ úmido} - E_{pTV} - E_V - W_{mec} \quad (86)$$

Onde:

Inv_{TV} - Investimento na turbina a vapor = 4.830.000,00 US$ (PAUSCHERT, 2009);

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

C_{OpTV} - Custo de operação da turbina a vapor [US$/kWh];

$C_{M\ TV}$ - Custo de manutenção da turbina a vapor [US$/kWh] =0,015 US$/kWh (SILVEIRA, 1998; VILLELA; SILVEIRA, 2007);

E_{pTV} - Potencia elétrica produzida na turbina a vapor [kW].

4.2.3 Custo total de eletricidade da planta.

O custo total de eletricidade da planta considera a média ponderada entre o custo de geração de eletricidade na turbina a gás e na turbina a vapor e é determinado pela Equação (70).

4.2.4 Custo de geração de vapor do processo

Para determinar o custo de geração de vapor de processo, utiliza-se a Equação (87), que considera o investimento na caldeira e os custos de operação e manutenção da instalação.

$$C_V = \frac{Inv_{Caldeira} \cdot f}{H \cdot E_V} + \frac{C_{Bag\ úmido} \cdot (E_V - FP_V \cdot Perdas)}{E_V} + C_{OpC} + C_{MC} \quad (87)$$

$$FP_V = \frac{E_V}{E_{pTV} + E_V + W_{mec}}$$

Onde:

$Inv_{Caldeira}$ - Investimento na caldeira = 5.555.000,00 US$ (BEJAN et al., 1996);

C_{OpC} - Custo de operação da caldeira [US$/kWh];

C_{MC} - Custo de manutenção da caldeira [US$/kWh] = 0,004 US$/kWh (ANTUNES, 1999).

4.2.5 Custo de geração de energia mecânica

A Equação (88) permite calcular o custo de geração da energia mecânica, considerando que o investimento inicial mas moendas, picadores e demais equipamentos mecânicos seja nulo, uma vez que que tais componentes já são amortizados na configuração convencional da usina.

$$C_{EM} = \frac{Inv_{EM} \cdot f}{H \cdot W_{mec}} + \frac{C_{Bag\ úmido} \cdot (W_{mec} - FP_{EM} \cdot Perdas)}{W_{mec}} + C_{OpEM} + C_{MEM} \quad (88)$$

$$FP_{EM} = \frac{W_{mec}}{E_{pTV} + E_V + W_{mec}}$$

Onde:

C_{E_M} - Custo de geração de energia mecânica [US$/kWh];

Inv_{EM} - Investimento nos moinhos e picadores [US$] = 1.558.333,00 US$ (SILVA, 2007);

W_{mec} - Potência mecânica do ciclo [kW];

C_{OpEM} - Custo de operação dos moinhos e picadores [US$];

C_{MEM} - Custo de manutenção dos moinhos e picadores [US$];

4.2.6 Ganho anual devido à produção de eletricidade na planta

Como explicado no item 4.1.4, o ganho devido à produção de eletricidade da planta estará influenciado pelo preço de venda da eletricidade, a tarifa de eletricidade, a eletricidade produzida e a eletricidade requerida na usina.

Quando existe exportação de excedentes de eletricidade ($E_p > E_R$), tem-se que o ganho na produção de eletricidade está definido pela Equação (73).

4.2.7 Ganho anual devido à produção de vapor na planta

O ganho devido à produção de vapor na planta foi calculado pela Equações (74), (75) e (76) e está influenciado pelo custo do óleo empregado na geração de vapor em caldeiras convencionais, a entalpia do vapor do processo e o custo de geração do vapor convencional (SILVEIRA, 1998).

A eficiência da caldeira de vapor convencional (η_{cal}) é adotada como sendo de 85 % como reportado por Silveira (1998).

4.2.8 Ganho anual devido à produção de energia mecânica na planta

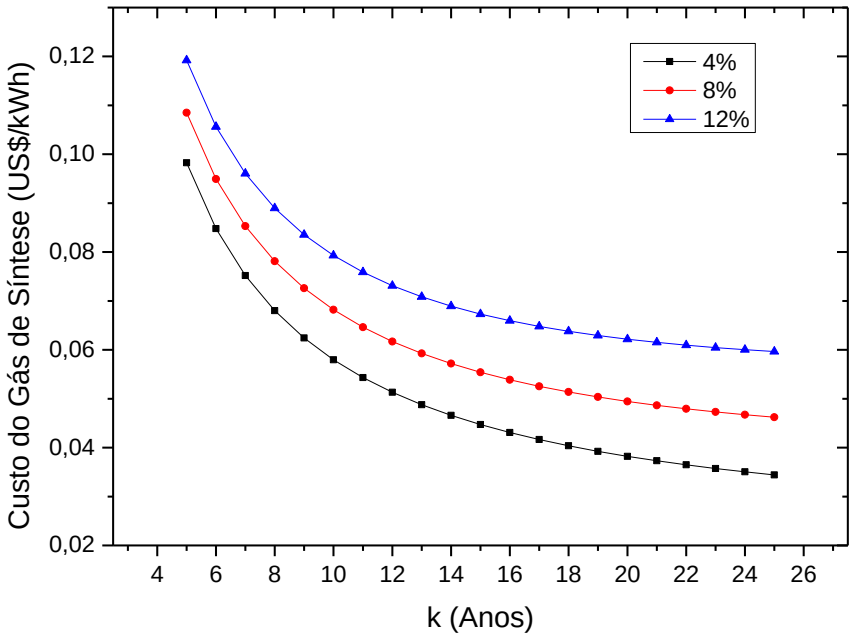
O ganho anual devido à produção de energia mecânica é determinado pela Equação (77). Para isso, foram consideradas as potências mecânicas de cada equipamento da usina, o custo da eletricidade para a geração dessa energia mecânica e o custo de geração da energia mecânica.

4.2.9 Receita anual esperada

O benefício ou receita anual decorrente da instalação de uma planta de cogeração é determinado pela soma dos ganhos associados à produção de eletricidade, calor útil e energia mecânica e foi calculada pela Equação (79) (TUNA,1999).

A Figura 43 representa o custo de geração de gás de síntese com a implementação do sistema BIG-GTCC "parcial" na usina estudada.

Figura 43 - Custo de geração de gás de síntese com BIG-GTCC "parcial" em função da taxa anual de juros.



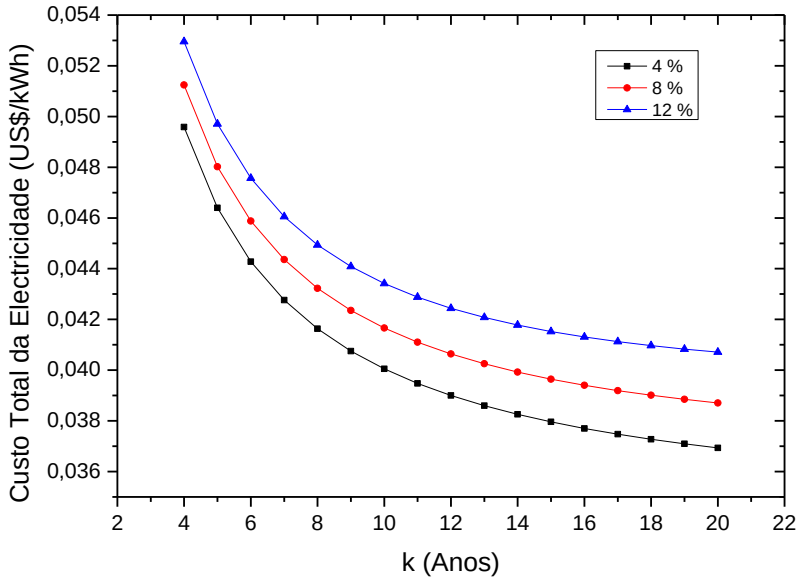
Fonte: Própria.

Observa-se que, variando as taxas de juros em um período de operação de 4695,6 h/ano, o custo de geração de gás de síntese decresce com o aumento do período de amortização, situando-se na faixa de 0,09 - 0,10 US$/kWh (k=4) e na faixa entre 0,06 - 0,075 US$/kWh para o décimo ano.

A Figura 44 representa o custo de geração de eletricidade com a implementação do sistema BIG-GTCC "parcial" na usina estudada. Observou-se que, variando as taxas de juros em

um período de operação de 4695,6 h/ano, o custo de produção de eletricidade decresce com o aumento do período de amortização, situando-se na faixa de 0,053 - 0,050 US$/kWh (k=4) e na faixa de 0,04 - 0,044 US$/kWh para o décimo ano, valores iguais aos obtidos por outros autores empregando tecnologias similares ao utilizarem madeira como combustível (CRAIG; MANN, 1996; WALDHEIM, 2012).

