# UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA "JÚLIO DE MESQUITA FILHO" CAMPUS DE GUARATINGUETÁ

MOACIR LOURENÇO SPIRLANDELLI

ASPECTOS TÉCNICOS E AMBIENTAIS DA INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS NO SETOR SUCROALCOOLEIRO: PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO E GASEIFICAÇÃO DO BAGAÇO

> Guaratinguetá 2013

### MOACIR LOURENÇO SPIRLANDELLI

## ASPECTOS TÉCNICOS E AMBIENTAIS DA INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS NO SETOR SUCROALCOOLEIRO: PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO E GASEIFICAÇÃO DO BAGAÇO

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: Prof. Dr. José Luz Silveira. Co-orientadora: Msc. Einara Blanco Machin.

Guaratinguetá 2013

Spirlandelli, Moacir Lourenço	
<ul> <li>S759a Aspectos técnicos e ambientais da incorporação de novas setor sucroalcooleiro: produção de hidrogênio e gaseificação Moacir Lourenço Spirlandelli. – Guaratinguetá : [s.n], 2013 81 f. : il.</li> </ul>	tecnologias no do bagaço /
Bibliografia : f. 78-81	
Trabalho de Graduação em Engenharia Mecânica – Uni Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguet	iversidade á, 2013
Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira	
Co orientadora: Profa. Msc. Einara Bianco Machin	
<ol> <li>Hidrogênio 2. Vapor 3. Gaseificação da biomassa</li> <li>I.Título</li> </ol>	
	CDU546.11

**UNESP** UNIV ERSIDADE ESTADUAL PAULISTA "JÚLIO DE MESQUITA FILHO" CAMPUS DE GUARATINGUETÁ

## ASPECTOS TÉCNICOS E AMBIENTAIS DA INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS NO SETOR SUCROALCOOLEIRO: PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO E GASEIFICAÇÃO DO BAGAÇO

#### MOACIR LOURENÇO SPIRLANDELLI

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 DEGRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

MA

Prof. Dr. ANTONIO WAGNER FORTI Coordenador

BANCA EXAMINADORA:

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

Prof. Dr. JÚLIO SANTANA ANTUNES **UNESP-FEG** 

Prof. Dr. DANIEL TRAVIESO PEDROSO UNESP-FEG

Dezembro de 2013

À minha família e amigos, pela confiança, carinho, amizade, incentivo e preocupação que tem por mim.

#### AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus, que me concedeu a oportunidade e os meios para alcançar meus objetivos.

Agradeço do fundo do coração aos meus pais *Moacir* e *Maria Aparecida*, por serem fortes, me apoiarem nos momentos difíceis, pela confiança e pelo carinho, exemplos para mim. Essa conquista também é deles.

Ao meu irmão, Marcos, pela amizade, irmandade e incentivo desde sempre.

Aos meus tios *Delmar* e *Denize*, pela confiança depositada em mim. Pelas conversas, discussões, conselhos e carinho. Nunca duvidando de meu potencial, sempre me apoiando e incentivando na busca dos meus objetivos.

A toda minha família, pelo incentivo, apoio e carinho desde sempre.

Ao meu orientador, *Prof. Dr. José Luz Silveira*, pelas oportunidades, amizade, orientação e auxílio durante minha graduação e na realização deste trabalho.

Aos amigos *Maurílio de Oliveira*, *Rodrigo Orefise*, *Marco Santilli*, *Chruster Thiago*, *Gabriel Faria*, *Danilo Santos*, *José Paulo Araújo*, *Guilherme Moraes*, *Yuri Trivinho*, *Alisson Furigo* e a todos da *Moradia da Feg*, que estiveram ao meu lado durante a minha graduação. Pela amizade, companheirismo e alegria, os quais considero como minha segunda família.

Aos integrantes do grupo *Resenha*: *Lucas Necchi, André Dias, Gabriel Evangelista, Luan Tavares, Bruno Prestes, Victor Porciúncula, Bruno Alves e Guilherme Moraes,* pela amizade sincera e pelos inúmeros momentos de alegria e descontração nos dois anos de formação do grupo.

Aos amigos *Bruno Alves*, *Diego Moreno*, *Douglas Augusto*, *Jesus Bravo*, *Felipe de Almeida e Felipe Junqueira*, pelas conversas, conselhos, confiança, incentivo, momentos de alegria e de dificuldade partilhados. Sem dúvida, amizades sinceras.

Em memória aos amigos *Anderson Sena e André Evarini*, pela amizade e por me ensinarem a viver sempre com alegria.

Ao amigo *Tupi*, pela ajuda nos momentos mais difíceis, pela confiança e amizade que sempre teve por mim.

Aos times de *basquete da FEG e de Guaíra*, no qual eu aprendi esse esporte que tanto gosto. Agradeço a eles pelo companheirismo, pela amizade e por me ensinarem a trabalhar em equipe, deixando de lado as individualidades para a conquista de um objetivo coletivo.

Aos moradores e ex-moradores da república *Cabaret*, por terem me acolhido em um período de dificuldade, pelos momentos alegres e pelas amizades que construí.

A meus amigos do curso *Objetivo de Ribeirão Preto*, pelo incentivo cotidiano e pelos momentos de alegria.

Aos amigos de *Guaíra*, pela cumplicidade e ajuda nos momentos de felicidade e dificuldade.

Aos amigos da *pós-graduação do* grupo de otimização de sistemas energéticos da Feg que me auxiliaram nas pesquisas durante a graduação e na elaboração deste trabalho.

Aos amigos da *COPEM ENGENHARIA*, pelo rico aprendizado obtido no período de estágio e pelo incentivo cotidiano.

A todos aqueles que me deram uma palavra de incentivo durante minha trajetória.

"A grandeza não consiste em receber honras, mas em merecê-las."

Aristóteles

"Julgue seu sucesso pelas coisas que você teve que renunciar para conseguir."

Dalai Lama

SPIRLANDELLI, M. L. Aspectos técnicos e ambientais da incorporação de novas tecnologias no setor sucroalcooleiro: produção de hidrogênio e gaseificação do bagaço. 2013. 81f. Trabalho de Graduação (Graduação em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2013.

#### **RESUMO**

A proposta desse trabalho é estudar a incorporação do processo de produção de hidrogênio (Caso A) e do processo de gaseificação do bagaço de cana associado a ciclo combinado turbina a gás e turbina a vapor (Caso B) para a Destilaria Pioneiros. Essas tecnologias podem vir a melhorar a oferta de energia no setor sucroalcooleiro.

Inicialmente foram abordados os processos para a obtenção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar, apresentando-se uma introdução sobre o hidrogênio, o processo da reforma a vapor e sobre a gaseificação da biomassa (bagaço de cana) com a inserção da turbina a gás associada à caldeira de recuperação.

Posteriormente efetua-se a análise energética e exergética da incorporação das tecnologias acima mencionadas.

Em etapa final faz-se uma análise ecológica considerando ou não o ciclo do carbono (fotossíntese), para determinar os níveis de emissões de poluentes, o dióxido de carbono equivalente, os indicadores de poluição e as eficiências ecológicas associadas às incorporações tecnológicas propostas.

Conclui-se que a produção de hidrogênio por reforma a vapor do etanol e a gaseificação do bagaço de cana são alternativas viáveis sob o ponto de vista técnico e ambiental para aplicações no setor sucroalcooleiro, contribuindo para o desenvolvimento do setor no país.

**PALAVRAS-CHAVES:** Hidrogênio. Reforma a Vapor. Aspectos Técnicos e Ecológicos. Gaseificação. Usina Sucroalcooleira.

SPIRLANDELLI, M. L. Technical and environmental aspects of the incorporation of new technologies in the sugarcane mill: production of hydrogen and gasification of bagasse.
2013. 81f. Graduate Work (Graduate in Mechanical Engineering) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2013.

#### ABSTRACT

The purpose of this work is to study the incorporation of hydrogen production (Case A) and the process of gasification of sugarcane bagasse associated with combined cycle gas turbine and steam turbine (Case B) for Distillery Pioneers process. These technologies can be used to improve the energy supply in the sugarcane mill.

Initially the processes for obtaining sugar and ethanol from sugarcane is discussed, with a theoretical introduction to hydrogen, the process of steam reforming and gasification of biomass (bagasse) by inserting a turbine associated with the recovery boiler gas.

Subsequently makes up the energy and exergy analysis of the incorporation of the above technologies.

In end stage makes it an ecological analysis considering or not the carbon cycle (photosynthesis), to determine the levels of emissions of pollutants, carbon dioxide equivalent, indicators of pollution and ecological efficiencies associated with technological developments proposed.

It is concluded that hydrogen production by steam reforming of ethanol and gasification of bagasse are viable alternatives from the point of view of technical and environmental applications in the biofuels industry, contributing to the development of the sector in the country.

**KEYWORDS:** Hydrogen. Steam Reforming. Technical and Ecological Aspect. Gasification. Sugarcane Mill.

# LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Processo produtivo de uma usina sucroalcooleira convencional	21
Figura 2 - Incorporação do sistema de reforma a vapor na usina sucroalcooleira2	23
Figura 3 - Esquema proposto para a usina sucroalcooleira2	24
Figura 4 - Poder calorífico inferior do bagaço de cana em função de sua umidade2	24
Figura 5 - Aplicações dos produtos da gaseificação2	25
Figura 6 - Gaseificador de leito fluidizado circulante	27
Figura 7 - Ciclo combinado2	28
Figura 8 - Planta da Destilaria Pioneiros adotada para o Caso A	30
Figura 9 - Turbina a vapor (Turbo Gerador A)	32
Figura 10 - Fluxo mássico de bagaço de cana na caldeira	35
Figura 11 - Potências da turbina a vapor3	37
Figura 12 - Fluxo de calor entregue a água e potência suprida pelo combustível para a caldeira	39
Figura 13 - Eficiência da geração de energia elétrica4	1
Figura 14 - Eficiência global para o Caso A 4	1
Figura 15 - Fluxograma adotado para o Caso B4	13
Figura 16 - Calor específico a pressão constante do gás de síntese para distintas temperaturas	¦. 14
Figura 17 - Seleção inicial da turbina a gás4	15
Figura 18 - Perfil de temperatura e quantidade de calor transferida para o pinch point4	16
Figura 19 - Seleção da turbina a gás	18

Figura 20 - Eficiência da geração de energia elétrica para a usina convencional e para o Caso
B
Figura 21 - Eficiência global para a usina convencional e para o Caso B
Figura 22 - Irreversibilidade na turbina a vapor
Figura 23 - Eficiência exergética para a turbina a vapor
Figura 24 - Fluxos exergéticos na caldeira
Figura 25 - Irreversibilidade na caldeira61
Figura 26 - Eficiência exergética para a caldeira61
Figura 27 - Fluxos exergéticos na caldeira de recuperação64
Figura 28 - Fluxos exergéticos na turbina a gás64
Figura 29 - Eficiência ecológica para a cogeração68
Figura 30 - Sistema de produção de hidrogênio por reforma a vapor
Figura 31 - Eficiência ecológica global para o Caso A72
Figura 32 - Eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono para o Caso B75
Figura 33 - Eficiência ecológica considerando o ciclo do carbono para o Caso B

# LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Açúcar e etanol produzido por tonelada de cana
Tabela 2 - Parâmetros de operação da Destilaria Pioneiros.    31
Tabela 3 - Dados operacionais da turbina a vapor VE32.    33
Tabela 4 - Fluxos mássicos para o Caso A
Tabela 5 - Potência das turbinas dos processos.    36
Tabela 6 - Potências da turbina a vapor
Tabela 7 - Potências da bomba e térmica suprida pelos processos
Tabela 8 - Fluxo de calor entregue a água e potência suprida pelo combustível para a caldeira.
Tabela 9 - Eficiências para o Caso A.    40
Tabela 10 - Turbina a gás inicial
Tabela 11 - Turbina a gás
Tabela 12 - Parâmetros do ciclo combinado
Tabela 13 - Resultados para o Caso B
Tabela 14 - Eficiências para o Caso B 53
Tabela 15 - Composição do bagaço de cana na base seca
Tabela 16 - Fração de massa dos componentes e exergia para o bagaço de cana.       56
Tabela 17 - Análise exergética da turbina a vapor (Turbo Gerador A)
Tabela 18 - Fluxos mássicos na caldeira59
Tabela 19 - Análise exergética da caldeira.    60
Tabela 20 - Resultados para produção de 1 Nm <sup>3</sup> /h de hidrogênio

