



**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
CAMPUS DE GUARATINGUETÁ
Faculdade de Engenharia**

Valdisley José Martinelli

**ASPECTOS TÉCNICOS, TERMOECONÔMICO E ECOLÓGICO DA
INTEGRAÇÃO DA PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO NA CADEIA PRODUTIVA DE
UMA USINA SUCROALCOOLEIRA**

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

Orientador: Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna

Co-orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

Guaratinguetá

2017

Martinelli, Valdisley José
Aspectos Técnicos, Econômicos e Ecológicos da Integração da Produção
de Hidrogênio na Cadeia Produtiva de uma Usina Sucroalcooleira /
Valdisley José Martinelli – Guaratinguetá [s.n], 2017. .

Tese (Doutorado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de
Engenharia de Guaratinguetá, 2017.

Orientador: Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna
Coorientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

1. Hidrogênio 2. Etanol I. Título

VALDISNEY JOSÉ MARTINELLI

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

PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA: ENERGIA

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO



Prof. Dr. José Antonio Perrella Balestieri
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:



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



Prof. Dr. PEDRO MAGALHÃES SOBRINHO
UNESP/FEG



Prof. Dr. DANIEL TRAVIESO PEDROSO
UNESP/FEG



Prof. Dr. FABIANO FERNANDES BARGOS
EEL/USP



Prof. Dr. LÚCIA BOLLINI BRAGA
EEAR

Abril de 2017

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, a Deus, sem o qual nada disso seria possível.

Aos meus pais, minha família, amigos e tantos outros cuja ajuda e apoio foram fundamentais para a conclusão deste trabalho.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna, e ao co-orientador Prof. Dr. José Luz Silveira, por todo o auxílio, paciência, amizade e dedicação durante o período do desenvolvimento deste trabalho.

Este trabalho contou com o apoio financeiro do CNPq

Edital MCT/CNPq/FNDCT 46/2009

ESTUDO DA INCORPORAÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE
HIDROGÊNIO POR REFORMA A VAPOR NA CADEIA PRODUTIVA DO
ETANOL

MARTINELLI, V. J. Aspectos Técnicos, Termoeconômicos e Ecológicos da Integração da Produção de Hidrogênio na Cadeia Produtiva de uma Usina Sucroalcooleira. Guaratinguetá, 2017. 146 f. Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2017.

RESUMO

Uma das grandes preocupações nos dias atuais é a obtenção de combustíveis renováveis e de aplicação economicamente viável e com práticas sustentáveis, causando o menor impacto ao ambiente. Uma opção que se enquadra nestes requisitos é a produção de hidrogênio através da reforma a vapor de etanol em usinas sucroalcooleiras, que compõe um importante setor da economia nacional e que a partir desta modificação passaria a produzir hidrogênio, além dos produtos tradicionais (açúcar, etanol, venda de excedente de eletricidade) Este é o cenário do estudo deste trabalho, a incorporação da produção de hidrogênio pelo processo de reforma a vapor de etanol em uma usina sucroalcooleira. Primeiramente, é feita uma comparação através da análise termodinâmica (energética e exergética) entre a usina sucroalcooleira tradicional com a usina sucroalcooleira inovadora que além dos produtos tradicionais irá produzir hidrogênio. Em seguida é efetuada uma análise de engenharia econômica de modo a alocar os custos da incorporação do processo de reforma, além disso, visando determinar e quantificar as alterações nas emissões pela incorporação do novo processo, é realizada a análise ecológica do sistema. Finalmente é efetuada análise Termoeconômica (análise Funcional) da usina inovadora para determinar o custo termoeconômico da produção de hidrogênio, etanol e da venda do excedente de eletricidade. Na equação termoeconômica é incorporado o custo (crédito) da quantidade de dióxido de carbono que seria emitido caso a mesma quantidade de hidrogênio fosse produzida através do processo de reforma a vapor de gás natural, que é um combustível fóssil. É apresentada a comparação entre a receita anual da planta sem e com a produção de hidrogênio (6829,3 Nm³/h). Concluiu-se que o cenário 1 é a melhor opção a ser adotada por apresentar o custo de manufatura exergética inferior ao do cenário 2. E a incorporação do processo de reforma a vapor de etanol à cadeia produtiva em uma usina sucroalcooleira agrega valor e é viável economicamente.

PALAVRAS-CHAVES: Hidrogênio, Termoeconomia, Reforma a Vapor, Etanol, Usina Sucroalcooleira.

MARTINELLI, V. J. Technical, Thermoeconomic and Ecological Aspects of the Integration of Hydrogen Production in the Production Chain of a Sugarcane Plant. Guaratinguetá, 2017. 146 p. Thesis (Doctorate in Mechanical Engineering) - Department of Energy, Faculty of Engineering, Guaratinguetá Campus, State University of São Paulo, Guaratinguetá, 2017.

ABSTRACT

One of the major concerns nowadays is to obtain renewable and economically viable fuels with sustainable practices, with the least impact on the environment. An option that fits these requirements is the production of hydrogen through the ethanol steam reforming process in sugarcane industry, which makes up an important sector of the national economy and that from this modification would produce hydrogen, in addition to traditional products (sugar, ethanol, surplus electricity sale) This is the study scenario of this work, the incorporation of hydrogen production by the process of reforming the ethanol steam in a sugarcane industry. Firstly, a comparison is made through thermodynamic analysis (energy and exergy) between the traditional and the innovative sugarcane industry which beyond the traditional products, it will produce hydrogen. Afterwards, an economic engineering analysis is carried out in order to allocate the costs of incorporating the reform process. In order to determine and quantify changes in emissions by incorporating the new process, ecology analysis is applied. Finally, a Thermoeconomic analysis (Functional analysis) of the innovative plant is carried out to determine the thermoeconomic cost of producing hydrogen, ethanol and the surplus electricity sale. And it was incorporated into thermoeconomic equation the cost (credit) of carbon dioxide amount that would be emitted if the same amount of hydrogen was produced by natural gas steam reforming process, which is a fossil fuel. Comparison of the annual revenue of the plant without and with hydrogen production (6829,3 Nm³/h) is presented. It was concluded that scenario 1 is the best option to be adopted since it presents the lower exergy cost than the scenario 2. And the incorporation of ethanol steam reforming process in the productive chain in a sugarcane industry adds value and is economically viable.

KEYWORDS: Hydrogen, Thermoconomics, Steam Reform, Ethanol, Sugarcane industry.

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama do processo produtivo de uma usina sucroalcooleira (PELLEGRINI, 2009)	24
Figura 2: Incorporação do processo de reforma a vapor na usina sucroalcooleira (SILVA, 2010).....	27
Figura 3: Fluxograma da Destilaria Pioneiros (FIOMARI, 2004).	33
Figura 4: Turbina de condensação com duas extrações (configuração original).....	36
Figura 5: Turbina de condensação com duas extrações com mínima vazão no condensador (elaborado pelo autor).	38
Figura 6:* Capacidade de produção e geração da usina sucroalcooleira tradicional.* Os valores adotados foram retiradas da safra 13/14 da usina Santa Adélia.	39
Figura 7: Capacidade de produção e geração da usina sucroalcooleira inovadora com máxima produção de hidrogênio utilizando como insumo o etanol hidratado.....	40
Figura 8: Capacidade de produção e geração da usina sucroalcooleira inovadora, com máxima produção de hidrogênio utilizando como insumo o etanol anidro.....	40
Figura 9: Produção de hidrogênio e redução da potência elétrica em função do consumo de bagaço.	41
Figura 10: Consumo de etanol (anidro ou hidratado) e produção de hidrogênio em função da quantidade de bagaço consumido.	41
Figura 11: Rendimento do sistema de cogeração e a produção de hidrogênio em função do bagaço consumido.	43
Figura 12: Índice de Ganho da usina em função da produção de hidrogênio.	46
Figura 13: Processo de transferência de calor na caldeira.	54
Figura 14: Processo em uma turbina adiabática.	55
Figura 15: Processo em um trocador de calor em contracorrente.	57
Figura 16: Processo em uma válvula de expansão.	58
Figura 17: Processo em um misturador.	59
Figura 18: Processo em uma bomba.....	61
Figura 19: Eficiência exergética e racional da caldeira em função da produção de hidrogênio.	63

Figura 20: Eficiência exergética e racional da turbina em função da produção de hidrogênio.....	64
Figura 21: Eficiência exergética e racional do condensador em função da produção de hidrogênio.....	64
Figura 22: Eficiência exergética e racional da bomba em função da produção de hidrogênio.....	65
Figura 23: Eficiência exergética e racional da bomba de alimentação da caldeira em função da produção de hidrogênio.....	65
Figura 24: Comparação da eficiência exergética em função da produção de hidrogênio para diferentes equipamentos.	66
Figura 25: Comparação da eficiência racional em função da produção de hidrogênio para diferentes equipamentos.	67
Figura 26: Metodologia para a determinação do custo do equipamento (SILVA, 2010). ..	69
Figura 27: Custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros; H=4000 h/ano, etanol anidro.	74
Figura 28: Custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros; H=4000 h/ano, etanol hidratado.	75
Figura 29: Custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros; k=8 anos, etanol anidro.	75
Figura 30: Custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros; k=8 anos, etanol hidratado.	76
Figura 31: Custo de produção do hidrogênio e investimento nos equipamentos (reformador e vaporizador) em função da produção de hidrogênio; k=8 anos, taxa de juros=8 %.....	77
Figura 32: Custo de produção do hidrogênio em função do período de amortização; H=4000 h/ano.	78
Figura 33: Ciclo do CO ₂ do plantio da cana-de-açúcar até a produção do etanol (adaptada de SILVEIRA et al., 2009)	81
Figura 34: Adaptação do fluxograma do processo da usina (FIOMARI, 2004).....	88
Figura 35: Diagrama Funcional da usina tradicional.....	91
Figura 36: Processo de produção de hidrogênio.....	96
Figura 37: Diagrama Funcional da produção de hidrogênio	97

Figura 38: Diagrama de custo da usina inovadora	102
Figura 39: Comparação entre o custo de geração de eletricidade entre os cenários 1 e 2 em função do período de amortização; para taxas de juros de 4 e 12%.....	109
Figura 40: Comparação do custo de produção do etanol entre três diferentes cenários: 100% etanol (sem produção de hidrogênio), cenário 1 e cenário 2 em função do período de amortização e juros de 4.	110
Figura 41: Comparação do custo de produção do etanol em função do período de amortização para a condição de 100% etanol (sem produção de hidrogênio); juros de 4, 8 e 12%.....	110
Figura 42: Comparação do custo de produção do etanol em função do período de amortização para o cenário 1 (6829,3 Nm ³ /h de hidrogênio); juros de 4, 8 e 12%.....	111
Figura 43: Comparação do custo de produção do hidrogênio entre os cenários 1 e 2 em função do período de amortização; taxa de juros de 4 e 12%.	112
Figura 44: Comparação entre o custo de manufatura exergética entre os cenários 1 e 2 em função do período de amortização para taxa de juros de 4 e 12%.....	112
Figura 45: Comparação do custo de produção do hidrogênio entre o cenário 1 e a análise econômica em função do período de amortização; taxa de juros de 4 e 12%.	113
Figura 46: Custo de produção do hidrogênio em função do período de amortização, taxa de juros de 4 %, período de utilização de 4695,6 h/ano.	114
Figura 47: Comparação dos resultados obtidos do custo de produção de hidrogênio com os encontrados na literatura.	115
Figura 48: Receita anual em função do período de amortização para 100% de etanol, sem produção de hidrogênio.....	115
Figura 49: Receita anual em função do período de amortização para produção de 6829,3 Nm ³ /h de hidrogênio, PV _{H2} de US\$0,10/kWh.	116
Figura 50: Receita anual em função do período de amortização para produção de 6829,3 Nm ³ /h de hidrogênio, PV _{H2} de US\$0,20/kWh.	117
Figura 51: Receita anual em função do período de amortização para produção de 6829,3 Nm ³ /h de hidrogênio, PV _{H2} de US\$0,30/kWh.	118
Figura 52: Comparação da receita anual em função do período de amortização para produção de 6829,3 Nm ³ /h de hidrogênio para diferentes preços de venda do hidrogenio.....	119
Figura A1: Fluxograma da Destilaria Pioneiros (FIOMARI, 2004).....	134