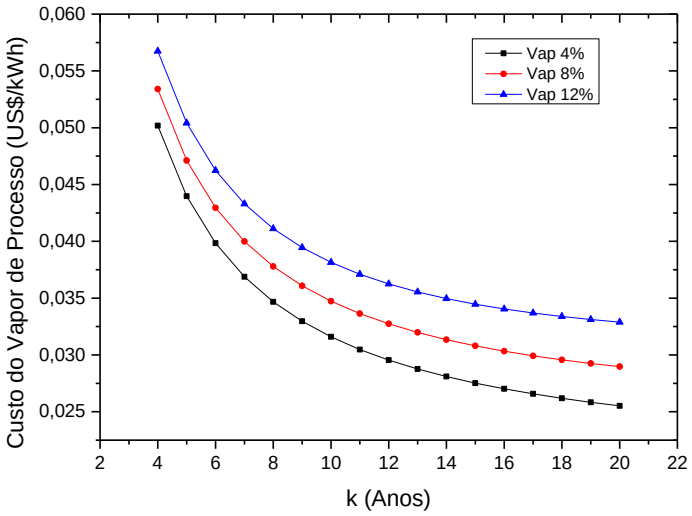
Figura 44 - Custo de geração de eletricidade com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros.



Fonte: Própria.

A Figura 45 apresenta o comportamento do custo de geração de vapor do processo com BIG-GTCC “parcial”, variando as taxas de juros variando entre 4, 8 e 12% e considerando o mesmo período anual de operação da planta.

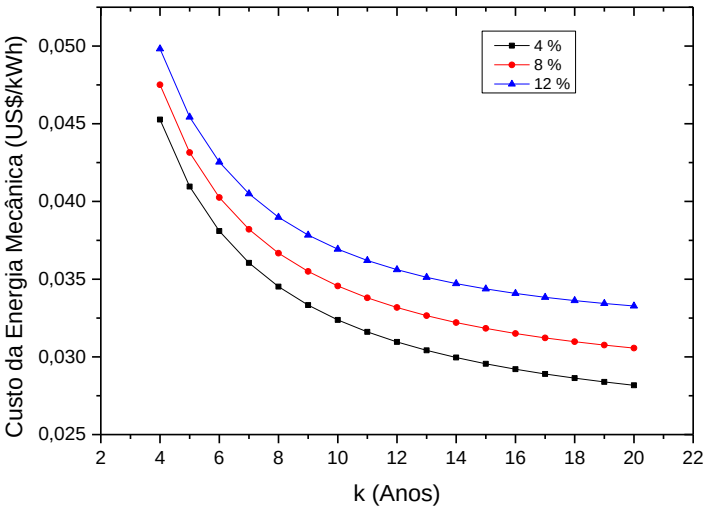
Figura 45 - Custo de geração de vapor de processo com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros.



Fonte: Própria.

Observa-se que o custo de produção de vapor do processo decresce com o aumento do período de amortização e situa-se entre 0,055- 0,025 US$/kWh. O custo de geração de energia mecânica descreveu um comportamento similar, como é apresentado na Figura 46.

Figura 46 - Custo de geração de energia mecânica com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros.

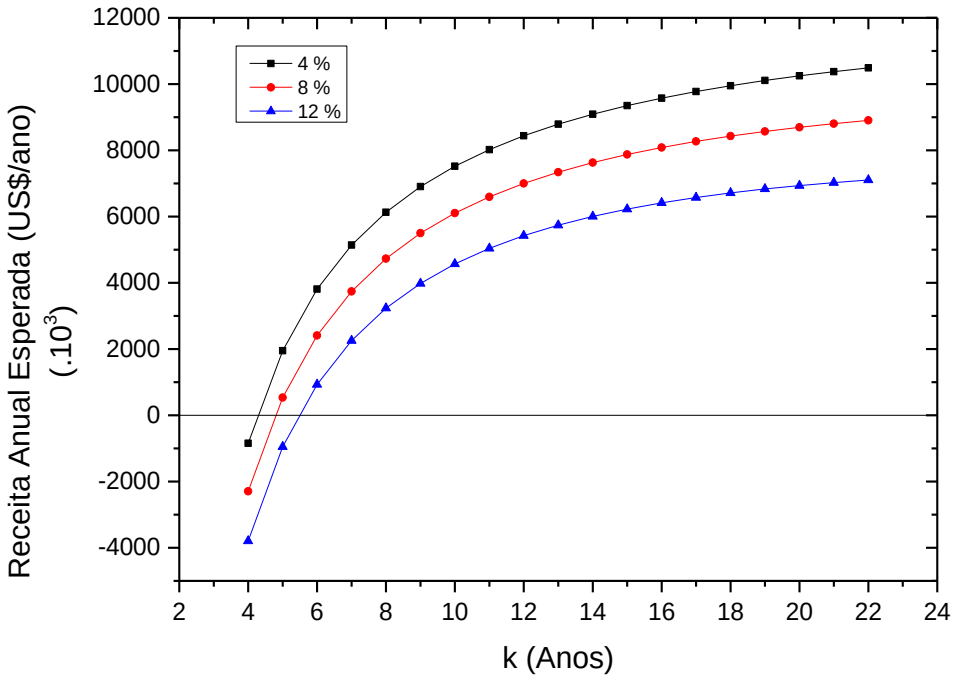


Fonte: Própria.

Quando analisados os custos de produção da energia mecânica na usina variando a taxa de juros observa-se que os mesmos decrescem com o incremento do período de amortização e situam-se na faixa 0,05 - 0,045 US$/kWh no quarto ano e de 0,03 - 0,035 US$/kWh no décimo ano.

A receita anual esperada após a introdução da gaseificação do volume excedente de bagaço da usina é apresentada na Figura 47.

Figura 47 - Receita anual esperada com BIG-GTCC “parcial” em função da taxa anual de juros.



Fonte: Própria.

Quando o valor da receita é negativo, significa que o custo da eletricidade gerada na usina é maior que o custo da eletricidade comprada da rede.

Pode-se observar que, neste caso, a viabilidade econômica começa realmente a se definir a partir do quinto ano considerando todas as taxas de juros. Isto indica uma amortização do

investimento em um curto período de tempo, comparado com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas.

Quando analisado o comportamento da receita anual esperada nas duas configurações, a implementação da gaseificação do volume excedente de bagaço da usina (Caso 3), apresenta-se como a melhor opção a partir 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 (15 anos como média) (E4TECH, 2009; WORLEY ; YALE, 2012).

CAPÍTULO 5. ANÁLISE ECOLÓGICA DA INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR PARA A GERAÇÃO DE ENERGIA EM UMA USINA SUCROALCOOLEIRA

Com a crescente preocupação com o meio ambiente e com as reduções de emissões de poluentes impostas por acordos internacionais, a análise ecológica de projetos se tornou um ponto importante a se abordar.

Neste capítulo, é feita a análise ecológica da incorporação da gaseificação de bagaço de cana no setor sucroalcooleiro, adaptando a metodologia desenvolvida por Vilela e Silveira (2007) e Martinelli Júnior, (2008).

Uma vez determinadas as emissões de poluentes (CO_2, NO_x, SO_2 e MP) por kg de bagaço consumido, são estimados o Dióxido de Carbono Equivalente $(CO_2)_e$, o Indicador de Poluição (Πg) e a Eficiência ecológica (ε) da planta baseados nos valores obtidos para a eficiência global em cada caso.

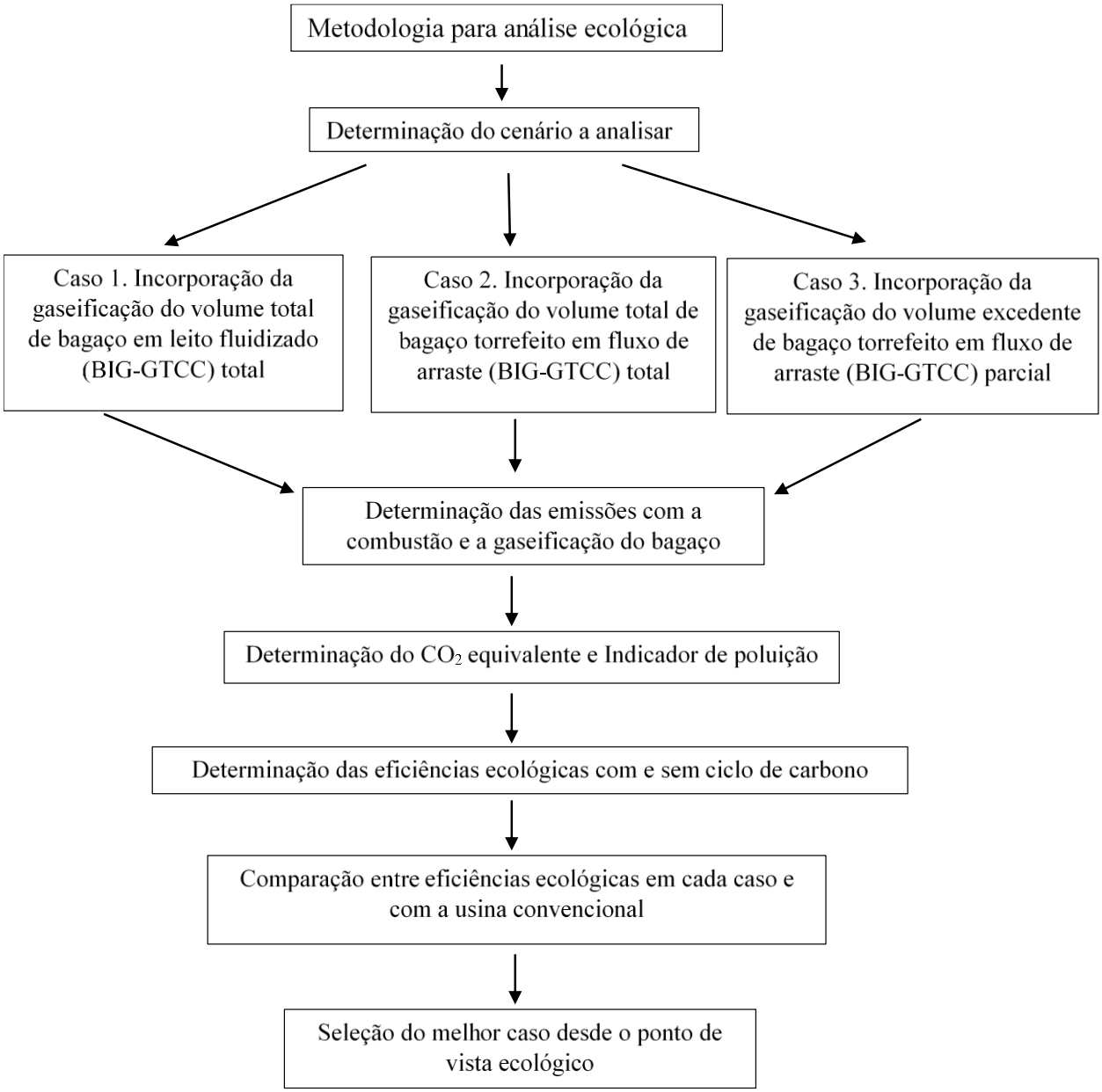
Para a análise, avalia-se a influência do ciclo de carbono nos valores finais da eficiência ecológica, considerando a quantidade de CO_2 que a planta consome no ciclo de vida, comparada com as emissões de CO_2 durante o processo de gaseificação.