Tabela 21 - Análise exergética para o reformador a vapor.    63
Tabela 22 - Análise exergética para Caso B
Tabela 23 - Emissões de poluentes para a cogeração
Tabela 24 – Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para a cogeração 67
Tabela 25 - Eficiência ecológica associada ao sistema de cogeração
Tabela 26 - Emissões de poluentes para a reforma a vapor
Tabela 27 - Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para a reforma a vapor. 70
Tabela 28 - Eficiência ecológica para a reforma a vapor do etanol
Tabela 29 - Eficiência ecológica global.    72
Tabela 30 - Emissões de poluentes para o Caso B    74
Tabela 31 – Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para o Caso B74
Tabela 32 - Eficiência ecológica para o Caso B

# LISTA DE SÍMBOLOS

m	Fluxo de massa	[kg/s]	
$\dot{m}_{bg}$	Fluxo de massa do bagaço	[kg/s]	
M bgref	Fluxo de massa do bagaço no reformador	[kg/s]	
M bgc	Fluxo de massa do bagaço para compra	[kg/s]	
<b>M</b> et	Fluxo de massa do etanol	[kg/s]	
Т	Temperatura	[°C]	
To	Temperatura do estado morto	[°C]	
$\Delta T_{p}$	Incremento de temperatura	[°C]	
Р	Pressão	[kPa]	
Po	Pressão do estado morto	[kPa]	
$\Delta P_{cr}$	Perda de pressão na caldeira de recuperação	[kPa]	
$\Delta P_{cc}$	Perda de pressão na câmara de combustão	[-]	
r <sub>p</sub>	Relação de pressão	[-]	
h	Entalpia	[kJ/kg]	
h <sub>o</sub>	Entalpia do estado morto	[kJ/kg]	
8	Entropia	[kJ/kg.K]	
So	Entropia do estado morto	[kJ/kg.K]	
F <sub>comb</sub>	Fator de combustível	[-]	
R <sub>ar</sub>	Constante universal do ar	[kJ/kg.K]	
R <sub>g</sub>	Constante universal dos gases	[kJ/kg.K]	
K <sub>ar</sub>	Relação de calor específico para o ar	[-]	
Kg	Relação de calor específico para o gás	[-]	
Cp <sub>ar</sub>	Calor específico do ar	[kJ/kg.K]	
Cpg	Calor específico do gás	[kJ/kg.K]	
PCIbgu	Poder calorífico inferior do bagaço na base úmida	[kJ/kg]	
PCI <sub>bgs</sub>	Poder calorífico inferior do bagaço na base seca	[kJ/kg]	
PCIg	Poder calorífico inferior do gás de síntese	[kJ/kg]	
$E_{tv}$	Potência mecânica do turbogerador A	[kW]	

E <sub>tve</sub>	Potência elétrica do turbogerador A	[kW]
E <sub>pic</sub>	Potência do picador	[kW]
E <sub>desf</sub>	Potência do desfibrador	[kW]
E <sub>1,2</sub>	Potência das moendas 1 e 2	[kW]
E <sub>3,4</sub>	Potência das moendas 3 e 4	[kW]
E <sub>5,6</sub>	Potência das moendas 5 e 6	[kW]
E <sub>mec</sub>	Potência mecânica	[kW]
E <sub>b</sub>	Potência da bomba	[kW]
Ec	Potência térmica suprida pelos processos	[kW]
Ecald	Fluxo de calor entregue a água	[kW]
E <sub>comb</sub>	Potência suprida pelo combustível	[kW]
E <sub>tg</sub>	Potência da turbina a gás	[kW]
E <sub>tge</sub>	Potência elétrica da turbina a gás	[kW]
E <sub>te</sub>	Potência elétrica total	[kW]
ex	Exergia específica	[kJ/kg]
ex <sub>bg ch</sub>	Exergia química específica do bagaço	[kJ/kg]
Ex	Exergia	[kW]
Ex <sub>bg ch</sub>	Exergia química do bagaço	[kW]
Ex <sub>bg</sub>	Exergia do bagaço	[kW]
∑Exe	Exergia total de entrada	[kW]
$\sum Ex_s$	Exergia total de saída	[kW]
Ι	Irreversibilidade	[kW]
$I_{cald}$	Irreversibilidade da caldeira	[kW]
е	Eficiência elétrica	[%]
cald	Eficiência da caldeira	[%]
tv	Eficiência da turbina a vapor	[%]
ge	Eficiência de geração de energia elétrica	[%]
gl	Eficiência global	[%]
cr	Eficiência da caldeira de recuperação	[%]
tg	Eficiência da turbina a gás	[%]
-0		

tgiso	Eficiência isoentrópica da turbina a gás	[%]
cpiso	Eficiência isoentrópica do compressor	[%]
gase	Eficiência a frio do gaseificador	[%]
ref	Eficiência do reformador	[%]
	Eficiência exergética	[%]
	Eficiência ecológica	[%]
S	Eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono	[%]
с	Eficiência ecológica considerando o ciclo do carbono	[%]
ref	Eficiência ecológica do reformador	[%]
	Fração de massa dos componentes químicos do bagaço	[-]
В	Fração em massa no bagaço	[-]
$Z_x/Z_y$	Fração em massa dos diferentes elementos químicos	[-]
(CO <sub>2</sub> ) <sub>e</sub>	Dióxido de carbono equivalente	[kg/kg <sub>combustível</sub> ]
$\prod_{g}$	Indicador de poluição	[kg/MJ]
MP	Material particulado	[kg <sub>MP</sub> /kg <sub>combustível</sub> ]
$M_{CO2}$	Emissão de dióxido de carbono	[kgc02/kgcombustível]
$M_{\text{NOx}}$	Emissão de óxido de nitrogênio	$[kg_{NOX}/kg_{combustivel}]$
$M_{MP}$	Emissão de material particulado	[kg <sub>MP</sub> /kg <sub>combustível</sub> ]

# SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO	
1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS	
1.2 ESTRUTURA DO TRABALHO	
CAPÍTULO 2 - USINA SUCROALCOOLEIRA	
CAPÍTULO 3 - INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS PARA GE	RAÇÃO
DE ENERGIA NA USINA SUCROALCOOLEIRA	
3.1 PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO	
3.2 GASEIFICAÇÃO DO BAGAÇO DE CANA	24
3.3 CICLO COMBINADO	
CAPÍTULO 4 - ANÁLISE ENERGÉTICA	
4.1 CASO A	
4.2 CASO B	
CAPÍTULO 5 - ANÁLISE EXERGÉTICA	55
5.1 CASO A	55
5.1.1 Cogeração	56
5.1.2 Reforma a vapor	
5.2 CASO B	
CAPÍTULO 6 - ANÁLISE ECOLÓGICA	65
6.1 CASO A	65
6.1.1 Cogeração	66
6.1.2 Reforma a vapor	68
6.1.3 Global	71

6.2 CASO B	
CAPÍTULO 7 - CONCLUSÕES	
REFERÊNCIAS	

## CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO

#### 1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS

Um grande desafio para estudiosos e pesquisadores é a demanda por energia mais limpa e alternativas energéticas que substituam as fontes utilizadas atualmente. Segundo Filho et al. (2013), existe um potencial inexplorado de geração de energia no Setor Sucroalcooleiro Brasileiro, que poderia ser ofertado para as concessionárias de energia e posteriormente para a sociedade sem a necessidade de grandes investimentos de ordem econômica.

Segundo Silva (2010) o hidrogênio se mostra uma alternativa importante para a diminuição na emissão dos gases provenientes de combustíveis fósseis e de sua dependência. Os investimentos para a inserção do hidrogênio como combustível são iniciativas de governos e indústrias, buscando a queda no consumo do petróleo e o incentivo em inovações tecnológicas.

Segundo Filho et al. (2013), a gaseificação associada a ciclo combinado com cogeração é uma tecnologia interessante para o setor sucroalcooleiro por atender a demanda térmica e produzir excedentes de energia elétrica.

O objetivo deste trabalho é realizar o estudo termodinâmico e ambiental da incorporação do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor do etanol e do processo de gaseificação do bagaço de cana associado a ciclo combinado turbina a gás turbina a vapor para uma usina típica do setor sucroalcooleiro.

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

Este trabalho é dividido em sete capítulos, conforme se descreve a seguir:

### CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO

Apresenta as considerações iniciais, os objetivos deste trabalho e sua estrutura.

## CAPÍTULO 2 - USINA SUCROALCOOLEIRA

Este capítulo mostra uma abordagem teórica da usina sucroalcooleira apresentando a matéria prima (bagaço de cana), os processos e os produtos que este setor gera (açúcar e etanol).

# CAPÍTULO 3 - INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS PARA GERAÇÃO DE ENERGIA NA USINA SUCROALCOOLEIRA

Neste capítulo são apresentados os casos estudados e os conceitos teóricos das novas tecnologias propostas para inserção no setor sucroalcooleiro: a produção de hidrogênio por reforma a vapor do etanol (Caso A) e a gaseificação do bagaço de cana associado a ciclo combinado (Caso B).

## CAPÍTULO 4 - ANÁLISE ENERGÉTICA

Neste capítulo mostram-se os cálculos das potências e eficiências para os Casos A e B.

## CAPÍTULO 5 - ANÁLISE EXERGÉTICA

Este capítulo apresenta os cálculos das exergias, irreversibilidades e eficiências exergéticas para os Casos A e B.

## CAPÍTULO 6 - ANÁLISE ECOLÓGICA

São apresentados os cálculos do dióxido de carbono equivalente, indicador de poluição e eficiência ecológica para os Casos A e B.

#### CAPÍTULO 7 - CONCLUSÕES

Neste capítulo são apresentadas as principais conclusões obtidas neste trabalho, as contribuições científicas que a incorporação da produção de hidrogênio e a gaseificação do bagaço oferecem ao setor sucroalcooleiro e sugestões para estudos a serem realizados futuramente.

#### **CAPÍTULO 2 - USINA SUCROALCOOLEIRA**

Segundo Fiomari (2004) o Brasil possui uma infraestrutura bem consolidada no setor sucroalcooleiro, sendo um dos maiores produtores mundiais no setor.

Os processos que constituem a indústria sucroalcooleira têm o objetivo de transformar a cana-de-açúcar em açúcar e etanol. Estes processos são de natureza química, bioquímica e física. A produção de açúcar é inversamente proporcional a de etanol (Tabela 1), ou seja, quando maior a produção de açúcar, menor será a de etanol.

Tabela 1 - Açúcar	e etanol produ	uzido por ton	elada de cana

	Açúcar [kg]	Etanol [l]
Somente Açúcar	120	7(resíduo)
Açúcar e Etanol (50/50)	60	42
Somente Etanol	-	85

Fonte: (FIOMARI, 2004).

A produção de açúcar e etanol na usina sucroalcooleira é dividida em cinco setores:

- Sistema de extração de caldo
- Planta de tratamento do caldo
- Produção de açúcar
- Produção do etanol
- Sistema de cogeração

O sistema de extração inicia os processos da usina, produzindo o caldo e o bagaço de cana para a cogeração. O vapor, a potência elétrica e a potência mecânica são produtos da cogeração. O caldo proveniente do sistema de extração é enviado para o seu tratamento, onde é clarificado e encaminhado para o processo de evaporação, e o mosto para a fermentação. O vinho, produto da fermentação, é destilado em vinhaça e etanol. O caldo clarificado (produto do processo de evaporação) segue para o processo de cozimento. O açúcar e o mel são resultados do caldo, sendo que o mel poderá ser misturado com o mosto para a produção de etanol. Mostra-se na figura 1 o diagrama do processo produtivo de uma usina sucroalcooleira tradicional.