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Quantidade de açúcar e etanol produzido por tonelada de cana (FINGUERUT, 2004).....	22
Tabela 2: Parâmetros de operação do reformador (SILVA, 2010).....	29
Tabela 3: Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros. (FIOMARI, 2004).....	34
Tabela 4: Dados operacionais da turbina fornecidas pelo fabricante (FIOMARI, 2004).	35
Tabela 5: Características técnicas do bagaço (base seca) (SALES, 2007)	51
Tabela 6: Análise exergética da configuração original da usina (sem produção de hidrogênio).	62
Tabela 7: Estimativa do investimento do gerador de vapor.	72
Tabela 8: Emissões do processo produção de hidrogênio por reforma do etanol (SILVA, 2010).	81
Tabela 9: CO ₂ equivalente e indicador de poluição da planta de cogeração (Vane, 2012).	82
Tabela 10: Eficiência ecológica associada ao sistema de cogeração.....	82
Tabela 11: Emissões no processo de produção de hidrogênio (BRAGA, 2014).	83
Tabela 12: Resultado da análise ecológica do processo de produção de hidrogênio (BRAGA, 2014).	83
Tabela 13: Resultado da eficiência ecológica global da usina.....	84
Tabela 14: Propriedades do processo da usina.	89
Tabela 15: Funções incrementos exergéticos em função da produção de hidrogênio da usina.....	95
Tabela 16: Propriedades do processo de reforma obtidas de Lemmon et al (2013).	96
Tabela 17: Resultado das funções de incrementos do processo de reforma a vapor. ...	101
Tabela 18: Parâmetros fixos para cálculo termoeconômico.	108

LISTA DE SÍMBOLOS

$(CO_2)_e$	Dióxido de carbono equivalente	kg_{CO_2}/kg_{comb}
$(MP)_e$	Material Particulado equivalente	kg_{mp}/kg_{comb}
$(NO_x)_e$	Óxido nitroso equivalente	kg_{NO_x}/kg_{comb}
$(SO_2)_e$	Dióxido de Enxofre equivalente	kg_{SO_2}/kg_{comb}
$B_{\text{água}}$	Fração em massa de água do bagaço úmido	%
C	Custo	US\$/kWh
CC_{GN} hidrogênio	Crédito de carbono pela não utilização do gás natural para a produção do hidrogênio	US\$/kWh.
CH_4	Metano	-
CO	Monóxido de Carbono	-
CO_2	Dióxido de Carbono	-
C_p	Calor específico	$kJ/kg.K$
C_r	Custo do equipamento de em referência a S_r	US\$
C_s	Custo do equipamento de em referência a S_s	US\$
e	Exergia específica	kJ/kg
E	Energia	kJ
Ex	Exergia	kW
f	Fator de anuidade	1/ano
F_{comb}	Fator de combustível	-
h	Entalpia do sistema para o dado estado	kJ/kg
H	Período de utilização	h/ano
H_2O	Água	-
H_2	Hidrogênio	-

\dot{I}	Irreversibilidade	kW
I_{nv}	Investimento	US\$
k	Período de amortização	anos
m	Fator de incidência econômico, (0,5 a 1,0)	-
\dot{m}	Vazão mássica	kg/s
\dot{m}_{et}	Vazão volumétrica de etanol	m ³ /s
\dot{m}_{H_2}	Vazão volumétrica de hidrogênio	Nm ³ /h
MP	Material Particulado	-
NO _x	Óxido de Nitrogênio	-
PCI	Poder Calorífico Inferior	kJ/kg
PotCon	Potência consumido no referido processo	kW
Q	Potência térmica	kW
r	Taxa de juros anual	%
s	Entropia do sistema	kJ/kg.K
T	Temperatura	K
W	Potência	kW
Y	Função de Incremento Exergética	kW
Z_x/Z_y	Fração mássica de diferentes elementos químicos	%

Letras gregas

$\sum \dot{E}_e$	Somatória dos fluxos exergeticos na entrada	kW
$\sum \dot{E}_s$	Somatória dos fluxos exergeticos na saída	kW
β	Fração mássica dos componentes do bagaço	%
ε	Eficiência ecológica	%
η	Rendimento termodinâmico (Primeira Lei)	%
Π	Indicador de poluição	kgCO ₂ /MJ
ψ	Eficiência Exergetica	%

Sobrescritos e Subscritos

0	Condição de estado morto (T=298,15 K, P=1,01.10 ⁵ Pa)
aç	Açúcar
anid	Anidro
ag	Água
b	Bomba
bg	Bagaço
cald	Caldeira
cana	Cana-de-açúcar
ch	Química
cog	Cogeração/cogeneradora
comb	Combustível
cond	Condensador
e	Entrada
el	Eletricidade
et	Etanol

g	Gás
gl	Global
hid	Hidratado
man	Manutenção
max	Máximo
mec	Mecânica
min	Mínimo
mt	Misturador
op	Operação
proc	Processo
ref	Reforma/reformador
s	Saída
t	Turbina
v	Vapor

SUMÁRIO

RESUMO	6
ABSTRACT	8
ÍNDICE DE FIGURAS	10
ÍNDICE DE TABELAS	13
LISTA DE SÍMBOLOS	14
SUMÁRIO.....	18
CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO.....	21
1.1: Usinas sucroalcooleiras	22
1.1.1: Incorporação do Processo de Produção de Hidrogênio à Usina.....	26
1.1.2: Reforma a Vapor de Etanol.....	26
1.2: Estrutura da tese	29
1.3: Objetivos	30
CAPÍTULO 2: ANÁLISE ENERGÉTICA	32
2.1: Dados da Usina.....	32
2.2: Cálculo da quantidade de bagaço para a máxima produção de hidrogênio para dois (2) diferentes cenários	34
2.2.1: Cenário 1 - Produção de hidrogênio através do bagaço excedente da uma usina sucroalcooleira.....	34
2.2.2: Cenário 2: Produção de hidrogênio através do bagaço excedente, adicionado ao bagaço proveniente da redução da geração de potência elétrica	35
2.3: Capacidade da usina sucroalcooleira, safra 2005/2006.....	44
2.3.1: Rendimento global da usina sucroalcooleira.....	44
2.4: Cálculo do rendimento termodinâmico do processo de reforma a vapor de etanol. 46	
CAPÍTULO 3: ANÁLISE EXERGÉTICA	49
3.1: Componentes da Exergia.....	50
3.1.1: Exergia Potencial e Cinética.....	50
3.1.2: Exergia Física	50

3.1.3: Exergia Química.....	51
3.2: Eficiência racional de Bosnjakovic	52
3.3: Análise exergética dos componentes da planta	53
3.3.1: Caldeira	53
3.3.2: Turbina.....	55
3.3.3: Condensador (trocador de calor)	56
3.3.4: Válvula de expansão.....	58
3.3.5: Misturador	59
3.3.6: Bomba	60
3.4: Análise exergética do sistema de cogeração.....	61
CAPÍTULO 4: ANÁLISE ECONÔMICA	68
4.1: Análise econômica da incorporação da produção de hidrogênio	68
4.1.1: Custo de produção do hidrogênio.....	68
4.1.1.1: Estimativa do investimento no reformador de etanol.....	69
4.1.1.2: Custo de Operação.....	70
4.1.1.3: Custo de Manutenção	70
4.2: Estimativa do investimento no gerador de vapor para processo de reforma a vapor.....	71
4.3: Estimativa do investimento nos equipamentos principais (reformador e gerador de vapor) necessários para produção de hidrogênio por reforma a vapor.....	72
4.4: Estimativa dos investimentos nos equipamentos principais de uma usina sucroalcooleira.....	73
4.5: Parâmetros adotados para análise econômica do custo do hidrogênio.....	73
4.6: Resultados da análise econômica	74
CAPÍTULO 5 – EFICIÊNCIA ECOLÓGICA	79
5.1: Cálculo da eficiência ecológica do sistema de cogeração	81
5.2: Cálculo da eficiência ecológica do processo de produção de hidrogênio via reforma a vapor de etanol.....	82

5.3: Cálculo da eficiência ecológica global (sistema de cogeração + processo de reforma a vapor).....	83
CAPÍTULO 6: TERMOECONOMIA.....	85
6.1: Aplicação do método.....	86
6.2: Diagrama Funcional Termoeconômico.....	86
6.3: Usina sucroalcooleira tradicional.....	87
6.4: Desenvolvimento do diagrama funcional termoeconômica.....	89
6.5: Cenário 1 - Determinação da capacidade máxima de produção de hidrogênio e insumos.....	95
6.5.1: Fluxograma do processo de produção de Hidrogênio por Reforma a Vapor.....	96
6.5.2: Diagrama funcional da produção de hidrogênio por reforma a vapor.....	97
6.5.3: Equações dos fluxos exergéticos associados aos diagramas funcionais.....	97
6.6.: Cenário 2 - Determinação da capacidade máxima de produção e hidrogênio e insumos.....	101
6.7: Cálculo dos custos da planta.....	102
6.8: Custo de Manufatura Exergética.....	103
6.8.1: Cálculo da receita anual.....	107
6.9: Resultados.....	108
CAPÍTULO 7– CONCLUSÕES E COMENTÁRIOS.....	120
CAPÍTULO 8–REFERÊNCIAS.....	123
ANEXO A – Propriedades termodinâmicas da usina sucroalcooleira (Fiomari).....	133
ANEXO B – Funções de incremento exergéticas da usina cogeneradora tradicional (FIOMARI, 2004).....	135
ANEXO C – Cálculo do rendimento termodinâmico do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor.....	140

CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO

A transformação e o uso de energia têm causado muitos problemas ambientais. O desenvolvimento de processos para obtenção de combustíveis limpos, que emitam poucos poluentes e com viável implementação tem sido o objetivo de vários pesquisadores.

O hidrogênio tem sido uma opção porque possui grande densidade energética e por possibilitar redução nas emissões de gases do efeito estufa. (BRAGA, 2014).

O hidrogênio pode ser obtido de várias fontes:

- Eletrólise: como o próprio nome diz, este processo ocorre com a utilização de eletricidade para efetuar a separação da água em hidrogênio e oxigênio. O problema deste processo é o grande consumo de eletricidade, o que o torna economicamente inviável. O hidrogênio produzido por este processo pode custar cerca de dez (10) vezes quando comparado com o processo de reforma a vapor (SOUZA, 2005).

- Eletrólise a vapor: este processo se baseia no mesmo princípio de separação (decomposição) da água em hidrogênio e oxigênio. A diferença em relação ao processo anterior, é que a separação ocorre pela utilização de altas temperaturas. Segundo Souza (2005), o vapor a altas temperaturas (a partir de 1973 K) e a altas pressões (1,01 MPa) promove a decomposição da molécula de água através da quebra das ligações químicas entre os átomos de hidrogênio e oxigênio. A dificuldade deste processo está no difícil controle das altas temperaturas e pressões, que pode levar a recombinação do hidrogênio com o oxigênio.

- Processos Termoquímicos: segundo Silva (2010), a produção de hidrogênio através de processos termoquímicos envolve matéria-prima de origem fóssil ou renovável (etanol, gás natural, metanol, gasolina), calor e catalisadores para promover as reações químicas resultando na produção de hidrogênio. Os principais processos termoquímicos são: gaseificação de biomassa, pirólise e reformas catalíticas. Ainda, segundo Silva (2010), as fontes primárias não renováveis ou fósseis são responsáveis por mais de 95% da produção mundial de hidrogênio, com a maior parte obtida através da reforma de combustíveis, principalmente gás natural (50%). De acordo com Martinelli et al (2011), a reforma a vapor ocorre na presença de catalisador, o gás produzido inclui gás

hidrogênio (H₂), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄), além de outros. Trata-se de uma reação endotérmica, logo, há necessidade de uma fonte de calor externa.

No Brasil, uma alternativa interessante é a reforma de vapor de etanol porque o país possui a maior produção deste combustível proveniente de cana-de-açúcar, além de contar com uma estrutura logística e operacional já estabelecida pelas usinas sucroalcooleiras. Basicamente, seria necessário adicionar um reformador de etanol além de um vaporizador a cadeia produtiva da usina. Desta forma, as usinas sucroalcooleiras tradicionais que, normalmente, produzem etanol, açúcar e geram eletricidade, passariam a produzir outro vetor energético, o hidrogênio, de maior valor agregado.

1.1: Usinas sucroalcooleiras

A indústria sucroalcooleira engloba vários processos que visam transformar a cana-de-açúcar em etanol e açúcar. Sua demanda energética é suprida através do aproveitamento do bagaço de cana residual que é queimado em caldeiras para a obtenção de potência elétrica, garantindo que as mesmas sejam auto-suficientes. Este aproveitamento energético a partir de uma mesma fonte (bagaço), gerando tanto energia térmica para processo como eletricidade é chamada de cogeração.

A Tabela 1 mostra a quantidade que se pode produzir de açúcar e etanol por tonelada de cana-de-açúcar (FJINGUERUT, 2004).

Tabela 1: Quantidade de açúcar e etanol produzido por tonelada de cana (FINGUERUT, 2004).