Durante a avaliação do ciclo de carbono na geração de eletricidade em usinas sucroalcooleiras, tem-se que 31,8% do CO_2 armazenado pela cana-de-açúcar é lançado para a atmosfera através da queima do bagaço. Além disso, 42,8% do carbono voltarão para a atmosfera na decomposição da palha, raízes, pontas e folhas. O restante do CO_2 - 25,4% - será emitido através da metabolização do açúcar por organismos vivos. As emissões indiretas totais por hectare por ciclo de vida também são relevantes no balanço final, constituindo 2,7% da emissão total (CHOHFI; DUPAS; LORA, 2004).

Em fase final, faz-se uma comparação entre os casos analisados e seleciona-se o melhor, a partir do ponto de vista ecológico, para a implementação da tecnologia BIG-GTCC na usina sucroalcooleira.

Na Figura 48, apresenta-se a metodologia empregada na análise ecológica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro.

Figura 48 – Metodologia para a analise ecológica da incorporação do BIG-GTCC no setor sucroalcooleiro



Fonte: Própria.

Baseando-se nos índices do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), Resolução n° 3 de 28 de junho de 1990, os quais estabelecem o valor permitido para a

concentração de material particulado (MP) como sendo de 150 μg/m^3 e a concentração máxima de CO_2 em 10 mg/m^3, foram determinados os coeficientes equivalentes para alguns poluentes (MARTINELLI JÚNIOR, 2008).

A Tabela 23 apresenta as concentrações máximas admissíveis para alguns gases nocivos na atmosfera de um ambiente de trabalho, segundo Martinelli Júnior (2008).

Tabela 23 - Concentração máxima admissível para gases no ambiente de trabalho

Gás	**Concentração média[mg/Nm^3]**	**Máxima concentração admissível [mg/Nm^3]**
CO_2	7000	10000
SO_2	10	15
NO_x	0	10

Fonte: MARTINELLI JÚNIOR, (2008).

A Tabela 24 relata os efeitos de gases nocivos estudados em humanos para exposição de 8 horas (CARDU; BAICA, 1999, CARDU; BAICA, 2009).

Tabela 24 - Efeito de gases nocivos

Gás	**Efeito**	**Concentração (ppm)**
CO_2	Danos após 8h	5000
	Suportável 1h	200
SO_2	Concentração para 8h	5-15

Fonte: CARDU; BAICA, (1999), CARDU; BAICA, (2009).

Na Tabela 25, expõem-se os valores específicos reportados pela *World Health Organization* (CLENCH-AAS, J KRZYZANOWSKI, M., 1995) da concentração máxima admitida para exposição de 1 hora.

Tabela 25 - Padrões de qualidade do ar para 1 hora

Gás	Concentração máxima [$\mu g/Nm^3$]
SO_2	125
NO_x	200

Fonte: MARTINELLI JÚNIOR, (2008).

Padrões secundários de qualidade do ar são as concentrações de poluentes abaixo das quais se prevê o mínimo efeito adverso sobre o bem-estar da população, assim como o mínimo dano à fauna, à flora, aos materiais e ao meio ambiente em geral.

A Lei 8723 de 28 de outubro de 1993, que dispõe sobre a redução de emissão de poluentes por veículos automotores, em seu artigo 2º, parágrafo 6º, estabelece que a partir de 1 de janeiro de 2002, a totalidade de veículos pesados do ciclo diesel comercializados no Brasil atenderá aos limites de emissão de gases de escapamento definidos como (IBAMA, 1993):

a) 4,0 g/kWh de monóxido de carbono (CO);

b) 1,1 g/kWh de hidrocarbonetos (HC);

c) 7,0 g/kWh de óxidos de nitrogênio (NO_x);

d) 0,15 g/kWh de material particulado (MP).

De acordo com Villela e Silveira (2007), deve-se, então, dividir a máxima concentração de CO_2 permitida pelos padrões de qualidade de ar ditados pela Organização Mundial da Saúde para uma hora de exposição (NO_x = 200 μg/Nm^3; SO_x = 125 μg/Nm^3).

Define-se, então, o Dióxido de Enxofre Equivalente $(SO_2)_e$ como a concentração máxima de dióxido de carbono dividida pela de dióxido de enxofre, obtendo-se assim,

$$(SO_2)_e = 80\ (SO_2) \tag{89}$$

O Óxido de Nitrogênio Equivalente $(NO_x)_e$, da mesma forma, é definido pela Equação (90)

$(NO_x)_e = 50\ (NO_x)$ (90)

E, finalmente, o Material Particulado Equivalente $(MP)_e$ é definido como:

$(MP)_e = 67\ (MP)$ (91)

Cardu e Baica (1999) introduzem o conceito de Dióxido de Carbono Equivalente [$(CO_2)_e$] como um parâmetro que considera globalmente, em uma única entidade, os efeitos prejudiciais dos principais gases tóxicos de combustão [CO_2, SO_2 e NO_x] (CARDU; BAICA, (1999), 2009) ,CARDU; BAICA, (2009).

Desta forma, o Dióxido de Carbono Equivalente $(CO_2)_e$, cuja unidade é kg de CO_2 por kg de combustível (kg/kg_{comb}), é calculado segundo a Equação (92).

$$\left(CO_2\right)_e = CO_2 + 80 \cdot \left(SO_2\right) + 50 \cdot \left(NO_x\right) + 67 \cdot \left(MP\right) \quad (92)$$

Este índice é um indicador de comparação entre combustíveis. Do ponto de vista ecológico, o melhor combustível é aquele que apresenta menor valor (CARDU; BAICA, (1999), 2009) ,CARDU; BAICA, (2009).

Para quantificar o impacto ambiental, Cardu e Baica (1999) propõem um indicador definido como a diferença entre o Dióxido de Carbono Equivalente do combustível e seu Poder Calorífico Inferior (PCI). A este indicador, deu-se o nome de “Indicador de Poluição”, representado por Πg e determinado pela seguinte Equação.

$$\Pi_g = \frac{\left(CO_2\right)_e}{PCI_{bgu}} \quad (93)$$

Onde:

$(CO_2)_e$ – Dióxido de Carbono Equivalente (kg de CO_2 / kg de combustível);

PCI_{bgu} – Poder Calorífico Inferior do Combustível (MJ/kg_{comb});

Π_g – Indicador de Poluição (kg/MJ).

Segundo Cardu e Baica (1999), ao se relacionar o dióxido de carbono emitido pelo processo de combustão com seu poder calorífico, é possível realizar comparações entre combustíveis heterogêneos. Entretanto, um combustível pode possuir um poder calorífico alto e emitir uma grande quantidade de poluentes na atmosfera, ou ter a emissão de gases nocivos desprezível ou nula, mas não possuir a energia desejada para se obter uma boa eficiência em um processo industrial (MARTINELLI JÚNIOR, 2008).