Figura 1 - Processo produtivo de uma usina sucroalcooleira convencional.

Fonte: (PELLEGRINE, 2009).

## CAPÍTULO 3 - INCORPORAÇÃO DE NOVAS TECNOLOGIAS PARA GERAÇÃO DE ENERGIA NA USINA SUCROALCOOLEIRA

Neste capítulo são apresentadas as novas tecnologias propostas a serem inseridas na usina sucroalcooleira convencional:

- Caso A: Incorporação da produção de hidrogênio por reforma a vapor do etanol
- Caso B: Incorporação de gaseificação do bagaço de cana associado a ciclo combinado turbina gás

Os dois casos basearam-se nos dados da Destilaria Pioneiros (FIOMARI, 2004) atuante no setor sucroalcooleiro desde 1979, situada na cidade de Sud Mennuci (Noroeste do estado de São Paulo).

A Destilaria Pioneiros foi selecionada para este trabalho, pois adota um sistema de cogeração de turbina a vapor de extração-condensação e caldeira de bagaço de cana gerando vapor a alta pressão. Sendo assim, foram efetuados para os dois casos as análises energética, exergética e ecológica.

### 3.1 PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO

O Brasil domina a produção e distribuição do etanol combustível, além de ser um dos maiores produtos do setor sucroalcooleiro. Sendo assim, a reforma a vapor do etanol se torna uma boa opção para a produção de hidrogênio no país.

Segundo Silva (2010) o hidrogênio é produzido a partir do etanol em duas etapas. A primeira ocorre em alta temperatura, entre 800 e 1000 K, onde o etanol é transformado em uma mistura de hidrogênio, dióxido de carbono, monóxido de carbono, água e metano. A segunda etapa ocorre em baixa temperatura, entre 473 a 673 K, o monóxido de carbono reage com a água resultante da primeira etapa formando dióxido de carbono e hidrogênio.

É necessária uma etapa para realizar a remoção do monóxido de carbono, para que o hidrogênio seja purificado.

Na reforma a vapor, o processo catalítico ocorre através de uma reação endotérmica entre etanol e vapor d'água.

Baseando-se nos estudos e resultados realizados por Souza (2005), a operação do reformador para este trabalho ocorre a 1 atm e 700 °C.

A figura 2 mostra o diagrama de uma usina sucroalcooleira convencional com a incorporação do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor do etanol.





Fonte: (SILVA, 2010).

Segundo Silva (2010) o etanol destinado ao mercado consumidor é desidratado a fim de atingir condições ideais de teor alcoólico e pureza. Uma fração do etanol produzido é destinada ao processo de produção de hidrogênio, sem passar pela desidratação (etanol hidratado). Como os insumos da reforma a vapor de etanol são etanol, água destilada e calor da queima do bagaço, a desidratação do etanol não é necessária.

A figura 3 mostra o esquema proposto para incorporar a produção de hidrogênio no setor sucroalcooleiro.

Figura 3 - Esquema proposto para a usina sucroalcooleira.



#### 3.2 GASEIFICAÇÃO DO BAGAÇO DE CANA

Segundo Filho et al. (2013) o bagaço de cana é uma material de baixa densidade, fibroso, com tamanhos variáveis e umidade de aproximadamente 50% (base úmida). A umidade é o principal parâmetro de avaliação do bagaço de cana, pois a media que a umidade aumenta, o seu poder calorífico diminui.

A figura 4 mostra o comportamento do poder calorífico inferior do bagaço de cana em relação à sua umidade.

Figura 4 - Poder calorífico inferior do bagaço de cana em função de sua umidade.



Fonte: (FIOMARI, 2004).

Segundo Coronado e Silveira (2007) a gaseificação da biomassa é um processo de grande importância, pois o gás produzido tem uma vasta aplicação prática (Figura 5). Os agentes gaseificante podem ser ar, vapor d'água ou oxigênio, dependendo do tipo de gaseificador e do processo.



Figura 5 - Aplicações dos produtos da gaseificação.

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

Quatro estágios físico-químicos ocorrem normalmente neste processo: combustão, redução, pirólise e secagem. A secagem é um importante estágio para o bagaço de cana (biomassa), pois é necessário remover parte de sua umidade (aproximadamente 50%) até que se alcance uma faixa em torno de 20%, de modo a não comprometer a composição do gás obtido.

Reações endotérmicas são responsáveis pela conversão do sólido em gás energético.

As equações químicas do processo de gaseificação são visualizadas abaixo (FILHO et al., 2013):

Fonte: (CORONADO; SILVEIRA, 2007).

## ➢ PIRÓLISE

Biomassa +	(1)	
	OXIDAÇÃO DO CARBONO	
2 C+1/ 2O <sub>2</sub>	↔ CO	(2)
$C + O_2 \leftrightarrow C$	$O_2$	(3)
$\triangleright$	GASEIFICAÇÃO	
$C+CO_2 = 20$	CO	(4)
$C+H_2O = CO+H_2$		
$C+ 2H_2 = CH_4$		
$CO+ H_2O = CO_2 + H_2$		
$\blacktriangleright$	CRAQUEAMENTO DO ALCATRÃO	

Alcatrão + Vapor + Calor  $\leftrightarrow$  CO + CO<sub>2</sub> + CH<sub>4</sub> (8)

## > OXIDAÇÃO PARCIAL DOS PRODUTOS DA PIRÓLISE

$$C+H_2 + CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow 2CO_2 + 3H_2 \tag{9}$$

A vida útil dos equipamentos do ciclo combinado pode ser prejudicada pelas impurezas contidas no gás de síntese, sendo assim a minimização dessas impurezas é de extrema importância para a eficiência do ciclo.

Os gaseificadores dividem-se em dois tipos: leito fixo e leito fluidizado. Os parâmetros principais para sua classificação são:

- Poder calorífico do gás
- Tipo de agente de gaseificação
- Pressão de trabalho
- Direção do movimento relativo da biomassa e do agente oxidante

Segundo Coronado e Silveira (2007) a gaseificação de leito fluidizado circulante (utilizado para a gaseificação do bagaço de cana) utiliza ar como agente gaseificante, possui maior capacidade, maior eficiência e maior flexibilidade de utilização da biomassa (bagaço de cana). Possui velocidade do leito circulante alta (7 a 10 m/s), permitindo uma melhor mistura do ar com o bagaço de cana a ser gaseificado. A figura 6 mostra o esquema de um gaseificador de leito fluidizado circulante.

Figura 6 - Gaseificador de leito fluidizado circulante.



Fonte: (FILHO et al., 2013).

Segundo Filho et al. (2013) um ciclo combinado típico consiste em associar turbina gás acoplada a gerador elétrico, para geração de eletricidade, e caldeira de recuperação, para produção de vapor. Utiliza-se também uma turbina a vapor para geração de energia elétrica adicional.

A figura 7 mostra o esquema do ciclo combinado utilizado neste trabalho.





Fonte: (ANTUNES, 1999).

Segundo Antunes (1999) o ar atmosférico entra no compressor (comprimido até a pressão da combustão) e atravessa a câmara de combustão, onde combustível é queimado a pressão constante. Os gases de saída da câmara de combustão são expandidos na turbina a gás, produzindo trabalho mecânico transformado em energia elétrica pelo gerador. No processo, os gases de exaustão da turbina a gás são aproveitados como fonte de calor pela caldeira de recuperação para a cogeração.

# **CAPÍTULO 4 - ANÁLISE ENERGÉTICA**

Este capítulo mostra os cálculos das potências, eficiências energéticas e eficiências globais para os Casos A (produção de hidrogênio) e B (gaseificação do bagaço).

#### 4.1 CASO A

Na análise energética para o Caso A foi considerada a planta da Destilaria Pioneiros (figura 8).

A turbina a vapor (Turbina Gerador A) de 40 MVA é um equipamento em operação, comprado pela empresa. Para este trabalho as turbinas da bomba de alimentação da caldeira, do exaustor e do Gerador T não operam.

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

As propriedades termodinâmicas para a planta da figura 8 são apresentadas na tabela 2.



Figura 8 - Planta da Destilaria Pioneiros adotada para o Caso A.

Fonte: (FIOMARI, 2004).

Pontos	Fluxo de massa [kg/s]	Pressão [kPa]	Temperatura [°C]	Entalpia [kJ/kg]	Entropia [kJ/kg.K]
1	41.67	6.468.0	530.0	3488.5	6.931
2	8.14	6.468.0	530.0	3488.5	6.931
3	8.14	2.156.0	510.2	3488.5	7,424
4	33.53	6.468.0	530.0	3488.5	6.931
5	10.00	2.650.0	426.0	3295.1	7.070
6	17.78	245.0	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	2.156,0	422.7 3295 1		7,163
10	180,56	2.156.0	462,0	3381.9	7.284
11	20,33	2.156,0	320,0	3064,8	6,804
12	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-
14	4,08	2.156,0	310,0	3041,6	6,765
15	4,08	245,0	185,0	2837,3	7,343
16	4,08	2.156,0	310,0	3041,6	6,765
17	4,08	245,0	185,0	2837,3	7,343
18	4,17	2.156,0	310,0	3041,6	6,765
19	4,17	245,0	194,5	2856,6	7,385
20	4,00	2.156,0	310,0	3041,6	6,765
21	4,00	245,0	194,5	2856,6	7,385
22	4,00	2.156,0	310,0	3041,6	6,765
23	4,00	245,0	194,5	2856,6	7,385
24	-	-	-	-	-
25	-	-	-	-	-
26	-	-	-	-	-
27	-	-			-
28	0,83	245,0	190,7 2848,8		7,368
29	19,50	245,0	190,7	2848,8	7,368
30	37,28	245,0	169,8	2806,1	7,274
31	38,33	245,0	135,0	2733,5	7,103
32	5,75	490,0	42,7	179,3	0,608
33	1,06	490,0	42,7	179,3	0,608
34	4,69	490,0	42,7	179,3	1,307
35	38,33	245,0	100,0	419,2	1,307
36	38,33	490,0	100,1	419,6	1,307
37	43,03	490,0	93,8	393,4	1,237
38	43,86	245,0	105,0	440,3	1,363
39	43,86	8.820,0	106,8	454,1	1,376
40	41,67	8.820,0	106,8	454,1	1,376
41	2,19	8.820,0	106,8	454,1	1,376
42	2,19	2.156,0	107,8	454,1	1,394
43	1,06	245,0	42,8	179,3	0,609

Tabela 2 - Parâmetros de operação da Destilaria Pioneiros.

Fonte: (FIOMARI, 2004).

A figura 9 apresenta uma turbina a vapor de condensação (Turbo Gerador A) com extrações para os processos da usina (pontos 5 e 6) e extrações com vapor a baixa pressão atravessando o condensador (ponto 7).

Figura 9 - Turbina a vapor (Turbo Gerador A).



Para produzir hidrogênio é necessário desviar uma fração do bagaço de cana da cogeração para o reformador a vapor. No entanto os fluxos mássicos para os processos da usina devem ser mantidos constantes (pontos 5 e 6).

De acordo com a tabela 2, o fluxo de vapor para o ponto 7 é de 5,75 kg/s e através da tabela 3, o fluxo mínimo no condensador (ponto 7) é de 8 t/h (2,22 kg/s) de vapor.

Posição	Fluxo de massa [t/h]		Pressão [bar]		Temperatura [ <sup>0</sup> C]	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Entrada	-	140	-	66.0	-	530.0
(Ponto 4)						
Extração 1	0	26	26.5	20.2	425.0	138 0
(Ponto 5)	0	50	20.3	50.2	423.0	436.0
Extração 2	64	120	2.37	2.37	134.5	147.2
(Ponto 6)						
Condensador	8	40	0.055	0.115	34.6	48.6
(Ponto 7)						

Tabela 3 - Dados operacionais da turbina a vapor VE32.

Fonte: (ALSTOM, 2001).

Mantendo-se o fluxo mássico mínimo no condensador (ponto 7), é possível calcular a quantidade máxima de bagaço de cana que será disponível para a produção de hidrogênio.