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

Conforme Pellegrini (2009), o processo de produção de açúcar e etanol em uma usina pode ser dividido em cinco principais setores: sistema de extração de caldo, planta de tratamento do caldo, produção de açúcar, produção do etanol e sistema de cogeração; conforme é apresentada na Figura 1.

- Extração do caldo de cana: a cana-de-açúcar passa por um processo de lavagem a fim de eliminar as impurezas trazidas do campo, em seguida, vai para a operação de preparo que é realizada através de facas rotativas seguidas de desfibradores, sendo seus acionamentos feitos ou por turbinas a vapor ou por motores elétricos. As facas têm o objetivo de nivelar e uniformizar a cana, além de promoverem a redução do tamanho, já os desfibradores causam a destruição completa da cana. Geralmente, as turbinas a vapor são de simples ou com três (3) estágios, apresentando rendimento isoentrópico inferiores a 60% (PELLEGRINI, 2009). Após a fase de preparo, a cana-de-açúcar segue para as moendas, onde é extraído o caldo. Com o objetivo de aumentar o rendimento industrial, é adicionado água ao bagaço por meio de pulverizadores dispostos entre diversos jogos de moendas (CASTRO, 2001).

- Tratamento do caldo: os principais objetivos do tratamento de caldo são: a elevação do pH a um nível onde as perdas por inversão de sacarose sejam mínimas durante os processos subsequentes e a remoção de material insolúvel e substâncias dissolvidas indesejáveis. Inicialmente, o caldo misto é peneirado a fim de remover materiais em suspensão (impurezas tais como: areia, terra). Também há o aquecimento, cujos objetivos são: eliminar os microorganismos por esterilização, completar as reações químicas com o agente alcalinizante, flocular as impurezas insolúveis e remover os gases dissolvidos no caldo. Geralmente, esse aquecimento ocorre em duas etapas: até 70°C, para a adição dos agentes alcalinizantes, e até 105°C, antes de ser enviado para o "flasheamento", onde os gases dissolvidos são eliminados. Após passar pelos tratamentos térmicos e químicos requeridos, o caldo é enviado para a decantação (PELLEGRINI, 2009).

- Produção de açúcar: o caldo clarificado proveniente da planta de tratamento pós-moendas passa por um processo de concentração para eliminação da água e produção dos cristais de açúcar. O processo de evaporação é o primeiro estágio de concentração do caldo clarificado. Sua principal função é a concentração de caldo com 14 a 17° Brix (portacentagem em massa de sólidos solúveis contidos em uma solução de sacarose quimicamente pura) até uma solução com concentração de 60 a 70° Brix, conhecida como xarope (PELLEGRINI, 2009).

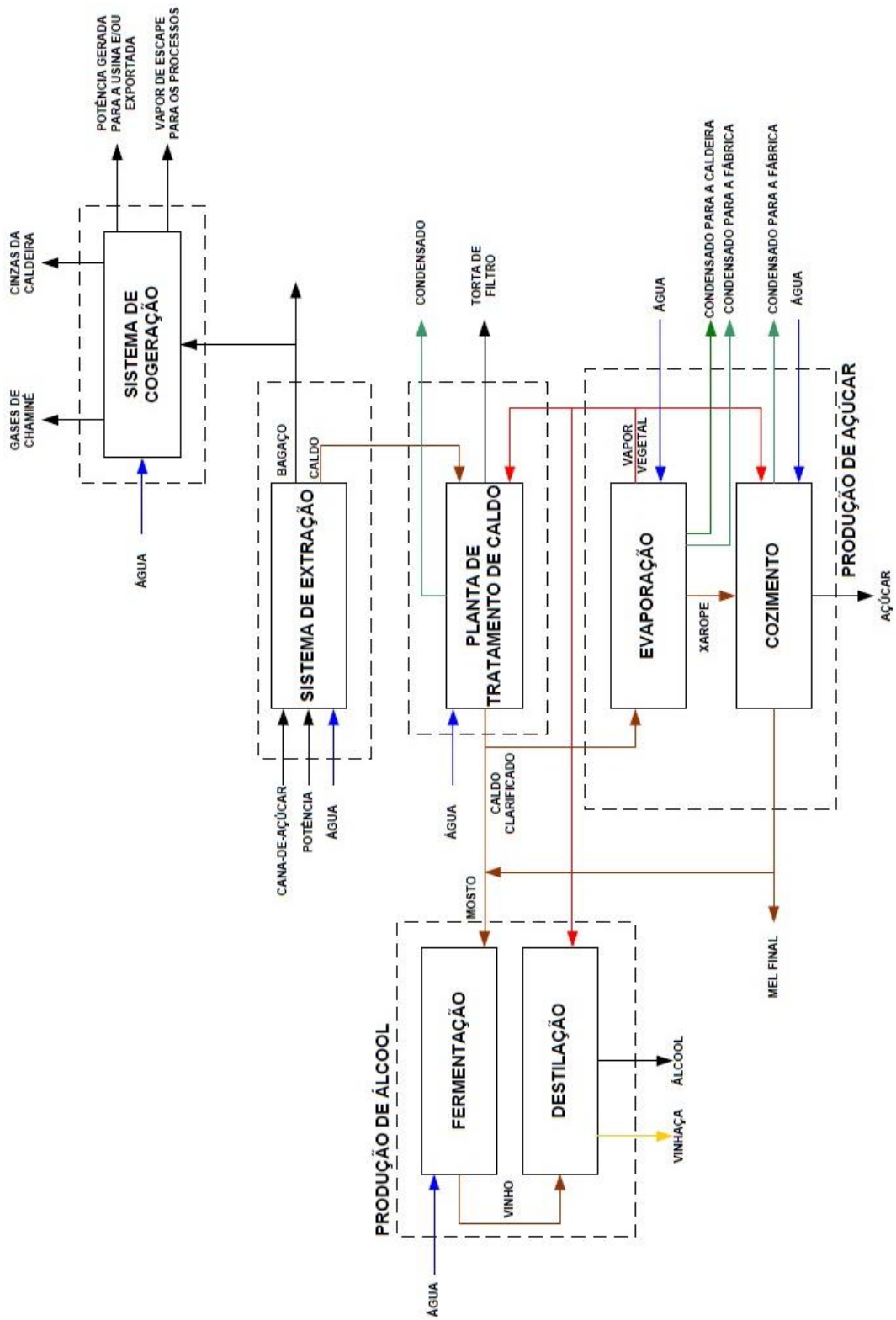


Figura 1: Diagrama do processo produtivo de uma usina sucroalcooleira (PELLEGRINI, 2009)

Esse processo pode ser composto por até cinco evaporadores, conjunto este chamado de evaporadores de múltiplos efeitos. O xarope obtido após este processo segue para o processo de cozimento (CASTRO, 2001). O xarope neste processo toma a consistência de mel e cristais de açúcar começam a se formar. Neste ponto o mel é transferido para os cristalizadores, completando assim o processo de cristalização. A massa cozida é então centrifugada para separar o açúcar cristal do mel que o envolve. Da centrifugação se obtém açúcar de boa qualidade e o xarope restante retorna aos cristalizadores (CASTRO, 2001).

- Produção de etanol: o processo de fermentação Melle-Boinot é comumente utilizado no Brasil. Parte do caldo clarificado é misturado com o mel final proveniente da fabricação de açúcar (mosto) que é enviado para as dornas de fermentação (PELLEGRINI, 2009). No interior das dornas, os açúcares são transformados em etanol. Durante a reação, ocorre liberação de dióxido de carbono (CO_2), a solução aquece-se e ocorre a formação de alguns produtos secundários (álcoois superiores, glicerol, aldeídos, entre outros). Após a fermentação, o vinho é enviado às centrífugas para a recuperação do fermento (PELLEGRINI, 2009). O etanol diluído no vinho é recuperado através do processo de destilação, o qual utiliza os diferentes pontos de ebulição das diferentes substâncias voláteis para promover a separação. O vinho é enviado para a Coluna A, na qual a mistura água-etanol, chamada flegma é separada da vinhaça (produto de fundo) e do etanol de segunda (produto de topo). Essa coluna é separada em três partes: a coluna de epuração (onde o vinho é alimentado), responsável pela eliminação das impurezas; a coluna de concentração do etanol de segunda (considerado o produto de topo da Coluna A); e a coluna de esgotamento do vinho (parte inferior). A flegma segue para a Coluna de Retificação, onde a concentração da mistura atinge 96° GL. A fim de se obter etanol anidro, é necessário desidratar o etanol hidratado, seja através de uma coluna operando com ciclohexano (destilação extrativa) ou em peneiras moleculares. A concentração final do etanol anidro atinge 99,7° GL. (PELLEGRINI, 2009).

- Sistema de cogeração: o bagaço gerado no sistema de extração é queimado nas caldeiras. As usinas são auto-suficiente em relação a energia térmica (calor) e elétrica. Com este vapor, há geração de eletricidade através de turbogeradores, normalmente com

eficiência isoentrópica entre 60 a 65%. Algumas usinas geram excedente de eletricidade que é comercializada com a concessionária local (PELLEGRINI, 2009).

1.1.1: Incorporação do Processo de Produção de Hidrogênio à Usina

A incorporação do processo de reforma a vapor de etanol a cadeia produtiva em uma usina sucroalcooleira agregará ao setor um novo produto, o hidrogênio. Esta nova configuração dará maior flexibilidade às usinas pela opção de um produto com maior viabilidade econômica, maximizando sua lucratividade. Na Figura 2 é mostrada a nova configuração, já com a incorporação do processo de produção de hidrogênio através do processo de reforma a vapor de etanol, proposto por Silva (2010).

A incorporação do sistema de reforma a vapor em uma usina sucroalcooleira consiste em associar o processo de reforma a vapor de etanol à planta de uma usina convencional. Desta forma, o etanol que seria destinado ao mercado consumidor é destinado diretamente ao processo de produção de hidrogênio. O etanol utilizado neste processo pode ser o anidro ou o hidratado, sendo que o etanol hidratado tem a vantagem de seu custo de produção ser inferior ao do etanol anidro porque para a obtenção do etanol anidro há mais etapas, como a destilação para alcançar a pureza mínima necessária. O bagaço é o combustível utilizado para produção do vapor necessário para o processo de reforma a vapor. Portanto, é possível incorporar o processo de reforma a vapor de etanol a usina sucroalcooleira, permitindo que seja produzido então, além dos produtos tradicionais, o hidrogênio.

1.1.2: Reforma a Vapor de Etanol

A reforma a vapor é uma das tecnologias mais comuns instaladas em indústrias químicas, sendo a reforma a vapor de metano uma das mais importantes. A eficiência da reforma é obtida através do estudo das propriedades físico-químicas da matéria-prima, condições termodinâmicas (temperatura e pressão de reação, configurações técnicas do reformador, como dimensões, catalisadores e matérias-primas). Uma alternativa é a reforma a vapor de etanol. O uso deste combustível é interessante no caso do Brasil, que possui grande produção deste combustível e volume suficiente para atender a demanda (MARTINELLI, 2011).

