

**unesp**  **UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA**  
**“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”**  
CAMPUS DE GUARATINGUETÁ

**REGINA FRANCIÉLLE SILVA PAULINO**

**INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS NO SETOR  
SUCROALCOOLEIRO: PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO E AUMENTO DA  
OFERTA DE ELETRICIDADE**

**Guaratinguetá  
2014**

REGINA FRANCIÉLLE SILVA PAULINO

INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS NO SETOR SUCROALCOOLEIRO:  
PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO E AUMENTO DA OFERTA DE ELETRICIDADE

Trabalho de Graduação apresentado ao Conselho de Curso de Graduação em Engenharia Mecânica da Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, como parte dos requisitos para obtenção do diploma de Graduação em Engenharia Mecânica.

Orientador: Professor Dr. José Luz Silveira

Guaratinguetá  
2014

P328i Paulino, Regina Franciéle Silva  
Incorporação de novas tecnologias no setor sucroalcooleiro:  
produção de hidrogênio e aumento da oferta de eletricidade /  
Regina Franciéle Silva Paulino. - Guaratinguetá, 2014  
89 f.: il.  
Bibliografia: f. 86-89

Trabalho de Graduação em Engenharia Mecânica –  
Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de  
Guaratinguetá, 2014

Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

1. Hidrogênio 2. Produção (Teoria econômica) I. Título

CDU 546.11

**INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS NO SETOR  
SUCROALCOOLEIRO: PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO E AUMENTO DA  
OFERTA DE ELETRICIDADE**

**REGINA FRANCIÉLLE SILVA PAULINO**

ESTE TRABALHO DE GRADUAÇÃO FOI JULGADO ADEQUADO COMO  
PARTE DO REQUISITO PARA A OBTENÇÃO DO DIPLOMA DE  
"GRADUADO EM ENGENHARIA MECÂNICA"

APROVADO EM SUA FORMA FINAL PELO CONSELHO DE CURSO DE  
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

  
Prof. Dr. MARCELO SAMPAIO MARTINS  
Coordenador

**BANCA EXAMINADORA:**



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

  
Eng. FERNANDO HENRIQUE M. DE ARAÚJO  
UNESP-FEG

  
Eng. TATIANE TOBIAS DA CRUZ  
UNESP-FEG

**Dezembro de 2014**

## AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus, que me iluminou e guiou os meus passos para que pudesse realizar meus sonhos e alcançar meus objetivos.

Agradeço aos meus pais José Maria Paulino e Maria Conceição Silva Paulino, por sempre me apoiarem, pela confiança, pelo carinho, pelas orações, por estarem sempre presentes na minha vida. Essa conquista é nossa.

Aos meus irmãos Renivaldo Silva Paulino e Reginaldo Silva Paulino, pelo apoio, pela amizade, pelo incentivo e pela irmandade.

A todos os familiares que acompanharam a minha batalha e me incentivaram.

Ao meu orientador, Prof. Dr. José Luz Silveira, pela oportunidade fazer parte e poder desenvolver pesquisas no Laboratório de Otimização de Sistemas Energéticos (LOSE) desde 2009, antes da sua inauguração, e também pela amizade, apoio, incentivo e orientação para que este trabalho fosse concluído. Ao Valdisley Martinelli que acompanhou parte deste trabalho. Ao Fernando Araújo e Tatiane Tobias que foram minha banca e corrigiram muitas coisas, e também me incentivaram, deram apoio e foram amigos. A Beatriz Xavier, Caio Felipe, Lucas Vanne, Justo Roberts, Einar Blanco, Daniel Travieso, José Copa, Jorge Mario, Atilio Erazo, Nestor Proenza, pela amizade, apoio, incentivo, carinho e por me aturarem.

A todos os meus amigos de Iguatemi-MS, especialmente a Jheyci Dorneles, Luana Lopes, Marlene Boller, Viviane Diniz, Gislane Pontes, Roberto Blanco, Junior Gonçalves, Rogério Barreto, Clair Benites, Evandro Araújo, Everton Thiago, Bernardo Diesel, minha madrinha Maria Juliana, pela amizade de longa data, pelo apoio e carinho, e que apesar da distância estão sempre me acompanhando e moram no meu coração.

A todas as pessoas que moraram comigo Moradia Estudantil da FEG-UNESP de 2008 a 2013, especialmente as amigas Talitha Santana, Paloma Araújo, Jéssica Porfírio, Amira Hamia, e o amigo Douglas Benndorf, pela amizade, pelos estudos, pelo apoio e incentivo.

A todas as meninas da República Tá-mar do ano de 2014, Denise Veronez, Mariane Meza, Bianca Watanabe, Stella Andreolli, Débora Lucats, Isadora Brandolisi, Mayara Berthoud, Daniele Mizunu, Isabela Magyar, Beatriz Amorin, Rafaela Iannone, Pamela Sayuri, Laura Bochini, Caroline Le Lay, Gisele Silva, Lola Gibert, Ines Prieto, pelo acolhimento, amizade, carinho, apoio, incentivo e pelo ambiente familiar.

As pessoas que trabalharam comigo na Loja Americanas no ano de 2007 e 2008, que me ajudaram muito a me adaptar em Guaratinguetá-SP e me trataram como se fosse de suas famílias.

A Silvia Monteiro pelo acolhimento em sua casa no ano de 2007, pela amizade, incentivo e conselhos de todos os outros anos.

A todos os colegas de trabalho da Maxion do ano de 2013-2014, especialmente da área da Engenharia da Qualidade, pela amizade, apoio e por colaborarem para minha formação de engenheira.

A toda equipe de trabalho do cursinho pré-vestibular FEGVEST (FEG-UNESP) e todos os alunos que por ele passaram desde a sua fundação no ano de 2010, que colaboraram para minha formação pessoal e profissional.

Finalmente a todas as pessoas que fizeram parte em algum momento da minha vida e colaboraram com o meu sucesso.

“Os dias correm, somem  
E com o tempo não vão voltar,  
Só há uma chance pra viver.  
Não perca a força, e o sonho,  
Não deixe nunca de acreditar  
Que tudo vai acontecer.”

(Rosa de Saron)

PAULINO, R. F. S. **Incorporação de novas tecnologias no setor sucroalcooleiro: Produção de hidrogênio e aumento da oferta de eletricidade**. 2014. 89 f. Trabalho de Graduação (Graduação em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2014.

## RESUMO

Nesse trabalho se estuda a incorporação de novas tecnologias no setor sucroalcooleiro. São considerados os processos de reforma a vapor do etanol e o de gaseificação do bagaço de cana (subproduto) associado a sistemas de ciclo combinado (Turbina a gás e Turbina a vapor), agregando a produção de hidrogênio e aumento de oferta de energia elétrica no setor, respectivamente. Para verificar a viabilidade técnica da incorporação dos processos foi efetuada análise termodinâmica dos mesmos, considerando dados de uma planta típica brasileira. Posteriormente foi verificada a viabilidade econômica do processo de produção de hidrogênio, comparando o custo de produção de hidrogênio pela reforma a vapor de etanol hidratado e anidro. Também, considerou estudos de engenharia econômica do processo de gaseificação e da geração de eletricidade associada. Como conclusões, tem-se que a reforma a vapor do etanol é uma ótima alternativa para produção de hidrogênio, cujo o custo de produção é relativamente baixo, principalmente quando se considera o etanol hidratado como insumo no reformador. Já para processo de gaseificação associado a ciclo combinado, pode-se observar uma elevação de 8,56 vezes na produção de energia elétrica da planta industrial considerada, apontando uma receita anual esperada positiva quando o preço de venda da energia elétrica excedente for maior do que 0,070 US\$/kWh. Finalmente pode-se concluir que a incorporação destes novos processos permitirão maior rentabilidade e flexibilidade operacional das usinas sucroalcooleiras brasileiras.

**PALAVRAS-CHAVE:** produção de hidrogênio, reforma a vapor, gaseificação, ciclo combinado, análise termodinâmica, análise econômica.



**PAULINO, R. F. S. Incorporation of new technologies in the sugarcane industry: Hydrogen production and increase of electricity supply.** 2014. 89 f. Graduate Work (Graduate in Mechanical Engineering) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2014.

### **ABSTRACT**

This work studies the incorporation of new technologies in the sugarcane sector. Are considered the ethanol steam reforming and the gasification of sugarcane bagasse(by-product) processes associated with combined cycle systems (Gas Turbine + Steam Turbine), aggregating hydrogen production and increased electricity supply in the sector, respectively. To verify the technical feasibility of the incorporation processes was performed a thermodynamic analysis, considering data from a typical Brazilian Sugar Cane Industry. In another step the economic viability study of the hydrogen production process was made, with consideration on hydrated and anhydrous ethanol steam reform, comparing the cost of hydrogen production. Also considered studies of economic engineering of the gasification process and the generation of electricity associated. As conclusions, it follows that the ethanol steam reforming is a great alternative for hydrogen production, presenting production cost relatively low, especially when is considered the steam reforming of hydrated ethanol. For the gasification process associated with combined cycle, can be observed an increase of 8.56 times of the electricity production in the sugar cane industry, indicating a positive annual saving when the sales price of the supply electricity is greater than 0.070 US\$/kWh. Finally it can be concluded that the incorporation of these new processes allow greater profitability and operational flexibility of Brazilian sugarcane mills.

**KEYWORDS:** hydrogen production, steam reform, gasification, combined cycle, thermodynamic analysis, economic analysis.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Fluxograma da produção de álcool e açúcar .....	19
Figura 2 : Fluxograma da reforma a vapor do etanol .....	23
Figura 3: Processo termoquímico para conversão de biomassa ou outro combustível sólido em gás de síntese .....	25
Figura 4: Esquema simplificado da tecnologia BIG/GTCC .....	28
Figura 5: Fluxograma da Destilaria Pioneiros .....	30
Figura 6: Incorporação do processo de reforma a vapor na usina sucroalcooleira.....	35
Figura 7: Turbina Gerador A de condensação com duas extrações .....	36
Figura 8: Ciclo combinado proposto .....	42
Figura 9 : Fluxograma da usina com incorporação do processo de gaseificação.....	43
Figura 10: Perfil de temperatura e quantidade de calor transferida para o <i>pinch point</i> no secador .....	44
Figura 11: Gaseificador de leito fluidizado circulante .....	46
Figura 12: Eficiência a frio de gaseificadores .....	47
Figura 13: Calor específico x temperatura do ar e dos gases de exaustão (FILHO, 2014) .....	52
Figura 14: Seleção de turbinas inicial – Curva do fluxo de gases de exaustão versus temperatura de exaustão .....	53
Figura 15: Perfil de temperatura e quantidade de calor transferido para o <i>pinch point</i> na caldeira de recuperação .....	54
Figura 16: Seleção de turbinas com a correção da temperatura dos gases de exaustão .....	56
Figura 17: Rendimento de geração de eletricidade em função da produção de hidrogênio .....	66
Figura 18: Rendimento global da planta de cogeração em função da produção de hidrogênio.....	67
Figura 19: Comparação da produção de eletricidade .....	67
Figura 20: Comparação dos rendimentos das plantas .....	68
Figura 21: Metodologia para a determinação do custo de investimento em reformatores a vapor .....	70
Figura 22: Comparação do custo da produção de hidrogênio por diferentes tipos de etanol em função do período de amortização, para o melhor cenário de produção. ....	72
Figura 23: Comparação do custo da produção de hidrogênio por diferentes tipos de etanol em função do período de amortização, para pior cenário de produção. ....	72
Figura 24: Comparação do custo da produção de hidrogênio por diferentes tipos de etanol em função da taxa anual de juros, para o melhor cenário de produção.....	73

Figura 25: Comparação do custo da produção de hidrogênio por diferentes tipos de etanol em função da taxa anual de juros, para o pior cenário de produção.....	74
Figura 26: Custo da energia elétrica em função do período de amortização (k) para a turbina a gás.....	79
Figura 27: Custo da energia elétrica em função do período de amortização (k) parao calor de processo .....	80
Figura 28: Custo da energia elétrica em função do período de amortização (k) para a turbina a vapor .....	81
Figura 29: Custo da energia elétrica em função do período de amortização (k) para as turbinas mecânicas.....	81
Figura 30: Receita anual em função do período de amortização (k).....	82
Figura 31: Receita anual em função do preço de venda de energia elétrica excedente.....	83

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Processos de produção de hidrogênio.....	21
Tabela 2 :Poder calorífico de combustíveis.....	21
Tabela 3: Condições operacionais de gaseificadores: leito fluidizado borbulhante e circulante .....	27
Tabela 4: Dados da planta .....	29
Tabela 5: Parâmetros de operação da planta .....	31
Tabela 6: Resultados da análise termodinâmica dos equipamentos .....	34
Tabela 7: Resultados da análise termodinâmica do sistema de cogeração convencional .....	34
Tabela 8: Dados operacionais da turbina( Gerador A).....	36
Tabela 9: Produção de hidrogênio e cálculos equivalentes .....	40
Tabela 10: Parâmetros termodinâmicos da planta de cogeração convencional com a incorporação do hidrogênio .....	41
Tabela 11: Composição em volume do gás de síntese em base seca .....	49
Tabela 12: Diferença entálpica , entalpia de formação e massa molar.....	50
Tabela 13: Turbinas selecionadas.....	53
Tabela 14: Constante dos gases para a composição do gás de síntese .....	60
Tabela 15: Resultados termodinâmicos da planta com gaseificação e queima suplementar de gás natural.....	64
Tabela 16: Parâmetros calculados para planta com gaseificação .....	65
Tabela 17: Valores das energias geradas na planta com o processo de gaseificação .....	78

## LISTA DE SÍMBOLOS

$C$ : custo do equipamento para uma grandeza de interesse S	[US\$]
$C_b$ : custo do combustível (bagaço de cana-de-açúcar)	[US\$/kWh]
$C_{el}$ : custo de produção de energia elétrica	[US\$/kWh]
$C_{elTV}$ : custo de energia elétrica produzida na turbina a vapor	[US\$/kWh]
$C_{EtOH}$ : custo do etanol	[US\$/kWh]
$C_{GN}$ : preço do gás natural	[US\$/kWh]
$C_{H_2}$ : custo de produção de hidrogênio	[US\$/kWh]
$C_{MREF.}$ : custo de manutenção do reformador	[US\$/kWh]
$C_{MGASEIF.}$ : custo de manutenção do gaseificador	[US\$/kWh]
$C_{Mcomb}$ : custo médio dos combustíveis na câmara de combustão	[US\$/kWh]
$CM_{CR}$ : custo de manutenção da caldeira de recuperação	[US\$/kWh]
$CM_{TG}$ : custo de manutenção da turbina a gás	[US\$/kWh]
$CM_{TM}$ : custo de manutenção das turbinas mecânicas	[US\$/kWh]
$CM_{TV}$ : custo de manutenção da turbina a vapor	[US\$/kWh]
$Co$ : custo de pessoal de operação	[US\$/kWh]
$C_{OREF.}$ : custo de operação do reformador	[US\$/kWh]
$C_{OGASEIF.}$ : custo de operação do gaseificador	[US\$/kWh]
$C_r$ : custo referencia do equipamento para uma grandeza de referencia $S_r$	[US\$]
$C_{syngas}$ : custo de produção do gás de síntese	[US\$/kWh]
$E_{b,u}$ : potência suprida pelo queima do bagaço de cana em base umida	[kW]
$E_{EtOH}$ : potência suprida pelo etanol ( $\dot{m}_{EtOH} \times PCI_{EtOH}$ )	[kW]
$E_{H_2}$ : potência suprida pelo hidrogênio ( $\dot{m}_{H_2} \times PCI_{H_2}$ )	[kW]
$E_m$ : potência mecânica	[kW]
$E_{ptotal}$ : potência elétrica total produzida pela incorporação da gaseificação	[kW]
$E_{pTV}$ : potência elétrica produzida na turbina a vapor	[kW]

$E_{pTG}$ : potência elétrica produzida na turbina a gás	[kW]
$E_r$ : potência elétrica requerida na usina	[kW]
$E_{syn gás}$ : potencia suprida pela queima do gás de síntese	[kW]
$f$ : fator de anuidade	[1/ano]
$FP_{EM}$ : fator de ponderação de produção de energia mecânica	[ - ]
$FP_{E_{pTG}}$ : fator de ponderação de produção de eletricidade na turbina a gás	[ - ]
$FP_{E_{pTV}}$ : fator de ponderação de produção de eletricidade na turbina a vapor	[ - ]
$FP_{Q_p}$ : fator de ponderação de produção de calor de processo	[ - ]
$g$ : aceleração da gravidade	[m/s <sup>2</sup> ]
$h_e$ : entalpia específica na entrada do volume de controle	[kJ/kg]
$h_0$ : entalpia da água para o estado de referência	[kJ/kg]
$h_s$ : entalpia específica na saída do volume de controle	[kJ/kg]
$H$ : período equivalente de utilização	[h/ano]
$I_{CR}$ : investimento da caldeira de recuperação	[US\$]
$I_{GASEIF}$ : Investimento do gaseificador	[US\$]
$I_{TG}$ : investimento na turbina a gás	[US\$]
$I_{TM}$ : investimento nas turbinas mecânicas	[US\$]
$I_{TV}$ : investimento na turbina a vapor	[US\$]
$I_{REF}$ : investimento no reformador a vapor	[US\$]
$k$ : período de amortização (payback)	[anos]
$m$ : fator de incidência que indica a escala de economia	[0,5 – 1,0]
$\dot{m}$ : fluxo mássico (líquido ou vapor) no volume de controle	[kg/s]
$\dot{m}_b$ :fluxo mássica de bagaço consumido na caldeira	[kg/s]
$\dot{m}_e$ : Vazão mássica que entra no volume de controle	[kg s]
$\dot{m}_{EtOH}$ : vazão mássica de etanol	[kg/s]
$m_{H_2}$ : capacidade de produção de hidrogênio	[Nm <sup>3</sup> /h]

$\dot{m}_{H_2}$ : fluxo mássico de hidrogênio	[kg/s]
$\dot{m}_s$ : fluxo mássico que sai do volume de controle	[kg/s]
$\dot{m}_v$ : fluxo de vapor	[kg/s]
$\dot{m}_{v,c.}$ : fluxo de vapor no volume de controle	[kg/s]
$PCI$ : poder calorífico inferior	[kJ/kg]
$PCI_{b,s.}$ : poder calorífico inferior do bagaço em base seca	[kJ/kg]
$PCI_{b,u.}$ : poder calorífico inferior do bagaço em base úmida	[kJ/kg]
$PCI_{EtOH}$ : poder calorífico inferior do etanol	[kJ/kg]
$PCI_{H_2}$ : poder calorífico inferior do Hidrogênio	[kJ/kg]
$P_{GN}$ : porcentagem de gás natural utilizado na geração de energia	[ % ]
$P_{SynGas}$ : porcentagem de gás de síntese utilizado na geração de energia	[ % ]
$P_{v.excend.}$ : preço de venda de energia elétrica excedente	[US\$/kWh]
$Q_c$ : potência térmica na caldeira (entregue a água)	[kW]
$Q_{des}$ : potência térmica útil no processo de destilação	[kW]
$Q_{evap}$ : potência térmica útil no processo de evaporação da água do caldo	[kW]
$Q_p$ : potência térmica total da planta industrial	[kW]
$r$ : taxa de anual de juros	[%]
$R_{anual}$ : receita anual esperada	[US\$/ano]
$V_e$ : velocidade de entrada do volume de controle	[m/s]
$V_s$ : velocidade de saída do volume de controle	[m/s]
$\dot{W}_b$ : potência da bomba	[kW]
$\dot{W}_{iso}$ : trabalho isoentrópico por unidade de tempo	[kW]
$\dot{W}_{v.c.}$ : Potência no volume de controle	[kW]
$Z_e$ : cota da entrada do volume de controle	[m]
$Z_s$ : cota da saída do volume de controle	[m]
$\Delta h_c$ : variação de entalpia específica na caldeira	[kJ/kg]

$\eta_I$ : rendimento termodinâmico	[%]
$\eta_{cI}$ : eficiência da caldeira convencional	[%]
$\eta_e$ : rendimento de geração de eletricidade	[%]
$\eta_g$ : rendimento global da planta de cogeração	[%]



## SUMÁRIO

<b>CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO</b> .....	17
1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS .....	17
1.2 ESTRUTURA DO TRABALHO .....	17
<b>CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	19
2.1 PROCESSAMENTO INDUSTRIAL DA CANA-DE-AÇÚCAR .....	19
2.2 HIDROGÊNIO .....	21
2.3 REFORMA A VAPOR DO ETANOL .....	22
2.4 GASEIFICAÇÃO .....	24
2.5 TECNOLOGIA BIG/GTCC .....	27
<b>CAPÍTULO 3 - ANÁLISE TERMODINÂMICA DA INCORPORAÇÃO DOS PROCESSOS</b> .....	29
3.1 CONFIGURAÇÃO DA USINA CONVENCIONAL .....	29
3.2 PRIMEIRA LEI DA TERMODINÂMICA .....	32
3.2.1 Rendimento energético .....	32
3.4 ANÁLISE TERMODINÂMICA COM INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO .....	35
3.5 RESULTADO DA ANÁLISE TERMODINÂMICA COM INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO .....	40
3.6 ANÁLISE TERMODINÂMICA CONSIDERANDO A INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO E CICLO COMBINADO .....	41
3.6.1 Secador .....	44
3.6.2 Gaseificador .....	46
3.6.3 Ciclone .....	51
3.6.4 Filtro .....	51
3.6.5 Seleção da turbina a gás .....	51
3.6.6 Caldeira de recuperação .....	56

3.6.7.	Turbina a gás.....	57
3.6.7	Compressor.....	57
3.6.8.	Câmara de combustão.....	60
3.6.9.	Rendimentos Termodinâmicos.....	63
3.7.	RESULTADO DA ANÁLISE TERMODINÂMICA DA INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO E CICLO COMBINADO.....	64
3.8.	COMPARAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS TERMODINÂMICOS DA INCORPORAÇÃO DOS PROCESSOS.....	66
	<b>CAPÍTULO 4 - ANÁLISE ECONÔMICA.....</b>	<b>69</b>
4.1	ANÁLISE ECONÔMICA DA PLANTA COM INCORPORAÇÃO DA REFORMA A VAPOR DO ETANOL PARA PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO.....	69
4.1.1	Resultados da análise econômica da planta com incorporação da reforma a vapor do etanol para produção de hidrogênio.....	71
4.2.	ANÁLISE ECONÔMICA DA PLANTA COM INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO.....	75
4.2.1	Resultados da análise econômica da planta com incorporação do processo de gaseificação.....	79
	<b>CAPÍTULO 5 - CONCLUSÃO.....</b>	<b>84</b>
	<b>REFERÊNCIA.....</b>	<b>86</b>

## **CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO**

### **1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS**

A modernização e competitividade sustentável do setor sucroalcooleiro resultam da interação e integração entre usinas, destilarias, fornecedores de matéria-prima e insumos, centros de pesquisas, universidades, instituições governamentais, representantes, atacadistas, varejistas e consumidores finais. A produtividade mostra-se bastante complexa, em função do número de elos que a compõem, assim o setor vem passando por grandes mudanças tecnológicas, tanto de mercado quanto de processos produtivos, sobretudo processos de aproveitamento dos subprodutos (VIDAL, 2006).

Em busca de rotas alternativas para a geração de energia, o setor sucroalcooleiro tem um futuro promissor, pois além de utilizar bagaço da cana-de-açúcar para cogeração, também é possível a produção de hidrogênio para células de combustíveis a partir do etanol e a gaseificação da biomassa para geração de energia elétrica.

O hidrogênio terá um papel de destaque no futuro cenário da economia mundial, por ser um combustível renovável e eficiente. Uma rota alternativa que vem se mostrando promissora na produção de hidrogênio é a reforma a vapor do etanol, que pode ser produzido diretamente via fermentação de biomassa, sendo interessante para os países da América Latina, em particular o Brasil, por ser um dos grandes produtores mundiais de cana-de-açúcar, e consequentemente deste álcool (MARIÑO, 2001).

A utilização de sistemas para conversão da energia mais eficiente associada à tecnologia da gaseificação da biomassa pode permitir às usinas expandir sua produção de energia elétrica, aumentar sua eficiência, no que diz respeito ao aproveitamento dos resíduos do processo, além de contribuir para a diversificação da matriz energética com uma energia renovável (PASSOLONGO, 2011).

O objetivo deste trabalho é efetuar análise termodinâmica e econômica da incorporação do processo de reforma a vapor do etanol para produção de hidrogênio e do processo de gaseificação para aumento da oferta de energia elétrica no setor sucroalcooleiro.

### **1.2. ESTRUTURA DO TRABALHO**

O trabalho foi dividido em cinco capítulos os quais são descritos resumidamente a seguir.

- **CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO**

Este capítulo apresenta uma introdução sobre o assunto estudado, os objetivos do trabalho e sua estrutura.

- **CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

Este capítulo mostra como ocorre o processamento da cana-de-açúcar na usina sucroalcooleira, as etapas do processo de reforma a vapor do etanol, o hidrogênio e suas potencialidades, as etapas do processo de gaseificação e a tecnologia BIG/GTCC.