Partindo-se da hipótese de que o melhor combustível é aquele que possui o menor Indicador de Poluição, Cardu e Baica (1999) propõem um indicador mais complexo e adimensional que expressa o impacto ecológico dos componentes dos gases nocivos emitidos na atmosfera resultantes da queima de um combustível em relação à energia útil produzida para usinas termelétricas. O indicador proposto é denominado Eficiência Ecológica (ε). Esta eficiência abrange, em um coeficiente simples, aspectos que definem a intensidade do impacto ambiental de um processo industrial, composição do combustível, tecnologia de combustão, indicador de poluição e eficiência da conversão de energética.

$$\varepsilon = \left[\frac{0{,}204\eta \ln\left(135 - \Pi_g\right)}{\eta_{gl} + \Pi_g} \right]^{0,5} \tag{94}$$

Como apresentado na Equação (94), o valor da eficiência é diretamente proporcional à eficiência do processo (η) e inversamente proporcional ao indicador de poluição (Πg), variando entre um valor nulo para o enxofre e a unidade para o hidrogênio. É, ainda, de forma indireta, dependente do $(CO_2)_e$ pela definição de Πg (MARTINELLI JUNIOR, 2008).

A Tabela 26 apresenta as características ambientais para estes combustíveis referenciais.

Tabela 26 - Características ambientais para combustíveis referenciais.

Combustível	**S [%]**	**$(CO_2)_e$ [kg/kg$_{comb}$]**	**PCI [MJ/kg]**	**π_g [kg/MJ]**	**ε**
Hidrogênio	0	0	120,08	0	1
Enxofre	100	1400	9,27	130	0

Fonte: CORONADO, (2009).

Cabe ressaltar que o dióxido de carbono equivalente e o indicador de poluição dependem, por definição, do combustível utilizado no sistema. No entanto, a eficiência ecológica depende também da eficiência global do sistema, representada por η_{gl}.

5.1 DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS ECOLÓGICOS PRINCIPAIS NA USINA COM A INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO

Considerando os conceitos apresentados, analisou-se o ciclo de cogeração na usina empregando bagaço de cana como combustível.

No cálculo do dióxido de carbono equivalente, do indicador de poluição e da eficiência ecológica, são consideradas duas situações: a primeira, considerando o efeito do ciclo de dióxido de carbono desde o plantio da cana-de-açúcar até a produção de etanol e açúcar, e, a segunda, sem considerar esse efeito.

De acordo com Silva (2010), são apresentadas na Tabela 27 as emissões de poluentes no ciclo de cogeração da usina usando bagaço de cana como combustível, considerando o ciclo de carbono e sem considerar o mesmo. Pode-se observar que o efeito do ciclo de carbono tem um grande impacto no resultado das emissões de carbono, pois, quando este fator é considerado, o valor total das emissões de CO_2 diminui substancialmente.

Tabela 27 - Emissões de poluentes na combustão do bagaço de cana no ciclo de cogeração da usina convencional

Elemento	**Emissões dos componentes nos gases de exaustão** [kg/kg_{comb}]	
	Sem Ciclo de Carbono	Com Ciclo de Carbono
CO_2	1,82	0,47
SO_2	0	0
NO_x	0,0012	0,0012
MP	0,0071	0,0071

Fonte: SILVA, (2010).

Por meio das Equações (92) e (93), foram determinados os valores do dióxido de carbono equivalente e do indicador de poluição na usina estudada após a incorporação do processo de gaseificação do bagaço. Com os resultados obtidos (Tabela 27) e o valor do PCI do gás de síntese (6 MJ/kg), foram calculados os valores de $(CO_2)_e$ e Πg, sendo os resultados apresentados na Tabela 28. Para a determinação da eficiência ecológica (ε) para o ciclo com a incorporação da gaseificação de bagaço, foi considerada a eficiência global da usina para o ciclo convencional e com a implementação do BIG-GTCC para os três casos analisados.

Tabela 28 - Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição no ciclo de cogeração da usina.

$(CO_2)_e$ [kg/kg_{comb}]		**Π_g [kg/MJ]**	
Sem ciclo de carbono	Com ciclo de carbono	Sem ciclo de carbono	Com ciclo de carbono
2,36	1,01	0,32	0,14

Fonte: Própria

Para a determinação das emissões na usina com a incorporação da gaseificação, considerou-se a composição dos gases de exaustão da turbina a gás logo após a queima do gás produto da gaseificação de bagaço.

Segundo Diniz et al. (2013), a Equação (95) apresenta a simulação da reação de combustão do gás de gaseificação.

$$0{,}638H_2 + 0{,}641 \cdot CO + 0{,}340 \cdot CO_2 + 0{,}374 \cdot H_2O + 0{,}019 \cdot CH_4 + 1{,}315 \cdot N_2 + 1{,}4\,(2{,}549 \cdot N_2 + 0{,}677 \cdot O_2) \rightarrow w \cdot CO_2 + 4{,}879 \cdot N_2 + 1{,}049 \cdot H_2O + 0{,}266 \cdot O_2 \quad (95)$$

Na combustão do gás de síntese, considerou-se 40% de excesso de ar em condições normais. Nesse contexto, foram determinadas as emissões de CO_2, NO_x, MP e SO_2.

Para o cálculo da emissão de CO_2, utilizou-se a seguinte Equação (VILLELA;SILVEIRA, 2007).

$$M_{CO_2} = \frac{(w \cdot 44)CO_2}{M} \quad (96)$$

Onde,

w- numero de moles de CO_2

M- Massa molecular do gás de síntese

A massa molecular do combustível (gás de síntese) foi calculada considerando uma composição pré-estabelecida deste gás, como apresentado abaixo:

$$M = (0{,}638 \cdot H_2) + (0{,}641 \cdot CO) + (0{,}34 \cdot CO_2) + (0{,}374 \cdot H_2O) + (0{,}019 \cdot CH_4) + (1{,}315 \cdot N_2)$$

$$M = (0{,}638 \cdot 2) + (0{,}641 \cdot 28) + (0{,}34 \cdot 44) + (0{,}374 \cdot 18) + (0{,}019 \cdot 16) + (1{,}315 \cdot 28)$$

M =78,03 kg/kmol

Para a determinação das emissões de NO_x, adotou-se o fator de emissão de acordo com Carvalho Jr e Lacava (2003), como apresentado na Equação (97):

$$M_{NO_x} = \frac{\frac{(2120 \cdot 0{,}0224)}{10^6}}{M \cdot 10^{-3}} \quad (97)$$

Para o cálculo do material particulado (MP), aplicou-se o fator de emissão de acordo com Carvalho Jr e Lacava (2003), como apresentado na Equação (98):

$$M_{MP} = \frac{\frac{(224 \cdot 0{,}0224)}{10^6}}{M \cdot 10^{-3}} \quad (98)$$

Segundo Carvalho Jr e Lacava (2003), a percentagem de enxofre no bagaço é muito baixa, implicando em um fator de emissão reduzido. Sendo assim, a emissão de enxofre foi considerada nula nesta análise.

Na Tabela 29, 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-GTCC, considerando e sem considerar o ciclo de carbono.

Tabela 29 - Emissões de poluentes com a incorporação da tecnologia BIG-GTCC

Elemento	**Concentração dos componentes nos gases de exaustão**	
[kg/kg$_{comb}$]	**Sem Ciclo de Carbono**	**Com Ciclo de Carbono**
CO_2	0,56	-0,79
SO_2	0	0
NO_x	0,0006	0,0006
MP	0,00006	0,00006

Fonte: Própria

A Tabela 30 apresenta os resultados do dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para o BIG-GTCC.

Tabela 30 - Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição com a incorporação da tecnologia BIG-GTCC.