Efetuando o balanço de energia (equação 10) na turbina a vapor, determina-se a potência mecânica gerada.

$$E_{tv} = \dot{m}_4 . h_4 - \dot{m}_5 . h_5 - \dot{m}_6 . h_6 - \dot{m}_7 . h_7$$
(10)

$$E_{\rm tve} = E_{\rm tv} \,. \quad _{\rm e} \tag{11}$$

Para a configuração atual (tabela 2) considerando a eficiência de geração de energia elétrica para a turbina a vapor de 95%, através das equações 10 e 11, têm-se a potência elétrica de 19,15 MW.

Diminuindo-se o fluxo mássico do condensador (ponto 7), o fluxo de massa na entrada da turbina (ponto 4) também irá diminuir, reduzindo-se assim a quantidade de bagaço necessária na caldeira.

Adotando o fluxo de massa mínimo para o condensador (2,22 kg/s), o fluxo na entrada da turbina (mantendo constantes os fluxos dos pontos 5 e 6) passa a ser 30 kg/s.

Realizando o balanço energético através dos novos fluxos de entrada e saída da turbina a vapor e a das equações 10 e 11, a potência elétrica gerada 16,07 MW.

Através da equação 12, pode-se calcular a potência elétrica disponível (potência que a turbina a vapor deixa de gerar).

$$E_{\text{tve disponível}} = E_{\text{tve total}} - E_{\text{tve mínimo}}$$
(12)

A potência elétrica disponível calculada através da equação 12 é de 3,08 MW, sendo que a quantidade de bagaço de cana destinada a produção de hidrogênio está diretamente ligada à potência elétrica disponível.

A quantidade de bagaço disponível a ser desviada para produção de hidrogênio no reformador a vapor pode ser obtida através da equação 13.

O rendimento da caldeira é de 83,5% e o poder calorífico inferior para o bagaço de cana em base úmida é de 7320 kJ/kg. (BRAGA, 2010).

$$m_{bg} = \frac{m_1(h_1 - h_{40})}{\eta_{cald} \cdot \text{PCI}_{bgu}}$$
(13)

Portanto, a quantidade de bagaço de cana máxima que pode ser desviada para a produção de hidrogênio é de 1,75 kg/s (6300 kg/h).

Segundo Silva (2010) a energia da combustão de 1,23 kg/h de bagaço de cana fornece calor para produzir 1 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio. Através desta relação, o fluxo de massa de bagaço disponível de 6300 kg/h de bagaço de cana é capaz de uma produção máxima de 5122 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio.

É proposto por Silva (2010), que a quantidade necessária de etanol para produzir 1 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio é de 0,8597 l/h. Com a relação proposta, são necessários 4403,38 l/h de etanol para produzir 5122 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio na reforma a vapor.

A tabela 4 mostra os fluxos mássicos que sofrem variação com o aumento da produção de hidrogênio no Caso A.

A figura 10 apresenta a queda do consumo de bagaço de cana na caldeira com o aumento da produção de hidrogênio.
Produção de						
Hidrogênio	$m_{et}$	$m_{\mathit{bgref}}$	$m_{bg}$	$m_1$	$m_{40}$	$m_7$
[Nm <sup>3</sup> /h]	[L/h]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
0	-	-	19,58	41,67	33,53	5,75
300	257,91	0,10	19,48	41,46	33,32	5,54
600	515,82	0,21	19,38	41,26	33,12	5,34
900	773,73	0,31	19,27	41,05	32,91	5,13
1200	1031,64	0,41	19,17	40,84	32,70	4,92
1500	1289,55	0,51	19,07	40,64	32,50	4,72
2000	1719,40	0,68	18,90	40,29	32,15	4,37
3000	2579,10	1,03	18,56	39,61	31,47	3,69
4000	3438,80	1,37	18,21	38,92	30,78	3,00
5000	4298,50	1,71	17,87	38,23	30,09	2,31

Tabela 4 - Fluxos mássicos para o Caso A.

Figura 10 - Fluxo mássico de bagaço de cana na caldeira.



As potências das turbinas dos processos são calculadas utilizando-se os dados da tabela 2 e as equações 14 à 19.

$$E_{\rm pic} = m_{14} . (h_{14} - h_{15}) \tag{14}$$

$$E_{\text{desf}} = m_{16} . (h_{16} - h_{17}) \tag{15}$$

$$E_{1,2} = m_{18} \cdot (h_{18} - h_{19}) \tag{16}$$

$$E_{3,4} = \dot{m}_{20} \cdot (h_{20} - h_{21}) \tag{17}$$

$$E_{5,6} = m_{22} \cdot (h_{22} - h_{23}) \tag{18}$$

$$E_{\rm mec} = E_{\rm pic} + E_{\rm desf} + E_{1,2} + E_{3,4} + E_{5,6}$$
(19)

A tabela 5 mostra resultados para as potências das turbinas dos processos.

Epic	Edesf	E <sub>1, 2</sub>	E <sub>3,4</sub>	E <sub>5, 6</sub>	E <sub>mec</sub>
[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]
834	834	772	740	740	3920

Tabela 5 - Potência das turbinas dos processos.

Para a turbina a vapor (Turbina Gerador A) calcula-se a potência mecânica através da equação 10, e a potência elétrica gerada pela equação 11. Considerando a eficiência de geração de energia elétrica de 95%.

A tabela 6 apresenta os resultados para turbina a vapor conforme se varia a quantidade de hidrogênio produzida.

Hidrogênio [Nm <sup>3</sup> /h]	E <sub>tv</sub> [kW]	E <sub>tve</sub> [kW]
0	20133	19127
300	19945	18948
600	19758	18770
900	19570	18591
1200	19382	18413
1500	19194	18234
2000	18880	17936
3000	18254	17341
4000	17627	16746
5000	17001	16151

Tabela 6 - Potências da turbina a vapor.

Através da tabela 6 observa-se que as potências da turbina a vapor são inversamente proporcionais ao aumento da produção de hidrogênio, isso ocorre pela redução do fluxo mássico de vapor (disponibilizado para produção de hidrogênio) que atravessa a turbina a vapor.

A figura 11 reproduz graficamente os resultados obtidos na tabela 6.

Figura 11 - Potências da turbina a vapor.



As potências na bomba e térmica suprida pelos processos são calculadas através das equações 20 e 21.

$$E_{\rm b} = m_{38} . (h_{39} - h_{38}) \tag{20}$$

$$E_{c} = m_{31} . (h_{31} - h_{35})$$
(21)

Os resultados para as bombas e os processos são apresentados na tabela 7.

Tabela 7 - Potências da bomba e térmica suprida pelos processos.

E <sub>b</sub> [kW]	E <sub>c</sub> [kW]
605	88710

Na caldeira, calcula-se o fluxo de calor entregue a água e a potência suprida pelo combustível através das equações 22 e 23.

$$\mathbf{E}_{\text{cald}} = \dot{m}_1 . (h_1 - h_{40})$$
(22)

$$E_{\rm comb} = m_{\rm bg} .(PCI_{bgu})$$
(23)

Os resultados para o fluxo de calor entregue a água e para a potência suprida pelo combustível com o aumento da produção de hidrogênio, são mostrados na tabela 8.

Hidrogênio [Nm <sup>3</sup> /h]	E <sub>cald.</sub> [kW]	E <sub>comb</sub> [kW]
0	126443	143326
300	125817	142575
600	125190	141825
900	124564	141075
1200	123937	140324
1500	123311	139574
2000	122267	138324
3000	120178	135823
4000	118090	133322
5000	116002	130821

Tabela 8 - Fluxo de calor entregue a água e potência suprida pelo combustível para a caldeira.

Através da tabela 8 observa-se que o fluxo de calor entregue a caldeira e a potência suprida pelo combustível são inversamente proporcionais ao aumento da produção de hidrogênio, isso ocorre pela redução do fluxo mássico de vapor e de bagaço de cana (disponibilizado para produção de hidrogênio) que atravessa a caldeira.

A figura 12 reproduz graficamente os resultados obtidos na tabela 8.

Figura 12 - Fluxo de calor entregue a água e potência suprida pelo combustível para a caldeira.



A eficiência para caldeira é calculada através da equação 24, relacionando a energia referente ao fluxo mássico de vapor por ela gerado e a energia suprida pelo combustível.

$$_{cald} = \frac{E_{cald}}{E_{comb}}$$
(24)

A eficiência da turbina a vapor (Turbo Gerador A) é calculada através da equação 25, relacionando os fluxos mássicos de vapor que a atravessam, a energia suprida pelo combustível e o fator de combustível utilizado por ela (equação 26).

$$_{tv} = \frac{E_{tv}}{E_{comb} \cdot F_{comb}}$$
(25)

Onde:

.

$$F_{comb} = \frac{m_4}{m_1} \tag{26}$$

A eficiência de geração de energia elétrica é obtida através da equação 27.

$$_{ge} = \frac{E_{tve} - E_{b}}{E_{comb}}$$
(27)

A eficiência global (cogeração) para o Caso A, é obtida através da equação 28.

$$\eta_{gl} = \frac{E_{tve} + E_{mec} + E_c - E_b}{E_{comb}}$$
(28)

Os resultados para as eficiências da caldeira, turbina a vapor e global do sistema de cogeração com o aumento da produção de hidrogênio são apresentados na tabela 9.

Hidrogênio [Nm³/h]	η <sub>cald</sub> [%]	η <sub>tv</sub> [%]	η <sub>ge</sub> [%]	η <sub>gl</sub> [%]
0	88,2	19,9	12,9	77,5
300	88,2	19,7	12,8	77,8
600	88,3	19,5	12,7	78,1
900	88,3	19,4	12,5	78,4
1200	88,3	19,2	12,4	78,7
1500	88,3	19,1	12,3	79,0
2000	88,4	18,8	12,1	79,5
3000	88,5	18,2	11,7	80,5
4000	88,6	17,7	11,3	81,6
5000	88,7	17,1	10,8	82,7

Tabela 9 - Eficiências para o Caso A.

Através da tabela 9 observa-se que as eficiências da turbina a vapor são inversamente proporcionais ao aumento da produção de hidrogênio, as eficiências da caldeira e global de cogeração aumentam conforme se incrementa a produção de hidrogênio por reforma a vapor.

As figuras 13 e 14 mostram graficamente os resultados obtidos na tabela 9.



Figura 13 - Eficiência da geração de energia elétrica.

Figura 14 - Eficiência global para o Caso A.



A análise energética do Caso B foi baseada no fluxograma apresentado para o Caso A (figura 8), porém foram realizadas algumas modificações.

Para o Caso B foi incorporado um gaseificador para gaseificação do bagaço de cana e o ciclo combinado turbina a gás associada a caldeira de recuperação (figura 15).

O fluxo de bagaço de cana disponível pela Destilaria Pioneiros para ser gaseificado é de 19,58 kg/s (FIOMARI, 2004). Este fluxo mássico de bagaço de cana não é suficiente para atender a demanda da cogeração da planta, sendo assim é calculada a quantidade de bagaço suplementar a ser comprada para suprir tal deficiência.



Figura 15 - Fluxograma adotado para o Caso B.

A seleção do sistema de turbina a gás é realizada utilizando-se equipamentos comercialmente disponíveis no mercado (GAS TURBINE WORLD HANDBOOK, 2013).

A temperatura dos gases na saída da caldeira de recuperação ( $T_{54}$ ), de acordo com Filho et al. (2013), deve ter o valor mínimo de 200 °C (com bagaço de cana como combustível).

Segundo Villela (2007) determina-se a melhor turbina a gás variando-se a temperatura de exaustão dos gases em uma faixa de 500 a 675 °C.

Os dados para a seleção da turbina a gás são:

- A temperatura dos gases de escape para atmosfera fixada inicialmente em 200 °C
- Rendimento da caldeira de recuperação: 70%
- Fluxo de vapor na caldeira: 41,67 kg/s
- Entalpia da caldeira no ponto 1: 3488,5 kJ/kg
- Entalpia da caldeira no ponto 40: 454,1 kJ/kg

A figura 16 apresenta variação do calor específico dos gases de combustão (considerando gás de síntese) e do ar, em função da temperatura.