- **CAPÍTULO 3 – ANÁLISE TERMODINÂMICA DA INCORPORAÇÃO DOS PROCESSOS**

Este capítulo mostra a configuração e parâmetros termodinâmicos da usina em estudo. Apresenta a análise termodinâmica da incorporação do processo de produção de hidrogênio e resultados, e a análise termodinâmica da incorporação do processo de gaseificação e resultados.

- **CAPÍTULO 4 – ANÁLISE ECONÔMICA**

Este capítulo apresenta uma metodologia de cálculo para a análise econômica da incorporação do processo de produção de hidrogênio e do processo de gaseificação.

- **CAPÍTULO 5 – CONCLUSÕES**

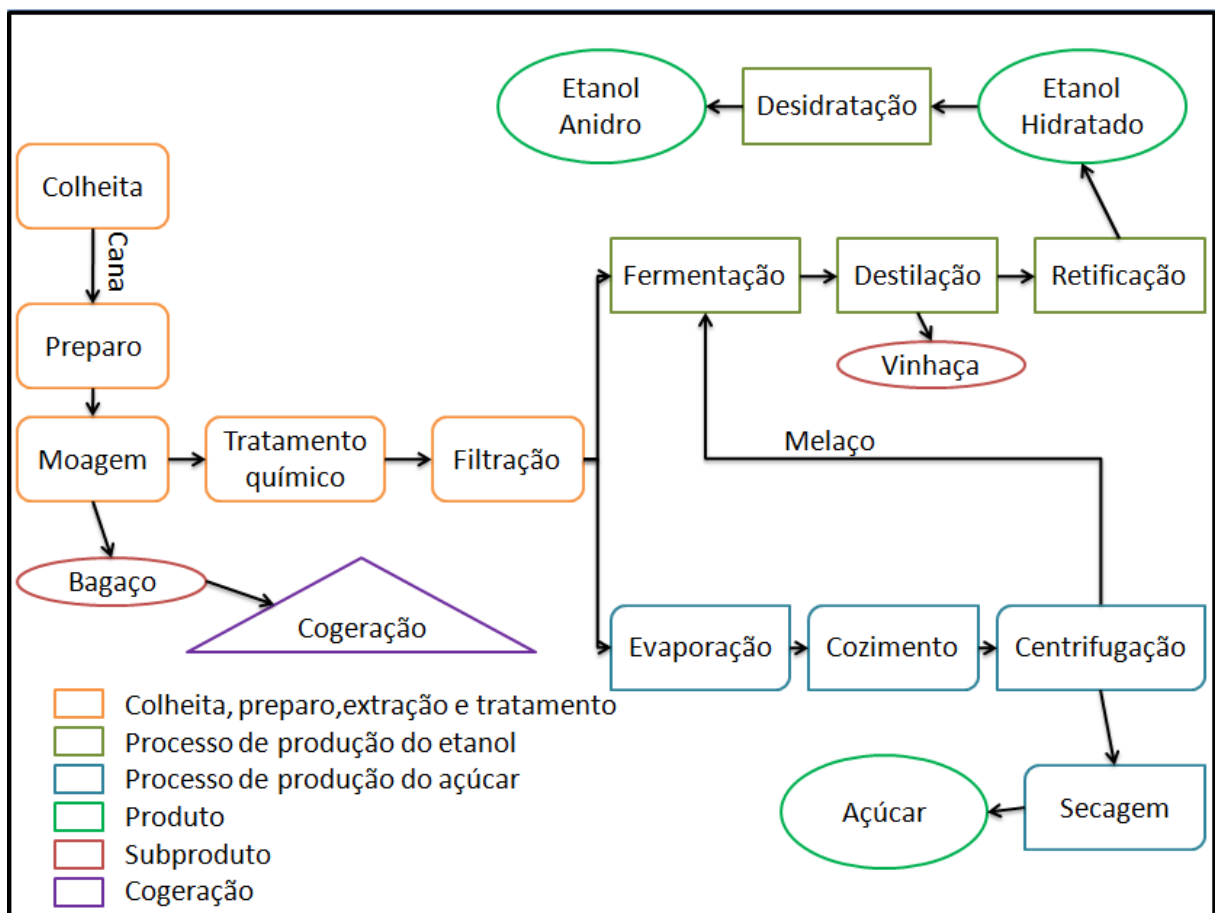
Este capítulo apresenta as considerações finais e conclusões de cada tecnologia proposta, e as contribuições que a produção de hidrogênio por reforma a vapor do etanol e produção de energia elétrica pela gaseificação do bagaço pode agregar ao setor sucroalcooleiro. São também discutidas sugestões para estudos futuros.

## CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1. PROCESSAMENTO INDUSTRIAL DA CANA-DE-AÇÚCAR

O processamento da cana para produção de etanol, açúcar e subprodutos são mostrados na Figura 1.

Figura 1: Fluxograma da produção de álcool e açúcar



Fonte: Elaborada pela Autora

A cana-de-açúcar é colhida por um processo manual ou mecânico (colhedeiras). Após sua colheita é enviada às usinas sucroalcooleiras para que seja processada e ao final do processo se obtenha produto (etanol e açúcar) e subprodutos (bagaço e vinhaça).

Na usina a cana-de-açúcar passa pelo processo de preparo e extração. O preparo consiste em picar e desfibrar a cana-de-açúcar para facilitar a moagem. O caldo é extraído através de moendas ou difusores. Após o processo de extração, o caldo é tratado quimicamente para eliminar o máximo possível de impurezas presentes na forma de coloidais,

insolúveis e solúveis. Em seguida o caldo passa pelo processo de filtragem para eliminar partículas grosseiras como bagacilhos e terra, este processo evita a contaminação do caldo destinado para produção de etanol ou açúcar.

Para produção de açúcar o caldo passa pelo processo de evaporação, para que a concentração de xarope fique em torno de 60° a 70° Brix. Em seguida este xarope é destinado para os cozedores, onde a ação do vapor faz com que o xarope seja levado à supersaturação, tomando consistência de mel, e iniciando formação de cristais. O produto da etapa anterior, passa pelo processo de centrifugação para que o melaço seja separado dos cristais de açúcar. E por fim, o açúcar passa pelo processo de secagem para que seja retirada a umidade contida nos cristais. Após estas etapas o açúcar pode ser comercializado (CASTRO, 2001).

Para produção de etanol o caldo passa pelo processo de fermentação, que ocorre pela ação de leveduras (microorganismos), onde há transformação de açúcares existentes no caldo em vinho fermentado. Em seguida o vinho fermentado é destilado utilizando os diferentes pontos de ebulição das substâncias que o compõe (89% a 93% de água, e em menores proporções glicerina, aldeído acético, etc.) para que haja recuperação do álcool, e nesta etapa também é extraída a vinhaça. Logo após, o processo de retificação eleva este álcool, que recebe o nome de flegma, da graduação de 92° para 96° GL e realiza a purificação com a retirada de impurezas (aldeídos, ésteres, aminas, ácidos e bases) e desidratação, obtendo o etanol hidratado. E por fim, o etanol hidratado é desidratado para que se obtenha o etanol anidro, atingindo teor de 99,7° GL (CASTRO, 2001).

O processamento da cana nas usinas exige uma demanda de energia elétrica, mecânica e térmica considerável. Para as usinas se tornarem alto suficientes na demanda destas energias, as mesmas têm utilizado processos de cogeração.

Entre as tecnologias aplicáveis para a produção de eletricidade por cogeração na cadeia da indústria sucroalcooleira estão as que utilizam turbinas a vapor (ciclo Rankine) e a de ciclo combinado, que utilizam turbina a gás, caldeira de recuperação e turbina a vapor (ciclo Brayton e ciclo Rankine). No ciclo Rankine, utiliza-se uma caldeira, em que uma fonte de energia (bagaço ou a palhada de cana), gera vapor superaquecido que pode ser utilizado em sistemas mecânicos, movimentando máquinas, transferindo calor para processos industriais ou movimentando turbinas para gerar energia elétrica. O ciclo se completa com o retorno do condensado à caldeira, para ser novamente aquecido. Já no ciclo combinado, uma turbina a gás gera eletricidade e libera gases de exaustão em alta temperatura para transferir calor para água que é vaporizada (na caldeira de recuperação), e utilizada para acionar um segundo gerador (turbina a vapor) que também produz energia elétrica (BIODIESELBR,2013).

## 2.2. HIDROGÊNIO

O hidrogênio é o elemento de maior abundância no mundo, em seu estado natural é incolor e inodoro. Pode ser utilizado como fonte de energia em casas, indústrias e como combustível em veículos. A Tabela 1 mostra os principais processos de obtenção de hidrogênio.

Tabela 1: Processos de produção de hidrogênio(SILVA, 2010)

<b>Método</b>	<b>Processo</b>	<b>Matéria - Primas</b>	<b>Energia utilizada</b>
biológico	fotobiológico	água , algas	luz solar
	digestão anaeróbica	biomassa	calor
	fermentação	biomassa	calor
elétrico	eletricidade	água	eletricidade
	fotoeletriquímico	água	luz solar
térmico	gaseificação	biomassa , carvão	vapor,oxigênio, calor e pressão
	hidrólise termoquímica	água	calor da energia nuclear
	pirólise	biomassa	vapor a média temperatura
	reforma	etanol, gás natural	vapor a alta temperatura

O hidrogênio se apresenta como o combustível mais leve por não ter ligações com átomos de carbono e possui a maior energia por unidade de peso quando comparado com outros combustíveis. No processo de combustão do hidrogênio é liberada 2,5 vezes mais energia do que quando usado outros combustíveis compostos por hidrocarbonetos. Para efeitos comparativos a Tabela 2 mostra o poder calorífico inferior de alguns combustíveis (SANTOS, 2003).

Tabela 2 :Poder calorífico de combustíveis (SANTOS, 2003)

<b>Combustível</b>	<b>Poder Calorífico Inferior (25°C e 1 atm) [kJ/kg]</b>
Metanol	18050
Gasóleo	42500
Gasolina	44500
Propano	45600
Metano	50020
Hidrogênio	119930

A equação (1) representa o processo de combustão do hidrogênio. O processo de combustão em si não produz emissões de poluentes, pois libera apenas energia e água. Mas,

no processo de reforma a vapor do etanol para obtenção do hidrogênio há emissões de poluentes (SANTOS, 2003).



### 2.3. REFORMA A VAPOR DO ETANOL

O processo de reforma a vapor é um dos processos mais utilizado na produção de hidrogênio pelas indústrias. A reforma a vapor do etanol e a reação global deste processo são ilustrados na Figura 2 e apresentada na equação (2), respectivamente, e ocorre em duas etapas:

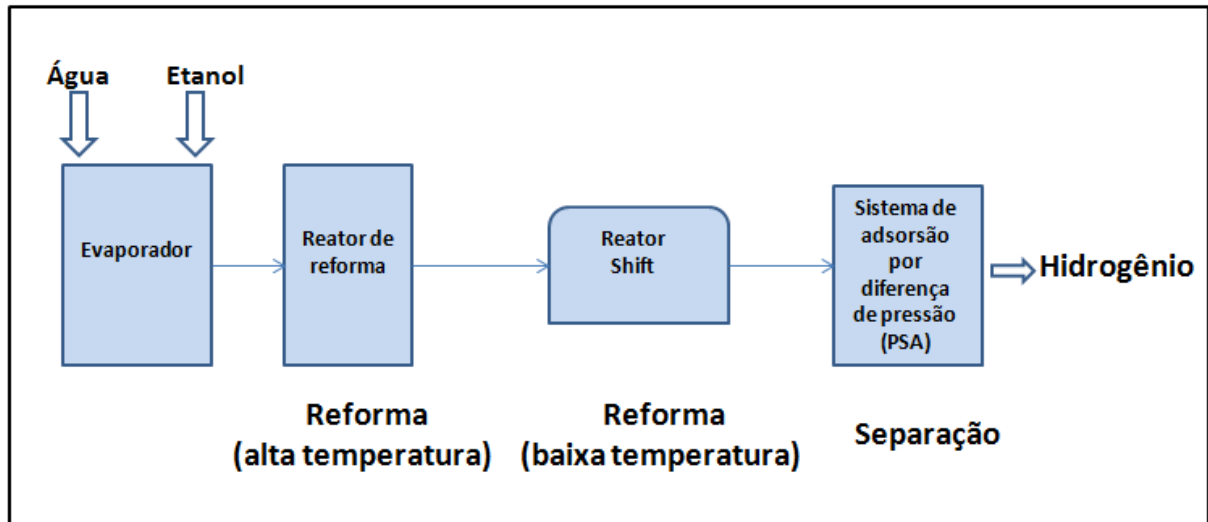
- 1ª etapa: Ocorre a altas temperaturas (800 a 1000K (SILVA, 2010)) no reformador. Onde etanol e vapor reagem formando em maior proporção hidrogênio e dióxido de carbono, e em menor proporção monóxido de carbono, água e metano. As reações são apresentadas na equação (3), (4) e (5).

- 2ª etapa: Ocorre a baixas temperaturas (473 a 673K (SILVA, 2010)) em um reator shift. Onde monóxido de carbono e água, formados na 1ª etapa, reagem formando dióxido de carbono e hidrogênio. A reação é apresentada na equação (6).

Após ocorridas as duas etapas, o hidrogênio e demais gases originados no reator shift passam pelo processo de separação no *pressure swing adsorption*(PSA), sistema de adsorção por diferença de pressão. Os gases não desejados retornam ao reformador e o hidrogênio é armazenado para ser usado posteriormente como fonte de energia.



Figura 2 : Fluxograma da reforma a vapor do etanol



Fonte: Elaborada pela autora

A reação global da reforma a vapor do etanol é apresentada pela seguinte equação (SILVA 2010):



A análise termodinâmica do processo de produção de hidrogênio através da reforma a vapor do etanol pode ser feita com base nas seguintes etapas (SILVA 2010):

- Reação de Reforma a vapor:



- Reação de formação do metano:



- Reação de formação de carbono por decomposição de monóxido de carbono, essa formação deve ser evitada:



- Reação de troca água-gás:



As constantes de equilíbrio das reações são relacionadas às energias livres de Gibbs das moléculas envolvidas no equilíbrio e podem ser determinadas uma vez que a temperatura absoluta for especificada. Com a determinação da temperatura é possível calcular as constantes de equilíbrio a partir de dados termodinâmicos (MAGGIO; FRENÍ; CAVALLARO, 1998).

As constantes de equilíbrio podem ser representadas pelas seguintes equações:

$$K_1 = \frac{y_{CO_2}^2 y_{H_2}^6}{y_{EtOH} y_{H_2O}^3} P^4 \quad (7)$$

$$K_2 = \frac{y_{CO}^2 y_{H_2}^4}{y_{EtOH}^2 y_{H_2O}} P^4 \quad (8)$$

$$K_3 = \frac{y_{CO_2} y_{H_2}}{y_{CO} y_{H_2O}} \quad (9)$$

$$K_4 = \frac{y_{CH_4} y_{H_2O}}{y_{CO} y_{H_2}^3} P^{-2} \quad (10)$$

Onde: P é a pressão total,  $y_i$  são as frações molares dos componentes gasosos, dados por:

$$y_i = \frac{n_i}{n_{TOT}} \quad (11)$$

## 2.4. GASEIFICAÇÃO

A gaseificação é um processo termoquímico que ocorre na reação de biomassa constituída de carbono (bagaço de cana, madeira, carvão) com ar, vapor ou oxigênio. Desta reação se obtém o gás de síntese conhecido como syngas, constituído principalmente de monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrogênio, nitrogênio, metano e alcatrão.

O gás de síntese é utilizado na geração de energia elétrica como combustível, para produção de vapor em caldeiras de processos termoeletrônicos ou na alimentação direta de grupos geradores baseados em motores de combustão interna (CASTRO et al., 2009).

A Figura 3 ilustra o processo de gaseificação e os possíveis destinos do gás de síntese.

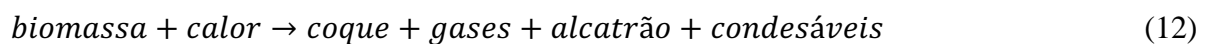
Figura 3: Processo termoquímico para conversão de biomassa ou outro combustível sólido em gás de síntese



Fonte: (CENBIO, 2013)

As reações que ocorrem no processo termoquímico da gaseificação são descritas a seguir (FILHO et al., 2013):

- Pirólise:



- Oxidação do Carbono:



-Gaseificação:

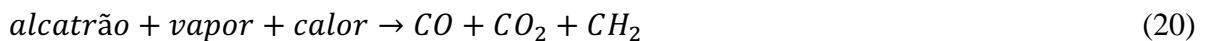
- Reação Heterogênea:



- Reação Homogênea



- Craqueamento do alcatrão



- Oxidação parcial dos produtos da pirólise



Os gaseificadores podem ser de leito fixo e leito fluidizado:

- Gaseificador de leito fixo: Sua operação se limita a um dimensionamento de 10 a 15 toneladas por hora, operando com temperatura de 1000°C. Subdividindo-se em *updraft* (fluxo de ar contracorrente), *downdraft* (fluxo de ar concorrente) e *cross-flow* (fluxo de ar cruzado). O gaseificador de leito fixo é adequado para gaseificar madeira e carvão (CORONADO, 2011).
- Gaseificador de leito fluidizado: Opera com temperatura uniforme, possibilita bom contato entre a biomassa e o gás, com boa velocidade de reação e circulação de biomassa. Este sistema tem grande capacidade produtiva e pode processar uma gama de combustíveis sólidos. Estes gaseificadores se subdividem em borbulhante (LFB) e circulante (LFC).

A Tabela 3 mostra as condições operacionais dos gaseificadores de leito fluidizado, levando em consideração a temperatura de reação e saída do gás de síntese, tipo de biomassa utilizada, tipo de alimentação, o agente de gaseificação e o conteúdo de alcatrão produzido.

Tabela 3: Condições operacionais de gaseificadores: leito fluidizado borbulhante e circulante (WILLIANS et al., 1993)

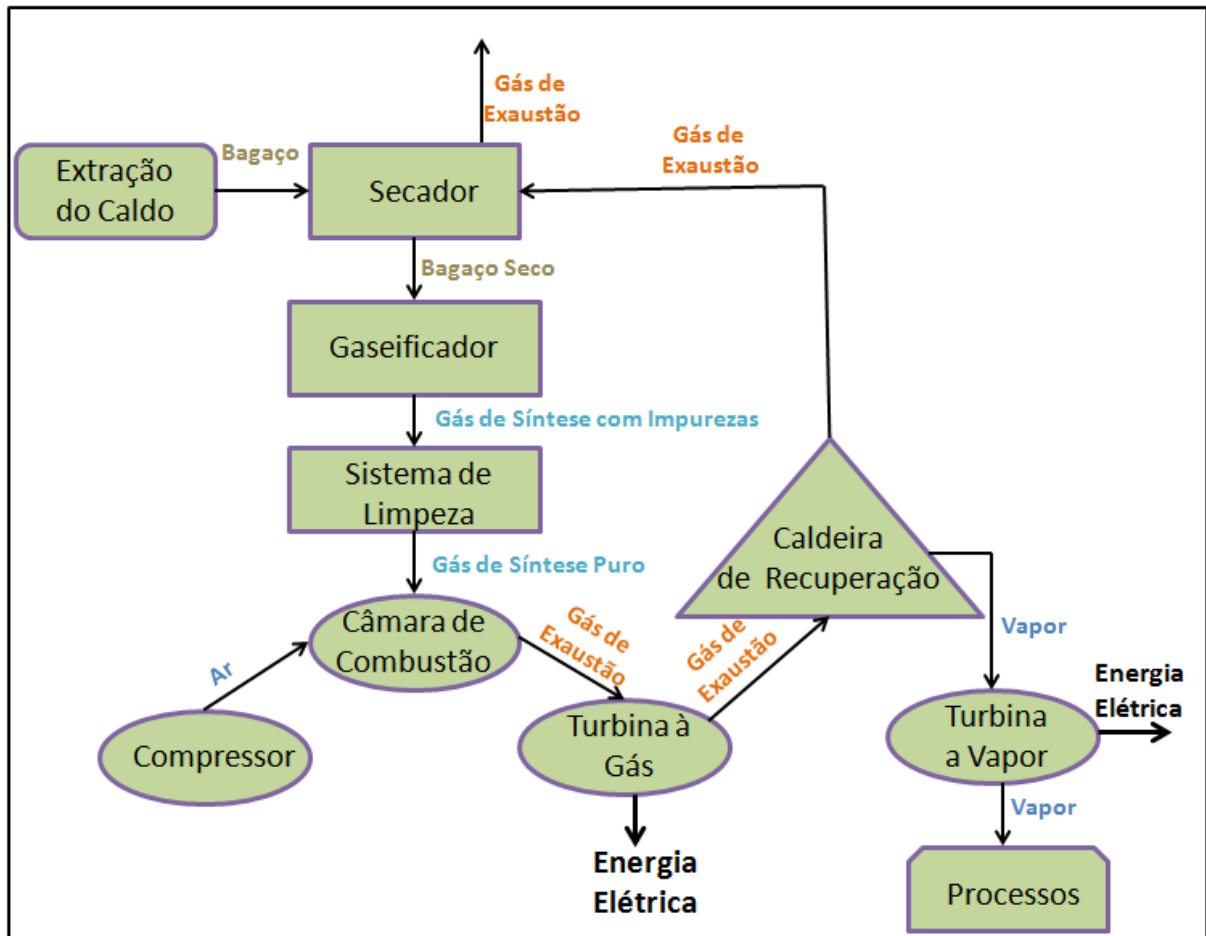
Modelo	Temperatura [°C]		Tipo de biomassa utilizada	Alimentação da biomassa	Agente da Gaseificação.	Conteúdo de Alcatrão
	Reação	Saída dos gases de síntese				
Leito Fluidizado Borbulhante	700 a 1000	700 a 800	Cavacos de madeira, restos de sabugo de milho, casca de arroz	Diretamente na zona do leito	Pela parte inferior do gaseificador	Médio - Alto
Leito Fluidizado Circulante	700 a 1000	600 a 800	Bagaço de cana, cavacos de madeira, serragens, casca de arroz	Diretamente na zona do leito	Pela parte inferior do gaseificador	Baixo

## 2.5. TECNOLOGIA BIG/GTCC

A sigla BIG/GTCC é originada do inglês *Biomass Integrated Gasification Gas Turbine Combined Cycle*, e representa a geração termelétrica em ciclo combinado operando em cogeração, integrada a sistemas de gaseificação de biomassa, e operando com o gás combustível produzido.

A Figura 4 mostra um esquema simplificado de uma usina com tecnologia BIG/GTCC. Nela inclui um secador de biomassa, um gaseificador para converter a biomassa em um gás combustível, um sistema de limpeza de gás, uma turbina a gás alimentada pela combustão do gás de síntese, uma caldeira de recuperação para recuperar a energia dos gases de exaustão da turbina a gás para geração de vapor, e uma turbina a vapor.

Figura 4: Esquema simplificado da tecnologia BIG/GTCC



Fonte: Elaborada pela autora

A maior atratividade dos sistemas BIG/GTCC está relacionada a mercados específicos, ou nichos de mercado, tais como projetos com subprodutos economicamente atrativos, áreas com restrições a combustíveis fósseis, áreas com prioridade de desenvolvimento rural, áreas com disponibilidade de rejeitos ou resíduos diversos, e áreas onde os custos da biomassa são significativamente baixos (LARSON, 2001).