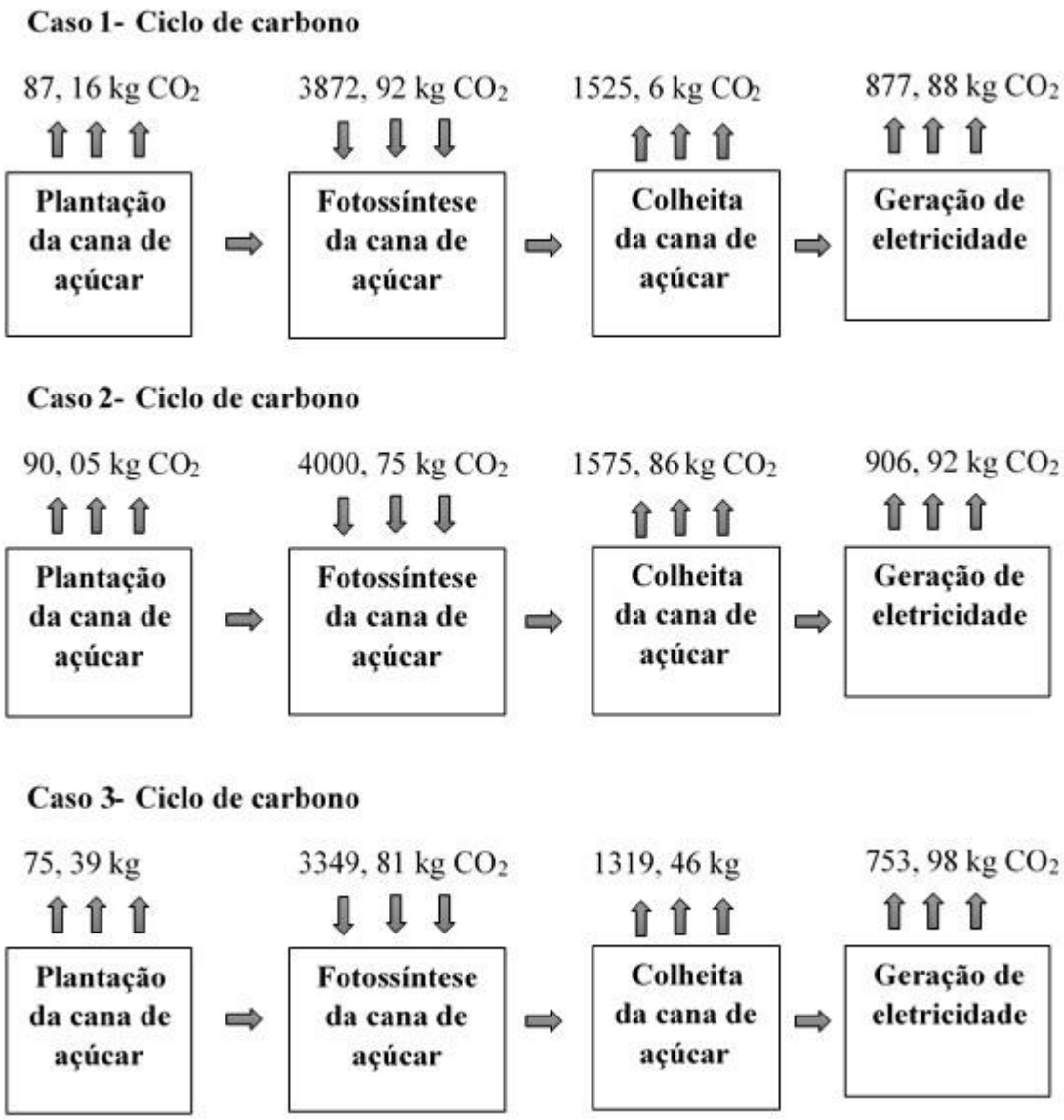
Gaseificação de Bagaço			
$(CO_2)_e$ [kg/kg$_{comb}$]		**Π_g [kg/MJ]**	
Sem ciclo de carbono	Com ciclo de carbono	Sem ciclo de carbono	Com ciclo de carbono
0,599	0,25	0,082	0,034

Fonte: Própria

Através da Equação (103), calculou-se a eficiência ecológica considerando a eficiência global para cada caso.

No cálculo da eficiência ecológica, considerou-se o ciclo de carbono, subtraindo do carbono equivalente, a quantidade de CO_2 absorvido durante o período de crescimento da cana. Na Figura 49, apresenta-se o ciclo do dióxido de carbono para a geração de 1 MWh de eletricidade.

Figura 49- Ciclo do dióxido de carbono para 1 MWh de eletricidade produzida.



Fonte: Própria

No Caso 1, para cada MWh de eletricidade produzida, são consumidos 3.872,9 kg de dióxido de carbono (fotossíntese) e emitidos 2.490,6 kg, apresentando um saldo positivo de 1.382,3 kg de dióxido de carbono absorvidos. No Caso 2, o dióxido de carbono absorvido na geração da mesma energia é 1.427,25 kg e no Caso 3 são absorvidos 1.200,98 kg.

A Tabela 31 mostra os resultados para a análise ecológica da usina com a incorporação da gaseificação nos diferentes casos analisados.

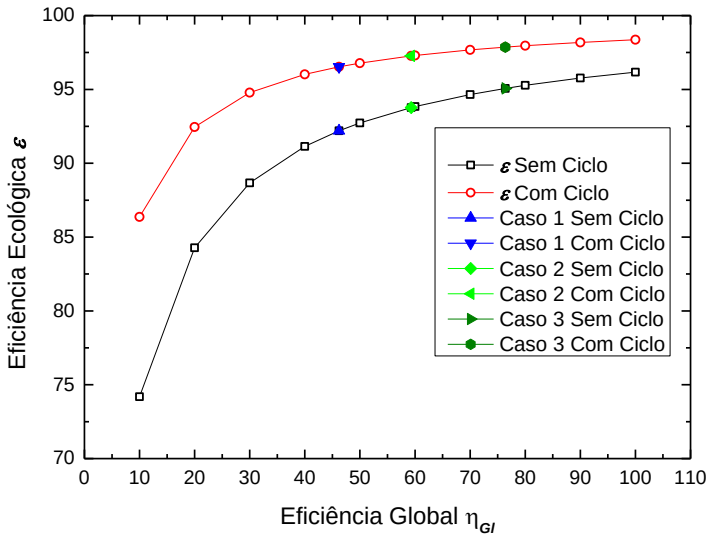
Tabela 31 - Resultados da análise ecológica da usina com a incorporação da gaseificação

Casos	Eficiência Global η_{gl} [%]	Eficiência Ecológica	
		Com ciclo de carbono ε_c [%]	Sem ciclo de carbono ε_s [%]
1	46,2	96,5	92,2
2	59,3	97,3	93,8
3	76,4	97,9	95,1
Convencional	77,55	92,2	84,1

Fonte: Própria

A Figura 50 mostra o comportamento das eficiências ecológicas em função da variação da eficiência global da planta para os três casos analisados , sem considerar o ciclo do carbono e considerando o ciclo do carbono, com a introdução do BIG-GTCC nos diferentes casos analisados.

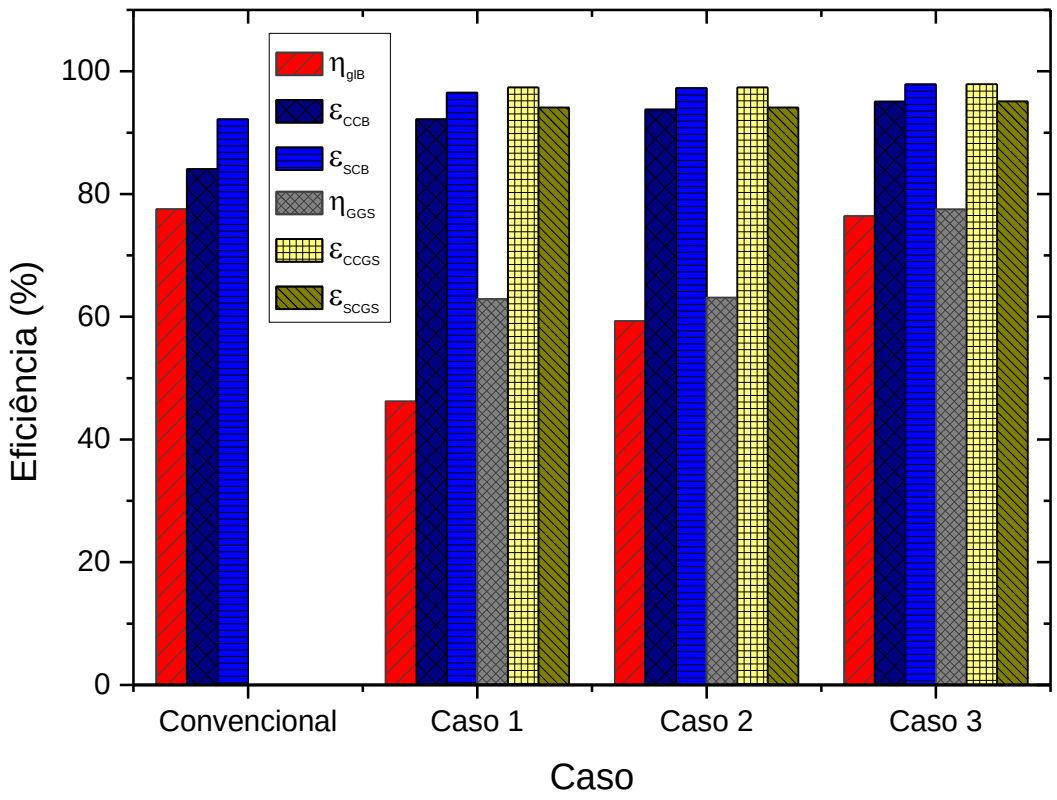
Figura 50 - Variação da eficiência ecológica em função da eficiência global do ciclo para as três configurações estudadas



Fonte: Própria

A Figura 51 apresenta a comparação das eficiências ecológicas entre os três casos e a planta convencional

Figura 51 - Comparação das eficiências ecológicas entre os três casos e a planta convencional



Legenda:

η_{glB} - Eficiência Global considerando E_{comb} do Bagaço

ε_{CCB} – Eficiência ecológica considerando o ciclo do carbono e E_{comb} do Bagaço

ε_{SCB} – Eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono e E_{comb} do Bagaço

η_{glGS} - Eficiência Global considerando e E_{comb} do Gás de Síntese

ε_{CCGS} – Eficiência ecológica considerando o ciclo do carbono e E_{comb} do Gás de Síntese

ε_{SCGS} – Eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono e E_{comb} do Gás de Síntese

Fonte: Própria

É possível observar em todos os casos que, com a introdução da tecnologia BIG-GTCC, a eficiência ecológica aumenta em comparação com a planta convencional e que o ciclo do carbono teve uma influência significativa nos valores finais da mesma. Finalmente, observa-se que o processo mais eficiente ecologicamente é aquele que considera a gaseificação do excedente de bagaço da usina (Caso 3).