Fonte: (FILHO et al., 2013).

O fluxo mássico em função da temperatura dos gases na saída da turbina a gás é dada pela equação 29 (VILLELA, 2007).

$$\dot{m}_{53} = \frac{m_1 . (h_1 - h_{40})}{\frac{1}{c_r . C_{pg} . (T_{53 \, média} - T_{54 \, inicial})}}$$
(29)

A temperatura  $T_{53média}$  é a temperatura média entre a temperatura dos gases de exaustão (500 a 675 °C) e a temperatura dos gases de exaustão inicial ( $T_{54inicial} = 200$  °C).

As turbinas selecionadas para o teste inicial (mais próximas da curva), utilizando a equação 29, são (figura 17):

- Turbina a gás A 7FA
- Turbina a gás B M701DA
- Turbina a gás C MS9001E
- Turbina a gás D PG9171(E)

Figura 17 - Seleção inicial da turbina a gás.



A figura 17 mostra que a turbina a gás B (M701DA) é a mais próxima da curva, sendo assim a mais adequada para a configuração proposta.

A tabela 10 mostra os parâmetros da turbina a gás selecionada inicialmente (GAS TURBINE WORLD HANDBOOK, 2013).

Nome do Fabricante	MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES
Modelo	M701DA
Potência do Eixo [kW]	144090
Eficiência [%]	34,8
Vazão mássica dos gases de exaustão (m <sub>53</sub> ) [kg/s]	448
Temperatura de exaustão (T <sub>53</sub> ) [°C]	542

Tabela 10 - Turbina a gás inicial.

A correção para a temperatura de chaminé da caldeira de recuperação é realizada através do método do *pinch point*.

A figura 18 mostra o perfil de temperaturas para o pinch point.

Figura 18 - Perfil de temperatura e quantidade de calor transferida para o pinch point.



Fonte: (VILLELA, 2007).

A figura 18 mostra o perfil de resfriamento do gás até a intersecção com a  $T_{saturação}$  (temperatura de saturação na condição da pressão no ponto 1).

Para que não ocorra uma impropriedade termodinâmica, deve-se ter uma variação de temperatura mínima para o perfil de resfriamento do gás proveniente da turbina  $(\Delta T_p)$ . Segundo Sue e Chuang (2004), esse valor deve estar entre 10 °C e 30 °C. Para este trabalho, foi adotado 20 °C para a variação da temperatura mínima para o perfil de resfriamento.

A temperatura no ponto de orvalho é determinada pela equação 30.

$$T_{orvalho} = T_{Saturação} + \Delta T_p \tag{30}$$

A equação 31 é utilizada para o cálculo da temperatura de *pinch point* dos gases de exaustão (VILLELA, 2007).

$$T_{54} = T_{53} - \left( \left[ \frac{T_{53} - T_0}{h_{53} - h_{54}} \right] . h_{53} \right)$$
(31)

As taxas de calor cedido  $(h_{54})$  e recebido  $(h_{53})$  são dadas pelas equações 32 e 33.

$$h_{54} = m_{40} . h_l \tag{32}$$

$$h_{53} = m_{53} . C_{pg} (T_{53}) . T_{53}$$
(33)

Onde,  $h_l$  é a entalpia específica do líquido saturado, na condição de pressão do ponto 40.

Através da figura 18 e das equações 30, 31, 32 e 33, chega-se ao resultado para a temperatura dos gases de exaustão corrigida:

 $T_{54} = 303 \ ^{\circ}C$ 

.

Após a correção da temperatura dos gases de exaustão, a turbina a gás é selecionada.

Utilizando a temperatura corrigida dos gases de exaustão e as mesmas considerações adotadas para a seleção inicial da turbina, as turbinas selecionadas segundo GAS TURBINE WORLD HANDBOOK (2013) e GE ENERGY (2013) são (figura 19):

- Turbina a gás A GT24
- Turbina a gás B 7FA
- Turbina a gás C M501F3
- Turbina a gás D SGT6-5000F

Figura 19 - Seleção da turbina a gás.



A figura 19 mostra que a turbina a gás B (7FA) é a mais próxima da curva e a que terá uma maior vazão mássica (maior geração de energia elétrica), sendo assim a mais adequada para a configuração proposta.

A tabela 11 apresenta os parâmetros da turbina a gás selecionada de acordo com GE ENERGY (2013).

Tabela 11 - Turbina a gás.

Nome do Fabricante	GE ENERGY HEAVY DUTY
Modelo	7FA
Potência do Eixo [kW]	215769
Eficiência [%]	38,6
Heat Rate [Btu/kWh]	8830
Rotação da turbina [rpm]	3600
Relação de compressão [-]	17,8
Vazão mássica dos gases de exaustão (m <sub>53</sub> ) [kg/s]	528
Temperatura de exaustão (T <sub>53</sub> ) [°C]	599

O cálculo dos parâmetros (ciclo combinado) foi baseado nos procedimentos indicados por Antunes (1999) e Villela (2007).

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

A pressão na saída da turbina a gás é dada pela equação 34.

$$P_{53} = \frac{P_{54}}{1 - \Delta P_{cr}}$$
(34)

A relação de pressão para a turbina a gás selecionada é dada pela equação 35.

$$r_{p} = \frac{P_{52}}{P_{53}}$$
(35)

A figura 16 mostra os valores do calor específico do ar em função da temperatura. A constante universal para os gases de exaustão foi adotada com 0,29 kJ/kg.K. A relação de calores específicos é calculada através da equação 36.

$$K_{g} = \frac{1}{1 - \left(\frac{R_{g}}{C_{pg}(T)}\right)}$$
(36)

Segundo Villela (2007), a eficiência isoentrópica da turbina a gás é de 89%. Para a determinação da temperatura de entrada na turbina a gás utiliza-se a equação 37.

$$T_{52} = \frac{T_{53}}{\left(1 - \frac{P_{52}}{I_{53}}\right)^{\frac{1-K_g}{K_g}}}$$
(37)

Segundo Antunes (1999), a perda de pressão de ar na câmara de combustão é de 5%. A pressão na saída do compressor é dada pela equação 38.

$$P_{51} = \frac{P_{52}}{1 - \Delta P_{cc}}$$
(38)

A constante universal para ar é igual a 0,287 kJ/kg K.

A relação de calores específicos é dada pela equação 39.

$$K_{ar} = \frac{1}{1 - \left(\frac{R_{ar}}{C_{par}(T)}\right)}$$
(39)

Para a temperatura e pressão na entrada do compressor, foram consideradas as condições atmosféricas (25°C e 101,3 kPa, respectivamente).

Segundo Villela (2007) a eficiência isoentrópica do compressor é de 80% (VILLELA, 2007).

Pelo balanço de energia no compressor, tem-se que a temperatura de entrada na câmara de combustão é dada pela equação 40 (ANTUNES, 1999).

$$T_{51} = T_{50} \left[ 1 + \frac{1}{cpiso} \left[ \left( \frac{P_{51}}{P_{50}} \right)^{\frac{K_{ar} - 1}{K_{ar}}} - 1 \right] \right]$$
(40)

A tabela 12 apresenta os parâmetros calculados para o ciclo combinado.

Pontos	Pressão [kPa]	Temperatura [°C]
50	101,3	25
51	1998	526
52	1898	1280
53	107	599
54	101,3	303

Tabela 12 - Parâmetros do ciclo combinado.

Para o cálculo do bagaço suplementar, que deve ser inserido no gaseificador para atender aos requisitos de operação da usina, é realizada uma análise do ciclo combinado com o gaseificador.

Primeiramente calcula-se a energia elétrica produzida pela turbina a gás, pela equação 41, considerando a eficiência de geração de energia elétrica de 95%.

$$\mathbf{E}_{\mathsf{tge}} = \mathbf{E}_{\mathsf{tg}} \,. \quad _{e} \tag{41}$$

A potência elétrica total gerada para o Caso B é calculada através da equação 42

$$E_{te} = E_{tve} + E_{tge} \tag{42}$$

Em seguida, calcula-se através da equação 43 a potência suprida pelo combustível.

$$E_{comb} = \frac{E_{tge}}{tg}$$
(43)

Através da equação 44, é calculado o fluxo mássico do gás de síntese.

$$\dot{m}_{49} = \frac{E_{comb}}{PCI_g} \tag{44}$$

Segundo Santos (2004) e Coronado e Silveira (2007), a eficiência a frio do gaseificador de leito fluidizado é de 60% e o poder calorífico inferior do bagaço na base seca é de 17300 kJ/kg, respectivamente.

Através da equação 45 pode-se calcular o fluxo mássico de bagaço em base seca que entra no gaseificador.

$$\dot{m}_{46} = \frac{E_{comb}}{gase} \cdot PCI_{bs}$$
(45)

Segundo Fiomari (2004) o poder calorífico inferior do bagaço na base úmida é de 7320 kJ/kg. Sendo assim, através da equação 46, determina-se a quantidade total de bagaço necessária para atender a cogeração.

$$\dot{m}_{44} = \frac{m_{46} .PCI_{bgs}}{PCI_{bgu}}$$
(46)

De acordo com Fiomari (2004), a vazão de bagaço disponível pela Destilaria Pioneiros é de 19,58 kg/s. Sendo assim através da equação 47, calcula-se o fluxo mássico de bagaço que se deve comprar para que seja atendido os requisitos da usina e do ciclo combinado.

$$m_{bgc} = m_{44} - m_{bg} \tag{47}$$

A tabela 13 mostra os resultados para o ciclo combinado.

.

E <sub>tve</sub> [ <b>kW</b> ]	E <sub>tge</sub> [ <b>k</b> W]	E <sub>te</sub> [ <b>kW</b> ]	E <sub>comb</sub> [kW]	m <sub>49</sub> [kg/s]	m <sub>46</sub> [kg/s]	m <sub>44</sub> [kg/s]	m <sub>bgc</sub> [kg/s]
19127	204981	224107	531038	102,68	51,16	120,91	101,33

A eficiência para a geração de energia elétrica é obtida através da equação 48.

$$_{ge} = \frac{E_{tge} + E_{tve} - E_{b}}{E_{comb}}$$
(48)

Através da equação 49 calcula-se a eficiência global do sistema: ciclo combinado e cogeração.

$$\eta_{gl} = \frac{E_{tge} + E_{tve} + E_{mec} + E_c - E_b}{E_{comb}}$$
(49)

A tabela 14 apresenta dos resultados obtidos.

Tabela 14 - Eficiências para o Caso B.

ige Ligg	
42,2	59,5

Pela análise dos resultados da usina convencional e do Caso B (tabelas 11 e 16), a eficiência global diminui e a eficiência de geração de energia elétrica aumenta, demonstrando que o enfoque do estudo para o Caso B é o incremento da produção de energia elétrica, mantendo-se o processo de cogeração semelhante à usina convencional. Podem-se visualizar os resultados da eficiência de geração de energia elétrica e eficiência global através das figuras 20 e 21.



Figura 20 - Eficiência da geração de energia elétrica para a usina convencional e para o Caso B.

Figura 21 - Eficiência global para a usina convencional e para o Caso B.



## **CAPÍTULO 5 - ANÁLISE EXERGÉTICA**

Neste capítulo são realizados os cálculos das exergias, irreversibilidades e eficiências exergéticas para os Casos A e B.

### 5.1 CASO A

Uma das principais razões para se realizar uma análise exergética em um sistema é a possibilidade de identificar, precisamente, os componentes onde ocorrem as maiores perdas e desperdícios. A exergia pode ser definida, de forma simplificada, como sendo a qualidade da energia.

Para o caso das usinas do setor sucroalcooleiro, nem sempre é dada a devida importância para este tipo de análise devido à disponibilidade de combustível (bagaço de cana) para alimentar suas caldeiras.

Segundo Tuna (1999) a exergia total pode ser dividida em quatro componentes: exergia física, exergia química, exergia potencial e exergia cinética.