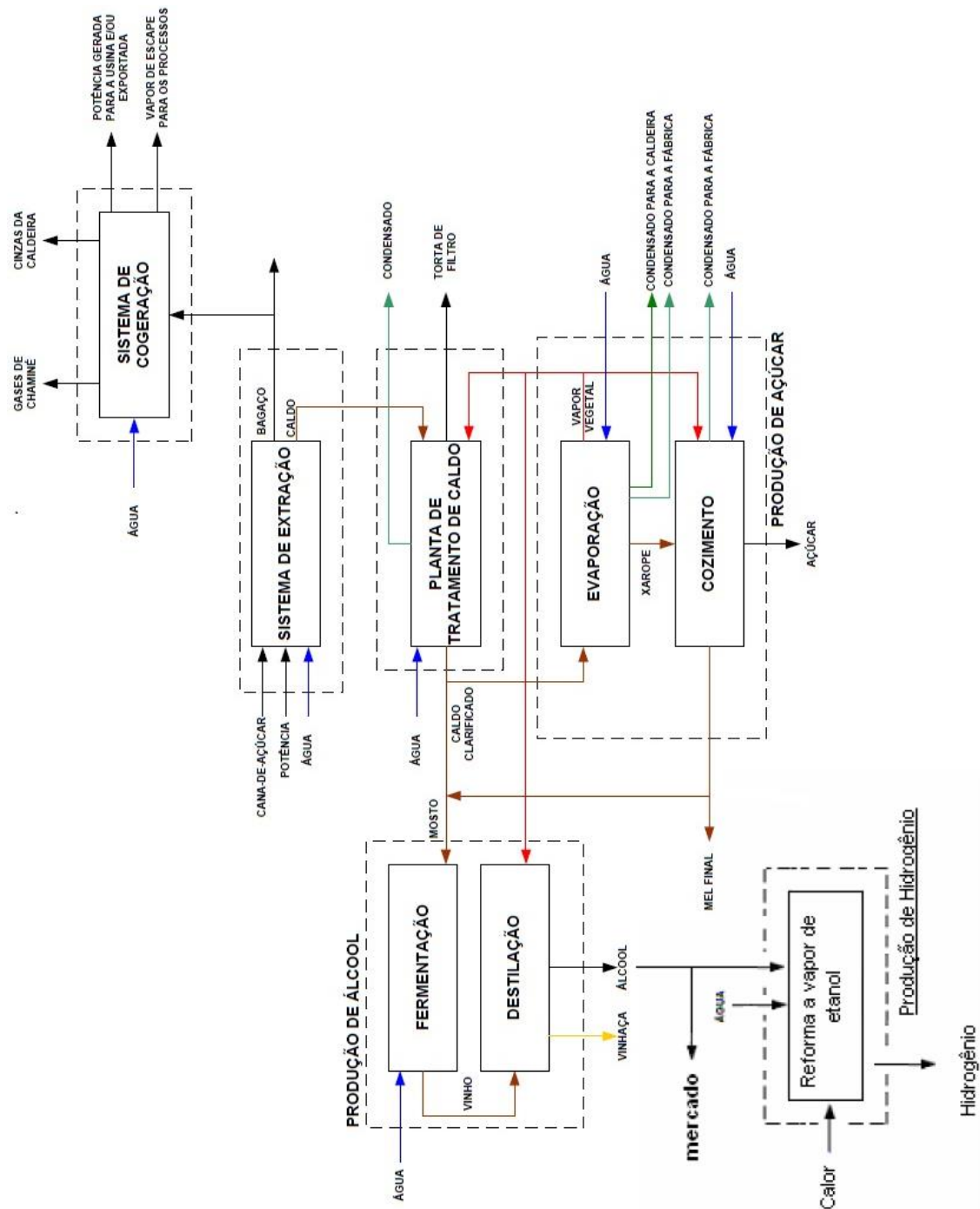
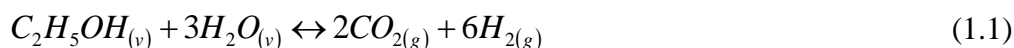


Figura 2: Incorporação do processo de reforma a vapor na usina sucroalcooleira (SILVA, 2010)

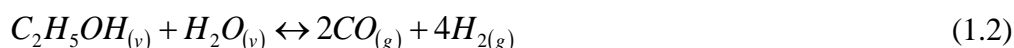
Segundo Silva (2010), a produção de hidrogênio a partir do processo de reforma do etanol ocorre em duas etapas; uma a alta temperatura (800 a 1000 K), onde o etanol é transformado em uma mistura de H_2 , CO_2 , CO , H_2O e CH_4 . A outra etapa ocorre com temperaturas inferiores (473 a 673 K).

A reação global de produção de hidrogênio através do processo de reforma a vapor de etanol é apresentada na equação 1.1. Ela ocorre a temperaturas elevadas, consistindo em uma reação de vapor de etanol com o vapor de água, resultando na produção de dióxido de carbono e hidrogênio (APPLEBY, 1993).



Segundo Ioannides (2001), a equação 1.1 ocorre em vários estágios.

A reação de reforma a vapor de etanol, conforme a equação 1.2, trata-se de uma reação endotérmica de etanol com água, resultando na produção de monóxido de carbono e hidrogênio.



A equação 1.3, que é uma reação de deslocamento gás-água (water gas shift), é uma reação exotérmica e reversível e que pode ocorrer a temperaturas mais baixas do que a reação anterior.



O Processo de metanação onde várias reações químicas podem ocorrer simultaneamente com o vapor de reforma de etanol para reduzir o CO a níveis muito baixos. A equação 1.4 mostra uma reação representativa, onde ocorre a produção de metano a partir do monóxido de carbono:



A Reação Boudouard, nesta reação ocorre a produção de carbono por meio da decomposição do monóxido de carbono, conforme a equação 1.5.



A formação de carbono sólido deve ser evitada durante o processo de reforma a vapor porque ela diminui a eficiência do catalisador.

Segundo Silva (2010), a tecnologia da reforma a vapor do etanol envolve um processo catalítico, que consiste em uma reação endotérmica entre o etanol e o vapor de água. Na Tabela 2, são mostrados os parâmetros de operação do reformador utilizados

em seu trabalho experimental, onde conseguiu produzir 1 Nm³/h de hidrogênio com uma pureza de 99,99% para uso em células PEM, que são dispositivos eletroquímicos que geram eletricidade a partir da combinação do oxigênio e do hidrogênio.

Tabela 2: Parâmetros de operação do reformador (SILVA, 2010)

COMPONENTES DO SISTEMA	PARÂMETRO DE OPERAÇÃO
Vaporizador	Razão volumétrica água/etanol: (1-0,9)
	Temperatura dos gases gerados: 923 K
Reformador	Catalisador: 6%Ni-6%Cu/ γ -Al ₂ O ₃
	Temperatura de reação: 923 K; 1 atm
Reator Shift	Catalisador: Cu/ZnO/ γ -Al ₂ O ₃
	Temperatura de reação: 493 K; 1 atm
Purificador	Leitos de adsorção molecular: ciclos PSA
	Vazão de alimentação: 25 l/min; 0,4 bar
	Temperatura de alimentação: 313 K (max)
	Pressão de entrada: 0,6 bar
	Pressão de trabalho: 6,5 bar

1.2: Estrutura da tese

Este trabalho está dividido em sete capítulos, conforme descritos a seguir:

No capítulo 2 foi efetuada análise energética (Primeira Lei) da planta e apresentada os parâmetros da usina sucroalcooleira a qual foi incorporada o processo de reforma a vapor e que é o escopo deste estudo. Foi calculada a máxima produção de hidrogênio para dois cenários; o primeiro cenário considerou somente o bagaço excedente da planta e o segundo cenário, além do bagaço excedente do primeiro cenário, o bagaço proveniente da redução da potência elétrica associada a vazão mínima de vapor direcionada ao condensador.

No capítulo 3 foi efetuada análise exérgica (Segunda Lei) da planta e de seus principais componentes. Efetuou-se o cálculo da eficiência Racional de Bosnjakovic.

No capítulo 4 foi efetuada análise econômica da incorporação da produção de hidrogênio a planta, englobando os custos de investimento, de operação e manutenção.

No capítulo 5 foi efetuada análise ecológica ϵ (com e sem o ciclo de carbono) da incorporação do processo de reforma a vapor de etanol a usina sucroalcooleira. Efetuou-

se o cálculo do indicador de poluição π_g , o impacto das emissões dos gases ao ambiente e o dióxido de carbono equivalente (CO_2)_e, além da eficiência ecológica da planta.

No capítulo 6 foi efetuada a análise termoeconômica da produção de hidrogênio, foram determinadas as irreversibilidades dos principais componentes da planta. Construiu-se o diagrama funcional termoeconômico e calculou-se os incrementos exergéticos de cada componente da planta. Efetuou-se o cálculo da receita anual, considerando-se a variação dos preços de mercado dos insumos, da energia elétrica, hidrogênio.

1.3: Objetivos

Objetivo principal:

Analisar a incorporação da produção de hidrogênio por reforma a vapor de etanol a uma usina sucroalcooleira tradicional já existente e que produz açúcar, etanol e geração de eletricidade.

Objetivos Específicos:

Fazer um comparativo entre a usina tradicional e a usina inovadora, através de um estudo termodinâmico, econômico, da análise da eficiência ecológica e uma metodologia termoeconômica que englobe os impactos ambientais provenientes da emissão de poluentes.

São seguidas as seguintes etapas:

Propor a inovação do processo de produção da usina sucroalcooleira com a incorporação do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor de etanol a uma usina tradicional já existente que produz açúcar, etanol e gera potência elétrica.

Efetuar um estudo termodinâmico comparativo entre a usina tradicional com usina inovadora, considerando tanto o bagaço excedente como o proveniente da redução de geração de eletricidade.

Efetuar uma análise de engenharia econômica de modo a alocar os custos dos produtos do novo processo produtivo (açúcar, etanol e hidrogênio).

Efetuar análise ecológica de forma a quantificar as alterações nas emissões de poluentes em decorrência da incorporação do processo de reforma a vapor de etanol (produção de hidrogênio).

Desenvolver uma metodologia termoeconômica que englobe os impactos ambientais provenientes da emissão de poluentes devido à incorporação do processo de reforma a vapor.

CAPÍTULO 2: ANÁLISE ENERGÉTICA

A análise energética permite quantificar os índices de desempenho da planta e de cada um de seus componentes. É realizada uma análise comparativa dos processos de produção sem e com a incorporação do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor utilizando parâmetros de operação reais de uma usina sucroalcooleira, conforme demonstrada pela Figura 3.

2.1: Dados da Usina

O fluxograma da usina sucroalcooleira estudada é uma hipótese que pode vir a ser adotada pela destilaria Pioneiros (Sud Mennucci-SP). O turbogerador de 40MVA (Turbogerador A) possui vários estágios de extração-condensação e que nesta configuração apresenta três (3) saídas de vapor; pontos 5, 6 direcionados ao processo e o ponto 7, direcionado ao condensador. A turbina Geradora T, turbina Exaustora e a turbina bomba de alimentação de água da caldeira não operam. As outras turbinas são de simples estágio e de baixa pressão, e recebem o vapor do turbogerador e ou da válvula de expansão (entre os pontos 2 e 3). A caldeira produz vapor a 6468 kPa e 530 °C, buscando maximizar a geração de eletricidade de forma a ter um excedente que possa ser vendido ao concessionário da rede elétrica. A potência elétrica produzida pelo turbogerador é de 19,15 MW. A demanda para a operação da usina é de 7,60 MW (VANE, 2012) e o excedente de energia desta configuração é de 11,55 MW (FIOMARI, 2004).

O fluxograma dos processos desta configuração da usina é mostrado na Figura 3, e suas respectivas propriedades termodinâmicas são apresentadas no Anexo A.

Os dados de produção, moagem, são mostrados na Tabela 3.

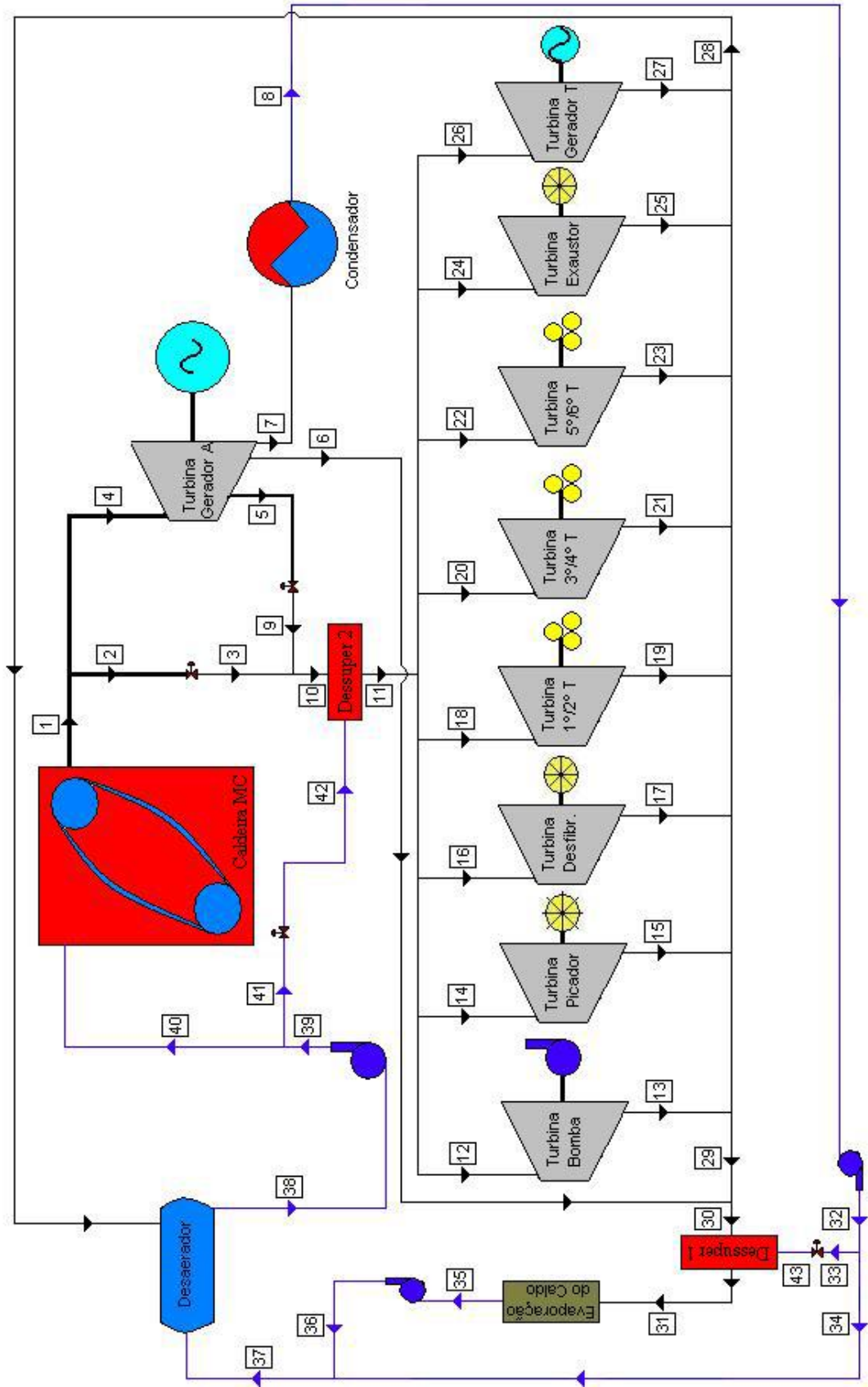


Figura 3: Fluxograma da Destilaria Pioneiros (FIOMARI, 2004).