CAPÍTULO 6 – CONCLUSÕES

Neste trabalho, foram realizados estudos técnicos, econômicos e ecológicos da incorporação da tecnologia BIG-GTCC na indústria sucroalcooleira Brasileira. O estudo foi desenvolvido modelando a implementação de três diferentes casos prováveis em uma usina convencional empregada como linha de base para a análise.

Para a implementação dos Casos 2 e 3, propôs-se o pré-tratamento do bagaço por torrefação, buscando uma melhora nas propriedades físico-químicas do mesmo que possibilitasse a utilização deste combustível em um reator de gaseificação em fluxo de arraste.

Da análise energética, obteve-se que, em todas as configurações propostas, existe um incremento na eficiência de geração de eletricidade em relação ao ciclo convencional com a introdução do processo de gaseificação, porém, na gaseificação do volume total de bagaço requerido com pré-tratamento por torrefação, o tamanho da turbina a gás necessária, o requerimento de combustível adicional e as dimensões do sistema de gaseificação requerido encareceriam significativamente o investimento e inviabilizam a implementação do BIG-GTCC "total".

A gaseificação do volume excedente de bagaço da usina (BIG-GTCC "parcial") apresentou-se como a alternativa mais viável. A combinação da torrefação do bagaço ao gaseificador de fluxo de arraste com tecnologia CHOREN tipo Carbo-V® permite um aumento na eficiência de geração elétrica de até 15,8 %, quando comparada à usina convencional.

O aumento na oferta de geração de eletricidade é uma realidade que não concorre com a produção de açúcar e etanol, tornando-se um valor agregado ao setor sucroalcooleiro que afeta consideravelmente o resultado operacional.

Na análise econômica, alocaram-se os custos de produção dos diferentes produtos da usina quando gaseificado o volume total de bagaço e quando gaseificado somente o excedente.

Na análise da Receita Anual Esperada após a implementação da gaseificação do volume total de bagaço requerido com pré-tratamento por torrefação, observou-se que, a partir do décimo ano, a tecnologia proposta começa a gerar lucros para a empresa quando se é aplicada uma taxa de juros de 4 %, o que indica uma amortização do investimento em um longo período de tempo

comparado com tempo de vida útil das tecnologias envolvidas, que é de, em média, 15 anos. Porém, quando a taxa aplicada é de 12 %, os custos de operação e manutenção e a amortização do investimento não permitem que a planta tenha lucros em tempo razoável, o que, do ponto de vista econômico, inviabiliza a implementação desta tecnologia. A principal causa para este comportamento é o elevado investimento inicial no sistema de pré-tratamento do bagaço, no sistema de gaseificação e na turbina a gás da usina, nesta configuração.

Na gaseificação do volume excedente de bagaço da usina, quando analisado o comportamento da Receita Anual Esperada, observou-se que a amortização da tecnologia proposta é concluída nos primeiros cinco anos de implementação, começando a gerar lucros para a empresa em um curto período de tempo comparado com o tempo de vida útil das tecnologias envolvidas.

Em termos econômicos, o investimento na nova configuração é elevado. 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.

Na análise ecológica, foram analisados os três casos considerando a eficiência global de cada configuração proposta para a determinação da eficiência ecológica. Levou-se em conta, ainda, as variações dessas eficiências com e sem ciclo de carbono. Os valores obtidos foram comparados com a eficiência ecológica da usina convencional.

Em todos os casos, com a introdução da tecnologia BIG-GTCC, a eficiência ecológica aumentou quando comparada à planta convencional. O fato de se considerar o ciclo do carbono teve uma influência apreciável nos valores finais desse parâmetro. Finalmente, conclui-se que a configuração mais ecologicamente eficiente é a que considera a gaseificação do excedente de bagaço da usina.

Ademais, pode-se afirmar que há minimização dos riscos tecnológicos relacionada gaseificação do excedente de bagaço, pois a operação da usina não seria afetada por falhas do sistema BIG-GTCC. Da mesma forma, a usina poderá contar com um sistema de geração de eletricidade independente do ciclo convencional, que pode ser utilizado, em caso de necessidade, em benefício do processo produtivo, existindo a possibilidade de utilização de outra biomassa como combustível no período de safra ou não-safra; o investimento inicial seria amortizado em um tempo relativamente curto.

Como conclusão final do trabalho, afirma-se que a aplicação da gaseificação em fluxo de arraste do excedente de bagaço da usina convencional, após o pré-tratamento do bagaço por torrefação, apresenta-se como a melhor das opções propostas, tanto do ponto de vista termodinâmico, como econômico e ecológico.

Como sugestões para trabalhos futuros, propõe-se:

- Estudar a incorporação de modelo econômico que considere variações no custo do bagaço e comparações com uso de combustíveis fósseis no cenário internacional;
- Realizar a análise exergética da implementação destas tecnologias na indústria sucroalcooleira;
- Analisar a viabilidade técnica da incorporação do processo de gaseificação do bagaço excedente da usina e de outras biomassas residuais para plantas que incluam a produção de etanol de 2ª geração;
- Efetuar análise de sustentabilidade da incorporação das configurações propostas;
- Aplicar estudos termoeconômicos (exergoeconômicos) para a otimização das configurações de gaseificação propostas nesse trabalho.

REFERÊNCIAS

ANDRADE, R. V. **Gaseificação de biomassa: Uma análise teórica e experimental.** (2007) 205 f. Teses (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2007.

ANEEL. **Resultados das Licitações**. Agência Nacional de Energia Elétrica. 2014. Disponível em: http://www.aneel.gov.br/. Consultado em: outubro de 2014.

ANTUNES, J. S. **Código computacional para análise de sistemas de cogeração com turbinas a gás**. Guaratinguetá. 1999. 157 f. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Guaratinguetá, 1999.

AZEREDO, V. M. C. **Setor Sucro-alcooleiro Brasileiro: Evolução e perspectivas**. BNDES. 2007.

BABU, S. Biomass gasification for hydrogen production – Process description and research needs. **Technology Report from Task 33**. International Energy Agency, 2010.

BABU, S. P. Thermal gasification of biomass technology developments: End of task report for 1992 to 1994, **Biomass and Bioenergy**, v. 9, n. 1–5, 1995, pp 271-285.

Balanço Energético Nacional (BEN). Ministério de Minas e Energia. MME. Brasil. Brasília: EPE, 2013. 283 p.

BACCI DA SILVA, M., MORAIS, A. S. Avaliação energética do bagaço de cana em diferentes níveis de umidade e graus de compactação. **XXVIII Encontro Nacional de Engenharia de Produção**. Rio de Janeiro, Brasil, 2008.

BALESTIERI, J. A. P., **Planejamento de centrais de co-geração: Uma abordagem multiobjetivo**. 1994, 154 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade de Campinas. Campinas, SP, 1994.

BASU, P. 2006. Combustion and gasification in fluidized beds. **Taylor & Francis,** 2006, pp. 355–357.

BASU, P. **Biomass gasification and pyrolysis, practical design**. Academic Press, 2010. 460 p.

BASU, P. **Biomass gasification, pyrolysis and torrefaction: Practical design and eheory**. 2. ed. London: Academic Press, 2013. 530 p.

BEER, J. M. High efficiency electric power generation: The environmental role. **Progress in Energy and Combustion Science** v, 33, 2007, pp. 107–134.

BEJAN, A., TSATSARONIS, G., MORAN, M. **Thermal Design and Optimization**. New York, John Wyley & Sons, 1996. 542 p.

BERGMAN, P. C. A. Torrefaction for entrained-flow gasification of biomass. **Proceedings of 14th European Biomass Conference & Exhibition**, Paris, France, pp. 17-21. 2005.

BERGMAN, P. C. A.; BOERSMA, A. R.; KIEL, J. H. A.; PRINS, M. J.; PTASINSKI, K. J.; JANSEEN, F. J. J. G. **Torrefaction for entrained-flow gasification of biomass**. Energy research Centre of the Netherlands (ECN). ECN-C--05-067, 2005.

BERGMAN, P. C. A.; BOERSMA, A. R.; ZWART, R. W. R.; KIEL, J. H. A. **Torrefaction for biomass co-firing in existing coal-fired power stations**. Report ECN-C--05-013, 2005.

BOURGEOIS, J.; GUYONNET, R., Characterization and analysis of torrefied wood. **Wood Sci. and Tech**. v, 22, 1988, pp. 143-155.

BRIDGWATER, A. V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading, **Biomass and Bioenergy**, v, 38, 2012, pp. 68-94.

BRISTOTI, A; SILVA, J. L. S. **Diagnóstico da utilização e da oferta da biomassa vegetal no Rio Grande do Sul. Núcleo de Energia**, PROMEC, UFRGS, Porto Alegre, 1993.

BROOKS, F. J. **GE gas turbine performance characteristics**. GE Power Systems, Schenectady, NY. General Electric Reference Document - GER-3567H. Consultado Dezembro 2014.