## CAPÍTULO 3 - ANÁLISE TERMODINÂMICA DA INCORPORAÇÃO DOS PROCESSOS

### 3.1. CONFIGURAÇÃO DA USINA CONVENCIONAL

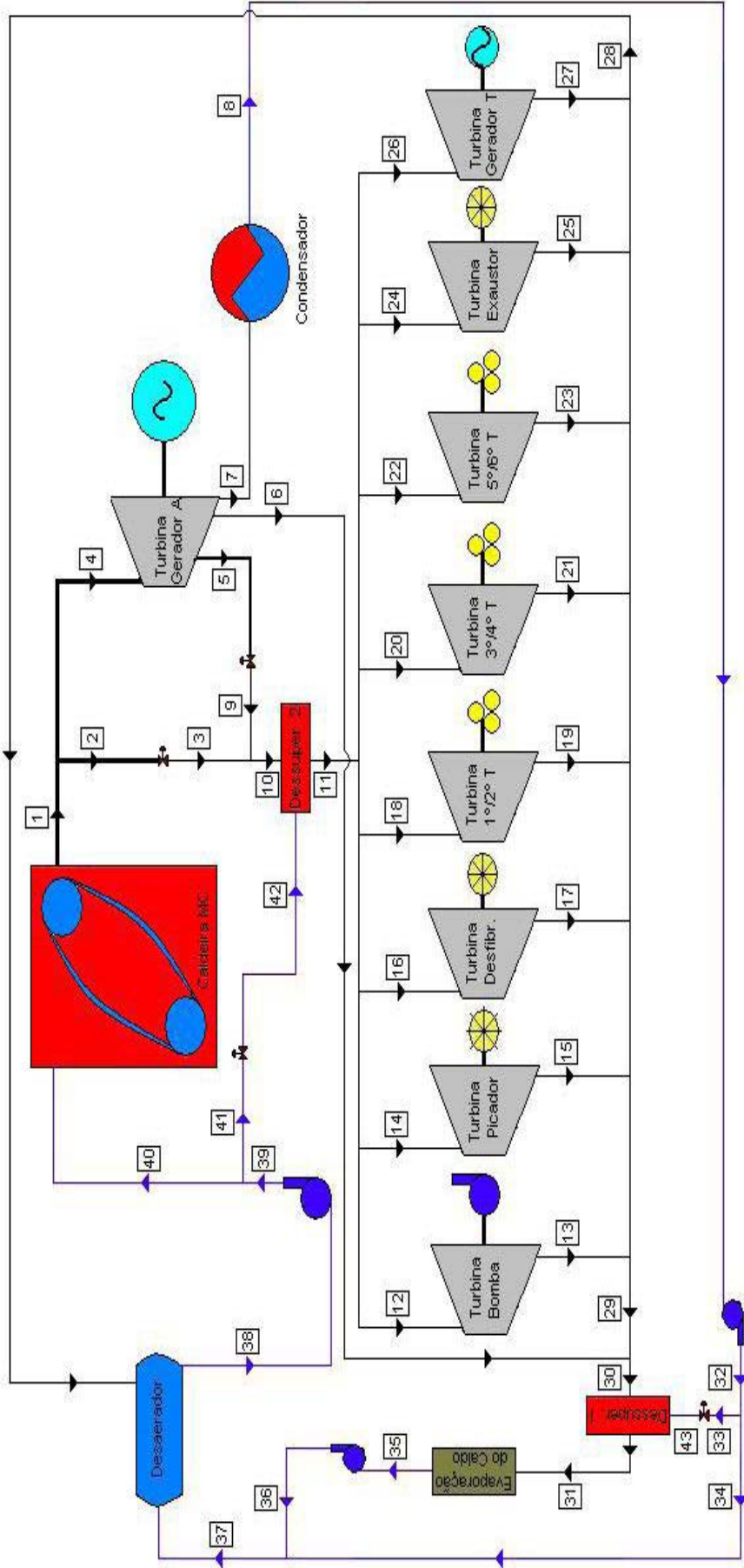
A usina é composta por um turbogerador capaz de gerar 40MVA (turbina (Gerador A)). A turbina (Gerador A) possui duas extrações e também destina fluxo de vapor para o condensador. A configuração da usina também é composta de outras máquinas de baixa pressão para o processo, alimentadas por vapor de baixa pressão da turbina (Gerador A). A caldeira de alta pressão (Caldeira MC) pode operar nominalmente com produção de 150 toneladas por hora de vapor a uma pressão de 6468 kPa e 530°C. Esta configuração considera que as turbinas tanto da bomba de alimentação de água da caldeira, como do gerador T e do exaustor não operam (FIOMARI, 2004).

Os dados da planta são fornecidos na Tabela 4. O fluxograma da usina é apresentado na Figura 5 e os parâmetros termodinâmicos na Tabela 5.

Tabela 4: Dados da planta (FIOMARI, 2004)

<b>Parâmetros</b>	<b>Valores</b>	<b>Unidades</b>
Cana Moída Total	1300000	t
Dias de Safra	215	dias
Eficiência Agrícola	97	%
Eficiência Industrial	94	%
Horas Efetivas de Moagem	4695,6	horas
Moagem horária	276,9	t/h
Relação Bagaço-Vapor	0,47	kg/kg
Teor de Fibra de Cana	13,5	%
Teor de Fibra de Bagaço	47,4	%
Fluxo de Bagaço na Caldeira MC	70,5	t/h
Fluxo de Bagaço Total Produzido	78,9	t/h
Fluxo de Bagaço Residual	8,4	t/h
Bagaço total Residual da Safra	39213	t

Figura 5: Fluxograma da Destilaria Pioneiros



Fonte: (FIOMARI, 2004)



Tabela 5: Parâmetros de operação da planta (FIOMARI, 2004)

Pontos	$\dot{m}$ (kg/s)	P (kPa)	T(°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1	41,67	6468	530,0	3488,5	6,931
2	8,14	6468	530,0	3488,5	6,931
3	8,14	2156	510,2	3488,5	7,424
4	33,53	6468	530,0	3488,5	6,931
5	10,00	2650	426,0	3295,1	7,070
6	17,78	245	147,2	2759,3	7,165
7	5,75	8,5	42,7	2578,2	8,205
8	5,75	8,5	42,6	178,4	0,607
9	10,00	2156	422,7	3295,1	7,163
10	180,56	2156	462,0	3381,9	7,284
11	20,33	2156	320,0	3064,8	6,804
12	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-
14	4,08	2156	310,0	3041,6	6,765
15	4,08	245	185,0	2837,3	7,343
16	4,08	2156	310,0	3041,6	6,765
17	4,08	245	185,0	2837,3	7,343
18	4,17	2156	310,0	3041,6	6,765
19	4,17	245	194,5	2856,6	7,385
20	4,00	2156	310,0	3041,6	6,765
21	4,00	245	194,5	2856,6	7,385
22	4,00	2156	310,0	3041,6	6,765
23	4,00	245	194,5	2856,6	7,385
24	-	-	-	-	-
25	-	-	-	-	-
26	-	-	-	-	-
27	-	-	-	-	-
28	0,83	245	190,7	2848,8	7,368
29	19,50	245	190,7	2848,8	7,368
30	37,28	245	169,8	2806,1	7,274
31	38,33	245	135,0	2733,5	7,103
32	5,75	490	42,7	179,3	0,608
33	1,06	490	42,7	179,3	0,608
34	4,69	490	42,7	179,3	1,307
35	38,33	245	100,0	419,2	1,307
36	38,33	490	100,1	419,6	1,307
37	43,03	490	93,8	393,4	1,237
38	43,86	245	105,0	440,3	1,363
39	43,86	8820	106,8	454,1	1,376
40	41,67	8820	106,8	454,1	1,376
41	2,19	8820	106,8	454,1	1,376
42	2,19	2156	107,8	454,1	1,394
43	1,06	245	42,8	179,3	0,609

### 3.2. PRIMEIRA LEI DA TERMODINÂMICA

Inicialmente, consideramos a lei de conservação da massa relacionada ao volume de controle. Também chamada de equação da continuidade é representada através da equação (22):

$$\frac{dm_{v.c.}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s \quad (22)$$

Considerando que não haja variação de massa com o tempo, em cada ponto do volume de controle, a equação (22) pode ser reescrita da seguinte forma:

$$\sum \dot{m}_s - \sum \dot{m}_e = 0 \quad (23)$$

A Primeira Lei da Termodinâmica na sua forma original e mostrada na equação (24):

$$\frac{dE_{v.c.}}{dt} = \dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e * \left( h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e \right) - \sum \dot{m}_s * \left( h_s + \frac{V_s^2}{2} + gZ_s \right) \quad (24)$$

Considerando o processo em regime permanente a equação da Primeira Lei da Termodinâmica pode ser reescrita da seguinte forma:

$$\dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e * \left( h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e \right) - \sum \dot{m}_s * \left( h_s + \frac{V_s^2}{2} + gZ_s \right) = 0 \quad (25)$$

Desprezando as variações de energia cinética e potencial, tem-se:

$$\dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_s h_s = 0 \quad (26)$$

#### 3.2.1. Rendimento energético

O rendimento energético de cada turbina ( $\eta_I$ ) pode ser calculado pela equação (27).

$$\eta_I = \frac{\dot{W}_{vc}}{F_{comb} * E_{comb}} \quad (27)$$

O fator de combustível ( $F_{comb}$ ) é determinado para cada turbina no processo, considerando a quantidade efetiva (ou líquida) de combustível que por ela é utilizada para a geração de potência.

$$F_{comb} = \frac{\dot{m}_s}{\dot{m}_e} \quad (28)$$

Para a turbina a vapor (Gerador A) o fluxo mássico de entrada é  $\dot{m}_e = \dot{m}_4$  e para as turbinas mecânicas  $\dot{m}_e = \dot{m}_2$ . Já o fluxo mássico de saída ( $\dot{m}_s$ ) é indicado pela vazão do ponto de saída de cada turbina.

A potência térmica de processo pode ser calculada através da equação (29).

$$Q_p = Q_{evap} + Q_{des} \quad (29)$$

O rendimento da caldeira de bagaço ( $\eta_{cI}$ ) pode ser calculado pela equação (30).

$$\eta_{cI} = \frac{Q_c}{E_{comb}} \quad (30)$$

O rendimento de geração de eletricidade da planta de cogeração convencional pode ser determinado pela equação (31).

$$\eta_e = \frac{E_{pTV} - W_b}{F_{comb} * E_{comb}} \quad (31)$$

Para a determinação do rendimento global da planta de cogeração ( $\eta_g$ ) pode-se usar a equação (32).

$$\eta_g = \frac{E_{pTV} + E_m + Q_p - W_b}{E_{comb}} \quad (32)$$

### 3.3. RESULTADO DA ANÁLISE TERMODIÂMICA DA PLANTA CONVENCIONAL

A Tabela 6 mostra os valores da potência associada a cada componente da planta e o seu respectivo rendimento energético. Os resultados da análise energética da planta de cogeração convencional são indicados na Tabela 7. Estes resultados serão utilizados para a comparação da usina considerando a incorporação do processo de produção de hidrogênio, e posteriormente para o processo de gaseificação.

Tabela 6: Resultados da análise termodinâmica dos equipamentos

<b>Equipamento</b>	<b>Potência [kW]</b>	<b>Rendimento (<math>\eta_I</math> [%])</b>
<b>Turbo Gerador A</b>	20131,78	16,58
<b>Turbina Bomba</b>	-	-
<b>Picador</b>	834,22	2,89
<b>Desfibrador</b>	834,22	2,89
<b>Moenda 1 e 2</b>	770,83	2,63
<b>Moenda 3 e 4</b>	740,00	2,62
<b>Moenda 5 e 6</b>	740,00	2,62
<b>Exaustor</b>	-	-
<b>Gerador T</b>	-	-
<b>Bombas</b>	625,79	-
<b>Caldeira MC</b>	126433,33	83,50
<b>Condensador</b>	13798,85	-
<b>Evaporador</b>	88714,83	-

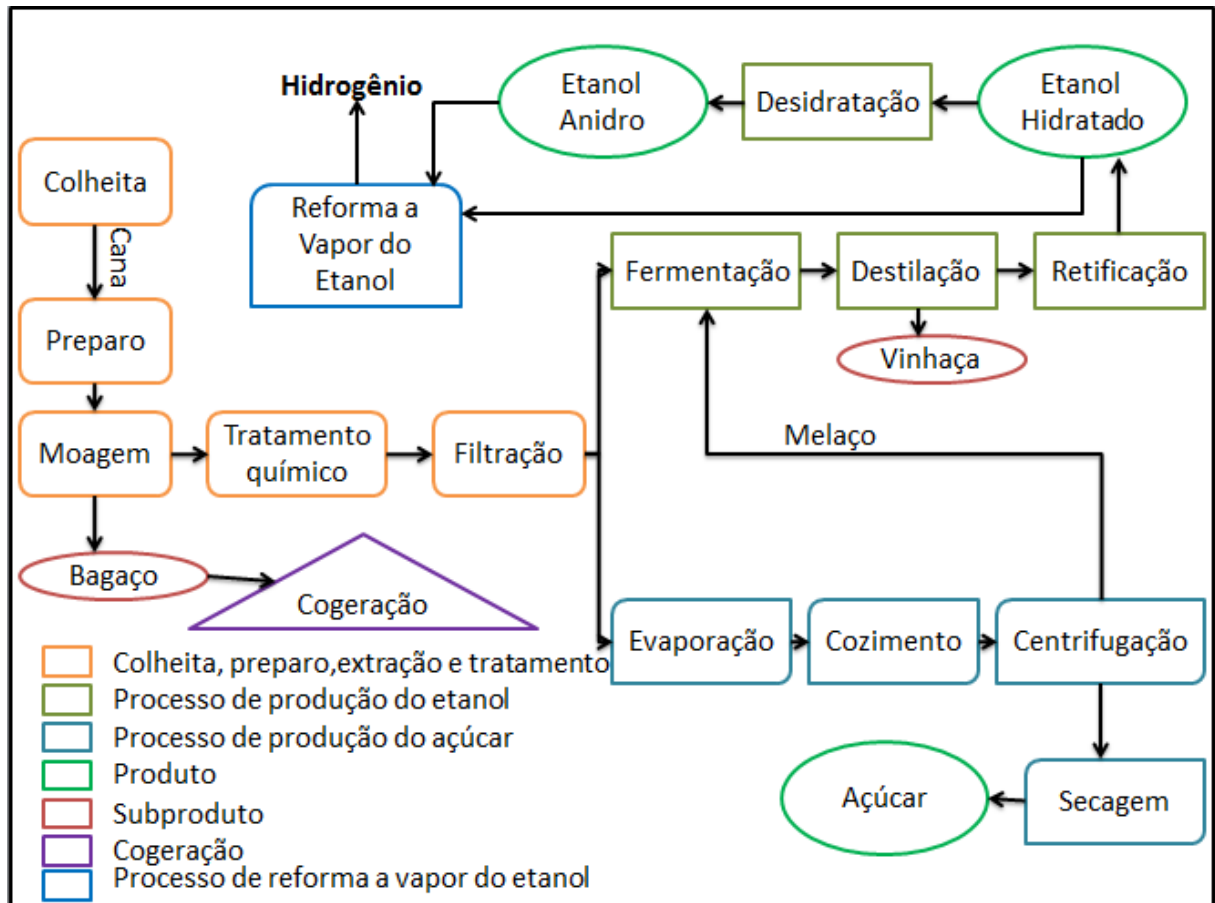
Tabela 7: Resultados da análise termodinâmica do sistema de cogeração convencional

<b><math>E_{comb}</math></b>	151496,66 kW
<b>Potência elétrica (<math>E_{pTV}</math>)</b>	19125,19 kW
<b>Potência mecânica (<math>E_m</math>)</b>	3919,28 kW
<b>Fluxo energia térmica do processo (<math>Q_p</math>)</b>	88714,83 kW
<b>Rendimento de geração de eletricidade (<math>\eta_e</math>)</b>	15,24%
<b>Rendimento global da planta de cogeração (<math>\eta_g</math>)</b>	77,54%

### 3.4. ANÁLISE TERMODINÂMICA COM INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO

A Figura 6 mostra o fluxograma da usina com a incorporação do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor do etanol.

Figura 6: Incorporação do processo de reforma a vapor na usina sucroalcooleira

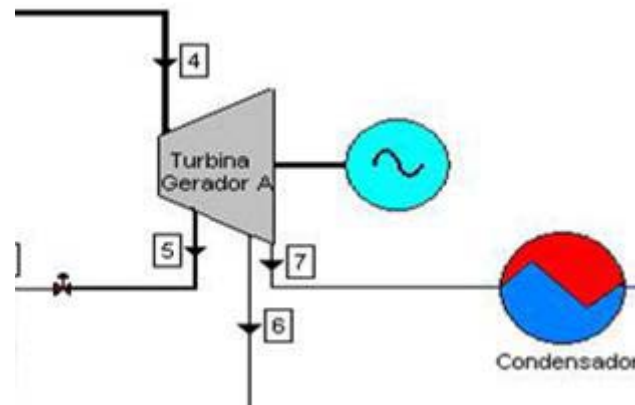


Fonte: Elaborada pela Autora

Para a incorporação do processo de reforma a vapor do etanol é necessário que a planta reduza a produção de excedente de energia elétrica, de modo a disponibilizar bagaço de cana para a produção de hidrogênio.

Nesse caso um balanço energético dever ser efetuado na turbina a vapor (Gerador A), apresentada na Figura 7, para verificar a disponibilidade de bagaço de cana na produção de energia elétrica.

Figura 7: Turbina Gerador A de condensação com duas extrações



Fonte: (FIOMARI, 2004)

A turbina (Gerador A), modelo VE 32, possui algumas limitações de vazão e de propriedades do vapor, tanto na entrada quanto na saída. Estas limitações são apresentadas na Tabela 8.

Tabela 8: Dados operacionais da turbina( Gerador A) ( FIOMARI, 2004)

Posições	Fluxo de vapor [kg/s]		Pressão (bar abs.)		Temperatura (°C)	
	Mínimo	Máximo	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima
<b>Entrada</b>	-	33,53	-	66,0	-	530,0
<b>Extração 1</b>	0	10	26,5	30,2	425,0	438,0
<b>Extração 2</b>	17,77	33,34	2,37	2,37	134,5	147,2
<b>Condensador</b>	2,23	9,44	0,055	0,115	34,6	48,6

Verifica-se que há possibilidade de reduzir o fluxo de vapor destinado às extrações e a condensação. Nas extrações 1 e 2 não foi possível reduzir o fluxo de vapor, pois não garantiria a operação em paridade térmica do sistema de cogeração, para garantir a energia térmica dos processos. Assim sendo, optou-se por reduzir o fluxo de vapor destinado ao condensação de 9,44 kg/s para 2,23 kg/s (ponto 7 da Figura 7) (disponibilizando bagaço de cana para a produção de hidrogênio).

Inicialmente efetuou-se análise termodinâmica para verificar o excedente de energia elétrica total da usina. Nesse caso foram feitas as seguintes considerações: Inicialmente que o condensador operasse com fluxo mínimo de vapor (2,23 kg/s), e posteriormente considerando o fluxo real de vapor para o condensador, que é de 5,75 kg/s, conforme apresentado Figura 5.

Para obter a quantidade de energia elétrica excedente que poderá ser reduzida para disponibilização de bagaço para o processo de produção de hidrogênio, determina-se o trabalho de eixo e a potência elétrica da turbina (Gerador A) na condição real de operação e considerando a condição de mínima vazão de vapor destinada ao condensador.

Para a condição real de operação (fluxo de vapor destinada ao condensador de 5,75 kg/s), tem-se:.

$$\dot{W}_{TV_{C.R.}} = \dot{m}_{4\ C.R.} * h_4 - \dot{m}_5 * h_5 - \dot{m}_6 * h_6 - \dot{m}_{7\ C.R.} * h_7 \quad (33)$$

$$\dot{W}_{TV_{A.C.R.}} = 20131,78\ kW$$

$$E_{p_{TV_{A.C.R.}}} = \dot{W}_{TV_{A.C.R.}} * 0,95 \quad (34)$$

$$E_{p_{TV_{A.C.R.}}} = 19125,19\ kW$$

Onde:

$\dot{W}_{TV_{A.C.R.}}$ : potência mecânica da turbina a vapor (gerador A) [kW]

$\dot{m}_{4\ C.R.}$ : fluxo de vapor no ponto 4 [33,53kg/s]

$h_4$ : entalpia no ponto 4 [3488,5 kJ/kg]

$\dot{m}_5$ : fluxo de vapor no ponto 5 [10 kg/s]

$h_5$ : entalpia no ponto 5 [3295,1 kJ/kg]

$\dot{m}_6$ : fluxo de vapor no ponto 6 [17,78 kg/s]

$h_6$ : entalpia no ponto 6 [2759,3 kJ/kg]

$\dot{m}_{7\ C.R.}$ : fluxo de vapor no ponto 7 [ 5,75 kg/s]

$h_7$ : entalpia no ponto 7 [2578,2 kJ/kg]

$E_{p_{TV_{A.C.R.}}}$ : Potência elétrica na condição real de operação da turbina a vapor (Gerador A) [kW]

Para a condição de mínima vazão de vapor no condensador (fluxo de vapor destinada ao condensador de 2,23 kg/s), tem-se:

$$\dot{W}_{TV_{A.min.}} = \dot{m}_{4\ min.} * h_4 - \dot{m}_5 * h_5 - \dot{m}_6 * h_6 - \dot{m}_{7\ min.} * h_7 \quad (35)$$

$$\dot{W}_{TV_{Amin.}} = 16927,52 \text{ kW}$$

$$E_{p_{TV_{Amin.}}} = \dot{W}_{TV_{Atotal}} * 0,95 \quad (36)$$

$$E_{p_{TV_{Amin.}}} = 16081,14 \text{ kW}$$

Onde:

$W_{TV_{Amin.}}$ : trabalho mínimo realizado pela turbina a vapor (Gerador A) [kW]

$m_{4 \text{ min.}}$ : fluxo de vapor no ponto 4 [31,30kg/s]

$h_4$ : entalpia no ponto 4 [3488,5 kJ/kg]

$\dot{m}_5$ : fluxo de vapor no ponto 5 [10 kg/s]

$h_5$ : entalpia no ponto 5 [3295,1 kJ/kg]

$\dot{m}_6$ : fluxo de vapor no ponto 6 [17,78 kg/s]

$h_6$ : entalpia no ponto 6 [2759,3 kJ/kg]

$\dot{m}_{7 \text{ min.}}$ : fluxo de vapor no ponto 7 [ 2,23 kg/s]

$h_7$ : entalpia no ponto 7 [2578,2 kJ/kg]

$E_{p_{TV_{Amin.}}}$ : Potência elétrica mínima permissível na turbina a vapor (Gerador A) [kW]

O potencial de redução de produção de potência elétrica na turbina (Gerador A) ( $E_{p_{TV_{Ared.}}}$ ) pode ser determinado pela equação 37.

$$E_{p_{TV_{Ared.}}} = E_{p_{TV_{AC.R.}}} - E_{p_{TV_{Amin.}}} \quad (37)$$

$$E_{p_{TV_{Ared.}}} = 3044,05 \text{ kW}$$

Por meio da equação (38) é possível determinar o fluxo de bagaço disponibilizado para o processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor do etanol.

$$\dot{m}_b = \frac{\dot{m}_v * \Delta h_c}{\eta_{cI} * PCI_{b.u}} \quad (38)$$



Onde:

$\dot{m}_b$ : fluxo de bagaço disponibilizado

$\dot{m}_v$ : fluxo de vapor na saída da caldeira [kg/s]

$PCI_{b.u}$ : Poder calorífico inferior do bagaço em base úmida [kJ/kg]

$\eta_{c_l}$ : rendimento energético na caldeira [%]

$\Delta h_c$ : diferença de entalpia da água na caldeira [kJ/kg]

De acordo com Silva (2010), a energia suprida por 1,23 kg/h de bagaço de cana ( $PCI_{b.u}$  é de 7320 kJ/kg) fornece calor para produzir 1 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio no processo de reforma a vapor de etanol. Assim é necessária a quantidade de 0,8597 l/h de etanol hidratado ou 0,7961 l/h de etanol anidro no processo para a obtenção de 1 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio.

### 3.5. RESULTADO DA ANÁLISE TERMODINÂMICA COM INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO

Aplicando a equação (38), pode-se obter o valor da produção máxima de hidrogênio que a planta em estudo é capaz de fornecer, garantindo ainda, operação em paridade térmica ao sistema de cogeração.

A Tabela 9 mostra a situação sem produção (0 Nm<sup>3</sup>/h) e a de máxima produção (5125 Nm<sup>3</sup>/h) de hidrogênio.

Tabela 9: Produção de hidrogênio e cálculos equivalentes

<b>Produção de H<sub>2</sub> [Nm<sup>3</sup>/h]</b>	<b>Fluxo de bagaço para a Produção de Hidrogênio (<math>\dot{m}_b</math>)[kg/s]</b>	<b>Redução de vapor condensador (<math>\dot{m}_v</math>)[kg/s]</b>	<b>Etanol Anidro equivalente [l/h]</b>	<b>Etanol Hidratado equivalente [l/h]</b>
0	-	-	-	-
300	0,10	0,22	238,83	257,91
600	0,20	0,44	477,66	515,82
900	0,30	0,65	716,49	773,73
1200	0,41	0,87	955,32	1031,64
1500	0,51	1,10	1194,15	1289,55
2000	0,68	1,45	1592,20	1719,40
3000	1,00	2,18	2688,30	2579,10
4000	1,36	2,90	3184,40	3438,80
5125	1,72	3,52	4080,76	4406,77

Verifica-se que a redução de vapor destinado ao condensador, implica na redução de potência elétrica gerada na turbina (Gerador A) e quantidade de calor rejeitado no condensador. A Tabela 10 apresenta a performance do sistema de cogeração considerando a mínima e máxima capacidade de produção de hidrogênio.