Tabela 3: Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros. (FIOMARI, 2004).

Parâmetros	Valores	Unidade
Cana moída total	1.300.000,00	t
Safra	215	dia
Eficiência agrícola	97	%
Eficiência industrial	94	%
Horas efetivas de moagem	4.695,60	h
Moagem horária	276,85	t/h
Relação bagaço-vapor	0,47	kg/kg
Teor de fibra da cana	13,5	%
Teor de fibra do bagaço	47,4	%
Vazão mássica de bagaço caldeira	70,50	t/h
Vazão mássica total de bagaço	78,90	t/h
Vazão mássica de bagaço residual	8,4	t/h
Bagaço total residual da safra	39213	t

2.2: Cálculo da quantidade de bagaço para a máxima produção de hidrogênio para dois (2) diferentes cenários

2.2.1: Cenário 1 - Produção de hidrogênio através do bagaço excedente da uma usina sucroalcooleira

Neste primeiro cenário será utilizado somente o bagaço excedente da própria safra. Neste caso, a usina sucroalcooleira manterá constantes todos os seus produtos tradicionais (açúcar, etanol) e geração de potência elétrica (cogeração). Desta forma, só estará disponível o bagaço excedente que provavelmente seria destinado para adubação ou venda direta a outras usinas cogradoras.

Segundo Silva (2010), para a produção de 1 Nm³/h de hidrogênio são consumidos 1,23 kg/h de bagaço de cana-de-açúcar. E conforme os dados de moagem apresentados na Tabela 3, a vazão mássica de bagaço residual da usina é de 8,4 t/h.

Considerando-se que toda esta vazão mássica de bagaço seja destinada à produção de hidrogênio será produzido 6829,3 Nm³/h de hidrogênio. Ainda segundo Silva (2010), a produção de 1 Nm³/h de hidrogênio requer o consumo de 0,7961 l/h de etanol anidro. Martinelli et al (2011), usando os valores obtidos por Silva (2010), fez uma extrapolação para a obtenção da quantidade de etanol hidratado, encontrando o valor de 0,8597 l/h para mesma quantidade de hidrogênio. Desta forma, para a produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio seriam consumidos 5436,8 l/h de etanol anidro ou de 5871,1 l/h de etanol hidratado.

2.2.2: Cenário 2: Produção de hidrogênio através do bagaço excedente, adicionado ao bagaço proveniente da redução da geração de potência elétrica

Neste caso, a usina sucroalcooleira mantém constantes os seus produtos tradicionais (açúcar, etanol). O bagaço adicional é proveniente da redução da geração de potência elétrica. Desta forma, a usina conseguirá atingir sua máxima produção de hidrogênio, obviamente, não se considera que a mesma poderia comprar bagaço de outras usinas e aumentar ainda mais o volume de hidrogênio.

Considerando que todo bagaço excedente da safra já tenha sido utilizado para gerar vapor para o processo de produção de hidrogênio e que ainda haja interesse em aumentar a quantidade de hidrogênio, uma alternativa seria a redução da vazão mássica de vapor que é direcionada à turbina. Esta redução deve necessariamente obedecer as restrições operacionais do fabricante da turbina, conforme mostrada na Tabela 4.

Tabela 4: Dados operacionais da turbina fornecidas pelo fabricante (FIOMARI, 2004).

Posição	Vazão mássica [t/h]		Pressão [bar]		Temperatura [°C]	
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima
Entrada Ponto 4	-	140	-	66.0	-	530.0
Extração 1 Ponto 5	0	36	26.5	30.2	425.0	438.0
Extração 2 Ponto 6	64	120	2.37	2.37	134.5	147.2
Condensador Ponto 7	8	40	0.055	0.115	34.6	48.6

A alternativa é reduzir ao máximo permitido a quantidade de vapor na saída de baixa pressão que é direcionada ao condensador (ponto 7) e conseqüentemente à

quantidade de vapor direcionada a turbina geradora (ponto 4). Na Figura 4 é mostrada de forma esquemática a turbina com as suas extrações (original da usina).

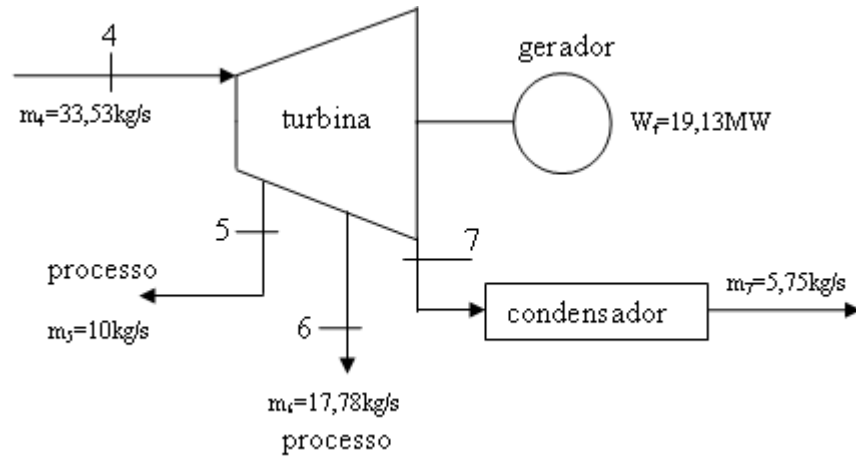


Figura 4: Turbina de condensação com duas extrações (configuração original).

De acordo com os dados operacionais, fornecidos pelo fabricante, e mostrados na Tabela 4, a vazão de vapor mínima que pode ser direcionada ao condensador (ponto 7) é de 8 t/h (2,22 kg/s). Como consequência, a vazão mássica de vapor na entrada da turbina (ponto 4), fica reduzida a 30 kg/s. Como já mencionado, as vazões mássicas direcionadas ao processo (pontos 5 e 6) permaneceram constantes. A equação 2.1 mostra a máxima quantidade de vapor que poderia ser direcionada para a produção de hidrogênio através da redução de potência elétrica.

$$\dot{m}_v = \dot{m}_{vor} - \dot{m}_{v\min} \quad (2.1)$$

Onde:

\dot{m}_v Vazão mássica de vapor que pode ser direcionada para produção de hidrogênio pela redução da potência elétrica kg/s;

\dot{m}_{vor} Vazão mássica de vapor da configuração original kg/s;

$\dot{m}_{v\min}$ Vazão mássica de vapor referente a mínima vazão mássica permitida pelo fabricante da turbina para o modelo kg/s.

Desta forma, a quantidade de bagaço a ser destinada a produção de hidrogênio, proveniente da redução da geração de eletricidade é obtida através da equação 2.2.

$$\dot{m}_{bg} = \frac{\dot{m}_v \cdot (h_{sCald} - h_{eCald})}{\eta_{Cald} \cdot PCI_{bg}} \quad (2.2)$$

Onde:

PCI_{bg}	Poder Calorífico Inferior do bagaço (7320 kJ/kg (BRAGA, 2014))	kJ/kg;
\dot{m}_{bg}	Vazão mássica de bagaço	kg/s;
h_{sCald}	Entalpia do vapor na saída da caldeira	kJ/kg;
h_{eCald}	Entalpia do vapor na entrada da caldeira	kJ/kg;
η_{Cald}	Rendimento da Caldeira (83,5 % (FIOMARI, 2004))	%.

Como resultado obtém-se 1,75 kg/s (6305,3 kg/h) de bagaço de cana-de-açúcar que seriam direcionados ao processo de reforma a vapor de etanol para a produção de hidrogênio e segundo Silva (2010), para a produção de 1 Nm³/h de hidrogênio são necessários 1,23 kg/h de bagaço; logo, a capacidade de produção seria de 5126,3 Nm³/h de hidrogênio.

O cálculo da potência elétrica é determinada pela equação 2.3.

$$W_t = \left[\dot{m}_4 . h_4 - \left(\dot{m}_5 . h_5 + \dot{m}_6 . h_6 + \dot{m}_7 . h_7 \right) \right] . \eta_t \quad (2.3)$$

Onde:

W_t	Potência da turbina	kW;
\dot{m}_4	Vazão mássica de vapor na entrada da turbina	kg/s;
\dot{m}_5	Vazão mássica de vapor para o processo	kg/s;
\dot{m}_6	Vazão mássica de vapor na extração	kg/s;
\dot{m}_7	Vazão mássica no condensador	kg/s;
h_4	Entalpia do vapor no ponto 4	kJ/kg;

h_5	Entalpia do vapor no ponto 5	kJ/kg;
h_6	Entalpia do vapor no ponto 6	kJ/kg;
h_7	Entalpia do vapor no ponto 7	kJ/kg;
η_t	Rendimento da turbina –95%	%.

Desta forma, obteria-se a potência elétrica de 19,13 MW e 16,07 MW, respectivamente, à configuração original e aquela considerando a vazão mínima no condensador (máxima produção de hidrogênio). A Figura 5 mostra a nova configuração da turbina com a redução da quantidade de vapor direcionada ao condensador (ponto 7) e como consequência a redução na geração de potência elétrica.

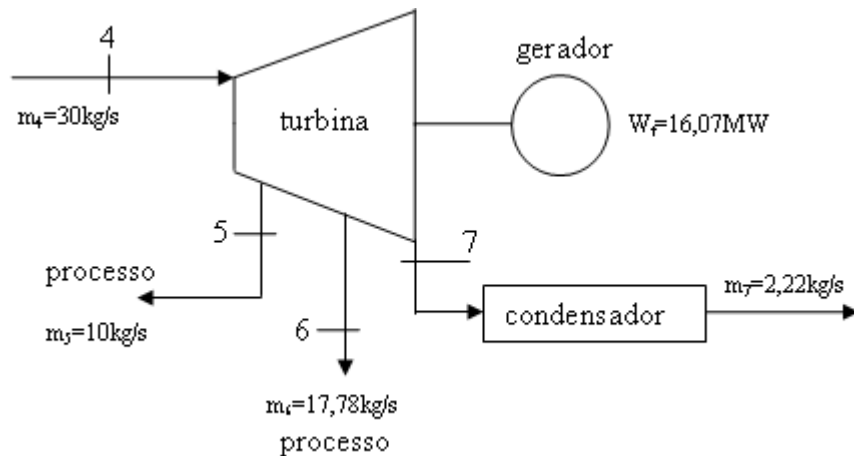


Figura 5: Turbina de condensação com duas extrações com mínima vazão no condensador (elaborado pelo autor).

A potência elétrica que deixaria de ser gerada devido à produção de hidrogênio pode ser calculada pela equação 2.4.

$$W_{disp} = W_{orig} - W_{min} \quad (2.4)$$

Onde:

W_{disp} Potência disponível para produção de hidrogênio MW;

W_{orig} Potência elétrica da configuração original MW;

W_{\min} Potência elétrica referente a vazão mássica mínima no condensador
MW.

Para a capacidade máxima de produção de hidrogênio da usina (11955,3 Nm³/h), seria consumido o bagaço excedente da safra adicionado ao bagaço proveniente da redução da geração de potência elétrica. Para esta produção de hidrogênio, seria consumido 9517,6 l/h de etanol anidro ou 10277,9 l/h de etanol hidratado.