CARDU, M.; BAICA, M. Regarding a global methodology to estimate the energy-ecologic efficiency of thermo power plants, **Energy Conversion and Management**, v, 40, 1999, p. 71-87.

CARDU, M.; BAICA, M. SONOX criterion application for ecological analysis of thermopower plants operation, **Energy Conversion and Management**. v, 50, n. 2, 2009, pp. 304-308.

CARVALHO JUNIOR, J. A.; LACAVA, P. T. **Emissões em processos de combustão**, São Paulo - Brasil: Editora UNESP, 135 p., 2003.

CASTRO, A. A. J. F.; FARIAS, R. R. S.; SOUSA, S. R.; COSTA, J. M.; SOUSA, G. M.; ANDRADE, G. C. B.; CASTRO, N. M. C. F. Flora dos cerrados marginais do nordeste e ecótonos associados Floracene. In: IX Simpósio Nacional Cerrado. **Anais. Brasília: Parla Mundo**. 2008.

CHP Project Development Handbook. Part 1. U.S Environmental protection agency combined heat and power partnership (U.S) (Comp.). Anytown: U.S Enviromental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership, 2007. 85 p.

CHOHFI, F. M.; DUPAS, F. A.; LORA, E. E S. Balanço, análise de emissão e seqüestro de CO_2 na geração de eletricidade excedente no setor sucro-alcooleiro.. In: ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL, 5., 2004, Campinas. **Proceedings online.** Available from: <http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php>. Consultado: 20 Mar. 2015.

CIRCE. **Curso Técnico en Sistemas de Energías Renovables**. Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos CIRCE. Centro Politécnico Superior. Universidad de Zaragoza, España. 2005.

CLENCH-AAS, J; KRZYZANOWSKI, M. **Quantification of health effects related to SO_2, NO_2, O_3 and particulate matter exposure: report from the Nordic Expert Meeting**, Oslo, 15-17 October 1995. World Health Organization. Regional Office for Europe, 1995.

CORONADO, C. R.; CARVALHO JUNIOR, J. A.; YOSHIOKA, J. T.; SILVEIRA, J. L. Ecological Efficiency In Internal Combustion Engines, A Biodiesel Case. **Applied Thermal Engineering**. Oxford: Pergamon-Elsevier B.V. Ltd, v. 29, n. 10, 2009, pp. 1887-1892.

CORTEZ, L. A. B.; GÓMEZ, E. O. A method for exergy analysis of sugarcane bagasse boilers. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**. v. 15, n.1, 1998. pp. 35- 48.

CRAIG, K. R.; MANN, M.K. **Cost and performance analysis of biomass-based integrated gasification combined-cycle (BIGCC) power systems**, NREL/TP-430-21657, National Renewable Energy Laboratory, Golden, Colorado, October 1996.

DANTAS, G. A.; LEGEY, L. F.L.; MAZZONE, A. Energy from sugarcane bagasse in Brazil: An assessment of the productivity and cost of different technological routes, **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 21, 2013, pp. 356-364.

DAYTON, D. C.; JENKINS, B.M.; TURN S. Q.; BAKKER, R. R.; WILLIAMS, R. B.; BELLE-OUDRY, D.; HILL, L. M. Release of inorganic constituents from leached biomass during thermal conversion. **Energy & Fuels,** v.13. n.4, 1999, pp 860-870.

DEFILIPPI, L. C. **Estudo de viabilidade do uso do palhiço para geração de energia na entressafra de uma usina sucroenergética**. 133 p. Dissertação (Mestrado em Agroenergia). Fundação Getúlio Vargas Escola de Economia de São Paulo, 2013.

DINIZ, P. T.; SILVEIRA, J. L.; TUNA, C. E.; QUEIROZ, W. Energetic, ecologic and fluid-dynamic analysis of a fluidized bed gasifier operating with sugar cane bagasse. **Applied**

Thermal Engineering, v. 57, 2013, pp. 116-124.

E4TECH. **Review of technology for the gasification of biomass and wastes**. 2009.

EID, F.; CHAN, K.; PINTO, S. S. Mudanças tecnológicas e co-geração de energia na indústria sucroalcooleira. **Revista de Ciência e Tecnologia**, Recife, v. 2, n. 1, p. 48-57, 1998.

FILIPPIS, P.; BORGIANNI, C.; PAOLUCCI, M.; POCHETTI, F. Gasification process of Cuban bagasse in two-stage reactor. **Biomass & Bioenergy**, v. 27, 2008, pp. 247-252.

FIOMARI, M. C. **Análise energética e exergética de uma usina sucroalcooleira do oeste paulista com sistema de cogeração de energia em expansão**. 2004 f. 130. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, 2004.

FONSECA, A. D. **Biomass to liquids: uma contribuição ao estudo da obtenção de biocombustíveis sintéticos através da síntese Fischer-Tropsch**. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo São Paulo, 2009.

GAS TURBINE WORLD, 2012. **GTW Handbook**. Project planning, pricing, engineering, construction and operation. v. 29. Pequot.

GLASSMAN., I. **Combustion**,. USA: Academia Press, 1996. 631 p.

HALL, D. O.; SCRASE, J. I. Will biomass be thee environmentally friendly fuel of the future? **Biomass and Bioenergy**, v.15, 1998, pp. 357-367.

HIGMAM, C.; van der BURGT, M. J. **Gasification**. 2. ed. New York: Gulf Professional Publishing, 2007. 456 p.

HU, S. D. **Cogeneration**. Hayward, California: Reston Publishing Company, 1986. 428p.

HUGOT, E. **Manual da engenharia açucareira**. v. 1, 1969. 544p.

INNOCENTE, A. F. **Cogeração a partir da biomassa residual de cana de açúcar - Estudo de caso**. 2011 f. 111. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Faculdade de Ciências Agronômicas. UNESP - Campus de Botucatu, 2011.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **World Energy Outlook (WEO),** 2012.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **World Energy Outlook (WEO),** 2013.

IPT. **Tutorials of the industrial combustion course** (in Portuguese). São Paulo, 2007.

IRIYA, H. K.; OLIVEIRA, C. M.; BERTO, A. R. Setor sucro-alcooleiro: Análise das exportações brasileiras. **Revista de Ciências Empresariais**. v.II, n. 4, 2009.

KARAMARKOVIC, R.; KARAMARKOVIC, V. Energy and exergy analysis of biomass gasification at different temperatures, **Energy**, v. 35, n. 2, 2010, pp .537-549.

KLASS, D. L. **Biomass for renewable energy, fuels and chemicals**. San Diego: Academic Press, 1998, 651p.

KOTHARI, R.; BUDDHI, D.; SAWHNEY, R. L. Comparison of environmental and economic aspects of various hydrogen production methods. **Renewable and Sustainable Energy Reviews** v.12, n. 2, 2008, pp. 553-563.

KRASNOSCHIOKOV, E. A.; SUKOMIEL, A. S. **Problemas de Termotransferencia**. Ed. MIR. 1977.

KUNTAL, J.; SUDIPTA, D. Biomass integrated gasification combined cogeneration with or without CO_2 capture – A comparative thermodynamic study, **Renewable Energy**, v. 72, 2014,

pp. 243-252.

KURZ, R. Gas turbine performance. **Proceedings of the Thirty-Fourth Turbomachinery Symposium**. College Station, Texas, USA, 2005.

LARSON, E. D.; WILLIAMS, R. H.; REGIS, M.; LEAL, L. V. 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, 2001, pp. 54-76.

LOPES SILVA, D. A.; DELAI, I.; DELGADO MONTES, M. L.; ROBERTO OMETTO, A. Life cycle assessment of the sugarcane bagasse electricity generation in Brazil, **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 32, 2014, pp. 532-547.

MACHIN, E. B; PEDROSO, D. T; SILVEIRA, J. L; PROENZA, N. P.; BRAGA, L. B. Technical assessment of the Biomass Integrated Gasification/Gas Turbine Combined Cycle (BIG-GTCC) incorporation in the sugarcane industry. **Applied Thermal Engineering**. 2014.

MANNARELLI FILHO, T. **Análise da expansão açucareira na região oeste do Estado de São Paulo**. 2002, f. 260. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Universidade de Extremadura, Espanha, 2002.

MARSH, K. N., Ed., R**ecommended reference materials for the realization of physicochemical properties**, Blackwell, Oxford, 1987.

MARTINELLI JÚNIOR, L. C. **Sistema de ar condicionado por absorção para ônibus**. 2008. 192 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica). Curso de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, Guaratinguetá, 2008.

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.

NASSAR M. **Newsprint from bagasse**, Ph.D. thesis, Technical University of Norway, Trondhiem, Norway, 1975.

NEXANT. **Gasification plant cost and performance optimization.** 2005. 123 f. Disponível:<http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/pubs/pdf/Gasification_Alternatives_for_Industrial_Applications.pdf> Acesso em: 15 Dez. 2014

OLIVARES G. E.; CORTEZ B. L. A.; LORA S. E.; SANCHEZ G. C.; BAUEN A. Preliminary tests with a sugarcane bagasse fueled fluidized-bed air gasifier. **Energy Conversion and Managemen**, v. 40, n. 2, 1999, pp. 205-214.