Tabela 10: Parâmetros termodinâmicos da planta de cogeração convencional com a incorporação do hidrogênio

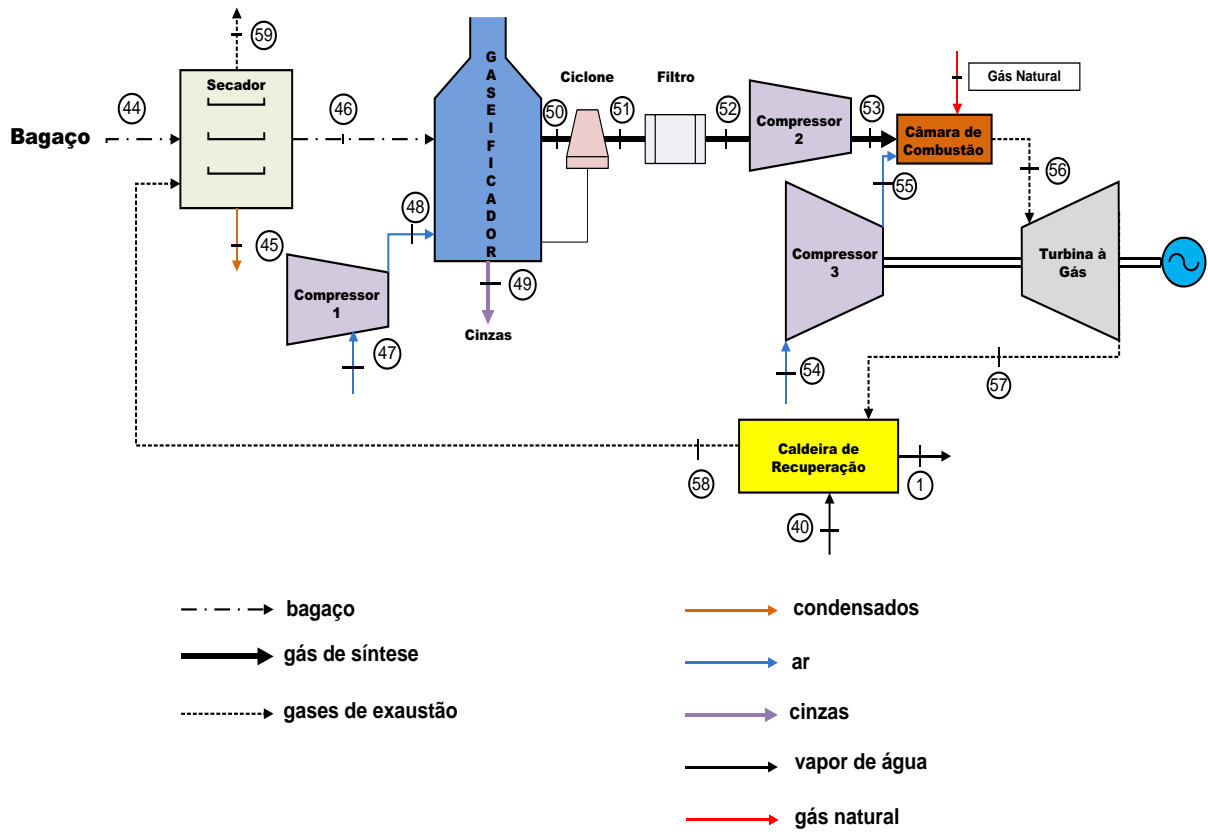
<b>Produção de H<sub>2</sub> [Nm<sup>3</sup>/h]</b>	<b>Potência Elétrica [kW]</b>	<b>Calor Liberado Condensador [kW]</b>	<b>E<sub>comb</sub> [kW]</b>	<b>Rendimento de geração de eletricidade [%]</b>	<b>Rendimento Global da planta de cogeração [%]</b>
0	19125,19	13798,85	143350,00	13,34	77,54
300	18936,59	13275,49	142599,70	13,27	77,81
600	18747,99	12752,13	141849,40	13,21	78,09
900	18559,40	12228,76	141099,10	13,15	78,37
1200	18370,80	11705,40	140348,80	13,08	78,66
1500	18182,20	11182,04	139598,50	13,02	78,94
2000	17867,88	10309,77	138348,00	12,91	79,43
3000	17239,22	8565,24	135847,00	12,69	80,43
4000	16610,56	6820,70	133346,00	12,45	81,47
5125	15902,73	4856,45	130530,01	12,18	82,68

### 3.6. ANÁLISE TERMODINÂMICA CONSIDERANDO A INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO E CICLO COMBINADO

Nesse caso são inseridos na planta industrial um secador de bagaço de cana, um gaseificador, um sistema de limpeza constituído por ciclone e filtro, um compressor de ar para gaseificação, um compressor de gás de síntese e um ciclo turbina a gás, conforme apresenta a Figura 8.

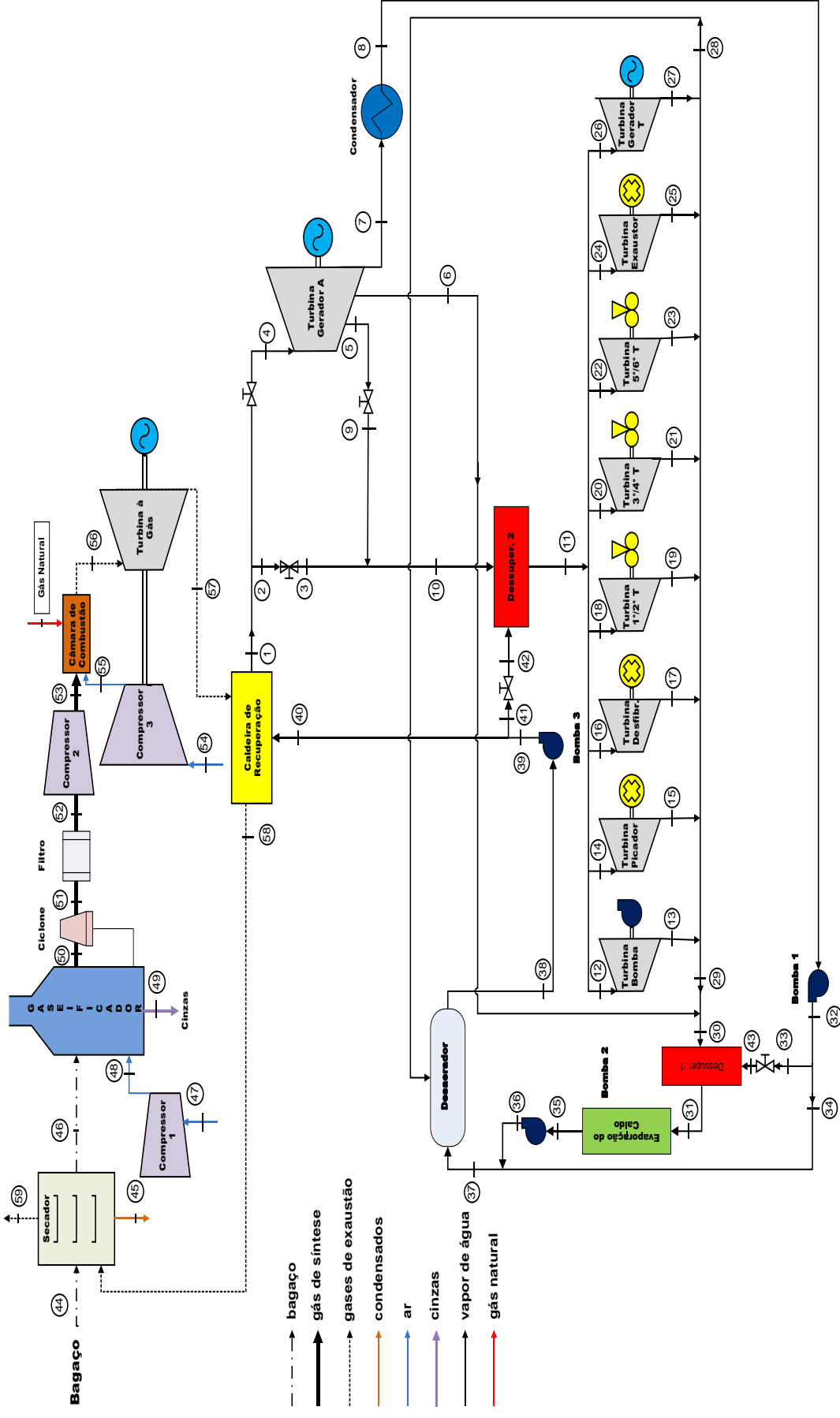
A Figura 9 representa a configuração da planta indústria com incorporação da tecnologia BIG/GTCC. A planta original foi mantida, e apenas houve a troca da caldeira MC por uma caldeira de recuperação de mesma capacidade de produção de vapor superaquecido. Portanto os pontos de 1 a 43 são os mesmos da configuração convencional com propriedades termodinâmicas apresentadas na Figura 5 e Tabela 5. Os demais pontos da figura terão propriedades termodinâmicas indicadas na sequencia.

Figura 8: Ciclo combinado proposto



Fonte: Elaborada pela Autora

Figura 9 : Fluxograma da usina com incorporação do processo de gaseificação



Fonte : Elaborada pela Autora

### 3.6.1. Secador

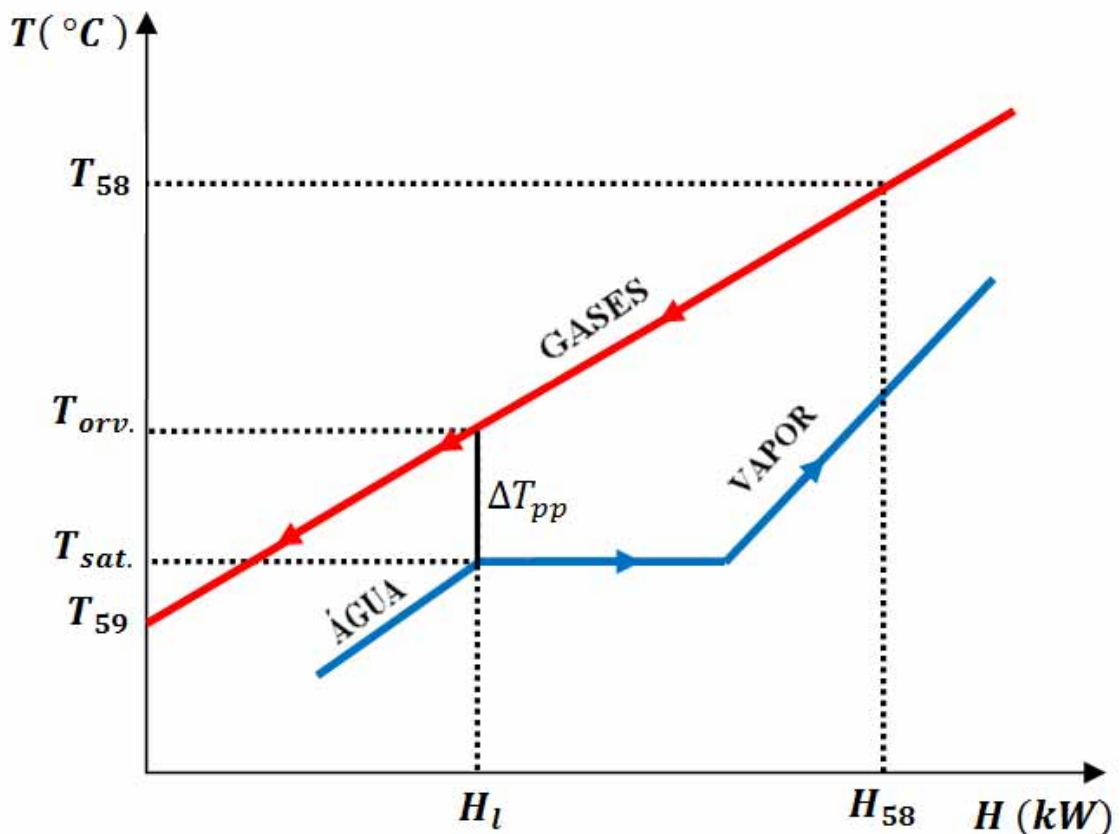
No secador é introduzido o bagaço com 50% de umidade a temperatura e pressão ambiente, de 25°C e 101,3 kPa, respectivamente. Segundo Olivares (1996), o bagaço para gaseificação deve ter entre 15 e 30% de umidade. Para este trabalho adotou-se um valor de umidade de 20% para a entrada do gaseificador.

De acordo com Graebin (2014) a temperatura de operação do secador varia de 60 a 100°C. Para este trabalho considerou-se que o secador operasse com temperatura de 100°C e pressão de 101,3 kPa. Foi considerado também, que o condensado (ponto 45) é eliminado do secador a pressão e temperatura ambiente.

Para calcular a temperatura dos gases de exaustão ( $T_{59}$ ), da saída do secador foi utilizado o método do *pinch point*.

A figura 10 apresenta o perfil de temperaturas considerando um *pinch point* de 20 °C, conforme se explica na sequência.

Figura 10: Perfil de temperatura e quantidade de calor transferida para o *pinch point* no secador



Fonte: Elaborado pelo próprio autor

Onde:

$T_{orv.}$  : temperatura de orvalho [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{sat.}$  : temperatura de saturação [ $^{\circ}\text{C}$ ]

A figura 10 mostra o perfil de resfriamento dos gases de exaustão da caldeira para o simultâneo aquecimento do bagaço no secador. Para que não ocorra uma impropriedade termodinâmica, deve-se ter uma variação de temperatura mínima para o perfil de resfriamento desses gases ( $\Delta T_{pp}$ ). Segundo Sue e Chuang (2004), esse valor deve estar entre  $10^{\circ}\text{C}$  e  $30^{\circ}\text{C}$ . Para este trabalho, foi adotado um  $\Delta T_{pp}$  de  $20^{\circ}\text{C}$  para a determinação da mínima temperatura permissível para a exaustão do secador ( $T_{59}$ ).

A temperatura no ponto de orvalho é determinada pela equação (39).

$$T_{orv.} = T_{sat.} + \Delta T_{pp} \quad (39)$$

A equação (40) pode ser utilizada para o cálculo da temperatura dos gases de escape no secador ( $T_{59}$ ) (VILLELA, 2007). A temperatura de gases de exaustão que entra no secador ( $T_{58}$ ) pode ser calculada, conforme apresentado no item 3.6.5.

$$T_{59} = T_{58} - \left[ \left( \frac{T_{58} - T_{orv.}}{H_{58} - H_l} \right) * H_{58} \right] \quad (40)$$

Onde:

$$H_{58} = \dot{m}_{58} * c_{pG}(T_{58}) * T_{58} \quad (41)$$

$$H_l = \dot{m}_{45} * h_l \quad (42)$$

Onde:

$h_l$ : entalpia específica do líquido saturado na pressão do ponto 45

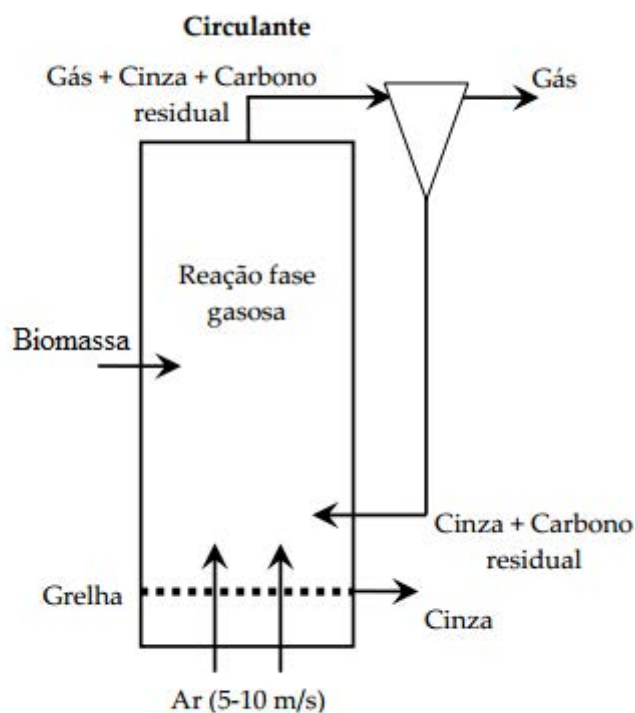
Através da Figura 10 e considerando as equações (39) a (42), têm-se o valor para a temperatura dos gases na saída do secador (escape):

$$T_{59} = 117,32^{\circ}\text{C}$$

### 3.6.2. Gaseificador

Foi escolhida a tecnologia de gaseificador de leito fluidizado circulante, pois de acordo com Warnecke (2000) este modelo apresenta: elevadas taxas de conversão de carbono e alcatrão; altas taxas de transferência de calor entre combustível e material do leito; e é adequado para sistemas de grande capacidade (acima de 40MW).

Figura 11: Gaseificador de leito fluidizado circulante



Fonte: (BELGIORNO et al., 2003)

Segundo Coronado (2011), a temperatura de operação do gaseificador se situa entre 600 e 800°C, e nestas condições a densidade do gás de síntese produzido varia de 0,6 a 0,4 kg/m<sup>3</sup>, respectivamente. Sousa (2009) recomenda uma percentagem de cinzas no processo de gaseificação de biomassa (gaseificador em leito fluidizado circulante) menor do que 20%.

Por outro lado, para Gualdrón (2009), a relação ar/biomassa no gaseificador de leito fluidizado circulante deve estar entre 0,25 e 0,4. Nesse trabalho será considerado 0,25.

Olivares (1996) sugere pressão operação para gaseificador em leito fluidizado circulante variando entre 0,5 e 2,5 MPa. Nesse trabalho será considerada 0,7 MPa.



O seguinte balanço de massa pode ser aplicado ao gaseificador (equação 43) :

$$\dot{m}_{46} + \dot{m}_{48} = \dot{m}_{49} + \dot{m}_{50} \quad (43)$$

Onde:

$\dot{m}_{46}$ : fluxo de bagaço no ponto 46 [kg/s]

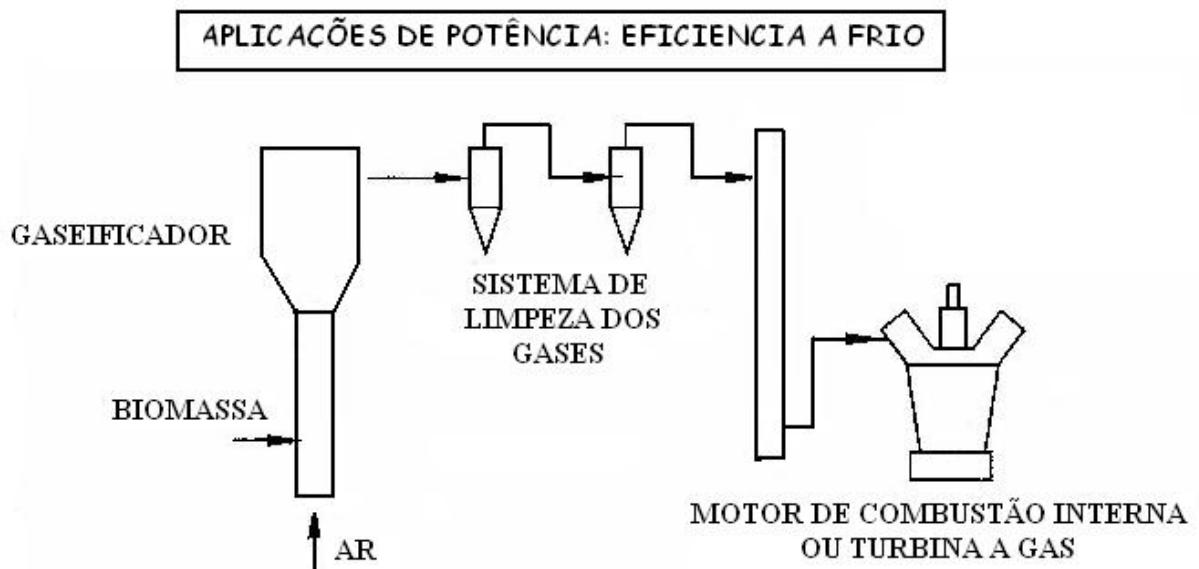
$\dot{m}_{48}$ : fluxo de ar no ponto 48 [kg/s]

$\dot{m}_{49}$ : fluxo de cinzas no ponto 49 [kg/s]

$\dot{m}_{50}$ : fluxo de gás de síntese no ponto 50 [kg/s]

A eficiência do gaseificador é a razão entre a energia obtida (gás de síntese) e fornecida (bagaço em base seca e ar). Quando o gás de síntese é utilizado num motor de combustão interna ou turbina a gás ( caso em que os vapores de alcatrão são removidos) calcula-se a eficiência a frio do gaseificador ( $\epsilon_{frio}$ ). Esta eficiência pode ser calculada através da equação (44), dada por Nogueira e Lora (2003).

Figura 12: Eficiência a frio de gaseificadores



Fonte: (Nogueira e Lora, 2003).

$$\epsilon_{frio} = \frac{\dot{m}_{syngas} * PCI_{syngas}}{\dot{m}_{b.s} * PCI_{b.s} + \dot{m}_{ar} * h_{ar}} \quad (44)$$

Onde:

$h_{ar}$ : entalpia específica do ar na entrada do gaseificador [kJ/kg]

$\dot{m}_{ar}$ : fluxo de ar na entrada do gaseificador [kg/s]

$\dot{m}_{b,s}$ : fluxo de bagaço na entrada do gaseificador [kg/s]

$m_{syngas}$ : fluxo de gás de síntese na saída do gaseificador [kg/s]

$PCI_{syngas}$ : poder calorífico inferior do gás de síntese [kJ/kg]

$PCI_{b,s}$ : poder calorífico inferior do bagaço em base seca [kJ/kg]

De acordo com o *software Computer-Aided Thermodynamic* a entalpia do ar na temperatura de entrada do gaseificador (341,62°C) é de 622,8 kJ/kg

Para a resolução da equação (44) é necessário calcular poder calorífico inferior do bagaço em base seca ( $PCI_{b,s}$ ) e o poder calorífico inferior do gás de síntese ( $PCI_{syngas}$ ).

Estes cálculos são apresentados a seguir:

- Cálculo do poder calorífico inferior do bagaço de cana-de-açúcar

De acordo com FILHO (1991 apud Makray, 2014), o cálculo do poder calorífico inferior do bagaço pode ser determinado através da equação (45)

$$PCI_{b,s} = PCS_b * \left(1 - \frac{W_U}{100}\right) - (22,11 * H_S) - 0,442 * \left[\left(\frac{W_U}{18}\right) - \left(\frac{H_S * W_U}{2}\right)\right] \quad (45)$$

Onde:

$PCS_b$ : poder calorífico superior do bagaço para base que se deseja calcular [kJ/kg]

$W_U$ : umidade do bagaço [%]

$H_S$ : proporção de hidrogênio no bagaço [%]

Segundo Olivares (1996) o poder calorífico superior de bagaço é 18850 kJ/kg. O bagaço utilizado tem umidade de 20% e através de cálculo estequiométrico se obtém a proporção de hidrogênio de 5,94%.

- Cálculo do poder calorífico inferior do gás de síntese

De acordo com o Vincentini (2011) o poder calorífico inferior de um combustível pode ser calculado através da equação (46).

$$PCI_c: \frac{-(H_P - H_R)}{MM_c} \quad (46)$$

Onde:

$PCI_c$ : Poder calorífico inferior do gás de síntese [kJ/kg]

$H_p$ : Entalpia do produto [kJ/kmol]

$H_R$ : Entalpia do reagente [kJ/kmol]

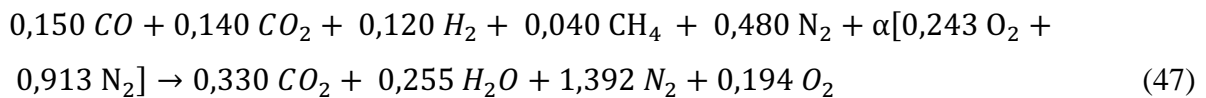
$MM_c$ : Massa molar do gás de síntese [kmol/kg]

O gás de síntese em base seca obtido do bagaço de cana possui a composição apresentada na Tabela 11.

Tabela 11: Composição em volume do gás de síntese em base seca (C.T.C. (2005))

<b>Elemento</b>	<b>[%]</b>
CO <sub>2</sub>	14
CO	15
H <sub>2</sub>	12
N <sub>2</sub>	48
CH <sub>4</sub>	4
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4
H <sub>2</sub> O	6

A reação de combustão do gás de síntese é apresentada na equação (47). Segundo FILHO (2014) o excesso de ar ( $\alpha$ ) usado na combustão do gás de síntese é de 80%.



A Tabela 12 apresenta a diferença de entalpica, a entalpia de formação e a massa molar dos elementos da composição do gás de síntese.

Tabela 12: Diferença entálpica , entalpia de formação e massa molar (Borgnakke e Sonntag (2013))

Elemento	$\Delta\bar{h}[\text{kJ/kmol}]_{973\text{ K}}$	$\bar{h}_f^0[\text{kJ/kmol}]_{298\text{ K}}$	MM [kmol/kg]
CO <sub>2</sub>	31947,9	-393522	44
CO	20797,9	-110527	28
H <sub>2</sub>	20632,9	0	2
N <sub>2</sub>	20588,2	0	28
CH <sub>4</sub>	35964	-74873	16
O <sub>2</sub>	21768,26	0	32
H <sub>2</sub> O	24902,9	-241826	18

A entalpia dos produtos da equação (47) é calculada através da equação (48).

$$H_P = 0,330(\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{CO_2} + 0,255 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{H_2O} + 0,194 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{O_2} + 1,392 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{N_2} \quad (48)$$

$$H_P = -126739 \text{ kJ/kmol}$$

A entalpia dos reagentes da equação (47) pode ser determinada através da equação (49).

$$H_R = 0,150 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{CO} + 0,140 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{CO_2} + 0,120 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{H_2} + 0,040 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{CH_4} + 0,480 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{N_2} + 1,8 * 0,220 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{O_2} + 1,8 * 0,827 (\Delta\bar{h} + \bar{h}_f^0)_{N_2} \quad (49)$$

$$H_R = -8850,98 \text{ kJ/kmol}$$

A massa molar do gás de síntese pode ser calculada pela equação (50).

$$MM_c = 0,150MM_{CO} + 0,140MM_{CO_2} + 0,120MM_{H_2} + 0,040MM_{CH_4} + 0,480MM_{N_2} \quad (50)$$

$$MM_c = 24,79 \text{ kmol/kg}$$

Da equação (46), com os valores anteriormente calculado pode-se determinar o poder calorífico inferior do gás de síntese ( $PCI_{syn\text{ gas}}$ ), que resulta em 4755,48 kJ/kg.