Fazendo-se a hipótese de que a usina Pioneiros tivesse condições de atender a quantidade de etanol demandada para a produção máxima de hidrogênio, algumas configurações da usina poderiam ser consideradas: a usina tradicional, mostrada na Figura 6 e a usina inovadora, Figura 7 e Figura 8. A Figura 7 mostra a usina inovadora utilizando o etanol hidratado como insumo para produção de hidrogênio e a Figura 8 mostra uma usina utilizando o etanol anidro para a mesma produção de hidrogênio.

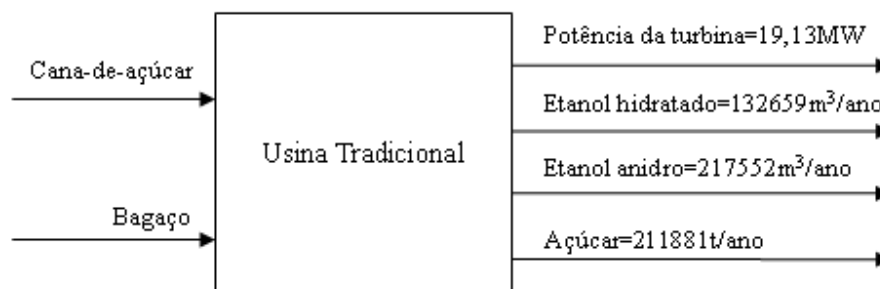


Figura 6:* Capacidade de produção e geração da usina sucroalcooleira tradicional. * Os valores adotados foram retiradas da safra 13/14 da usina Santa Adélia.

Tanto as Figuras 7 e 8 mostram a capacidade de produção e a geração de potência elétrica. Em ambas as figuras há produção de hidrogênio de 11955,3 Nm³/h de hidrogênio, bem como redução de geração de potência elétrica (de 19,13 para 16,07 MW).

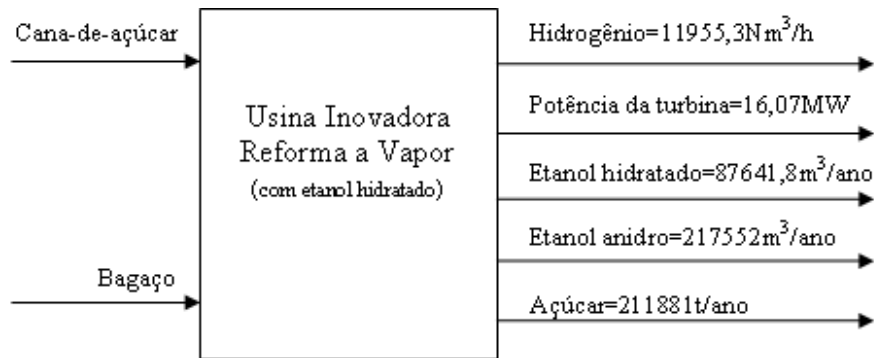


Figura 7: Capacidade de produção e geração da usina sucroalcooleira inovadora com máxima produção de hidrogênio utilizando como insumo o etanol hidratado.

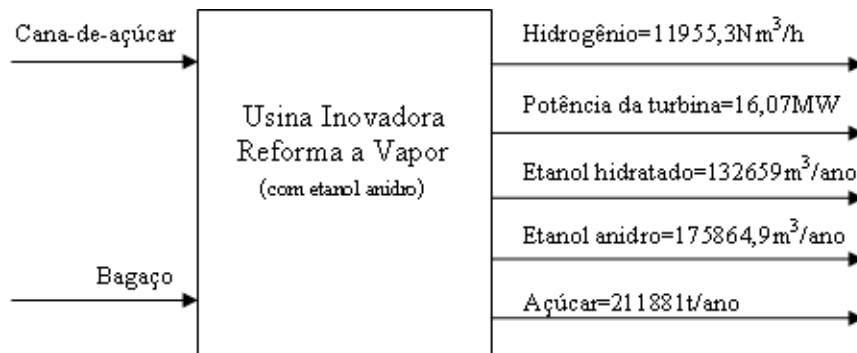


Figura 8: Capacidade de produção e geração da usina sucroalcooleira inovadora, com máxima produção de hidrogênio utilizando como insumo o etanol anidro.

A Figura 9 mostra a produção de hidrogênio e a geração de potência elétrica em função do consumo de bagaço. Observa-se que a redução de geração de potência elétrica ocorre quando a vazão mássica de bagaço atinge o valor de 2,33 kg/s e a produção de hidrogênio é de 6829 Nm³/h. Este comportamento era esperado porque esta vazão mássica de bagaço delimita o fim do primeiro cenário (consumo do bagaço excedente da planta) e a partir deste ponto inicia-se o segundo cenário (este limite é destacado por uma linha vermelha vertical), onde o bagaço que seria direcionado para geração de eletricidade foi disponibilizado ao processo de reforma, reduzindo a geração de eletricidade (redução de 19,13 MW para 16,07 MW).

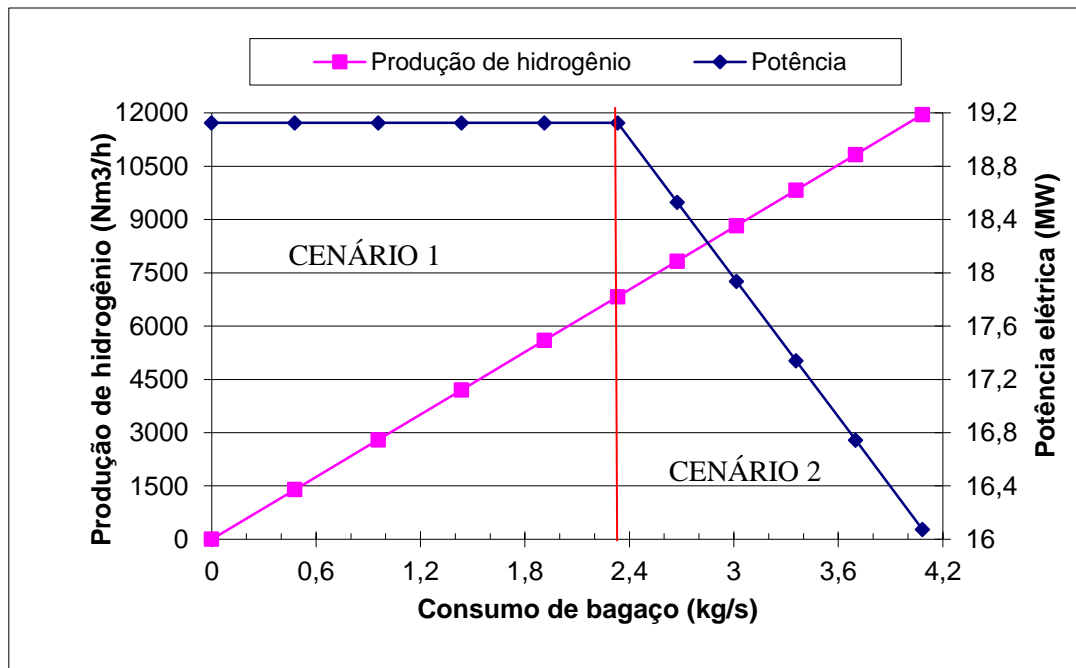


Figura 9: Produção de hidrogênio e redução da potência elétrica em função do consumo de bagaço.

Na Figura 10 é mostrado o consumo de etanol (anidro e hidratado) e a produção de hidrogênio em função do consumo de bagaço. Observa-se que para o mesmo consumo de bagaço é necessário maior quantidade de etanol hidratado do que etanol anidro, isso é devido ao fato do etanol anidro ter maior pureza do que o etanol hidratado.

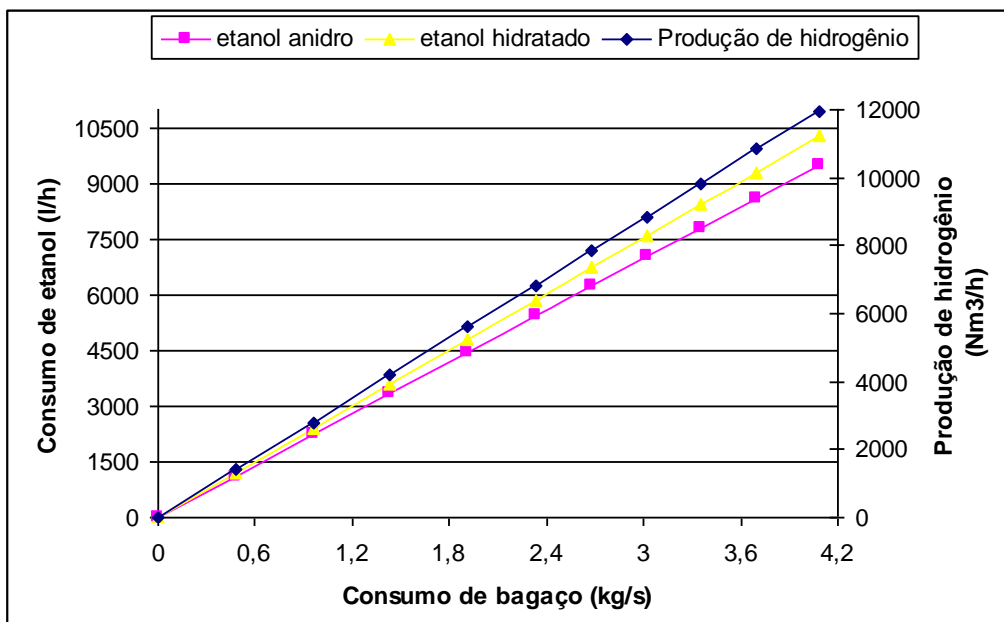


Figura 10: Consumo de etanol (anidro ou hidratado) e produção de hidrogênio em função da quantidade de bagaço consumido.

O rendimento do sistema de cogeração pode ser obtido pela equação 2.5.

$$\eta_{cog} = \frac{W_{el} + W_{mec} + Q_{proc} - W_b}{\dot{m}_{bg} \cdot (PCI)_{bg}} \quad (2.5)$$

Onde:

η_{cog}	Rendimento da usina de cogeração	%;
W_{el}	Potência elétrica gerada	kW;
W_{mec}	Potência mecânica gerada	kW;
Q_{proc}	Potência térmica do processo	kW;
W_b	Potência consumida pelas bombas	kW;
$(PCI)_{bg}$	Poder Calorífico Inferior do bagaço	kJ/kg;
\dot{m}_{bg}	Vazão mássica de bagaço	kg/s.

A energia térmica utilizada no processo (Figura 3) pode ser determinada pela equação 2.6:

$$Q_{proc} = \dot{m}_{31} \cdot (h_{31} - h_{35}) \quad (2.6)$$

Onde:

\dot{m}_{31}	Vazão mássica de vapor na entrada evaporador	kg/s;
h_{31}	Entalpia do vapor na entrada do evaporador	kJ/kg;
h_{35}	Entalpia do vapor na saída do evaporador	kJ/kg.

Na Figura 11 é mostrado a produção de hidrogênio e o rendimento da cogeração da planta em função da quantidade de bagaço. Pode-se observar que a partir do

consumo de 2,33 kg/s de bagaço e produção de 6829 Nm³/h de hidrogênio, ocorre aumento do rendimento do sistema de cogeração. Este é o ponto referente ao fim do primeiro cenário e início do segundo, onde se inicia a redução de geração de eletricidade (limite destacado por uma linha vermelha vertical). No primeiro cenário, não há alteração no rendimento (77,5 %) já que é consumido o bagaço excedente, sendo assim, não há qualquer efeito sobre o rendimento do sistema. Com início do segundo cenário, redução da geração de potência elétrica, ocorre aumento no rendimento do sistema de cogeração até o valor máximo de 82,8 % (referente à produção máxima de 11955 Nm³/h de hidrogênio). A produção de hidrogênio acarreta aumento de aproximadamente 6,8 % no rendimento de cogeração da planta. A razão deste aumento no rendimento do sistema de cogeração apesar da redução da geração de potência elétrica é justificado pela redução na quantidade de energia fornecida (menor quantidade de bagaço) para produção de vapor e também pela redução do consumo de potência pelas bombas, além das parcelas referente a potência térmica de processo e ao trabalho mecânico que permanecem constantes.