A exergia química leva em conta a composição do combustível assim como a composição do ar ambiente. Para o cálculo da exergia química específica do bagaço, serão adotadas as características propostas por Sales (2007), tabela 15, e será considerada uma fração em massa de água no bagaço úmido (50%).

		Composição Elementar [%]				Composição Imediata [%]			
Biomassa	C	TT	0	N	c	Cinzo	Volétoia	Cingos	Carbono
	C D	п	II O	IN	3	CIIIZa	Volatels	CIIIZas	Fixo
Bagaço	44,8	5,35	39,55	0,38	0,01	9,79	73,78	9,79	14,95

Tabela 15 - Composição do bagaço de cana na base seca.

Fonte: (SALES, 2007).

A equação 50 relaciona o poder calorífico inferior do combustível e a exergia química, levando-se em conta as frações em massa de oxigênio e carbono, o conteúdo de cinzas, a umidade e a composição molar do combustível.

A exergia química da água é 50 kJ/kg e a entalpia de vaporização da água é 2,442 kJ/kg. Sendo assim, através da equação 51 pode-se calcular a fração de massa dos componentes químicos do bagaço de cana.

$$=\frac{1,0412+0,2160\left(\frac{Z_{H_2}}{Z_C}\right)-0,2499\left(\frac{Z_{O_2}}{Z_C}\right)\left[1+0,7884\left(\frac{Z_{H_2}}{Z_C}\right)\right]-0,0450\left(\frac{Z_{N_2}}{Z_C}\right)}{1-0,3035\left(\frac{Z_{O_2}}{Z_C}\right)}$$
(51)

A exergia do fluxo de bagaço de cana é obtida através da equação 52.

$$Ex_{bg ch} = m_{bg} \cdot ex_{bg ch}$$
(52)

Os resultados podem ser visualizados na tabela 16.

Tabela 16 - Fração de massa dos componentes e exergia para o bagaço de cana.

B [-]	Ex <sub>bg ch</sub> [kW]
1,127257	9570

## 5.1.1 Cogeração

As expressões para o cálculo da exergia são escritas em termos de exergias específicas, considerando-se como condição de equilíbrio termodinâmico com o meio ambiente:

 $T_0 = 25 \ ^{\circ}C$  $s_0 = 0,367 \ kJ/kg.K$  $h_0 = 104,86 \ kJ/kg$  $P_0 = 101,3 \ kPa$ 

Para o cálculo das exergias utiliza-se a equação 53.

(50)

$$Ex = m.((h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0))$$
(53)

Segundo Antunes (1999), a irreversibilidade é a perda de exergia para o meio ambiente que se desenvolve fora do volume de controle adotado.

A irreversibilidade é dada pela equação 54.

$$\dot{I} = \sum E x_e - \sum E x_s \tag{54}$$

Segundo Antunes (1999) a eficiência racional, também chamada de eficiência exergética, é definida pela equação 55.

$$=\frac{\sum Ex_s}{\sum Ex_e}$$
(55)

A tabela 17 mostra os resultados obtidos para a turbina a vapor (Turbo Gerador A).

Hidrogênio [Nm <sup>3</sup> /h]	ΣĖx <sub>e</sub> [kW]	ΣĖx <sub>s</sub> [kW]	İ [kW]	[%]
0	47866	44029	3837	92,0
300	47572	43813	3759	92,1
600	47277	43597	3680	92,2
900	46982	43380	3602	92,3
1200	46687	43164	3524	92,5
1500	46393	42948	3445	92,6
2000	45901	42587	3314	92,8
3000	44919	41866	3053	93,2
4000	43936	41145	2792	93,6
5000	42954	40423	2531	94,1

Tabela 17 - Análise exergética da turbina a vapor (Turbo Gerador A).

As figuras 22 e 23 mostram as variações da irreversibilidade e da eficiência exergética para a turbina a vapor.



Figura 22 - Irreversibilidade na turbina a vapor.

Figura 23 - Eficiência exergética para a turbina a vapor.



A razão ar/combustível para o bagaço de cana foi estabelecida como sendo 2,753 kg<sub>ar</sub>/kg<sub>comb</sub>.

Conhecendo o fluxo de massa do bagaço e a relação ar/combustível, pode-se determinar o fluxo de massa de ar necessário e o fluxo de massa dos gases de escape na caldeira (figura 24).

Figura 24 - Fluxos exergéticos na caldeira.



A tabela 18 apresenta os resultados para os fluxos mássicos com a variação da produção de hidrogênio.

Hidrogênio[Nm <sup>3</sup> /h]	<b>m</b> <sub>bg</sub> (comb)	$\dot{\mathbf{m}}_{\mathrm{ar}}$	<b>ṁ</b> gás	$\dot{\mathbf{m}}_1$
0	19,58	53,90	73,48	41,67
300	19,48	53,62	73,10	41,46
600	19,38	53,34	72,71	41,26
900	19,27	53,06	72,33	41,05
1200	19,17	52,78	71,95	40,84
1500	19,07	52,49	71,56	40,64
2000	18,90	52,02	70,92	40,29
3000	18,56	51,08	69,64	39,61
4000	18,21	50,14	68,35	38,91
5000	17,87	49,20	67,07	38,23

Tabela 18 - Fluxos mássicos na caldeira.

.

A exergia dos gases pode ser calculada pela equação 56.

A temperatura dos gases é adotada como 150 °C e o calor específico dos gases da queima do bagaço de cana é de 1,14 kJ/kg.K.

$$Ex_{gás} = \mathcal{M}_{gás} \cdot C_{pgás} \cdot \left[ \left( T_{gás} - T_0 \right) - T_0 \cdot \ln(T_{gás} - T_0) \right]$$
(56)

A exergia do vapor  $(E_{x1})$  é calculada pela equação 53 e a exergia do bagaço pela equação 57.

$$Ex_{bg} = \mathcal{M}_{bg} \cdot PCI_{bg}$$
<sup>(57)</sup>

Após calculadas a exergia dos gases, do combustível e a exergia do vapor da caldeira  $(E_{x1})$ , pode-se calcular a irreversibilidade da caldeira pela equação 58.

$$\dot{I}_{cald.} = Ex_{bg} + Ex_{ar} - Ex_1 - Ex_{gás}$$
(58)

A tabela 19 mostra os resultados das irreversibilidades e eficiências exergéticas para a caldeira.

Hidrogênio [Nm³/h]	∑Ėxe [kW]	∑Ėxs [kW]	İ [kW]	[%]
0	187358	61213	126144	32,7
300	186377	60910	125467	32,7
600	185396	60606	124790	32,7
900	184415	60302	124113	32,7
1200	183434	59998	123436	32,7
1500	182453	59694	122759	32,7
2000	180819	59188	121631	32,7
3000	177549	58176	119374	32,8
4000	174280	57163	117117	32,8
5000	171011	56150	114860	32,8

Tabela 19 - Análise exergética da caldeira.

.

O comportamento da irreversibilidade e da eficiência exergética para a caldeira com o aumento da produção de hidrogênio é mostrado nas figuras 25 e 26.



Figura 25 - Irreversibilidade na caldeira.

Figura 26 - Eficiência exergética para a caldeira.



# 5.1.2 Reforma a vapor

Para a análise no reformador a vapor consideram-se os resultados para 1 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio, mostrados na tabela 20.

Pressão	τι°Cl		Г Ėv ПлІ/Ы	<u>і п. т</u> л	[%]
(atm)	I[C]		∠ EX <sub>s</sub> [KJ/II]	I [KJ/II]	[/0]
	600	2713	2533	180	93,3
1	650	2603	2409	194	92,8
	700	2506	2299	206	91,8
	600	8258	7814	444	94,6
3	650	7920	7428	491	93,8
	700	7621	7090	532	93,0
	600	13864	13191	673	95,1
5	650	13294	12538	756	94,3
	700	12790	11965	825	93,6
	600	19510	18623	887	95,5
7	650	18702	17699	1003	94,6
	700	17990	16889	1101	93,9

Tabela 20 - Resultados para produção de 1 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio.

A exergia total na entrada é a soma das exergias de etanol e de água do reformador, e a exergia de saída é a soma das frações de água e etanol não reagidos, de CO<sub>2</sub> e de hidrogênio. Os resultados obtidos são apresentados na tabela 21.

Hidrogênio [Nm <sup>3</sup> /h]	ΣĖx <sub>e</sub> [kW]	ΣĖxs [kW]	İ [kW]	[%]	
300	209	192	17	91,7	
600	418	383	35	91,7	
900	627	575	52	91,7	
1200	835	766	69	91,7	
1500	1044	958	86	91,7	
2000	1392	1277	115	91,7	
3000	2088	1916	173	91,7	
4000	2784	2554	230	91,7	
5000	3481	3193	288	91,7	

Tabela 21 - Análise exergética para o reformador a vapor.

A irreversibilidade no reformador a vapor aumenta com o aumento da produção de hidrogênio.

### 5.2 CASO B

Segundo Villela (2007) o cálculo da exergia específica para o ciclo combinado é definido pela equação 59.

$$E_{x} = m \cdot C_{p} \left( T \right) \left[ \left( T - T_{0} \right) - T_{0} \cdot \ln \left( \frac{T}{T_{0}} \right) + R \cdot T_{0} \cdot \ln \left( \frac{P}{P_{0}} \right) \right]$$
(59)

A constante universal para os gases foi adotada com o valor de 0,29 kJ/kg.K e para o ar de 0,287 kJ/kg.K.

Foram adotadas as superfícies de controle conforme as figuras 27 e 28.

Figura 27 - Fluxos exergéticos na caldeira de recuperação.



Figura 28 - Fluxos exergéticos na turbina a gás.



A tabela 22 mostra os resultados para as exergias, irreversibilidades e eficiências exergéticas para a turbina a gás, caldeira de recuperação e turbina a vapor para o Caso B.

Tabela 22 - A	Análise	exergética	para	Caso	B
---------------	---------	------------	------	------	---

Equipamento	$\Sigma \dot{E}x_{e}[kW]$	$\Sigma \dot{E}x_{s}$ [kW]	İ [kW]	[%]
Turbina a vapor	47866	44029	3837	92,0
Turbina a gás	614765	358197	256568	58,3
Caldeira de recuperação	144451	100734	43717	69,7

A turbina a gás apresenta a maior irreversibilidade e a menor eficiência exergética.

## **CAPÍTULO 6 - ANÁLISE ECOLÓGICA**

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

Para o hidrogênio, que não ocorre isoladamente na natureza, é necessário um gasto de energia para separá-lo da matéria. Os processos para a obtenção do hidrogênio não são 100% "limpos" (polui em alguma etapa), portanto não pode ser considerado um combustível totalmente "limpo".

No cálculo do dióxido de carbono equivalente, indicador de poluição e da eficiência ecológica, para os Casos A e B, foram consideradas duas situações: a primeira considerao efeito do ciclo de dióxido de carbono desde o plantio da cana-de-açúcar até a produção de etanol (leva em conta o efeito da fotosíntese da cana-de-açúcar), e a segunda não considera o efeito da fotossíntese.

### 6.1 CASO A

Segundo Cardu e Baica (1999) e Villela (2007), utiliza-se para o cálculo da análise ecológica a equação do carbono equivalente (equação 60).

Utilizando-se os índices do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), Resolução n° 3 de 28 de junho de 1990, que estabelece o valor permitido para a concentração de material particulado (MP) como sendo de 150  $\mu$ g/m<sup>3</sup> e a concentração máxima de CO<sub>2</sub> de 10 mg/m<sup>3</sup>.