### 3.6.3. Ciclone

O ciclone tem a função de remover e retornar as partículas maiores da corrente do gás de síntese ao gaseificador. As partículas removidas são compostas principalmente de cinzas e alcatrão (FILHO, 2014).

### 3.6.4. Filtro

O filtro tem função de remover as partículas menores e mais leves que não foram possíveis de serem removidas no ciclone. Estas partículas são de alcatrão, azotos ( $\text{NO}_x$ ), óxidos de enxofre ( $\text{SO}_x$ ) e fuligem, que se inseridas na câmara de combustão podem provocar danos ao equipamento. A temperatura do gás de síntese entra no filtro a altas temperaturas, então é necessário que se utilize um filtro cerâmico resistente a temperaturas elevadas abrasão (FILHO, 2014).

### 3.6.5. Seleção da turbina a gás

A seleção da turbina a gás é realizada em função da temperatura de exaustão e do fluxo de gases de exaustão, determinada pela equação (51).

$$\dot{m}_G = \frac{\dot{m}_v \cdot (h_1 - h_{40})}{\eta_{CR} \cdot c_{pG} \cdot (T_{57} - T_e)} \quad (51)$$

Onde:

$\dot{m}_G$ : fluxo de gases de exaustão [kg/s]

$\dot{m}_v$ : fluxo de vapor na caldeira de recuperação (ponto 1) [kg/s]

$h_1$ : entalpia do vapor na caldeira de recuperação (ponto1) [kJ/kg]

$h_{40}$ : entalpia da água de alimentação (ponto 40) [kJ/kg]

$\eta_{CR}$ : rendimento da caldeira de recuperação [-]

$c_{pG}$ : calor específico a pressão constante do gás de exaustão na saída da turbina [kJ/kg.K]

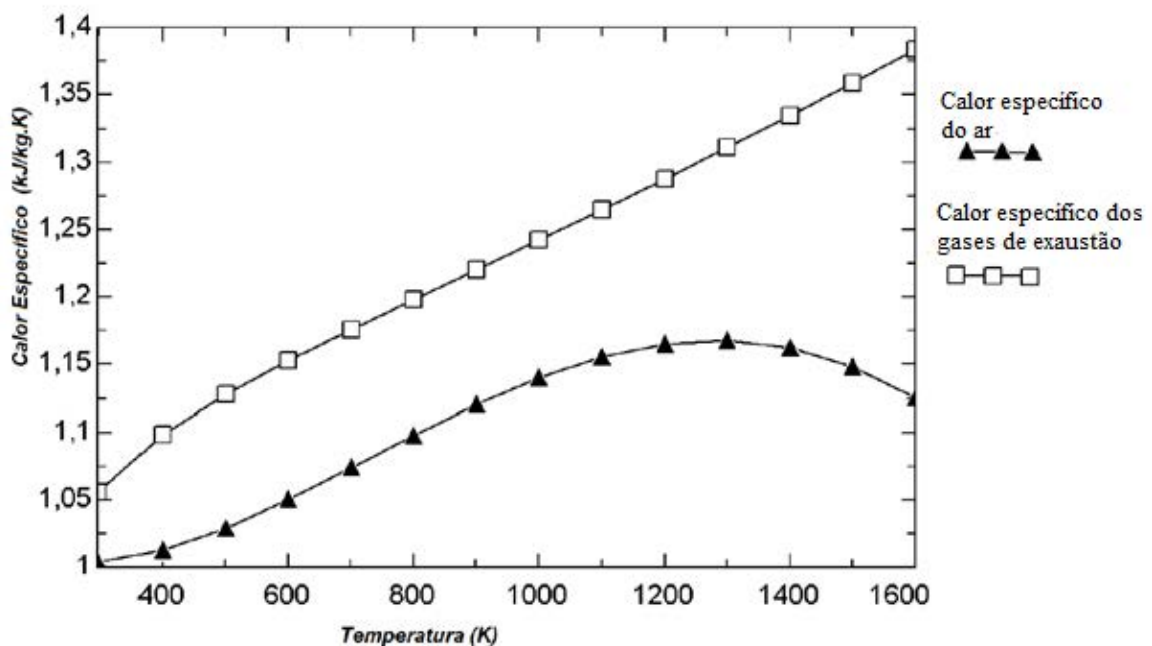
$T_{57}$ : temperatura dos gases de exaustão na entrada da caldeira de recuperação (ponto 57) [°C]

$T_e$ : temperatura dos gases na saída da caldeira [°C]

Para aplicação da equação (47) foram utilizados os seguintes dados:

- O fluxo de vapor na saída da caldeira de recuperação: 41,67 kg/s;
  - A entalpia do vapor na caldeira de recuperação é de 3488,5 kJ/kg;
  - A entalpia da água de alimentação é de 454,1 kJ/kg;
  - Rendimento da caldeira de recuperação sem queima suplementar é de 70% (SILVEIRA, 2003);
  - Rendimento da caldeira de recuperação com queima suplementar é de 90% (SILVEIRA, 2003);
  - Temperatura dos gases exaustão da turbina a gás ( $T_{57}$ ) variando de 500 a 675°C (VILLELA, 2007);
  - A temperatura dos gases de exaustão na saída da caldeira de recuperação ( $T_e$ ) é 200°C;
- O calor específico a pressão constante dos gases de exaustão ( $c_{pG}$ ) pode ser determinada utilizando o gráfico da Figura 13.

Figura 13: Calor específico x temperatura do ar e dos gases de exaustão (FILHO, 2014)

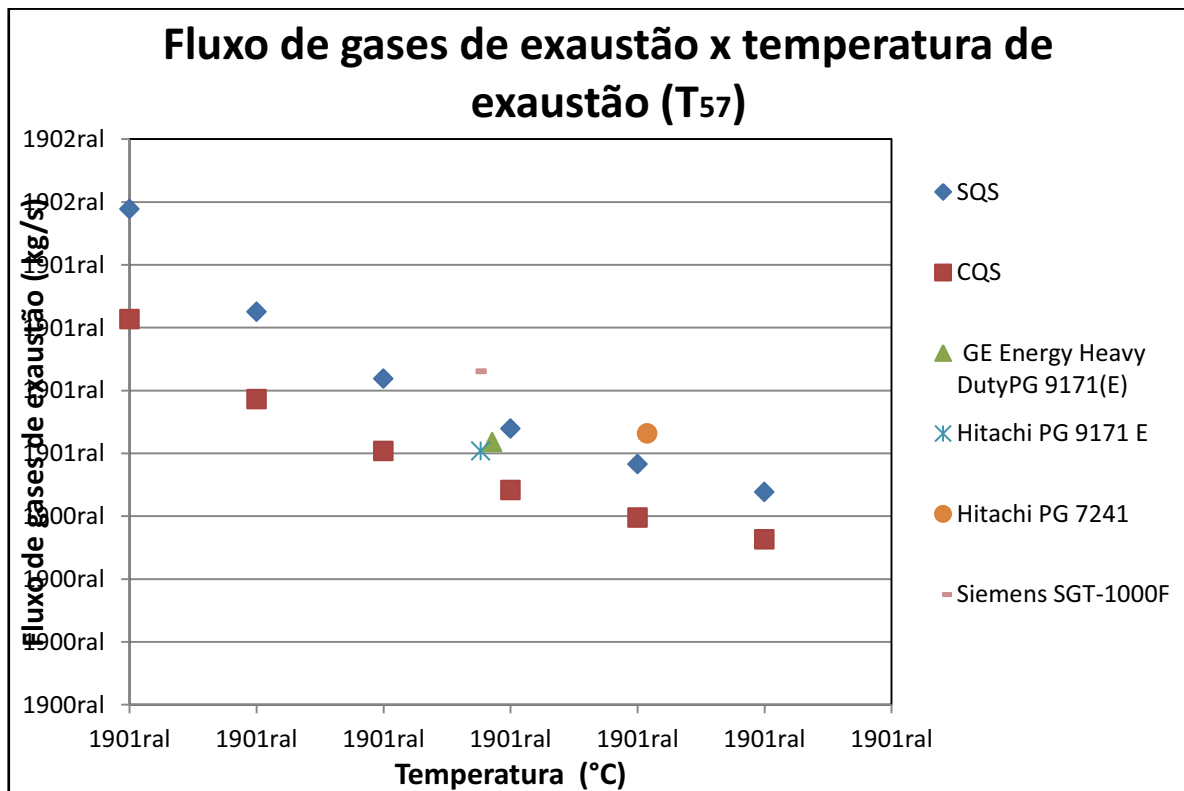


As turbinas selecionadas inicialmente, de acordo com a equação (51), são apresentadas na Tabela 13 e representadas na figura 14.

Tabela 13: Turbinas selecionadas (GAS TURBINE WORLD HANDBOOK, 2007)

Turbina	Modelo	Potencia [MW]	Heat Hate [Btu/kWh]	Eficiência [%]	Razão de Pressão [-]	Fluxo de gás [kg/s]	Temperatura de exaustão [°C]
Hitachi	PG9171E	123400	10100	33,79	12,3	403,70	538,33
GE Energy	PG 9171(E)	126100	10100	33,79	12,6	418,21	542,78
Siemens	SGT-1000F	168000	9825	34,73	11,7	530,7	536,67
Hitachi	PG7241	171700	9360	36,46	15,5	431,81	603,89

Figura 14: Seleção de turbinas inicial – Curva do fluxo de gases de exaustão versus temperatura de exaustão



Fonte: Elaborado pelo próprio autor

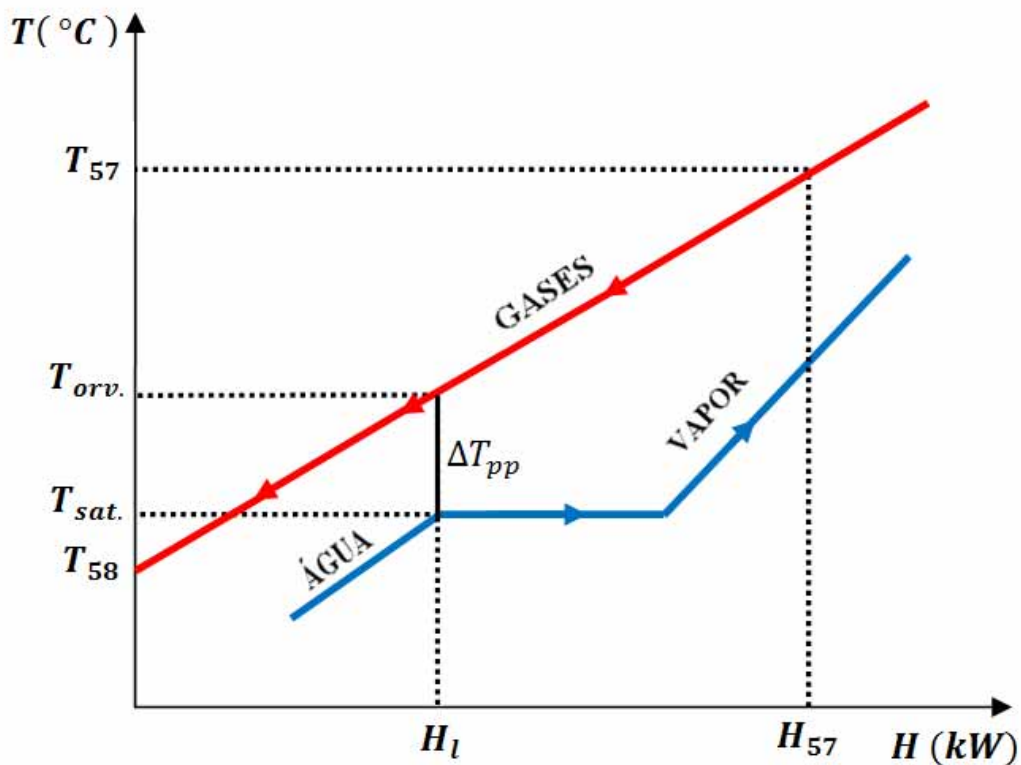
Onde:

SQS: sem queima suplementar na caldeira de recuperação

CQS: com queima suplementar na caldeira de recuperação

A Figura 15 apresenta o perfil de temperaturas considerando o método gráfico do *pinch point*, para permitir a determinação da temperatura dos gases na saída da caldeira de recuperação. Neste trabalho se adota um *pinch point* de 20 °C ( $\Delta T_{pp}$ ), valor médio de acordo com literatura científica especializada, para a determinação gráfica da temperatura da saída da caldeira de recuperação.

Figura 15: Perfil de temperatura e quantidade de calor transferido para o *pinch point* na caldeira de recuperação



Fonte: Elaborado pelo próprio autor

Onde:

$T_{orv.}$  : temperatura de orvalho [ °C ]

$T_{sat.}$  : temperatura de saturação [ °C ]



Selecionou-se o sistema turbina a gás da Hitachi PG7241, por apresentar maior rendimento termodinâmico.

A temperatura no ponto de orvalho pode ser determinada pela equação (52).

$$T_{orv.} = T_{sat.} + \Delta T_{pp} \quad (52)$$

A equação (53) pode ser utilizada para a determinação da temperatura dos gases de exaustão na caldeira de recuperação (VILLELA, 2007).

$$T_{58} = T_{57} - \left[ \left( \frac{T_{57} - T_{orv.}}{H_{57} - H_l} \right) * H_{57} \right] \quad (53)$$

Com:

$$H_{57} = \dot{m}_{57} * c_{pG}(T_{57}) * T_{57} \quad (54)$$

$$H_l = \dot{m}_1 * h_l \quad (55)$$

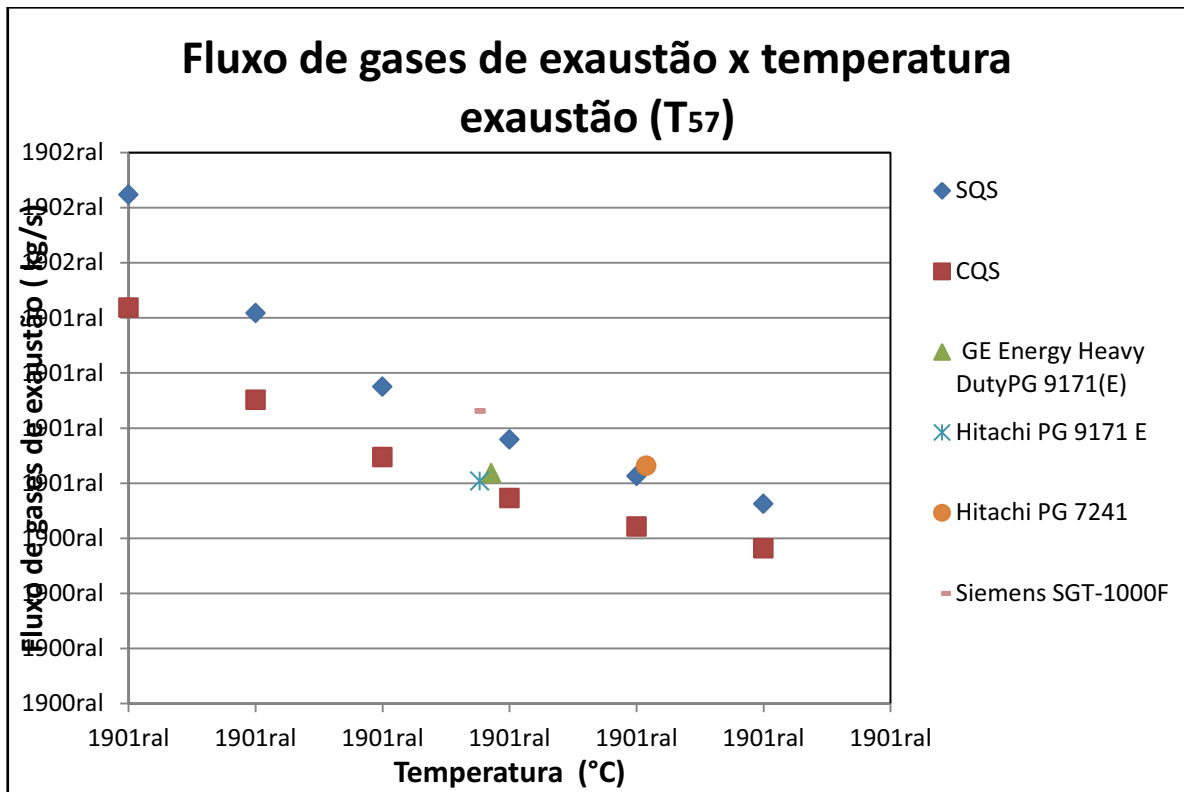
$h_l$ : entalpia específica do líquido saturado na pressão de operação da caldeira (Tabela 5).

Através da Figura 15 e das equações (52), (53), (54) e (55), chega-se ao resultado para a temperatura dos gases de exaustão corrigida:

$$T_{58} = 229,23 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A Figura 16 mostra a disposição das turbinas com a temperatura de gases de exaustão corrigida.

Figura 16: Seleção de turbinas com a correção da temperatura dos gases de exaustão



Fonte: Elaborado pelo próprio autor

Mesmo após a correção da temperatura dos gases de exaustão, o sistema turbina a gás da Hitachi, a PG7241, foi a escolhida para se associar ao ciclo combinado, ainda apresentando um maior rendimento termodinâmico e garantir paridade térmica no processo produtivo.

### 3.6.6. Caldeira de recuperação

As propriedades termodinâmicas do vapor superaquecido (ponto 1) e da água de alimentação (ponto 40) da caldeira de recuperação continuam aquelas indicadas na Tabela 5. A pressão dos gases de exaustão na entrada da caldeira de recuperação (ponto 57) pode ser calculada através da equação (56).

$$P_{57} = \frac{P_{58}}{1 - \Delta P_{CR}} \quad (56)$$

Onde:

$P_{57}$ : pressão dos gases de exaustão na entrada da caldeira de recuperação [kPa]

$P_{43}$ : pressão dos gases de exaustão na saída da caldeira de recuperação [kPa]

$\Delta P_{CR}$ : perda de pressão na caldeira de recuperação, considerada 5% (Silveira, 2003).

### 3.6.7. Turbina a gás

A pressão dos gases de exaustão na entrada da turbina a gás pode ser calculada através da equação (57):

$$Rp = \frac{P_{56}}{P_{57}} \quad (57)$$

Onde:

$Rp$ : razão de pressão da turbina à gas [ - ]

$P_{56}$ : pressão dos gases de exaustão na entrada da turbina a gás [kPa]

$P_{57}$ : pressão dos gases de exaustão na saída turbina a gás [kPa]

O rendimento termodinâmico do sistema turbina a gás ( $\eta_{TTG}$ ) pode ser determinado pela equação (58), em função do Heat Rate (GAS TURBINE WORLD HANDBOOK, 2007).

$$\eta_{TTG} = \frac{3413}{HR} \quad (58)$$

Onde:

HR: Heat Rate [BTU/kWh]

### 3.6.7 Compressor

A temperatura e pressão de entrada no compressor 1 e 3 (compressor a ar) foram considerados como sendo ambiente, 25°C e 101,3 kPa, respectivamente. A temperatura do ar na saída do compressor pode ser calculada através da equação (59).

$$T_s = T_e * \left( \frac{P_s}{P_e} \right)^{\frac{\lambda_{ar}-1}{\lambda_{ar}}} \quad (59)$$

Onde:

$T_s$ : temperatura do ar na saída do compressor [K]

$T_e$ : temperatura do ar na entrada do compressor [K]

$P_s$ : Pressão do ar na saída do compressor [kPa]

$P_e$ : Pressão do ar na entrada do compressor [kPa]

$\lambda_{ar}$ : relação entre o calor específico a pressão constante e o calor específico a volume constante do ar [kJ/kg.K].

A relação dos calores específicos ( $\lambda_{ar} = \frac{c_{par}}{c_{var}}$ ), pode ser calculada através da equação

(60):

$$\lambda_{ar} = \frac{1}{1 - \frac{R_{ar}}{c_{par}}} \quad (60)$$

Onde:

- A constante do ar ( $R_{ar}$ ), foi considerada 0,287 kJ/kg.K (Silveira,2003);
- O calor específico do ar ( $c_{par}$ ), foi considerado 1,004 kJ/kg.K;

O ar e o gás de síntese devem entrar na câmara de combustão com a mesma pressão, para que um não impeça a entrada do outro. Assim se faz necessário a utilização do compressor 2 (compressão a gás de síntese). Pode-se determinar a temperatura de saída do gás de síntese no compressor 2 através da equação (61), a pressão de saída do compressor 2 como sendo igual a pressão de saída do compressor 3 .

$$T_s = T_e * \left( \frac{P_s}{P_e} \right)^{\frac{\lambda_{syngas}-1}{\lambda_{syngas}}} \quad (61)$$

Onde:

$\lambda_{syngas}$ : relação entre o calor específico a pressão constante e o calor específico a volume constante do gás de síntese [kJ/kg.K], determinada de acordo com a equação (62).

$$\lambda_{syngas} = \frac{c_{psyngas}}{c_{v_{syngas}}} \quad (62)$$

Onde:

$C_{p_{syngas}}$ : calor específico a pressão constante do gás de síntese [kJ/kg.K]

$C_{v_{syngas}}$ : calor específico a volume constante do gás de síntese [kJ/kg.K]

De acordo com Borgnakke e Sonntag (2013), o calor específico a pressão constante do gás de síntese pode ser determinado pela equação (63):

$$C_{p_{syngas}} = 0,185C_{p_{CO}} + 0,131C_{p_{CO_2}} + 0,175C_{p_{H_2}} + 0,020C_{p_{CH_4}} + 0,489C_{p_{N_2}} \quad (63)$$

O calor específico de cada componente do gás de síntese pode ser calculado pelas equações 64 a 69. As equações a seguir são válidas para temperaturas no intervalo de 50 a 1200 K (Borgnakke e Sonntag (2013)).

$$\theta = \frac{T(K)}{1000} \quad (64)$$

$$C_{p_{CO}} = 1,10 - 0,46\theta + 1,00\theta^2 - 0,454\theta^3 \quad (65)$$

$$C_{p_{CO_2}} = 0,45 + 1,67\theta - 1,27\theta^2 + 0,39\theta^3 \quad (66)$$

$$C_{p_{H_2}} = 13,46 + 4,6\theta - 6,85\theta^2 + 3,79\theta^3 \quad (67)$$

$$C_{p_{CH_4}} = 1,2 + 3,25\theta + 0,75\theta^2 - 0,71\theta^3 \quad (68)$$

$$C_{p_{N_2}} = 1,11 - 0,48\theta + 0,96\theta^2 - 0,42\theta^3 \quad (69)$$

O calor específico a volume constante do gás de síntese pode ser determinado pela equação (70):

$$C_{v_{syngas}} = C_{p_{syngas}} - R_{syngas} \quad (70)$$

Para a determinação da constante do gás de síntese, foram aplicados os dados da Tabela 14 e a equação (71).