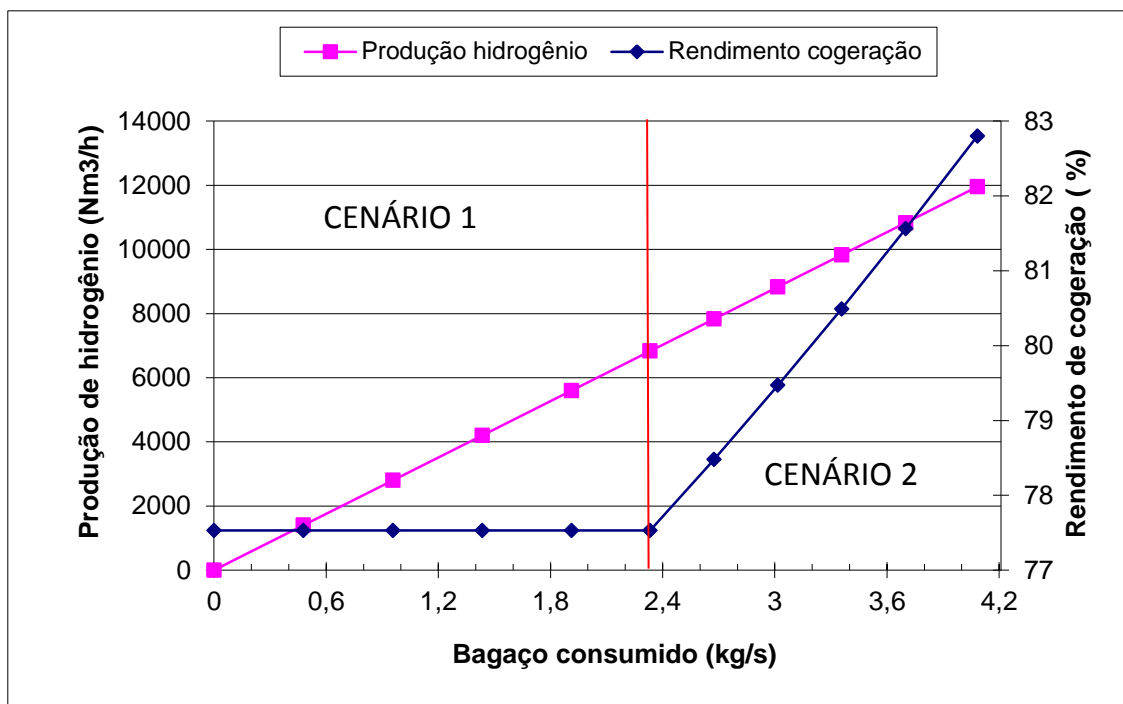


Figura 11: Rendimento do sistema de cogeração e a produção de hidrogênio em função do bagaço consumido.

2.3: Capacidade da usina sucroalcooleira, safra 2005/2006.

Foi considerado anteriormente, que a capacidade de produção de etanol fosse suficiente para atender a demanda do processo de reforma a vapor. Com esta hipótese foi possível demonstrar os cálculos para atingir a máxima produção de hidrogênio que ocorre no cenário dois, considerando-se as restrições técnicas impostas pelo fabricante da turbina a vapor em relação a vazão mínima em direção ao condensador.

Segundo Fiomari (2004), a usina em estudo (safra 2005/2006) apresenta a seguinte capacidade de produção de etanol:

- anidro: 43800 m³
- hidratado: 600 m³

Faz-se a hipótese de que a usina já tenha contrato para a venda de 13800 m³ de etanol anidro e de todo etanol hidratado, 600 m³. Desta forma, só será possível direcionar para produção de hidrogênio 30000 m³ de etanol anidro, resultando na produção máxima de 8025,32 Nm³/h de hidrogênio. Com isso, serão produzidos 6829,3 Nm³/h de hidrogênio com o uso do bagaço excedente (cenário 1) e adicional 1196,02 Nm³/h com uso do bagaço que seria direcionado a geração de eletricidade.

2.3.1: Rendimento global da usina sucroalcooleira

Foi mostrado anteriormente como o rendimento de cogeração foi afetado pela produção de hidrogênio. Agora, considera-se um Índice de Ganho (IG) da usina, baseando-se na potência energética fornecida na entrada pela cana-de-açúcar em relação à potência dos produtos (etanol anidro e hidratado, açúcar, excedente de eletricidade e hidrogênio) na saída e que são direcionados ao consumidor final, conforme é mostrado pela equação 2.7:

$$IG = \frac{W_{exced} + E_{anid} + E_{hidr} + E_{aç} + E_{H_2}}{E_{cana}} \quad (2.7)$$

Onde:

IG Índice de ganho %;

W_{exced} Potência elétrica excedente da usina kW;

$$E_{anid} \quad \text{Potência térmica do etanol anidro} \quad \left(\dot{m}_{anid} . PCI_{anid} \right) \quad \text{kW};$$

$$E_{hidr} \quad \text{Potência térmica do etanol hidratado} \quad \left(\dot{m}_{hid} . PCI_{hid} \right) \quad \text{kW};$$

$$E_{H_2} \quad \text{Potência térmica do hidrogênio} \quad \left(\dot{m}_{H_2} . PCI_{H_2} \right) \quad \text{kW};$$

$$E_{aç} \quad \text{Potência térmica do açúcar} \quad \left(\dot{m}_{aç} . PCI_{aç} \right) \quad \text{kW};$$

$$E_{cana} \quad \text{Potência térmica da cana-de-açúcar} \quad \left(\dot{m}_{cana} . PCI_{cana} \right) \quad \text{kW};$$

Sendo:

$$PCI_{aç} \quad 17551 \text{kJ/kg} \quad (\text{MENEZES, 2015}) \quad \text{kJ/kg};$$

Adotou-se o PCI do açúcar igual ao valor de sua exergia química.

$$E_{cana} \quad 5762 \text{kJ/kg} \quad (\text{MENEZES, 2015}) \quad \text{kJ/kg}.$$

Adotou-se o PCI da cana-de-açúcar igual ao valor de sua exergia química.

A Figura 12 mostra o comportamento do Índice de Ganho da usina em função da produção de hidrogênio. Observa-se que o maior valor deste índice ocorre quando não há produção de hidrogênio, aproximadamente 36%. A partir do início da produção de hidrogênio ocorre uma declividade constante até a quantidade de 6829,3 Nm³/h, trecho referente ao primeiro cenário. A partir de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio inicia-se o segundo cenário que vai até o valor final de 8025,32 Nm³/h. Este trecho apresenta uma declividade mais acentuada do que o anterior. A diferença na declividade entre os dois cenários é explicada pela redução de geração de potência elétrica ocorrida no segundo cenário. O comportamento da curva é explicado porque o etanol é um insumo na produção de hidrogênio, ou seja, quanto maior a produção de hidrogênio, maior será o consumo de etanol. Ainda, há as perdas decorrentes do processo de reforma a vapor de etanol que apresenta rendimento de aproximadamente 55%.

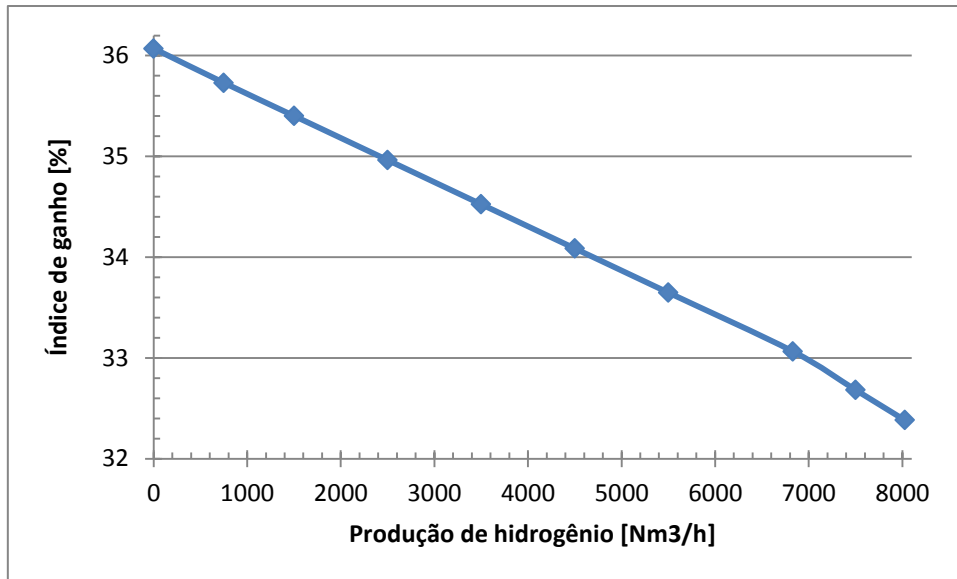


Figura 12: Índice de Ganho da usina em função da produção de hidrogênio.

2.4: Cálculo do rendimento termodinâmico do processo de reforma a vapor de etanol.

Segundo Silva (2010), o cálculo do rendimento termodinâmico do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor é dado pela equação 2.7.

$$\eta_{ref} = \frac{\dot{m}_{H_2} \cdot (PCI)_{H_2}}{\dot{m}_{bg} \cdot (PCI)_{bg} + \dot{m}_{et} \cdot (PCI)_{et}} \quad (2.7)$$

Onde:

η_{ref}	Rendimento termodinâmico do processo de reforma	%;
\dot{m}_{bg}	Vazão mássica de bagaço	kg/s;
\dot{m}_{et}	Vazão mássica de etanol	kg/s;
\dot{m}_{H_2}	Vazão mássica de hidrogênio	kg/s;
$(PCI)_{H_2}$	Poder Calorífico Inferior do hidrogênio	kJ/kg;
$(PCI)_{bg}$	Poder Calorífico Inferior do bagaço	kJ/kg;

$(PCI)_{et}$ Poder Calorífico Inferior do etanol kJ/kg.

Sendo:

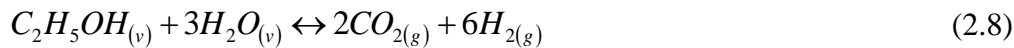
$(PCI)_{H_2} = 119950$ (BRAGA, 2014) kJ/kg;

$(PCI)_{bg} = 7320$ (BRAGA, 2014) kJ/kg;

$(PCI)_{et.anid} = 28300$ (BRAGA, 2014) kJ/kg;

$(PCI)_{et.hid} = 25000$ (VANE, 2012) kJ/kg.

Com posse destes valores e com a reação global do processo de reforma a vapor de etanol, equação 2.8.



Faz-se o cálculo estequiométrico, onde 0,046 kg de etanol geram 0,012 kg de hidrogênio, considerando-se o rendimento ideal do processo de reforma. Silva (2010), através da relação de que para cada tonelada de cana-de-açúcar obtém-se 83,33 litros de etanol e 250 kg de bagaço. Com estes parâmetros, obtém-se que para cada tonelada de cana-de-açúcar processada resulta 65,83 kg de etanol. Desta forma, resulta que a massa de bagaço por mol de etanol é de 0,17 kg_{bg}/mol etanol.

O rendimento do processo de reforma a vapor é definido pela equação 2.9:

$$\eta_{ref} = \frac{E_{H_2}}{E_{bg} + E_{et}} \quad (2.9)$$

Onde:

η_{ref} Rendimento do processo de reforma %;

E_{H_2} Potência térmica do hidrogênio kW;

E_{bg} Potência térmica do bagaço kW;

E_{et} Potência térmica do etanol kW.

Com estes valores, Vane (2012) obteve o rendimento termodinâmico da reforma de 55,76% para o etanol anidro e de 59,95% para o etanol hidratado.

CAPÍTULO 3: ANÁLISE EXERGÉTICA

Segundo Szargut et al (1988), exergia é a quantidade de trabalho obtida quando algum material é trazido a um estado de equilíbrio termodinâmico com os componentes comuns do ambiente por meio de processos reversíveis.

Segundo Silveira et al., 2004, a energia não pode ser destruída e pode ser conservada, entretanto, a exergia não se conserva e pode ser destruída. Pode-se citar como exemplo de exergia destruída em um sistema que entra em equilíbrio com o ambiente sem disto resultar algum trabalho útil.

O balanço exergético diferencia-se do balanço energético pelo princípio que rege estes balanços. Enquanto o balanço de energia baseia-se na Conservação de Energia, o balanço exergético estabelece suas bases na perda irreparável de exergia (Kotas, 1985).

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.

Uma melhor utilização de recursos energéticos pode ser conseguida pela redução da destruição de exergia no interior de um sistema e/ou perdas. Um objetivo na análise de exergia é a identificação de locais onde a destruição de exergia e as perdas aconteçam e que estas sejam organizadas tendo em vista sua importância. Isso permite que a atenção seja focada em aspectos da operação de um sistema que ofereçam maiores oportunidades para melhorias (Moran e Shapiro, 2002).

O método de análise de exergia é particularmente apropriado para maximizar o objetivo de um uso mais eficiente de energia, já que ele permite a determinação de rejeitos e perdas em termos de sua localização, tipo e valores reais. Essa informação pode ser usada no projeto de sistemas térmicos, mas também na indicação de esforços para a redução de fontes de ineficiências em sistemas já construídos e na avaliação do custo de sistemas (Moran e Shapiro, 2002).