Segundo Silva (2010), podem-se determinar os coeficientes do dióxido de carbono equivalente através da equação 60. De acordo com Villela (2007) deve-se então dividir a máxima concentração de CO<sub>2</sub> permitida pelos padrões de qualidade de ar ditados pela Organização Mundial da Saúde para uma hora de exposição (NOx = 200  $\mu$ g/m<sup>3</sup>; SOx = 125  $\mu$ g/m<sup>3</sup>).

$$(CQ_2)_e = CQ_2 + 80.(SQ_2) + 50.(NQ_x) + 67.(MP)$$
  
(60)

O indicador de poluição é obtido através da equação 61, a partir do dióxido de carbono equivalente e do poder calorífico inferior do bagaço em base úmida.

$$\Pi_g = \frac{\left(CO_2\right)_e}{PCI_{bgu}} \tag{61}$$

### 6.1.1 Cogeração

De acordo com Silva (2010), as emissões de poluentes para a cogeração, usando bagaço de cana como combustível, são mostradas na tabela 23.

Componentes	Queima do Bagaço de Cana (Sistema de cogeração)				
	Sem Ciclo de	Com Ciclo de			
	Carbono	Carbono			
$CO_2 [kg_{CO2}/kg_{comb}]$	1,8239	0,4696			
$SO_2 [kg_{SO2}/kg_{comb}]$	(	0			
$NO_x[kg_{NOx}/kg_{comb}]$	0,0	012			
MP [kgMP/kg <sub>comb</sub> ]	0,0071				

Tabela 23 - Er	nissões de po	luentes para	a cogeração.
----------------	---------------	--------------	--------------

Fonte: (SILVA, 2010).

O efeito do ciclo de carbono tem um grande impacto no resultado das emissões de carbono.

Os resultados do dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para a cogeração são mostrados na tabela 24.

Sistema de cogeração				Reforma a vapor			
(CO <sub>2</sub> ) <sub>e</sub> [k	kg/kg <sub>comb</sub> ]	П <sub>g</sub> [k	g/MJ]	(CO <sub>2</sub> ) <sub>e</sub> [k	kg/kg <sub>comb</sub> ]	$\Pi_{g}$ [k	g/MJ]
Sem	Com	Sem	Com	Sem	Com	Sem	Com
ciclo de	ciclo de	ciclo de	ciclo de	ciclo de	ciclo de	ciclo de	ciclo de
carbono	carbono	carbono	carbono	carbono	carbono	carbono	carbono
2,3596	1,0053	0,3223	0,1373	2,8953	0,1866	0,3955	0,0255

Tabela 24 – Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para a cogeração.

Segundo Villela (2007), a eficiência ecológica para a cogeração é calculada a partir da equação 62.

$$\varepsilon = \left[\frac{0,204 \eta_{gl} \ln(135 - \Pi_g)}{\eta_{gl} + \Pi_g}\right]^{0.5}$$
(62)

Os resultados da eficiência ecológica da planta para a cogeração são apresentados na tabela 25.

Tabela 25 - Eficiência ecológica associada ao sistema de cogeração.

Produção de Hidrogênio [Nm <sup>3</sup> /h]	$\mathcal{M}_{\text{bg ref}}$ [kg/s]	<b>E</b> <sub>S</sub> [%]	8 <sub>c</sub> [%]
0	0,00	84,1	92,2
300	0,10	84,1	92,2
600	0,21	84,1	92,2
900	0,31	84,2	92,3
1200	0,41	84,2	92,3
1500	0,51	84,3	92,3
2000	0,68	84,4	92,4
3000	1,03	84,5	92,4
4000	1,37	84,7	92,5
5000	1,71	84,8	92,6

Quanto maior a produção de hidrogênio, melhor será a eficiência ecológica do sistema de cogeração. Como a eficiência ecológica está relacionada com a eficiência global do sistema de cogeração é normal este incremento, pois com o aumento da produção de hidrogênio queima-se uma menor quantidade de bagaço no sistema de cogeração, visto que o calor de processo da usina não é alterado.

A figura 29 mostra graficamente os resultados obtidos para a eficiência ecológica da cogeração.



Figura 29 - Eficiência ecológica para a cogeração.

#### 6.1.2 Reforma a vapor

O etanol misturado com água entra no gerador de vapor, e assim a mistura vaporizada segue então para o reformador e purificador. O resultado deste processo é a obtenção do hidrogênio. Durante a queima do bagaço de cana-de-açúcar tem-se a emissão para a atmosfera de  $CO_2$ ,  $NO_x$  e material particulado (MP). O sistema de produção de hidrogênio proposto por Silva (2010) é mostrado na figura 30.

CO2 NO, M.P.

Figura 30 - Sistema de produção de hidrogênio por reforma a vapor.



Fonte: (BRAGA, 2010).

De acordo com Silva (2010), as emissões de poluentes para a reforma a vapor são mostradas na tabela 26.

Tal	bela	ı 26	5 -	Emi	ssões	de	pol	luent	es j	para	а	refo	rma	а	vapor	•
-----	------	------	-----	-----	-------	----	-----	-------	------	------	---	------	-----	---	-------	---

Componentes	Reforma a Vapor de Etanol			
	Sem Ciclo de	Com Ciclo de		
	Carbono	Carbono		
CO <sub>2</sub> [kg <sub>CO2</sub> /kg <sub>comb</sub> ]	0	-1,354		
$SO_2 [kg_{SO2}/kg_{comb}]$		0		
$NO_x[kg_{NOx}/kg_{comb}]$	0,0	012		
MP [kgMP/kg <sub>comb</sub> ]	0,0	071		

Fonte: (SILVA, 2010).

Para a reforma a vapor tem-se um crédito de carbono, ou seja, ela vai absorver mais CO<sub>2</sub> do que gerar.

Os resultados do dióxido de carbono equivalente e do indicador de poluição são apresentados na tabela 27.

Reforma a vapor					
(CO <sub>2</sub> ) <sub>e</sub> [k	kg/kg <sub>comb</sub> ]	$\Pi_{\rm g}$ [kg/MJ]			
Sem	Com	Sem	Com		
ciclo de	ciclo de	ciclo de	ciclo de		
carbono	carbono	carbono	carbono		
2,8953	0,1866	0,3955	0,0255		

Tabela 27 - Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para a reforma a vapor.

De acordo com Silva (2010), o cálculo da eficiência termodinâmica do processo de produção de hidrogênio, pode ser determinado a partir da equação 63:

$$\eta_{ref} = \frac{m_{H_2} .PCI_{H_2}}{\left(m_{bg} .PCI_{bgu} + m_{e \tan ol} .PCI_{e \tan ol}\right)}$$
(63)

A equação 64 mostra a reação global do processo de reforma a vapor de etanol proposta por Silva (2010).

$$1C_2H_5OH + 3 H_2O \rightarrow 2 CO_2 + 6 H_2$$
 (64)

Através da equação 64 observa-se que para cada mol de etanol reagido, resultam-se seis mols de hidrogênio. Portanto, 0,046 kg de etanol geram 0,012 kg de hidrogênio, assumindo uma eficiência ideal (100%) para o processo de reforma.

Segundo Silva (2010), para cada tonelada de cana-de-açúcar se obtém 83,3 l de etanol e 250 kg de bagaço.

Considerando que a densidade do etanol seja de 0,78 kg/l, para cada tonelada de canade-açúcar processada resulta em 65 kg de etanol. A massa de bagaço por mol de etanol é de 0,17469 kg<sub>bg</sub>/mol etanol.

Os valores de poder calorífico inferior utilizados são:

$PCI_{H_2}$	= 119950 kJ/kg	Hidrogênio
PCI <sub>bgu</sub>	= 7320 kJ/kg	Bagaço na base úmida
$$PCI_{et,hidr} = 25000 \text{ kJ/kg}$$
 Etanol

A eficiência ecológica do processo de reforma a vapor é determinada pela equação 65:

$$\varepsilon_{ref} = \left[\frac{0,204 \,\eta_{ref} \ln\left(135 - \Pi_g\right)}{\eta_{ref} + \Pi_g}\right]^{0.5} \tag{65}$$

A tabela 28 mostra os resultados da eficiência termodinâmica da reforma e da eficiência ecológica para a reforma a vapor.

Tabela 28 - Eficiência ecológica para a reforma a vapor do etanol.

$\eta_{\it ref}$ [%]	$\mathcal{E}_{ref} \operatorname{sem o ciclo carbono} [\%]$	$\mathcal{E}_{ref} \operatorname{com o ciclo carbono} [\%]$
59,3	77,4	97,9

## 6.1.3 Global

Baseando-se nas eficiências ecológicas de cogeração e do reformador a vapor, calculase através da equação 66 a eficiência ecológica global para o Caso A.

$$\varepsilon_{gl} = \frac{\left(\left(CO_{2}\right)_{e}\right]_{cog}\varepsilon_{ref} + \left(CO_{2}\right)_{e}\right]_{ref}\varepsilon_{ref}}{\left[\left(CO_{2}\right)_{e}\right]_{cog} + \left[\left(CO_{2}\right)_{e}\right]_{ref}}$$
(66)

A tabela 29 apresenta os resultados da eficiência ecológica global para o Caso A.

Produção de hidrogênio	$\mathcal{E}_{gl}$ (sem ciclo de carbono)	$\mathcal{E}_{gl}$ (com ciclo de carbono)
[Nm <sup>3</sup> /h]	[%]	[%]
300	80,4	93,1
600	80,5	93,1
900	80,5	93,2
1200	80,5	93,2
1500	80,5	93,2
2000	80,5	93,2
3000	80,6	93,3
4000	80,7	93,4
5000	80,8	93,5

Tabela 29 - Eficiência ecológica global.

A máxima eficiência ecológica global é de 93,5% considerando-se o ciclo de carbono.

Há uma redução considerável na eficiência ecológica global, quando o ciclo de carbono não é considerado.

Através da figura 31 é possível visualizar o comportamento da eficiência ecológica global com a variação da produção de hidrogênio, para o Caso A.



Figura 31 - Eficiência ecológica global para o Caso A.

Segundo Filho et al. (2013), a equação 67 apresenta a composição química do gás de exaustão da câmara de combustão.

$$0,638H_2 + 0,6408CO + 0,34CO_2 + 0,374H_2O + 0,019CH_4 + 1,315N_2 + 1,4$$

$$(2,5491N_2 + 0,6774O_2) \rightarrow w CO_2 + 4,8795N_2 + 1,049H_2O + 0,266O_2$$
(67)

Segundo Filho et al. (2013) a equação 67 produz um mol de dióxido de carbono (w) e considera-se 40% de excesso de ar normalizado.

Considera-se para o cálculo as emissões de CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, MP e SO<sub>2</sub>.

Para o cálculo da emissão de CO<sub>2</sub> utiliza-se a equação 68 (VILLELA, 2007).

$$M_{CO2} = \frac{(w.44)CO_2}{M}$$
(68)

Onde,

M Massa molecular para o gas de síntese.

A massa molecular do combustível (gás de síntese) é apresentada abaixo:

M = (0,638. 2) + (0,6408. 28) + (0,34. 44) + (0,374. 18) + (0,019. 16) + (1,315. 28)M = 78,0344 kg/kgmol

Adotando-se o fator de emissão de acordo com Carvalho Jr e Lacava (2003), calcula-se a emissão de monóxido de carbono através da equação 69.

$$M_{NOx} = \frac{\frac{(2120.0,0224)}{10^{6}}}{M.10^{-3}}$$
(69)

Adotando-se o fator de emissão de acordo com Carvalho Jr e Lacava (2003), calcula-se a emissão de material particulado (MP) através da equação 70.

$$M_{MP} = \frac{\frac{(224.0,0224)}{10^6}}{M.10^{-3}}$$
(70)

Segundo Carvalho Jr e Lacava (2003) a porcentagem de enxofre é muito baixa, implicando em um fator de emissão reduzido. Sendo assim foi considerada nula a emissão de enxofre para este trabalho.

A tabela 30 mostra as emissões de CO<sub>2</sub>, material particulado (MP), SO<sub>2</sub> e NO<sub>X</sub>.

	Gaseificação do bagaço		
Componentes	Sem Ciclo de	Com Ciclo de	
	Carbono	Carbono	
CO <sub>2</sub> [kg <sub>CO2</sub> /kg <sub>comb</sub> ]	0,56385389	-0,79014611	
$SO_2 [kg_{SO2}/kg_{comb}]$	0		
$NO_x[kg_{NOx}/kg_{comb}]$	0,000608552		
MP [kgMP/kg <sub>comb</sub> ]	0,0000642998		

Tabela 30 - Emissões de poluentes para o Caso B.