Tabela 14: Constante dos gases para a composição do gás de síntese (Borgnakke e Sonntag (2013))

Elemento	R [kJ/kg]
CO <sub>2</sub>	0,1889
CO	0,2968
H <sub>2</sub>	4,1243
N <sub>2</sub>	0,2968
CH <sub>4</sub>	0,5183

$$R_{syngas} = 0,185R_{CO} + 0,131R_{CO_2} + 0,175R_{H_2} + 0,020R_{CH_4} + 0,489R_{N_2} \quad (71)$$

### 3.6.8. Câmara de combustão

Para a determinação do fluxo de ar ( $\dot{m}_{ar}$ ) necessário na câmara de combustão, considerando que a combustão seja realizada somente com gás de síntese, pode ser utilizada a equação (72).

$$\dot{m}_{ar} = \dot{m}_G - \dot{m}_{syngas_{total}} \quad (72)$$

Onde:

$\dot{m}_{ar}$ : fluxo de ar [kg/s]

$\dot{m}_{syngas_{total}}$ : fluxo total de gás de síntese [kg/s]

$\dot{m}_G$ : fluxo dos gases de exaustão [kg/s]

O fluxo total de gás de síntese pode ser determinado pela equação (73):

$$E_{comb_{syngas_{total}}} = \dot{m}_{syngas_{total}} * PCI_{syngas} \quad (73)$$

Onde:

$E_{comb_{syngas_{total}}}$  : energia total suprida pelo gás de síntese [kW]

$\dot{m}_{syngas_{total}}$  : fluxo total de gás de síntese [kg/s]

$PCI_{syngas}$  : poder calorífico inferior do gás de síntese [kJ/kg]

A potência suprida pela queima do gás de síntese pode ser calculada pela equação (74):

$$E_{comb_{syngas_{total}}} = \frac{\dot{W}_{TG}}{\eta_{TG}} \quad (74)$$

Onde:

$E_{comb_{syngas_{total}}}$  : potência total suprida pelo gás de síntese [kW]

$\dot{W}_{TG}$  : potência elétrica da turbina à gás selecionada [kW]

$\eta_{TG}$  : eficiência da turbina selecionada [ - ]

Para o cálculo do fluxo de ar ( $\dot{m}_{ar}$ ) necessário na câmara de combustão, considerando agora que a combustão seja realizada com gás de síntese e combustível suplementar (gás natural), pode-se utilizar a equação (75).

$$\dot{m}_{ar} = \dot{m}_G - \dot{m}_{syngas} - \dot{m}_{GN} \quad (75)$$

Onde:

$\dot{m}_{ar}$  : fluxo de ar [kg/s]

$\dot{m}_{syngas}$  : fluxo de gás de síntese que a usina pode produzir [kg/s]

$\dot{m}_G$  : fluxo de gás de exaustão [kg/s];

$\dot{m}_{GN}$  : fluxo de gás natural necessário para queima suplementar [kg/s]

O fluxo de gás de síntese pode ser calculado pela equação (76):

$$E_{comb_{syngas}} = \dot{m}_{syngas} * PCI_{syngas} \quad (76)$$

Onde:

$E_{comb_{syngas}}$ : potência fornecida pelo gás de síntese que a usina pode produzir [kW];

$\dot{m}_{syngas}$ : fluxo de gás de síntese que a usina pode produzir [kg/s]

$PCI_{syngas}$ : poder calorífico inferior do gás de síntese [kJ/kg]

A potência total fornecida pelo gás de síntese juntamente com o combustível suplementar (gás natural) pode ser determinada pela equação (77):

$$E_{comb_{total}} = \frac{\dot{W}_{TG}}{\eta_{TG}} \quad (77)$$

Onde:

$E_{comb_{total}}$ : potência total suprida pelo combustível a turbina à gás [kW]

$\dot{W}_{TG}$ : potência elétrica da turbina à gás selecionada [kW]

$\eta_{TG}$ : eficiência da turbina selecionada [ - ]

A equação (78) determina a potência suprida pela queima simultânea de gás de síntese e combustível suplementar (gás natural).

$$E_{comb_{total}} = E_{comb_{syngas}} + E_{comb_{GN}} \quad (78)$$

Onde:

$E_{comb_{total}}$ : potência total suprida pelo combustível a turbina à gás [kW]

$E_{comb_{GN}}$ : potência suprida pelo gás natural [kW]

$E_{comb_{syngas}}$ : potência fornecida pelo gás de síntese que a usina pode produzir [kW];

O fluxo de gás natural pode ser calculado pela equação (79):

$$E_{comb_{GN}} = \dot{m}_{GN} * PCI_{GN} \quad (79)$$

Onde:

$\dot{m}_{GN}$ : fluxo de gás natural necessário para queima suplementar [kg/s]

$E_{comb_{GN}}$ : energia contida no gás natural [kW]

$PCI_{GN}$ : poder calorífico inferior do gás natural [ kJ/kg]



Segundo Villela (2007) o poder calorífico inferior do gás do natural ( $PCI_{GN}$ ) é de 47966 kJ/kg.

Para estimar a temperatura dos gases de exaustão na saída da câmara de combustão (ponto 56) pode ser utilizada a equação (80):

$$E_{comb_{total}} + \dot{m}_{ar} * c_{par} * T_{55} = \dot{m}_G * c_{pG} * T_{56} \quad (80)$$

Onde:

$T_{55}$ : temperatura do ar na entrada da câmara de combustão (ponto 55) [K]

$T_{56}$ : temperatura do ar na saída da câmara de combustão (ponto 56) [K]

### 3.6.9. Rendimentos Termodinâmicos

O rendimento de geração de energia elétrica ( $\eta_e$ ) e o rendimento global da planta de cogeração ( $\eta_g$ ) do ciclo com incorporação do processo de gaseificação pode ser determinado pelas equações (81) e (82), respectivamente.

$$\eta_e = \frac{E_{pTV} + E_{pTG} - W_b}{E_{comb_{total}}} \quad (81)$$

$$\eta_g = \frac{E_{pTV} + E_{pTG} + E_m + Q_p - W_b}{E_{comb_{total}}} \quad (82)$$

### 3.7. RESULTADO DA ANÁLISE TERMODINÂMICA DA INCORPORAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO E CICLO COMBINADO

Para que a turbina Hitachi PG7241 possa gerar o máximo de energia possível é necessária a queima de combustível suplementar na câmara de combustão. A partir desta seleção foram realizados os cálculos de fluxo mássico, temperatura e pressão, apresentados na Tabela 15.

Tabela 15: Resultados termodinâmicos da planta com gaseificação e queima suplementar de gás natural

Ponto	$\dot{m}$ [kg/s]	T [°C]	P [kPa]
44	21,92	25,00	101,30
45	6,58	25,00	101,30
46	15,34	100,00	101,30
47	18,54	25,00	101,30
48	18,54	341,62	1276,38
49	1,69	25,00	101,30
50	32,19	700,00	700,00
51	32,19	700,00	700,00
52	32,19	700,00	700,00
53	32,19	857,90	1570,15
Gás natural	6,13	-	-
54	393,26	25,00	101,30
55	393,26	418,43	1570,15
56	431,81	1067,65	1739,77
57	431,81	603,89	112,24
58	431,81	229,23	106,63
59	431,81	117,32	101,3

Para que se obtenha produção máxima de energia elétrica na planta com incorporação da gaseificação é necessário a queima suplementar de 6,13 kg/s de gás natural na câmara de combustão ou a gaseificação de mais 42,14 kg/s de bagaço de cana. Neste trabalho foi considerado a queima suplementar do gás natural.

A Tabela 16 mostra os resultados dos parâmetros calculados para a planta com gaseificação.

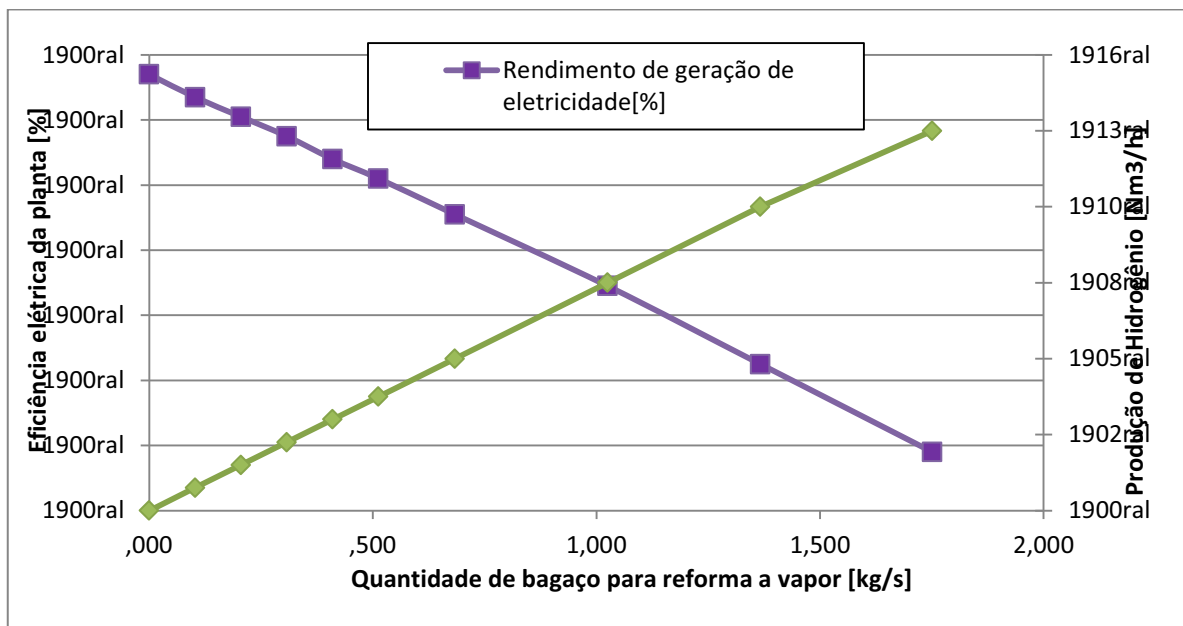
Tabela 16: Parâmetros calculados para planta com gaseificação

<b>Parâmetros</b>	<b>Resultados</b>
$E_{comb_{total}}$ [kW]	447335,69
$PCI_{syngas}$ [kJ/kg]	4755,47
$PCI_{b.s.}$ [kJ/kg]	14974,00
$R_{syngas}$ [kJ/kg.K]	0,96
$C_{p_{syngas}}(973K)$ [kJ/kg.K]	3,44
$C_{v_{syngas}}(973K)$ [kJ/kg.K]	2,48
$\lambda_{syngas}$ [-]	1,38
$E_{pTG}$ [kW]	163115
$\varepsilon_{frio}$ [%]	63,43
$\eta_e$ [%]	40,73
$\eta_g$ [%]	61,31

### 3.8. COMPARAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS TERMODINÂMICOS DA INCORPORAÇÃO DOS PROCESSOS

A Figura 17 apresenta os valores obtidos para o rendimento de geração de eletricidade da planta com incorporação da reforma a vapor do etanol em função da produção de hidrogênio e da quantidade bagaço destinada para o processo de reforma a vapor.

Figura 17: Rendimento de geração de eletricidade em função da produção de hidrogênio



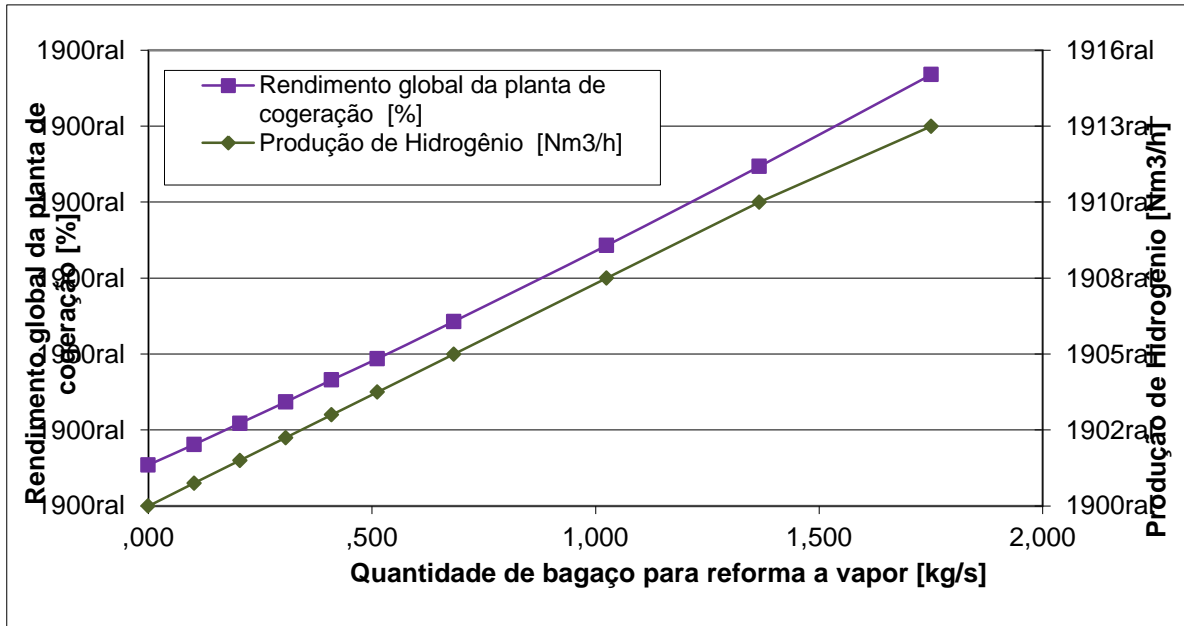
Fonte: Elaborada pela Autora

Observa-se que o rendimento de geração de eletricidade é inversamente proporcional a produção de hidrogênio, pois determinadas quantidades de bagaço são destinadas para produção de hidrogênio resultando na diminuição da produção de eletricidade da planta.

A Figura 18 mostra o gráfico de rendimento global da planta de cogeração em função da produção de hidrogênio e da quantidade de bagaço destinado a reforma a vapor do etanol.

Observa-se que o rendimento global da planta de cogeração tem aumento proporcional a produção de hidrogênio.

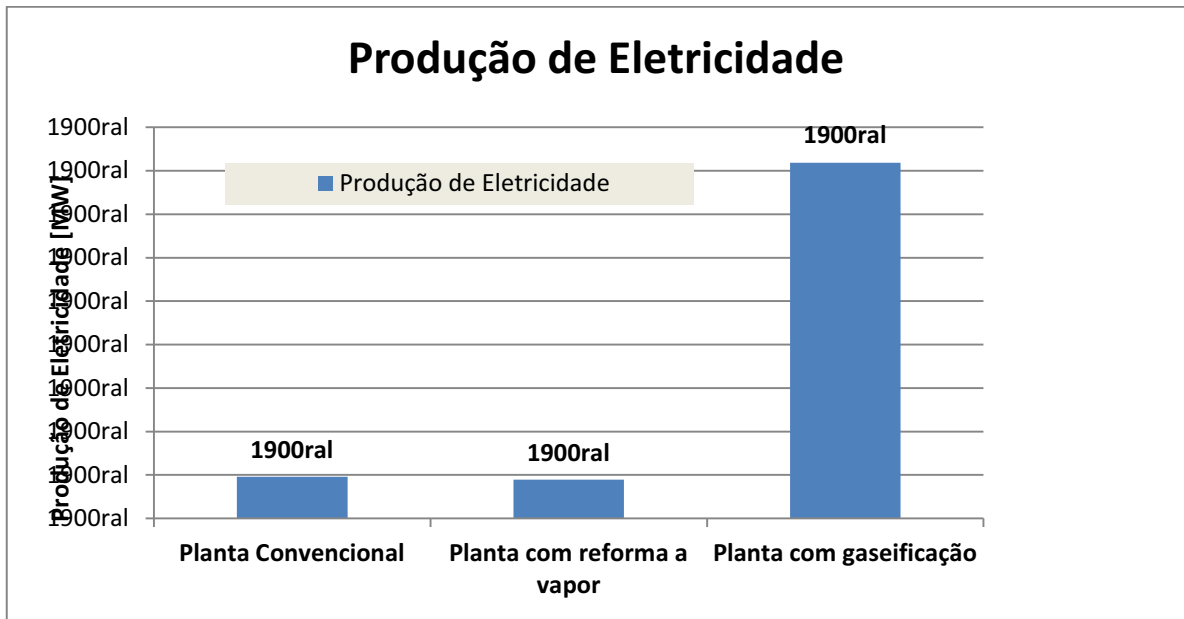
Figura 18: Rendimento global da planta de cogeração em função da produção de hidrogênio



Fonte: Elaborada pela Autora

A Figura 19 apresenta um comparativo da produção de energia elétrica da planta convencional, da planta com a incorporação do processo de reforma a vapor e da planta com a incorporação do processo de gaseificação.

Figura 19: Comparação da produção de eletricidade

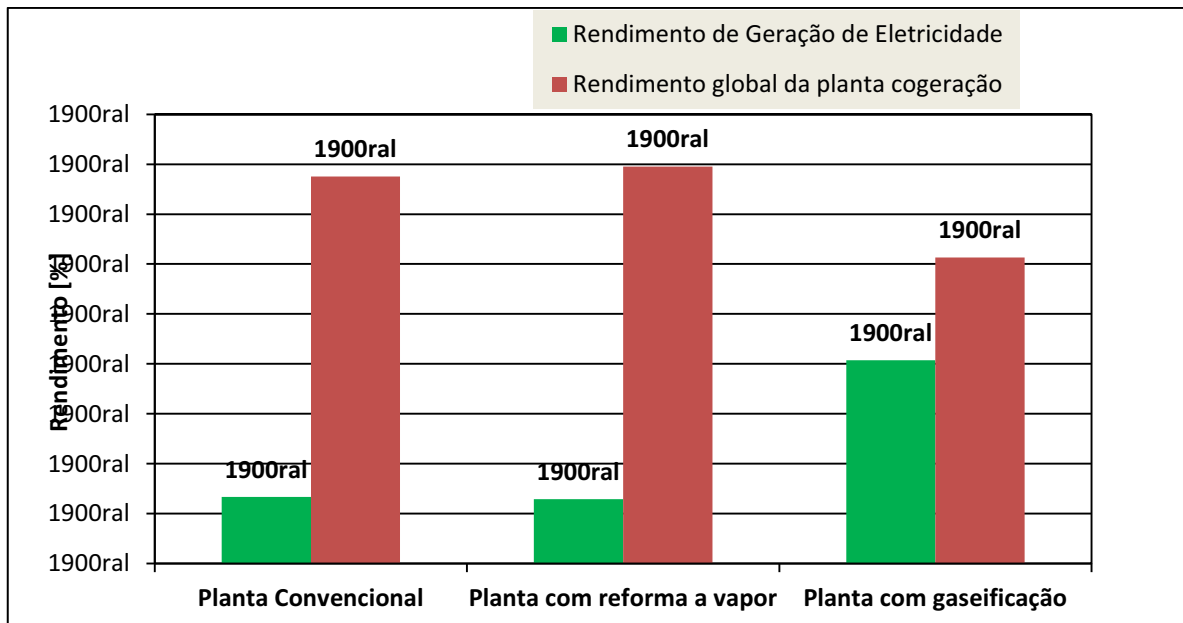


Fonte: Elaborada pela Autora

Observa-se que após a incorporação da gaseificação houve aumento da oferta de eletricidade em até 8,56 vezes em relação a produção de eletricidade da planta convencional, indicando possibilidade de venda de excedente maior para a concessionária.

A Figura 20 apresenta uma comparação do rendimento de geração de eletricidade e do rendimento global da planta de cogeração para os dois casos considerados.

Figura 20: Comparação dos rendimentos das plantas



Fonte: Elaborada pela Autora

Observa-se que a planta com incorporação da reforma a vapor possui menor rendimento de geração de eletricidade, pois destinou parte do bagaço para produção de hidrogênio reduzindo a produção de energia elétrica na turbina a vapor de condensação com 2 extrações.

Observa-se ainda que a planta com gaseificação apresenta maior rendimento de geração de eletricidade, pois este processo tem como função aumentar a oferta de eletricidade da planta. E também, apresenta menor rendimento global da planta de cogeração, pois foi utilizado queima suplementar de gás natural na câmara de combustão. O gás natural tem um alto poder calorífico inferior e quando queimado juntamente com o gás de síntese na câmara de combustão eleva o valor energia total fornecida pelo combustível ( $E_{comb_{total}}$ ) quando comparado com as demais plantas, isso faz com que o rendimento global seja inferior as demais plantas.

## CAPÍTULO 4 - ANÁLISE ECONÔMICA

### 4.1 ANÁLISE ECONÔMICA DA PLANTA COM INCORPORAÇÃO DA REFORMA A VAPOR DO ETANOL PARA PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO

Os cálculos econômicos têm por objetivo determinar o custo de produção de hidrogênio (US\$/kWh) na reforma do etanol. De acordo com Souza (2005) e Silveira (1998), para se determinar o custo de produção de hidrogênio pode-se utilizar a equação (83).

$$C_{H_2} = \frac{I_{REF} \cdot f}{H \cdot E_{H_2}} + C_{O_{REF.}} + C_{M_{REF.}} \quad (83)$$

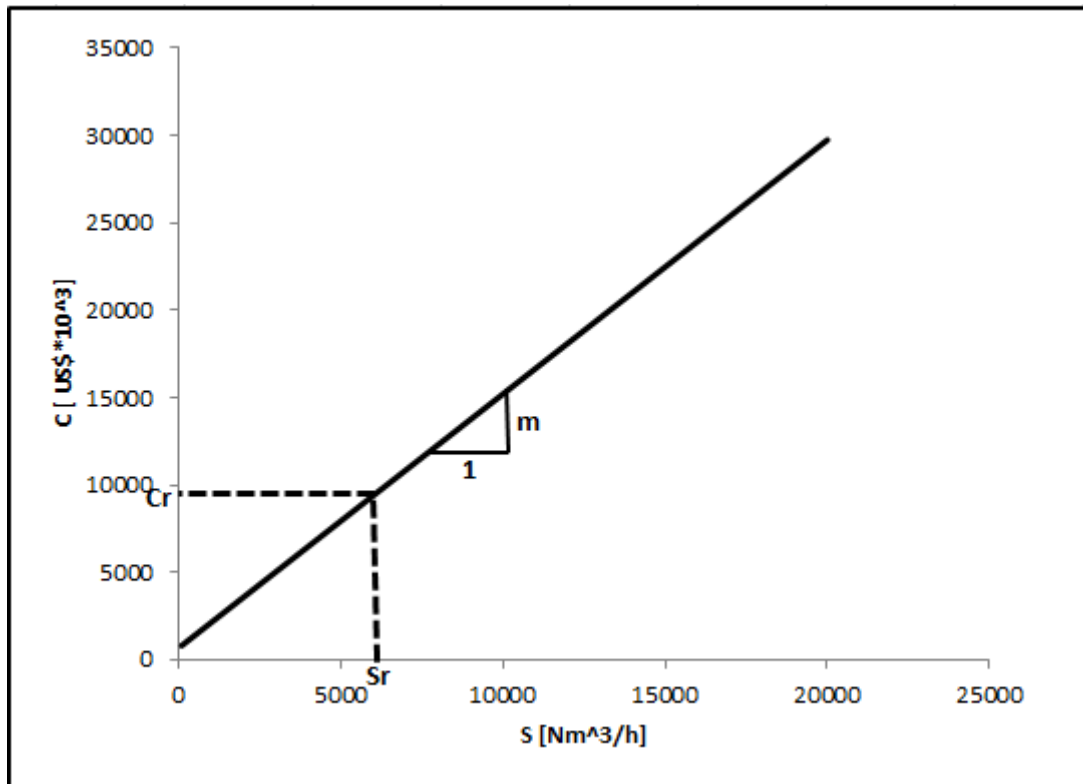
De acordo com a indústria KAPSOM (2014), o custo de investimento dos reformadores no preço FOB (*Free On Board*) para o processo de reforma a vapor situa-se na faixa de US\$ 498.000,00 a US\$ 18.600.000,00, para uma faixa de produção de hidrogênio de 100 Nm<sup>3</sup>/h e 20000 Nm<sup>3</sup>/h, respectivamente. Para a determinação desses valores no preço CIF (*Cost Insurance and Freight*), que considera o equipamento entregue no Brasil, de acordo com informações obtidas do Banco Santander, tem-se a faixa entre US\$ 796.800,00 a US\$ 29.760.000,00, também para a faixa de produção de hidrogênio de 100 Nm<sup>3</sup>/h e 20000 Nm<sup>3</sup>/h, respectivamente.

Para a construção das curvas de custos de investimento em reformadores, pode-se utilizar a técnica de Boehm (1987), conforme apresentado na equação (84).

$$C = C_r * \left(\frac{S}{S_r}\right)^m \quad (84)$$

Para a aplicação da técnica de Bohem foi necessária a caracterização do equipamento, identificação de  $C_r$ ,  $S_r$  e  $m$ , e correção por opções típicas de equipamento.