OLIVEIRA, S. B. L. Analysis of the Brazilian energy matrix and the use of biomass in national market. **Periódico Científico do Núcleo de Biociências**. Belo Horizonte, MG, v.7, n.4, 2014.

PAISLEY, M. A., LITT, R. D., CREAMER, K. S. Gasification of refuse-derived fuel in a high throughput gasification system. **Energy for Biomass and Waste** v.14, 1991.

PANTALENA, A. **Cogeração para laticínios de pequeno e médio portes**. 1997, 135f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Fac. Engenharia, Unesp - Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 1997.

PAOLIELLO, J. M. M. **Aspectos ambientais e potencial energético no aproveitamento de resíduos da indústria sucroalcooleira**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia, Bauru, 2006.

PATEL, B.; GAMI, B.; BHIMANI, H. Improved fuel characteristics of cotton stalk, prosopis and sugarcane bagasse through torrefaction. **Energy for Sustainable Development**, v.15, 2011, pp. 372-375.

PAUSCHERT, D. **Study of equipment prices in the power sector**. Washington: International bank of reconstruction and development, 2009, pp. 104.

PECORA, V. **Implantação de uma unidade demonstrativa de geração de energia elétrica a partir do biogás de tratamento do esgoto residencial da USP**. Estudo de Caso. 2006. 152 f. Dissertação de Mestrado – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia da Universidade de São Paulo – PIPGE. São Paulo, 2006.

PEDROSO, D. T. **Gasificación de madera, para producir gas combustible con bajo contenido de alquitrán en un reactor concurrente modificado tipo Imbert**. 2006. 133 f. Tese (Doutorado) - Curso de Ingeniería Mecánica, Universidad de Oriente. Centro de Estudio de Eficiencia Energética, Santiago de Cuba, 2006.

PEDROSO, D. T.; KALTSCHMITT, M. Dichrostachys cinerea as possible energy crop facts. **Biomass Conversion and Biorefinery**, v. 2, 2012, pp. 41-51.

PEDROSO, D. T; MACHIN, E. B; SILVEIRA, J. L; NEMOTO, Y. Experimental Study of Bottom feed updraft Gasifier. **Renewable Energy,** 2013, pp. 311-316.

PELLEGRINI L. F.; OLIVEIRA JUNIOR, S. Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification. **Energy**; v. 32, n. 4, 2007, pp. 314-327.

PELLEGRINI, M. C. **Inserção de centrais cogeradoras a bagaço de cana no parque energético do estado de São Paulo: exemplos de aplicações de metodologia para análise dos aspectos locacionais e de integração energética**. 2002. 168 f. Dissertação (Mestrado em Energia). Universidade de São Paulo, São Paulo, 2002.

PIMCHUAI, A.; DUTTA, A.; BASU, P. Torrefaction of agriculture residue to enhance combustible properties. **Energy Fuels**, v. 24, 2010, pp. 4638 - 4645.

PORBSTEIN, R. F., HICKS, R. E. **Synthetic fuels**. New York: McGraw Hill Book Company, 1982, 490p.

PRINS, M. J.; PTASINSKI, K. J.; JANSEEN, F. J. J. G., Thermodynamics of gas-char reactions: first and second law analysis, **Chemical Engineering Science**, v. 58, n. 3-6, 2003, pp.1003-1011.

PRINS, M.; PTASINSKI, K.; JANSEEN, F. More efficient biomass gasification via torrefaction. **Energy**; v.31, 2006, pp. 3458-3470.

PROENZA PÉREZ, N.; MACHIN, E. B; PEDROSO, D. T; ANTUNES, J. S, SILVEIRA, J. L. Fluid-dynamic assessment of sugarcane bagasse to use as feedstock in bubbling fluidized bed gasifiers**, Applied Thermal Engineering**, v.73, n. 1, 2014, pp. 238-244.

RAJ, N. T.; GOIC; S. R. A review of renewable energy based cogeneration technologies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 15, n. 8, 2011, pp. 3640-3648.

REED T. B.; DAS, A. **Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems**. The Biomass Energy Foundation Press. 1998.

SÁNCHEZ PRIETO, M. G. S.; NEBRA, S. A. Análise do custo exergético do sistema de cogeração de uma usina sucro-alcooleira, **Anais do XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica**, v. 4, 2001, pp. 206- 215.

SÁNCHEZ, C. G.; SILVA, E.; GOMES, E. O. **Gaseificação**. In: Biomassa para Energia. 1 ed. Campinas: Editora da UNICAMP, 2008, v. 01, p. 284-368.

SÁNCHEZ, J. T. **Torrefacción de biomasa: Diseño y propuesta económica de un reactor experimental.** 2011. 58 f. Monografia (Especialização). Curso de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza, Zaragoza, 2011.

SILVA, D. P. **Estudo econômico do período de duração da safra de cana de açúcar na produção de açúcar e álcool para usinas de médio porte da região centro-sul do Brasil**. 2007. 185 f. Dissertação (Mestrado em Energia) - Curso de Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos. Escola de Engenharia Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá de Tecnologia, São Caetano do Sul, 2007.

SILVA, M. E., 2010, **Análise experimental da reforma a vapor do etanol: Aspectos técnicos, econômicos e ecológicos**. 2010 160 f. Tese (Doutorado em Energia). UNESP Faculdade de Engenharia, Guaratinguetá, 2010.

SILVEIRA, J. L.; BEYENE, A.; LEAL, E. M.; ANTUNES, J. S.; OKADA, D. Thermoeconomic analysis of a cogeneration system of a university campus. **Applied Thermal Engineering**, v. 22, 2006, pp. 1471-1483.

SILVEIRA, J. L.; CARVALHO JUNIOR, J. A.; VILLELA, I. A. C. Combined cycle versus one thousand diesel power plants: pollutant emissions, ecological efficiency and economic analysis. **Renewable & Sustainable Energy Reviews**, v. 11, 2007, pp. 524-535.

SILVEIRA, J. L. **Uma contribuição para a modelagem termoeconomica: 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.; GOMES, L. A. Fuel cell cogeneration system: a case of techno economic analysis. **Renewable & Sustainable Energy Reviews**, 1999, pp. 233-242.

SIMÕES, J. **Aproveitamento da energia gerada com bagaço**. Agenda de P&D Inovação Unicamp, 2008.

SKOULOUA, V., MARIOLISB, N.; ZANAKISB, G.; ZABANIOTOUA, A. Sustainable management of energy crops for integrated biofuels and green energy production in Greece. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v.15, 2011, pp. 1928-1936.

SUE, D. C.; CHUANG, C. C. Engineering design and exergy analyses for combustion gas turbine based power generation system. **Energy,** v. 29, 2004, pp. 1183-1205.

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.

UNITED NATIONS. **Kyoto Protocol to the United Nations Framework Convention on Climate Change**, 1998.

van de BELD, L. **Cleaning of hot producer gas in a catalytic, reverse flow reactor**, Final Report For: Novem (EWAB Programme, Report no. 9605) and European Commission (AIR Programme, AIR-CT93-1436), 2001.

van den ENDEN, P. J.; SILVA LORA, E. Design approach for a biomass fed fluidized bed gasifier using the simulation software CSFB. **Biomass and Bioenergy**, v. 26, n. 3, 2004, pp. 281-287.

van der MEIJDEN, C. M., VERINGA, H. J., RABOU, L. P. L. The production of synthetic natural gas (SNG): A comparison of three wood gasification systems for energy balance and overall efficiency. **Biomass and Bioenergy** v. 34, n. 3, 2010, pp. 302-31.

van der MEIJDEN, C. M. **Development of the MILENA gasification technology for the production of Bio-SNG**. PhD. Thesis. ECN-B--10-016. 2010.

VAN, L.; SJAAK, J.; JAAP, K. **The handbook of biomass combustion and co-firing**. London: Earthscan, 2008. 446 p.

VIEIRA, M. C. A; LIMA, J. F; BRAGA, N. M. **Setor sucroalcooleiro Brasileiro: Evolução e perspectivas**. Brasília: BNDES, 2013. 245 p.

VILELA, C.; SILVEIRA, J. L. Ecological efficiency in thermoelectric power plants. **Applied Thermal Engineering**, v. 27, 2007, pp. 840-847.

VREUGDENHIL, B. J.; van der DRIFT, A.; van der MEIJDEN, C. M. Co-gasification of biomass and lignite in the indirect gasifier Milena. **In proceeding of Pittsburgh Coal Conference, Pittsburgh**, USA, 20-23 september 2009.

WALDHEIM, L. Experiences in development of gasification for power. In: IPT Biomass Gasification Symposium, 1, 2012, São Paulo. **Proceedings of IPT Biomass Gasification Symposium**. São Paulo: Ipt, 2012. v. 1, pp. 73-79.

WILLIAMS, R. H. Biomass gasifier gas turbine power generating technology. **Biomass and Bioenergy**, v. 10, 1996, pp. 149-166.

WORLEY, M.; YALE, J. **Biomass gasification technology assessment, Consolidated Report 2012**. National Renewable Energy Laboratory (NREL)-SR-5100-57085, 2012.

ZAINAL, A. Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v.114, 2010, pp. 2852-2862.