O efeito do ciclo de carbono tem um grande impacto no resultado das emissões de carbono.

A tabela 31 apresenta os resultados do dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para o Caso B.

Tabela 31 – Dióxido de carbono equivalente e indicador de poluição para o Caso B.

Sistema de cogeração			
(CO <sub>2</sub> ) <sub>e</sub> [k	kg/kg <sub>comb</sub> ]	П <sub>g</sub> [k	g/MJ]
Sem	Com	Sem	Com
ciclo de	ciclo de	ciclo de	ciclo de
carbono	carbono	carbono	carbono
0,5986	0,2498	0,0818	0,0341

Através da equação 62 pode-se calcular a eficiência ecológica para o Caso B. A tabela 32 mostra os resultados para a análise ecológica do Caso B.

η <sub>gl</sub> [%]	<b>E</b> <sub>S</sub> [%]	<b>E</b> <sub>c</sub> [%]
59,5	93,8	97,3

Tabela 32 - Eficiência ecológica para o Caso B.

As figuras 32 e 33 mostram a comparação entre as eficiências ecológicas, sem considerar o ciclo do carbono e considerando o ciclo do carbono, de uma usina sucroalcooleira tradicional e da configuração proposta para o Caso B.

Figura 32 - Eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono para o Caso B.



Figura 33 - Eficiência ecológica considerando o ciclo do carbono para o Caso B.



## **CAPÍTULO 7 - CONCLUSÕES**

Os processos de gaseificação do bagaço e de produção de hidrogênio por reforma a vapor de etanol são excelentes alternativas para avanços tecnológicos do setor sucroalcooleiro do Brasil.

A produção de hidrogênio por reforma a vapor pode vir a reduzir o custo da produção desse vetor energético, já que grande parte da infraestrutura necessária (indústrias do setor sucroalcooleiro) para sua produção já se encontram instaladas e em operação.

A gaseificação do bagaço associada a turbina gás em ciclo combinado com turbina a vapor pode vir a suprir as necessidades reais de uma usina sucroalcooleira e possibilita aumento da oferta de geração de eletricidade excedente, comparando-se à usina em ciclo convencional (ciclo de Ranckine).

Pela análise energética foi possível avaliar que a produção de hidrogênio associada à usina sucroalcooleira (Caso A) opera com uma maior eficiência, 82,7% para 5000 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio produzido, comparando-se a planta convencional. A gaseificação do bagaço de cana (Caso B) opera com uma eficiência de geração de energia elétrica superior à planta convencional, 42,2%, necessitando de bagaço de cana suplementar para atender aos requisitos de operação da usina.

A análise exergética mostrou que as eficiências dos equipamentos, 94,1% para a turbina a vapor com 5000 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio produzido, são crescentes com o aumento da produção de hidrogênio (Caso A), ou seja, as perdas diminuem conforme se produz mais hidrogênio. Na gaseificação do bagaço de cana (Caso B), a turbina a gás e a turbina a vapor (Turbo Gerador A) possuem as menores e maiores eficiências, respectivamente 58,3% e 92%.

Pela análise ecológica verificou-se que as eficiências são sempre maiores quando se considera o ciclo do carbono (fotossíntese). A eficiência ecológica, 93,5% considerando o ciclo do carbono para 5000 Nm<sup>3</sup>/h de hidrogênio produzido, aumenta com o incremento da produção de hidrogênio (Caso A), obtendo resultados superiores aos da usina convencional. A eficiência ecológica para a gaseificação do bagaço (Caso B), 97,3%, é superior quando comparada a usina convencional e ao Caso A, ou seja, é a mais eficiente sob ponto de vista ecológico.

Sugestões para trabalhos futuros:

- Estudar a incorporação simultânea da produção de hidrogênio por reforma a vapor de etanol e da gaseificação do bagaço e ao setor sucroalcooleiro tradicional;
- Estudar a análise econômica da incorporação simultânea da gaseificação do bagaço e da produção de hidrogênio por reforma a vapor ao setor sucroalcooleiro tradicional.

## REFERÊNCIAS

ALSTOM POWER INDUSTRIAL TURBINES. **Steam Turbine Data Sheet**. Proposta AA. SP.111.01. Rev. 01. Taubaté-SP, 2001.

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.

BRAGA, L. B. Análise econômica do uso de célula a combustível para acionamento de ônibus urbano. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 2010.

CARDU, M.; BAICA, M. Regarding a new variant methodology to estimate globally the ecologic impact of thermopower plants. Energy Conversion and Management (b); 40(14):1569-1575, 1999.

CARVALHO JR, J.A.; LACAVA, P.T. **Emissões em Processos de Combustão**, São Paulo – Brasil: Editora UNESP, ISBN 85-7139-484-9, 135p., 2003.

CHANAMPA, C.N.Q. Análisis Energético de un Sistema de Cogeneración con Ciclo Combinado y Gasificación para la Industria Azucarera. 166f. Tesis para Optar el Título de Ingeniero Mecánico Eléctrico –Universidad de Piura, Piura-Peru, 2010.

CORONADO, C. J. R.; SILVEIRA, J. L. Analise Técnica – Econômica de um Gaseificador de Biomassa de 100 kg/h para acionamento de um Motor de Combustão Interna. 195f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2007.

CORONADO, C.R.; VILLELA, I. A. C., SILVEIRA, J.L. Ecological efficiency in CHP: Biodiesel case. Applied Thermal Engineering 2010; 30(5):458-463.

CORONADO, C. R.; YOSHIOKA, J. T.; SILVEIRA, J. L. "Electricity, hot water and cold water production from biomass. Energetic and economical analysis of the compact system of cogeneration run with wood gas from a small downdraft gasifier." Renewable Energy <sup>JCR</sup>, v. 36, 2011.

CORTEZ, L.A.B.; GÓMEZ, E.O. A method for exergy analysis of sugarcane bagasse boilers. Brazilian Journal of Chemical Engineering; 15(1):1-10. 1998.

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 <sup>JCR</sup>, v. 57, p. 116-124, 2013.

FIOMARI, M.C. Análise energética e exergética de uma usina sucroalcooleira do oeste paulista com sistema de cogeração de energia em expansão. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, campus de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, 2004.

GAS TURBINE WORLD HANDBOOK. Disponível em: <a href="http://www.gasturbineworld.com/index.html">http://www.gasturbineworld.com/index.html</a>. Acesso em: 26 nov. 2013.

GE ENERGY. Disponível em: <http://www.ge-energy.com/about/index.jsp>. Acesso em: 23 dez. 2013.

HENRIQUES, R. M. Potencial para geração de energia elétrica no Brasil com resíduos de biomassa através da gaseificação. Tese de doutorado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, URFJ, 2009.

KAMATE, S.C.; GANGAVATI, P.B. Exergy analysis of cogeneration power plants in sugar industries. Applied Thermal Engineering; 29(5-6):1187-1194, 2009.

KOTAS, T.J., **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis**, Krieger Publishing Company, Flórida, USA, 328p., 1995.

LAMAS, W.Q.; SILVEIRA, J.L.; GIACAGLIA, G.E.O.; REIS, L.O.M. Development of a methodology for cost determination of wastewater treatment based on functional diagram. Applied Thermal Engineering; 29(10):2061-2071, 2009.

MORANDIM, M.; TOFFOLO, A.; LAZZARETTO, A.; MARECHAL, F.; ENSINAS, A.V.; NEBRA, S.A. Synthesis and parameter optimization of a combined sugar and ethanol production process integrated with a CHP system. Energy; 36(6):3675-3690, 2011.

NOGUEIRA, L.A.H.; SILVEIRA, J.L.; BALESTIERI, J.A.P.; MASSAFELLI, N. **Exergetic analysis of unit 1 of thermoelectric Piratininga.** Technical report GPT II. In: Proceedings of the 10th National Seminar of Production and **Transmission of Electric Energy - SNPTEE**. Curitiba, PR: ELETROBRAS/CIGRE, 1989. PELLEGRINI, L.F. Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicada a produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

SALES, C.A.V.B. **Avaliação técnico econômica da conversão da biomassa em eletricidade utilizando tecnologias de gaseificação**. Dissertação (Mestrado em Engenharia da Energia) – Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2007.

SANTOS, M. L. S. Solid fuels combustion and gasification. Marcel Dekker, INC. p. 60, 2004.

SILVA, M.E. Análise experimental da reforma a vapor do etanol: aspectos técnicos, econômicos e ecológicos. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2010.

SILVEIRA, J. L. Cogeração Disseminada para Pequenos Usuários; Estudos de Casos para o Setor Terciário. Tese de Doutorado, p. 196, Universidade de Campinas, Campinas, 1994.

SILVEIRA, J.L.; SANTOS, F.E.; LUENGO, C.A. Technical and economic analysis of the conversion of an emergency generator into a cogeneration system: study of a case for a hospital. In: The Fourth Asian Pacific International Symposium on Combustion and Energy Utilization. Proceedings of 4th APISCEU, p. 606-610, Bangkok, Thailand, 8 e 12 de dezembro 1997.

SILVEIRA, J. L. and GOMES, L.A. Fuel Cell Cogeneration System: A Case of Thermoeconomic Analysis, Renewable and Sustainable Energy Reviews, Elsevier Science Ltd., v.3, issue 2-3, p. 233-242, 1999.

SILVEIRA, J. L.; TUNA, C. E. Thermoeconomic analysis method for optimization of combined heat and power system. Part I. Progress in Energy and Combustion Science<sup>JCR</sup>, v. 29, p. 479-485, 2003.

SILVEIRA, J.L.; TUNA, C.E. Thermoeconomic analysis method for optimization of combined heat and power system. Part II. Progress in Energy and Combustion Science; 30(6):673-678, 2004.

SILVEIRA, J.L.; CARVALHO, JUNIOR J.A.; VILLELA, I.A.C. Combined cycle versus one thousand diesel power plants: pollutant emissions, ecological efficiency and economic analysis. Renewable and Sustainable Energy Reviews; 11(3):524-535, 2007.

SILVEIRA, J. L., SOUZA A. C. C., SILVA M. E., Thermodynamic Analysis of Direct Steam Reforming of Ethanol in Molten Carbonate Fuel Cell, Journal of Fuel Cell Science and Technology, November, Vol. 4. 2007.

SILVEIRA, J. L.; SOUZA, A. C. C.; SILVA, M. E. Thermodynamic analysis of direct steam reforming of ethanol in molten carbonate fuel cell. Journal of Fuel Cell Science and Technology<sup>JCR</sup>, v. 5, p. 021012-1-021012-6, 2008.

SILVEIRA, J.L.; BRAGA, L.B.; SOUZA, A.C.C.; ANTUNES, J.S.; ZANZI-VIGOUROUX, R.A. **The benefits of ethanol for hydrogen production in urban transport.** Renewable and Sustainable Energy Reviews; 13(9):2525-2534, 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, 138p., 2005.

SOUZA, A. C. C.; SILVEIRA, J. L. "Hydrogen production utilizing glycerol from renewable feedstocks the case of Brazil." Renewable & Sustainable Energy Reviews<sup>JCR</sup>, v. 15, p. 1835-1850, 2011.

SUE, D. C.; CHUANG, G. C. Engineering design and exergy analyses for combustion gas turbine based power generation system, Energy, v. 29, p. 1183-205, 2004.

TUNA, C.E. **Um método de análise exergoeconômica para otimização de sistemas energéticos**. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 1999.

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

VILLELA, I.A.C.; SILVEIRA, J.L. Thermoeconomic analysis applied in cold water production system using biogas combustion. Applied Thermal Engineering; 25(8-9):1141-1152, 2005.

VILLELA, I.A.C. **Desenvolvimento de um Modelo Termoeconômico que considera os Impactos Ambientais**. 149f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2007.

VILLELA, I.A.C.; SILVEIRA, J.L. Ecological efficiency in thermoelectric power plants. Applied Thermal Engineering; 27(5-6):840-847, 2007.