Figura 21: Metodologia para a determinação do custo de investimento em reformadores a vapor



Fonte: Elaborada pela Autora

Através da equação (85) determina-se o investimento dos reformadores a vapor ( $I_{nvREF}$ ), de acordo com a capacidade de produção de hidrogênio.

$$I_{REF.} = 9900 * \left(\frac{\dot{m}_{H_2}}{5800}\right)^{0,84} * 10^3 \quad (85)$$

Neste trabalho o bagaço de cana de açúcar é usado como fonte de calor, então o custo de operação do reformadores a vapor de etanol pode ser obtido pela equação (86).

$$C_{oREF.} = \frac{E_{b.u} * C_b}{E_{H_2}} + \frac{E_{EtOH} * C_{EtOH}}{E_{H_2}} \quad (86)$$

Segundo Kothari et Al.(2008), o custo de manutenção do reformadores a vapor é dado pela equação (87).

$$C_{MREF.} = 0,03 * \frac{I_{REF.} * f}{H * E_{H_2}} \quad (87)$$



Onde:

$$f = \frac{q^{k*(q-1)}}{q^k - 1} \quad (88)$$

$$q = 1 + \frac{r}{100} \quad (89)$$

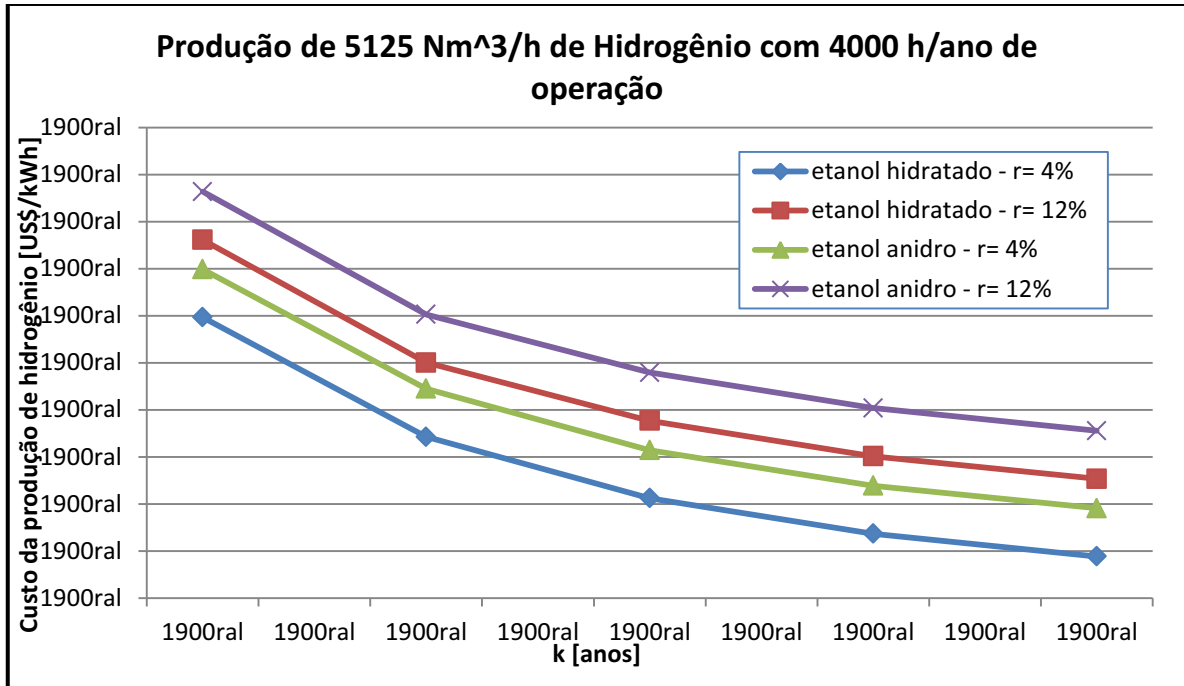
#### 4.1.1 Resultados da análise econômica da planta com incorporação da reforma a vapor do etanol para produção de hidrogênio

Para realização dos cálculos foram utilizados alguns parâmetros:

- Foi utilizada taxa de câmbio US\$1,00= R\$2,20;
- O consumo de etanol no sistema de reforma a vapor é de 0,7961 l/h de etanol anidro ou 0,8597 l/h hidratado para a produção de 1Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio;
- Taxas anuais de juros: 4, 8 e 12%;
- Horas de operação: 2500, 3000, 3500 e 4000 horas/ano;
- Período de amortização variando de 4 a 12 anos;
- Segundo a UNICA (2014) o custo de produção do etanol anidro é de 1,3367 R\$/l e do etanol hidratado é de 1,2035 R\$/l; neste caso tem-se que o custo do etanol hidratado é 90% do custo do etanol anidro.
- O custo de bagaço da cana de açúcar para este trabalho foi considerado zero;

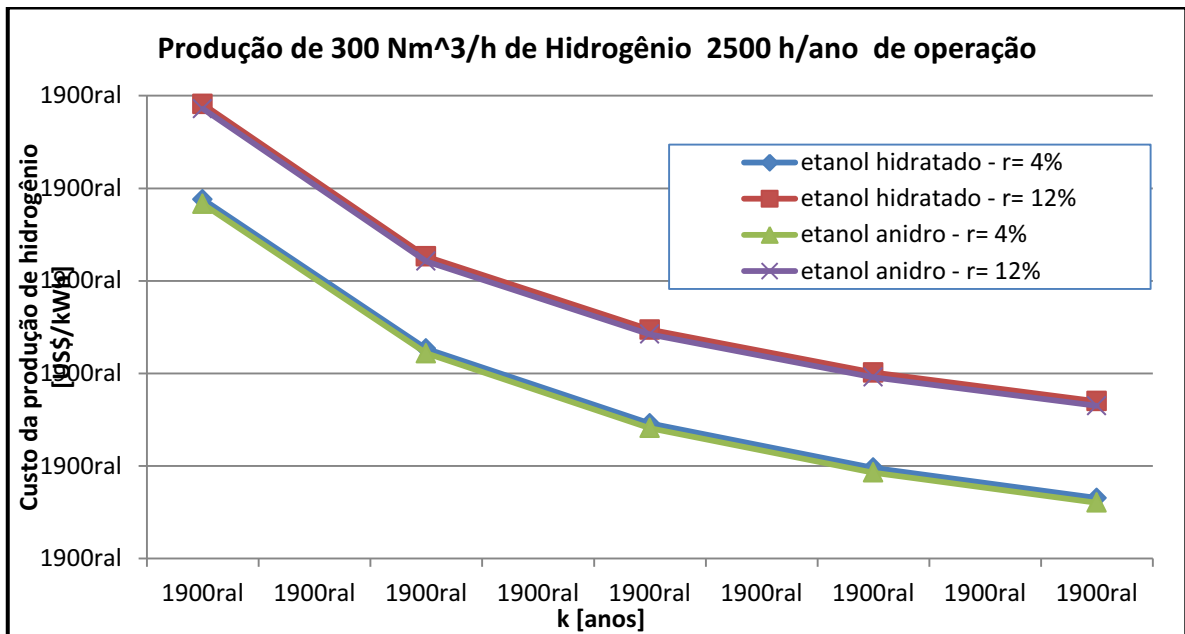
As Figuras 22 e 24 apresentam a máxima produção de hidrogênio possível (5125Nm<sup>3</sup>/h) e período máximo de produção (4000 h/ano) e as Figuras 23 e 25 apresentam a mínima produção de hidrogênio possível (300 Nm<sup>3</sup>/h) e período mínimo de produção (2500 h/ano). As Figuras mostram o custo de produção de hidrogênio em função do período de amortização para o etanol anidro e hidratado, usando uma taxa de 4 e 12%. Observa-se que o custo de hidrogênio diminui com o aumento do período de amortização (k) e aumenta de acordo com o aumento da taxa de juros anual.

Figura 22: Comparação do custo da produção de hidrogênio por diferentes tipos de etanol em função do período de amortização, para o melhor cenário de produção.



Fonte: Elaborada pela Autora

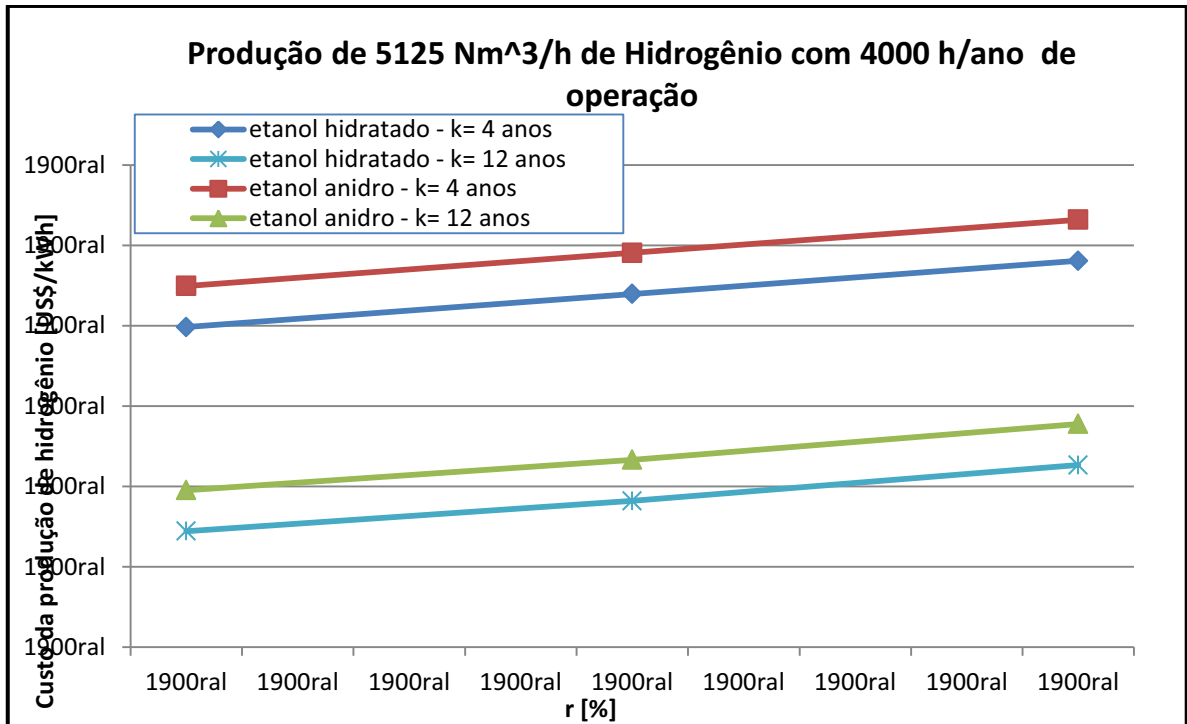
Figura 23: Comparação do custo da produção de hidrogênio por diferentes tipos de etanol em função do período de amortização, para pior cenário de produção.



Fonte: Elaborada pela Autora

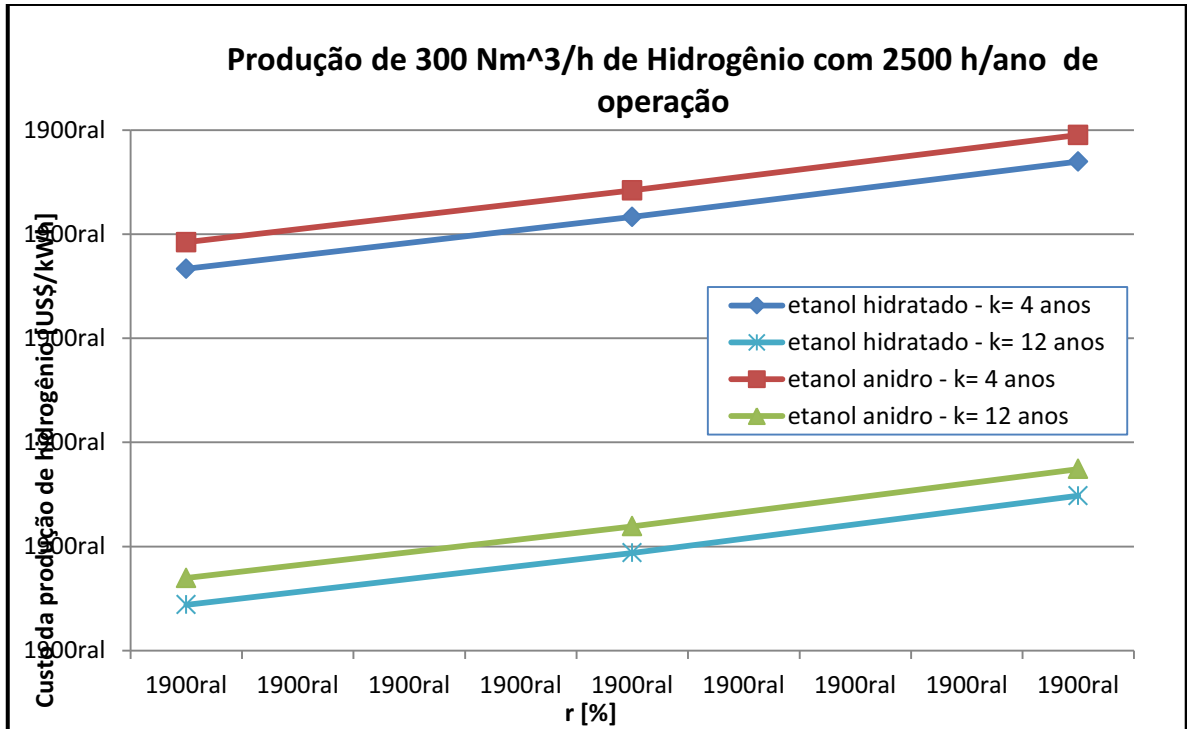
As Figuras 24 e 25 mostram o custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros anual para etanol anidro e hidratado, usando o período de amortização de 4 e 12 anos. Observa-se que em ambas as figuras o custo de produção do hidrogênio aumenta com o aumento da taxa anual de juros e diminui de acordo com aumento do período de amortização.

Figura 24: Comparação do custo da produção de hidrogênio por diferentes tipos de etanol em função da taxa anual de juros, para o melhor cenário de produção



Fonte: Elaborada pela Autora

Figura 25: Comparação do custo da produção de hidrogênio por diferentes tipos de etanol em função da taxa anual de juros, para o pior cenário de produção



Fonte: Elaborada pela Autora

Analisando as Figuras 22, 24 e 25, é possível observar que a melhor opção para o processo de reforma é o etanol hidratado. Um dos fatores que influenciaram no custo de produção de hidrogênio foi o custo de produção do etanol hidratado, por ser 90% do custo de produção do etanol anidro.

## 4.2. ANÁLISE ECONÔMICA DA PLANTA COM INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO

Para análise econômica do custo de produção de eletricidade através do processo de gaseificação foram levados em consideração os seguintes fatores: custo com equipamentos, operação e manutenção, taxa de juros, tempo de retorno de investimento, custo do combustível e tempo de vida dos equipamentos.

Através da equação (90) pode-se determinar o custo de produção do gás de síntese.

$$C_{\text{syngás}} = \frac{I_{GASEIF.} * f}{H * E_{\text{syngás}}} + \frac{C_b * PCI_{b,s}}{E_{\text{syngás}}} + C_{M_{GASEIF.}} + C_{O_{GASEIF.}} \quad (90)$$

O custo de investimento do gaseificador ( $I_{GASEIF.}$ ) foi estimado como sendo 30% do conjunto turbina a gás.

Neste trabalho o custo do bagaço foi considerado zero, pois a Usina Pioneiros produz seu próprio bagaço.

Segundo Sales (2006), o custo de manutenção e o custo de operação do gaseificador é 3 e 6% do custo de investimento do sistema de gaseificação, respectivamente, e podem ser obtidos através das equações(91) e (92).

$$C_{M_{GASEIF.}} = 0,03 * \frac{I_{GASEIF.} * f}{H * E_{\text{syngás}}} \quad (91)$$

$$C_{O_{GASEIF.}} = 0,06 * \frac{I_{GASEIF.} * f}{H * E_{\text{syngás}}} \quad (92)$$

Para a determinação do custo de energia elétrica para a turbina a vapor ( $C_{elTV}$ ) e para turbina a gás ( $C_{elTG}$ ), energia mecânica ( $C_{EM}$ ) e do calor de processo ( $C_{Q_p}$ ) em [US\$/kWh] foram utilizadas as equações (93), (94), (95) e (96), respectivamente.

$$C_{elTV} = \frac{I_{TV} * f}{H * E_{pTV}} + C_{M_{comb}} * FP_{E_{pTV}} + CM_{TV} + (Co * FP_{E_{pTV}}) \quad (93)$$

$$C_{elTG} = \frac{I_{TG} * f}{H * E_{pTG}} + C_{M_{comb}} * FP_{E_{pTG}} + CM_{TG} + (Co * FP_{E_{pTG}}) \quad (94)$$

$$C_{EM} = \frac{I_{TM} * f}{H * E_M} + C_{M_{comb}} * FP_{EM} + CM_{TM} + (Co * FP_{EM}) \quad (95)$$

$$C_{Qp} = \frac{I_{CR} * f}{H * Q_p} + C_{M_{comb}} * FP_{Qp} + CM_{CR} + (Co * FP_{Qp}) \quad (96)$$

O fator de anuidade ( $f$ ) pode ser calculado pela equação (88), mostrada na seção 4.1.

O custo de investimento da turbina a vapor e das turbinas mecânicas foram considerados zeros, pois seriam usadas as já existentes na usina. De acordo com GAS TURBINE WORLD HANDBOOK (2007), a turbina modelo Hitachi PG 7241 tem o custo de investimento com preço FOB (*Free On Board*) de 234 US\$/kW, para converter para o preço CIF (*Cost Insurance and Freight*) foi adicionado 50% do preço FOB, o investimento no conjunto turbina a gás selecionado pode ser determinado pela equação (97). De acordo com Villela (2007), o investimento para caldeira de recuperação pode ser calculado pela equação (98).

$$I_{TG} = (234 * E_{pTG}) * 1,5 \quad (97)$$

$$I_{CR} = 4745 * \left( \frac{h_1}{\log(T_1 - T_{57})} \right)^{0,8} + 11820 * m_1 + 658m_{57} \quad (98)$$

De acordo com Antunes (1999), o custo de manutenção da turbina a vapor é de 0,017 US\$/kWh, do conjunto turbina à gás é 0,015 US\$/kWh, da caldeira de recuperação de 0,008 US\$/kWh. E foi considerado o custo de manutenção das turbinas mecânicas de 0,017 US\$/kWh.

Através da equação (99) desenvolvida por Villela (2007) é possível calcular o custo de pessoal de operação em US\$/kWh.

$$Co = \frac{156000}{72000 * (E_{pTV} + E_{pTG} + E_M + Q_p)} \quad (99)$$

Para a planta em estudo foi necessário a queima suplementar do gás natural, assim é necessário o cálculo do custo médio dos combustíveis (equação (100)) utilizados na câmara de combustão.

$$C_{M_{comb}} = (C_{syngas} * P_{syngas}) + (C_{GN} * P_{GN}) \quad (100)$$

Para este trabalho foi utilizado  $P_{syngas} = 0,8023$  e  $P_{GN} = 0,1977$  referentes a porcentagem de cada combustível utilizado na câmara de combustão para produção máxima de eletricidade na turbina a gás. De acordo com FIRJAN (2014), a tarifa média do gás natural para as indústrias do estado de São Paulo é de 17,80 US\$/MMBtu que equivale a 0,06 US\$/kWh.

Os fatores de ponderação para a turbina a vapor ( $FP_{E_{pTV}}$ ), para turbina a gás ( $FP_{pTG}$ ), para turbinas mecânicas ( $FP_M$ ) e para calor de processo ( $FP_{Q_p}$ ) podem ser calculados através das equações (101), (102), (103) e (104), respectivamente. Este cálculo é necessário para que cada equipamento pague pela porcentagem de combustível necessário para sua produção de energia.

$$FP_{E_{pTV}} = \frac{E_{pTV}}{E_{pTV} + E_{pTG} + E_M + Q_p} \quad (101)$$

$$FP_{pTG} = \frac{E_{pTG}}{E_{pTV} + E_{pTG} + E_M + Q_p} \quad (102)$$

$$FP_M = \frac{E_{pTM}}{E_{pTV} + E_{pTG} + E_M + Q_p} \quad (103)$$

$$FP_{Q_p} = \frac{Q_p}{E_{pTV} + E_{pTG} + E_M + Q_p} \quad (104)$$

O custo de energia elétrica produzida pela planta é calculado pela equação (105).

$$C_{el} = \frac{(C_{elTG} * E_{pTG}) + (C_{elTV} * E_{pTV})}{E_{pTG} + E_{pTV}} \quad (105)$$

Através da equação (106) determinar-se a receita anual considerando a venda de excedente de eletricidade.

$$R_{anual} = (E_{ptotal} - E_r) * H * (P_{v.excend.} - C_{el_{anual}}) \quad (106)$$

Onde:

$$E_{p\text{total}} = E_{pTV} + E_{pTG} \quad (107)$$

$$E_r = E_{pTV A_{\text{min}}} \quad (107)$$

A Tabela 17 apresenta valores de energia geradas na planta com incorporação do processo de gaseificação e que são utilizados para os cálculos econômicos.

Tabela 17: Valores das energias geradas na planta com o processo de gaseificação

<b>Energia</b>	<b>Valores [kW]</b>
$E_{pTV}$	19125,19
$E_M$	3919,28
$Q_p$	88714,83
$E_{pTG}$	163115
$E_{p\text{total}}$	182240,19
$E_r$	16081,14



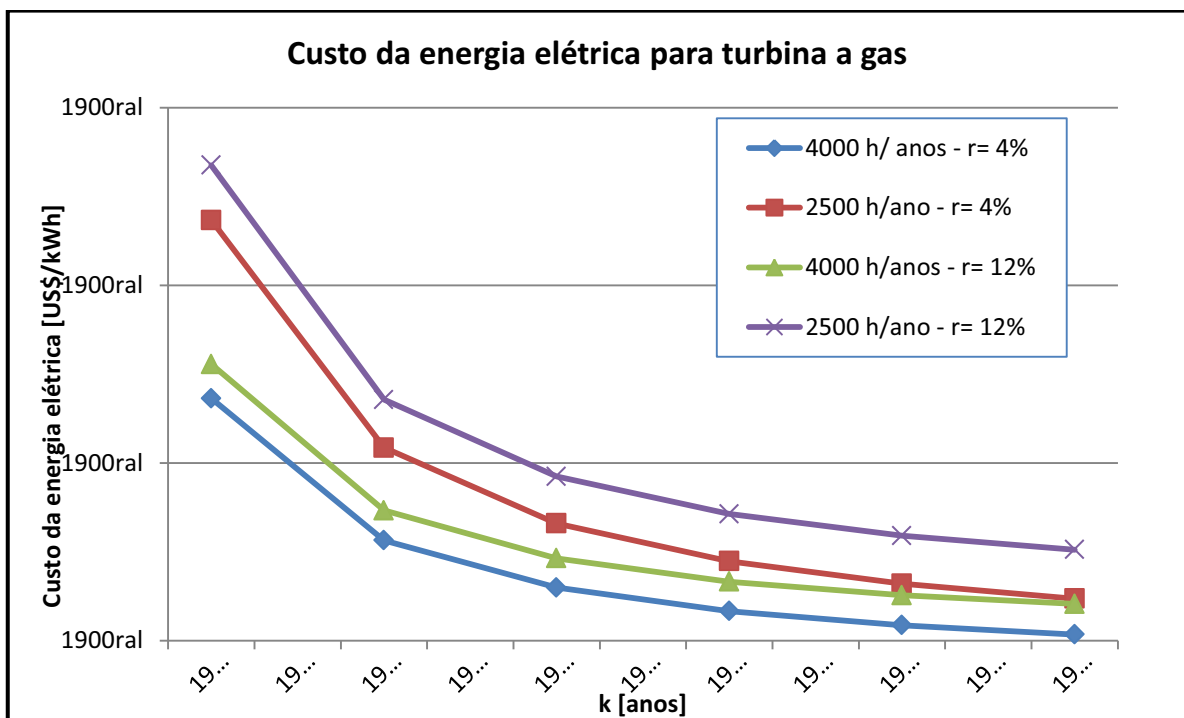
#### 4.2.1 Resultados da análise econômica da planta com incorporação do processo de gaseificação

Para realização dos cálculos foram utilizados alguns parâmetros:

- Foi utilizada taxa de câmbio US\$1,00= R\$2,20
- Taxas e juros: 4, 8 e 12%;
- Horas de operação: 2500, 3000, 3500 e 4000 horas/ano;
- Um período de amortização com valores variando de 2 a 12 anos;
- De acordo com ANEEL (2014), o preço de venda de excedente de eletricidade de usinas sucroalcooleira é de 125 R\$/MWh

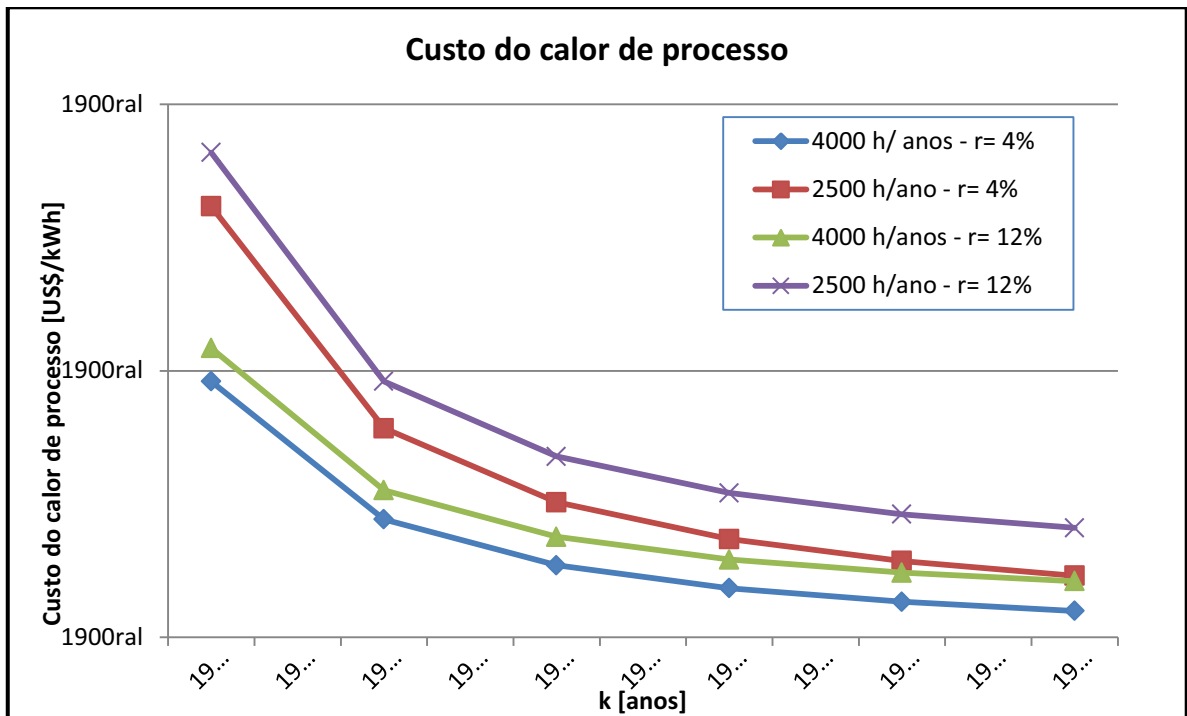
As Figuras 26 e 27 apresentam o custo de energia elétrica produzida na turbina a gás e calor de processo gerado na caldeira de recuperação em função do período de amortização, respectivamente. Observa-se que possuem maiores custos de produção em relação às demais geração de energia apresentadas nas Figuras 28 e 29, pois há necessidade de comprar o conjunto a gás e a caldeira de recuperação, e também o custo de investimento destes equipamentos foram considerados no preço CIF (*Cost Insurance and Freight*).

Figura 26: Custo da energia elétrica em função do período de amortização (k) para a turbina a gás



Fonte: Elaborada pela Autora

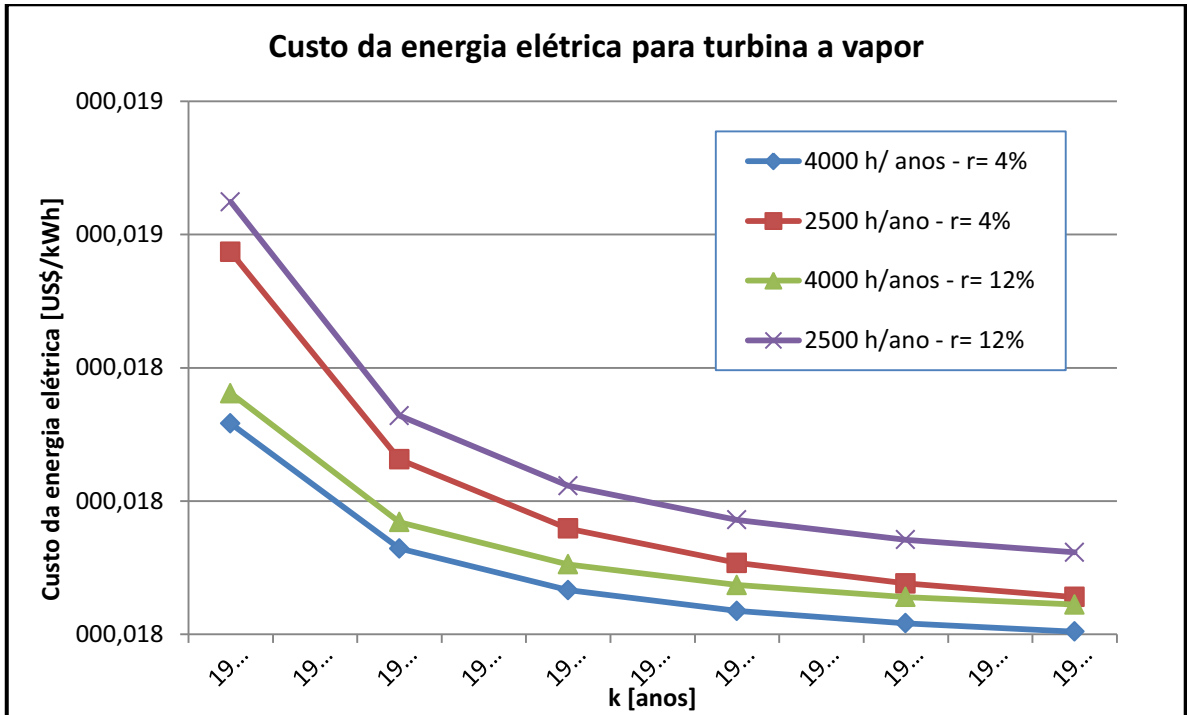
**Figura 27:** Custo da energia elétrica em função do período de amortização (k) para calor de processo



Fonte: Elaborada pela Autora

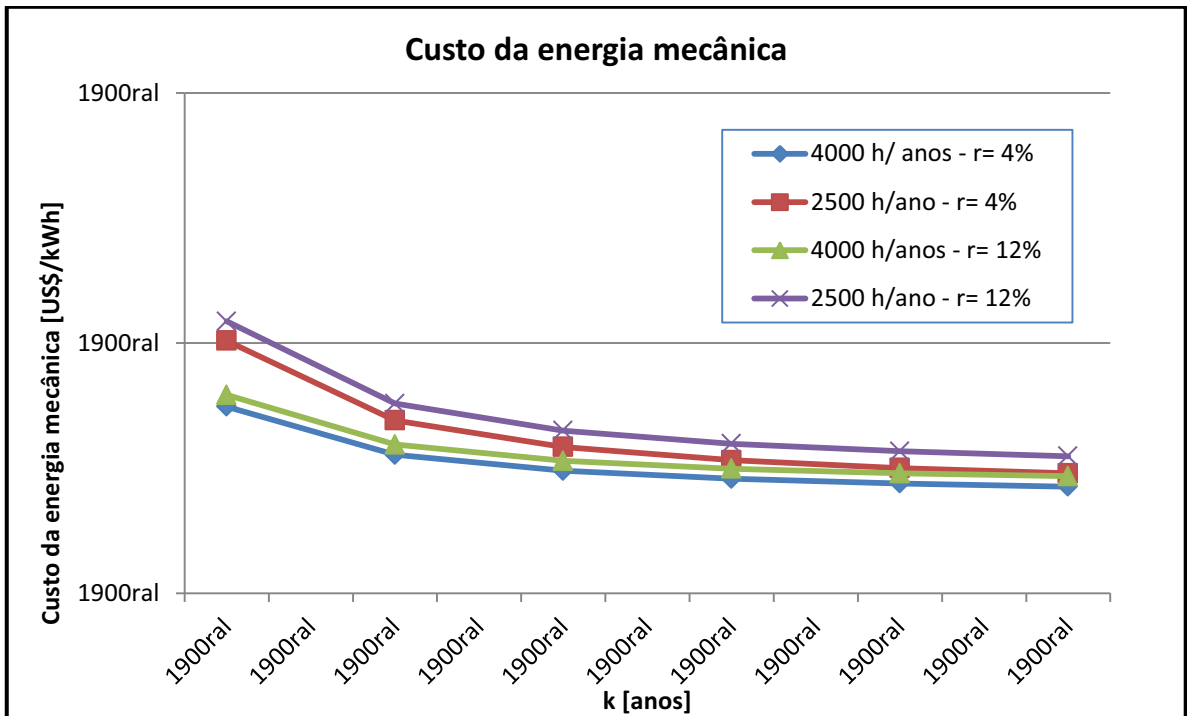
As Figuras 28 e 29 apresentam o custo de energia elétrica produzida na turbina a vapor e energia mecânica gerada nas turbinas mecânicas em função do período de amortização, respectivamente. Observa-se através destas figuras que os custos de produção de energia são menores e as curvas são mais estáveis em relação às demais geração de energia apresentadas nas Figuras 26 e 27, pois não há necessidade de comprar a turbina a gás e turbinas mecânicas, as mesmas serão utilizadas da própria usina. Logo o custo de investimento de equipamento é zero reduzindo os custos das energias produzidas.

**Figura 28:** Custo da energia elétrica em função do período de amortização (k) para a turbina a vapor



Fonte: Elaborada pela Autora

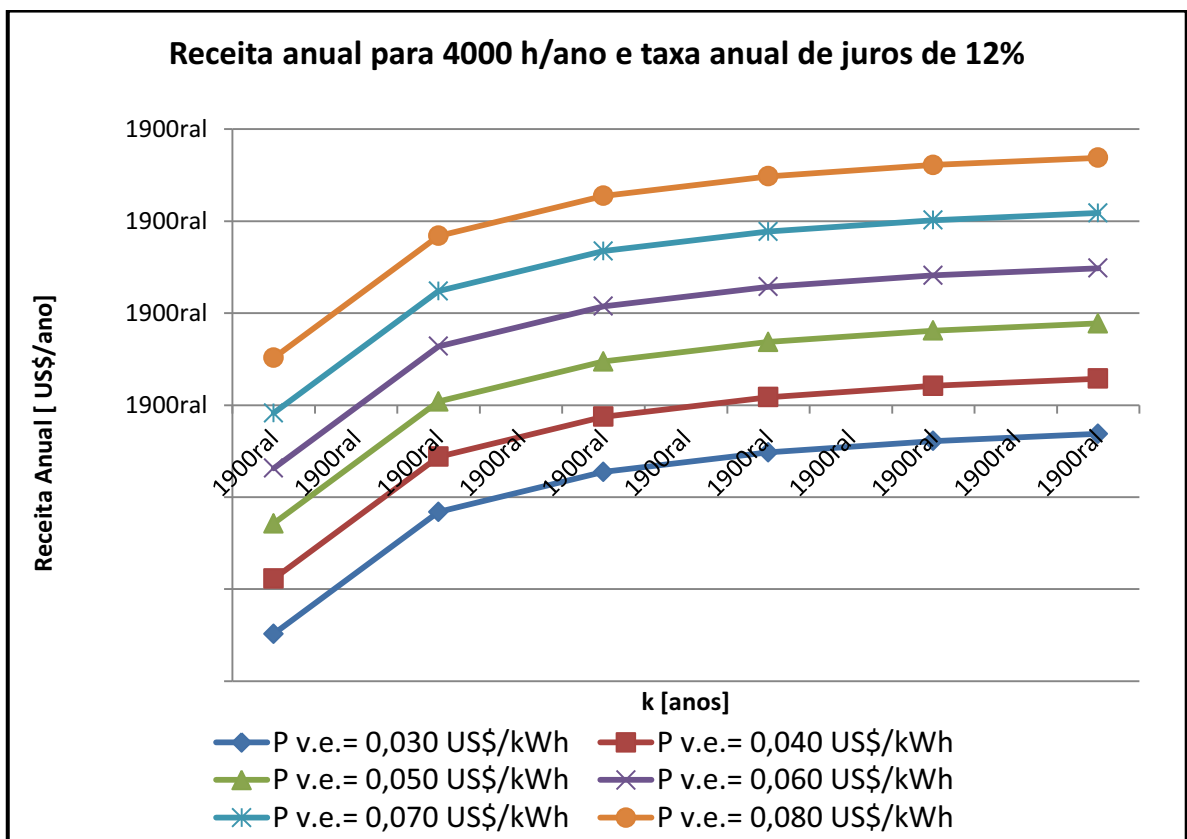
**Figura 29:** Custo da energia elétrica em função do período de amortização (k) para as turbinas mecânicas



Fonte: Elaborada pela Autora

A Figura 30 mostra a receita anual em função do período de amortização, para um período de operação de 4000h e com taxa de juros de 12%, e de acordo com os possíveis preços de venda da energia elétrica excedente. É possível observar através desta figura que há um aumento da receita com o aumento do período de amortização e a melhor opção de preço de venda de energia elétrica excedente é a partir de 0,070 US\$/kWh.

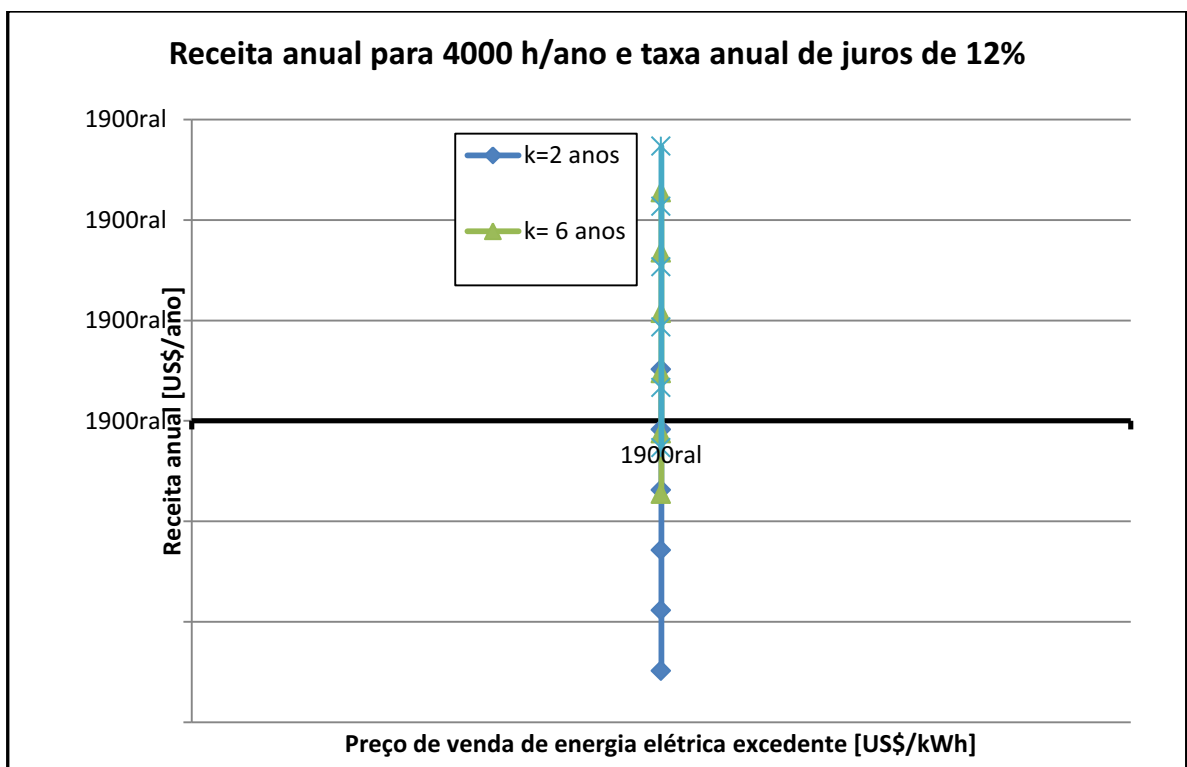
Figura 30: Receita anual em função do período de amortização (k)



Fonte: Elaborada pela Autora

A Figura 31 mostra a receita anual em função do preço de venda da energia elétrica excedente, para um período de operação de 4000h e com taxa de juros de 12%, e de acordo com período de amortização de 2, 6 e 10 anos. É possível observar através desta figura que conforme há um aumento no período de amortização a energia elétrica pode ser vendida por preços menores para que se obtenha receitas positivas. Para se obter receitas positivas para o período de amortização de 2, 6 e 10 anos a energia elétrica excedente é preciso ser vendida com preço mínimo de 0,077, 0,048 e 0,039 US\$/kWh, respectivamente.

Figura 31: Receita anual em função do preço de venda de energia elétrica excedente



Fonte: Elaborada pela Autora

## CAPÍTULO 5 - CONCLUSÃO

Com o objetivo de incorporar novas tecnologias no setor sucroalcooleiro, este trabalho mostra os resultados relevantes obtidos na análise energética e econômica da reforma a vapor do etanol para produção de hidrogênio, e do processo de gaseificação do bagaço associado a um ciclo combinado para o aumento da oferta de eletricidade.

Pela análise energética foi possível quantificar a máxima capacidade de produção de hidrogênio, resultando em 5125 Nm<sup>3</sup>/h. E quando analisado o processo de gaseificação foi possível obter um aumento de até 8,56 vezes na produção de energia elétrica da usina convencional, indicando possibilidade de aumento de oferta à rede de distribuição.

Comparando os dois processos propostos, foi possível observar que a reforma a vapor do etanol para produção de hidrogênio apresenta um maior rendimento global para a planta de cogeração associada e fornece todo o calor para a planta convencional. Já no caso da gaseificação, o sistema de cogeração associando ciclo combinado apresenta maior rendimento elétrico, e cumpre com o objetivo de aumento da oferta de energia elétrica para as redes de transmissão.

Através da análise econômica pode-se concluir que a incorporação da reforma a vapor do etanol apresenta custos de produção de hidrogênio relativamente baixos, principalmente quando se utiliza o etanol hidratado. Para este processo o etanol hidratado se mostrou mais viável que o anidro, tendo em vista que o valor (custo de produção) do etanol hidratado é 90% do valor do etanol anidro.

Referindo-se ainda aos estudos de engenharia econômica, o processo de gaseificação apresenta maiores custos de produção de energia quando analisado a eletricidade gerada na turbina a gás e calor de processo gerado na caldeira de recuperação, pois os equipamentos precisam ser comprados e demandam um valor de custo de investimento. Já a turbina a vapor e as turbinas mecânicas serão utilizadas a da própria usina, tem-se um custo de investimento de equipamento zero, resultando em um custo de produção de energia elétrica e energia mecânica menores, e com pouca variação de acordo com o período de amortização de capital.

O aumento da produção de energia elétrica permite maior receita anual esperada com a venda de eletricidade excedente. É possível verificar que o preço mínimo de venda de eletricidade excedente é de 0,070US\$/kWh; quanto maior for o período de amortização de capital investido menor deve ser o preço de venda dessa eletricidade.

Finalmente é possível concluir que a incorporação das tecnologias de reforma a vapor do etanol e de gaseificação do bagaço agregaram possibilidade técnicas e econômicas e novos

produtos na usina estudada, ou seja, a produção de hidrogênio e o aumento de oferta de energia elétrica, sem que haja concorrência com a produção dos produtos original, etanol e açúcar. Portanto, a incorporação destes novos processos permite melhoras na rentabilidade e flexibilidade operacional para as usinas sucroalcooleiras, corroborando para melhoria da posição do Brasil no ranking de bioenergia.

São sugestões para trabalhos futuros:

- Estudos da incorporação conjunta dos dois processos: reforma a vapor e gaseificação.
- Realizar estudos da incorporação da gaseificação com queima suplementar na caldeira de recuperação, ao invés de uso na câmara de combustão da turbina a gás.
- Efetuar estudos de análise exergética dos novos processos associados.
- Analisar termoeconomicamente a incorporação desses novos processos, de modo a otimizar a especificação dos novos equipamentos.

## REFERÊNCIAS

- ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica. Disponível em: <[http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/noticias/Output\\_Noticias.cfm?Identidade=7507&id\\_area=90](http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/noticias/Output_Noticias.cfm?Identidade=7507&id_area=90)>. Acesso em: 30 jul. 2014.
- ANTUNES, J.S. **Código Computacional para Análise de Sistemas de Cogeração com Turbina a Gás**. 196f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 1999.
- BELGIORNO, V.; DE FEL, G.; DELLA ROCCA, C.; NAPOLI, R. M. A. **Energy from gasification of solid wastes**. Waste Management, v. 23, n.1, p. 1-15, 2003.
- BIOLDIESELBR. Disponível: <<http://www.biodieselbr.com/energia/alcool/cogerao-energia-etanol.htm>>. Acesso em: 10 jun. 2013.
- BOEHM, F. R., **Desing analysis of thermal systems**. Editora John Weley & Sons, USA, 173p., (1987).
- BORGNACKE C., SONNATAG R. E., **Fundamentos da Termodinâmica**. São Paulo, Blucher, 2013.
- CASTRO, A., JOSÉ, A., CASSIANO, A., FERREIRA L., “**Gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar: modelagem, análise e comparação de sistema real**”, Exacta, 39-47, 2009.
- CASTRO, H. F., **Indústria Açucareira. Processos Químicos Industriais II**. Apostila 2. Escola de Engenharia de Lorena- Universidade de São Paulo (USP), 2001.
- CENBIO - Centro Nacional de Referência em Biomassa e Bioenergia. Disponível em: <[http://cenbio.iee.usp.br/download/documentos/seminbioenergia/suleimanhassuani\\_2608.pdf](http://cenbio.iee.usp.br/download/documentos/seminbioenergia/suleimanhassuani_2608.pdf)> Acesso em :10 set. 2013.
- CORONADO C. J; YOSHIOKA, JULIANA TIYOKO; SILVEIRA, J. L. **Electricity, hot water and cold water production from biomass. Energetic and economical analysis of the compact system of cogeneration run with woodgas from a small downdraft gasifier** Renewable Energy, v. 36,. p. 1861-1868, 2011.
- FILHO, P.T D. **Aumento da oferta de eletricidade no setor sucroalcooleiro: incorporação de ciclo combinado associado à gaseificador de leito fluidizado**. 2014. 176 f. Dissertação



(Mestrado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2014.

FILHO, P. T. D.; SILVEIRA, J. L.; TUNA, C. E.; LAMAS, W. Q. **Energetic, ecologic and fluid-dynamic analysis of a fluidized bed gasifier operating with sugar cane bagasse.** Applied Thermal Engineering , v. 57, p. 116-124, 2013.

FIOMARI, M. C., “**Análise Energética e Exergetica de uma Usina Sucroalcooleira do Oeste Paulista com Sistema de Cogeração de Energia em Expansão**”, Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia, Campus Ilha Solteira, UNESP, in Portuguese, 2004.

FIRJAN – Federação das Indústrias do Rio de Janeiro. Disponível em: <[www.firjan.org.br/quantocusta](http://www.firjan.org.br/quantocusta)>. Acesso em 28 ago 2014

GAS TURBINE WORLD HANDBOOK (2007-2008)

G.P.T - UNIZAR – Grupo de Procesos Termoquímicos, Facultad de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente, Universidad de Zaragoza, España Abril, 2005.

GRAEBIN, G. O., Segagem do Bagaço de Cana-de-Açúcar e Estudo da sua Aplicação na Remoção de Metal Pesado, Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual do Oeste do Paraná, 2014.

GUALDRÓN, M. A. M., **Projeto e Avaliação Computacional do Desempenho de um Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante para Obtenção de Gás de Síntese a partir de Bagaço de Cana de Açúcar**, Itajubá, 144p. Dissertação (Mestrado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, 2009.

KAPSOM. Disponível em: <<http://portuguese.alibaba.com/product-gs/high-quality-bv-refinery-gas-hydrogen-production-system-1612533263.html>>. Acesso em 18 jul. 2014.

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, p. 553–563, 2008.

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, Volume 5, Issue 1, March 2001, Pages 54-76.

MAGGIO, G.; FRENI, S.; CAVALLARO, S., **Light alcohols/methane fuelled molten carbonate fuel cells. A comparative study.** Journal Power Sources, v. 74, p. 17-23, 1998.

MARIÑO, F.; BOVERI, M.; BARONETTI, G. e LABORDE, M., **“Hydrogen production from steam reforming of bioethanol using Cu/Ni/K/ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts. Effect of Ni”.** International Journal of Hydrogen Energy, v. 26, p. 665-668, 2001.

NOGUEIRA, L.A.H., LORA, E.E.S., **“DENDROENERGIA: Fundamentos e aplicações”.** 2.ed. - Rio de Janeiro: Interciência, 2003.

OLIVARES, E. **Projeto, Construção e Avaliação Preliminar de um Reator de Leito Fluidizado para Gaseificação de Bagaço de Cana-de-açúcar.** Campinas. (Dissertação de Mestrado), Faculdade de Engenharia Agrícola Universidade Estadual de Campinas. 1996. 196 p.

PASSOLONGO, R., **“Avaliação Termodinâmica, Termoeconômica e Econômica da Integração de Sistemas de Gaseificação da Biomassa em uma Usina Sucroalcooleira”**, Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia, Campus Ilha Solteira, in Portuguese, 2011.

SALES, C. A. V. B., **“Avaliação Técnico – Econômica de Rotas Tecnológicas Convencionais e Avançadas para a Produção de Eletricidade Através da Gaseificação de Biomassa**, Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Itajubá, UNIFEI, in Portuguese, 2006.

SANTOS, F. M. S. M., **“Células de Combustível: Uma Tecnologia para a Geração Distribuída**, Dissertação de Mestrado. Universidade de Coimbra, 2003.

SILVA, M. E., **“Análise Experimental da Reforma a Vapor do Etanol: Aspectos Técnicos, Econômicos e Ecológicos.”**, Tese de doutorado. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, in Portuguese, 2010.

SILVEIRA, J. L.; SILVA, M. E.; SOSA, M. I.; MARTINELLI JR., L. C.; SANTOS, R.; REIS, J. A. **Construção de Protótipos e Relatórios Científicos – Projeto de P&D ANEEL/CEMIG –UNESP nº. 108, Produção de Hidrogênio através da Reforma a Vapor de Etanol (Início: 2003; Conclusão: 2006).**

SILVEIRA, J. L., and LEAL, E. M., **“Análise do Uso de Etanol em Células de Combustível do Tipo Carbonato Fundido,”** Proceedings of Jornada de Iniciação Científica e de Pós-Graduação—CD-ROM, Guaratinguetá, Brazil, pp. 1–6, in Portuguese, 2001.

SILVEIRA, J. L., “**Uma Contribuição para a Modelagem Termoeccômica: Otimização da Operação e do Projeto de Sistemas Energéticos.**” Tese de Livre Docência. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, 1998.

SOUSA, P. L. N., **Desenvolvimento Tecnológico do Aproveitamento energético da Biomassa a Nível Industrial.** Dissertação de Mestrado, Instituto Superior Tecnico – Universidade de Lisboa, 2009.

SOUZA, A. C. C., “**Análise Técnica e Econômica de um Reformador de Etanol para Produção de Hidrogênio.**”, Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, in Portuguese, 2005.

VICENTINI, M. C. **Aplicação do Ciclo Rankine Orgânico alimentado termicamente pela queima da casca do arroz e resíduos de madeira.** 2011. 62 f. Trabalho de Graduação (Graduação em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2011.

VIDAL, M. de F. **Setor Sucroalcooleiro no Nordeste Brasileiro: Situação da Cadeia Produtiva, Produção e Mercado,** 2006.

VILLELA, I. S. C. **Desenvolvimento de um Modelo Termoeconômico que considera os impactos ambientais.** 2007. 140f. Tese (Doutorado em engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2007.

UNICA – União da Indústria de Cana-de –açúcar. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/>>. Acesso em: 01 set. 2014.

WARNECKE, R., “Gasification of biomass: Comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier. *Biomass & Bioenergy*, 18, 489-497, 2000.

WILLIAMS, R.H., LARSON, E.D., “**Renewable Energy -Sources for Fuels and Electricity**”, edited by Thomas B. Johansson, executive editor, Laurie Burnham, 1160 p. ill, Washington, D.C. Island Press c1993.