Segundo Tuna (1999), a análise exergética, ou ainda, análise de disponibilidade, é elaborada para alcançar um uso mais efetivo do recurso energético, porque possibilita a localização, a causa e a verdadeira magnitude do desperdício e da perda. Pode ser usada tal informação no projeto de sistemas energéticos eficientes e para aumentar a

performance de sistemas existentes. A análise exergética também proporciona uma visão maior do problema em análise, evitando conclusões baseadas puramente na aplicação da Primeira Lei da Termodinâmica.

3.1: Componentes da Exergia

A exergia total pode ser subdividida em quatro componentes: exergia Física (E_{Ph}), exergia Química (E_{Ch}), exergia Potencial (E_{Pt}) e exergia Cinética (E_{Kn}), conforme equação 3.1 (TUNA, 1999).

$$Ex = Ex_{ph} + Ex_{Kn} + Ex_{Pt} + Ex_{Ch} \quad (3.1)$$

3.1.1: Exergia Potencial e Cinética

Segundo Tuna (1999), as energias potencial e cinética de um sistema são, em princípio, completamente conversíveis em trabalho assim que o sistema é trazido e avaliado em relação ao ambiente, e deste modo elas correspondem às exergias potencial e cinética, respectivamente, as equações 3.2 e 3.3.

$$Ex_{ph} = g \cdot z \quad (3.2)$$

$$Ex_{Kn} = \frac{V^2}{2} \quad (3.3)$$

Onde:

V	Velocidade	m/s;
z	Altura	m;
g	Aceleração gravitacional	m/s ² .

3.1.2: Exergia Física

A exergia física equivale a máxima quantidade de trabalho possível quando um sistema passa de um estado inicial ao estado de referência (T_0 , P_0), caracterizado pela existência de equilíbrio com meio ambiente (PELLEGRINI, 2009). A exergia física é calculada pela equação 3.4.

$$ex_{ph} = (h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0) \quad (3.4)$$

Onde:

h	Entalpia do sistema para o dado estado	kJ/kg;
s	Entropia do sistema para o dado estado	kJ/kg.K;
h ₀	Entalpia para o estado de referência	kJ/kg;
s ₀	Entropia para o estado de referência	kJ/kg.K.
T ₀	Temperatura para o estado de referência	K.

3.1.3: Exergia Química

Segundo Szargut et al. (1988), a definição de exergia química é semelhante à definição de exergia física, mas com algumas diferenças. A exergia química é definida como o trabalho máximo que pode ser obtido quando o sistema em questão reage com substâncias de referência presentes no ambiente.

A exergia química está baseada na composição do combustível assim como na composição do ambiente. Para o cálculo da exergia química específica do bagaço é adotada a proposta de Sales (2007), conforme a Tabela 5 que apresenta a composição elementar do bagaço e será considerada uma fração em massa de água no bagaço.

Tabela 5: Características técnicas do **bagaço (base seca)** (SALES, 2007)

Biomassa	Composição Elementar (%)					Composição Imediata (%)			
	C	H	O	N	S	Cinza	Voláteis	Cinzas	Carbono Fixo
Bagaço	44,8	5,35	39,55	0,38	0,01	9,79	73,78	11,27	14,95

Szargut et al. (1988) apresenta uma equação que relaciona o Poder Calorífico Inferior (PCI) com a exergia química do combustível, considerando-se as frações em massa de oxigênio e carbono, o conteúdo de cinzas, a umidade e a composição molar do combustível, conforme é mostrada pela equação 3.5.

$$ex_{Ch,bg} = \beta.(PCI_{bg} + h_{\acute{a}gua}.B_{\acute{a}gua}) + ex_{\acute{a}gua}.B_{\acute{a}gua} \quad (3.5)$$

Sendo o parâmetro β dada pela equação 3.6.

$$\beta = \frac{1,0412 + 0,2160 \cdot \left(\frac{Z_{H_2}}{Z_c}\right) - 0,2499 \cdot \left(\frac{Z_{O_2}}{Z_c}\right) \cdot \left[1 + 0,7884 \cdot \left(\frac{Z_{H_2}}{Z_c}\right)\right] - 0,0450 \cdot \left(\frac{Z_{N_2}}{Z_c}\right)}{1 - 0,3035 \cdot \left(\frac{Z_{O_2}}{Z_c}\right)} \quad (3.6)$$

Onde:

β	Frações de massa dos componentes do bagaço	%;
Z_x/Z_y	Fração em massa dos diferentes elementos químicos	%;
$B_{\text{água}}$	Fração em massa de água no bagaço úmido	%;
$h_{\text{água}}$	Entalpia de vaporização da água (2.442 kJ/kg; (FIORMARI, 2004));	
$ex_{\text{água}}$	Exergia química da água líquida (50 kJ/kg; (FIOMARI, 2004)).	

Logo, a exergia química da vazão mássica do bagaço é dada pela equação 3.7.

$$Ex_{bg} = \dot{m}_{bg} \cdot ex_{Ch,bg} \quad (3.7)$$

Onde:

\dot{m}_{bg}	Vazão mássica de bagaço	kg/s;
$ex_{Ch,bg}$	Exergia química do bagaço	kJ/kg.

3.2: Eficiência racional de Bosjnakovic

O conceito de eficiência racional foi introduzido por Kotas (1985) e do ponto de vista da Termodinâmica, é a relação entre a exergia que foi aproveitada e a exergia que foi fornecida, necessária para acionar o sistema ou um componente do sistema. Portanto, é o somatório das exergias que saem em relação ao somatório das exergias que entram, conforme a equação 3.8.

$$\Psi = \frac{\sum Ex_s}{\sum Ex_e} \quad (3.8)$$

Onde:

$\sum Ex_s$	Somatório das exergias que saem do sistema.	kW;
-------------	---	-----

$\sum Ex_e$ Somatório das exergias que entram no sistema kW.

3.3: Análise exergética dos componentes da planta

3.3.1: Caldeira

Cortez (1998) propõe um método para o cálculo da exergia em uma caldeira. Primeiramente deve-se estabelecer a relação ar/combustível através das reações padrões (estequiométricas), e para o caso do bagaço de cana-de-açúcar a relação ar/combustível é de 2,753 kg_{ar seco}/kg_{bg úmido}.

Conhecendo-se a vazão mássica do bagaço e a relação ar/combustível é possível determinar a vazão mássica de ar necessário e, conseqüentemente, a vazão mássica dos gases de escape na caldeira.

A exergia física do gás produzido na chaminé pela queima de bagaço na fornalha para geração de vapor pode ser determinada pela equação 3.9. Segundo Kamate et al (2009), a temperatura dos gases de exaustão é limitada a 150 °C.

$$Ex_g = \dot{m}_g \cdot C_p \cdot \left[(T_g - T_0) - T_0 \cdot \ln \left(\frac{T_g}{T_0} \right) \right] \quad (3.9)$$

Onde:

\dot{m}_g	Vazão mássica dos gases	kg/s;
C_p	Calor específico do gás	kJ/kg.K;
T_g	Temperatura do gás na chaminé	K;
T_0	Temperatura do estado de referência	298,15 K.

A Figura 13 mostra um esquema de transferência de calor na caldeira.

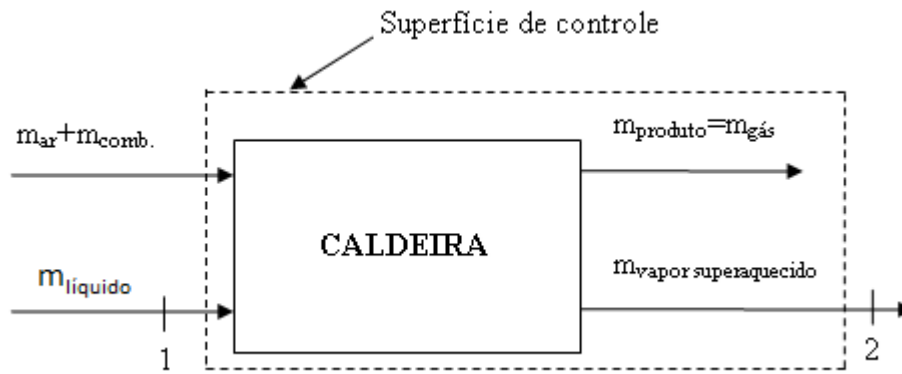


Figura 13: Processo de transferência de calor na caldeira.

Segundo Tuna (1999), fazendo-se o balanço exerético para a superfície de controle da caldeira, obtém-se a equação 3.10:

$$\dot{m}_{comb} \cdot e_{comb} + \dot{m}_{ar} \cdot e_{ar} + \dot{m}_v \cdot e_1 = \dot{m}_v \cdot e_2 + (\dot{m}_{comb} + \dot{m}_{ar}) \cdot e_{produto} + I_{cald} \quad (3.10)$$

Onde

\dot{m}_{comb}	Vazão mássica de combustível	kg/s;
e_{comb}	Exergia do combustível	kJ/kg;
\dot{m}_{ar}	Vazão mássica do ar	kg/s;
e_{ar}	Exergia do ar	kJ/kg;
\dot{m}_v	Vazão mássica do vapor	kg/s;
e_1	Exergia da água entrando na caldeira	kJ/kg;
e_2	Exergia de vapor saindo na caldeira	kJ/kg;
$e_{produto}$	Exergia do produto (gases)	kJ/kg;
I_{cald}	Irreversibilidade da caldeira	kW.

Admitindo-se que o ar entre nas condições ambientais e a superfície de controle é expandida de forma a incluir a região de mistura dos produtos da combustão com o ambiente, resulta a equação 3.11:

$$\dot{m}_{ar} \cdot e_{ar} = \dot{m}_{produto} \cdot e_{produto} = 0 \quad (3.11)$$

Desta forma, a irreversibilidade na caldeira pode ser calculada, conforme a equação 3.12.

$$I_{cald} = \dot{m}_{comb} \cdot e_{comb} - \dot{m}_v \cdot (e_2 - e_1) \quad (3.12)$$

A eficiência exergética é dada pela equação 3.13

$$\varepsilon_{cald} = \frac{\dot{m}_v \cdot (e_2 - e_1)}{\dot{m}_{comb} \cdot e_{comb}} \quad (3.13)$$

Onde:

ε_{cald} Eficiência exergética da caldeira %

3.3.2: Turbina

Segundo Tuna (1999), fazendo-se o balanço exergético na superfície de controle da Figura 14, a irreversibilidade da turbina é dada pela equação 3.14.

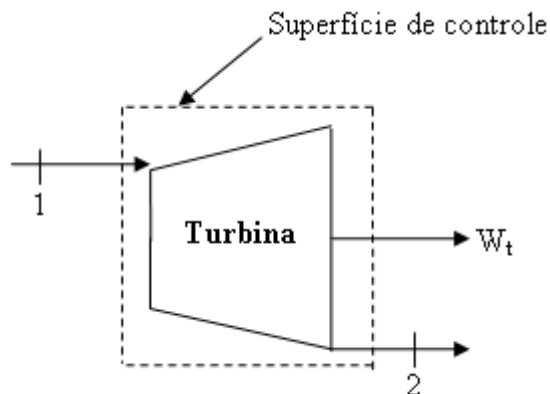


Figura 14: Processo em uma turbina adiabática.

$$I_t = \dot{m}_v \cdot (e_1 - e_2) - W_t \quad (3.14)$$

Onde:

I_t	Irreversibilidade da turbina	kW;
\dot{m}_v	Vazão mássica de vapor	kg/s;
e_1	Exergia na entrada da turbina	kJ/kg;
e_2	Exergia na saída da turbina	kJ/kg;
W_t	Potência da turbina	kW.

Para turbina adiabática e reversível, resulta na equação 3.15:

$$I_t = T_0 \cdot \dot{m}_g \cdot (s_2 - s_1) \quad (3.15)$$

Sendo:

s_1	Entropia na entrada da turbina	kJ/(kg.K);
s_2	Entropia na saída da turbina	kJ/(kg.K);
T_0	Temperatura de estado de referência	K.

A eficiência exergética da turbina é dada pela equação 3.16:

$$\varepsilon_t = \frac{W_t}{\dot{m}_v \cdot (e_1 - e_2)} \quad (3.16)$$

Onde:

ε_t	Eficiência exergética da turbina	%.
-----------------	----------------------------------	----

3.3.3: Condensador (trocador de calor)

O fluxo exergético do vapor no condensador pode ser calculado pelas equações 3.17 e 3.18, baseados na Figura 15.

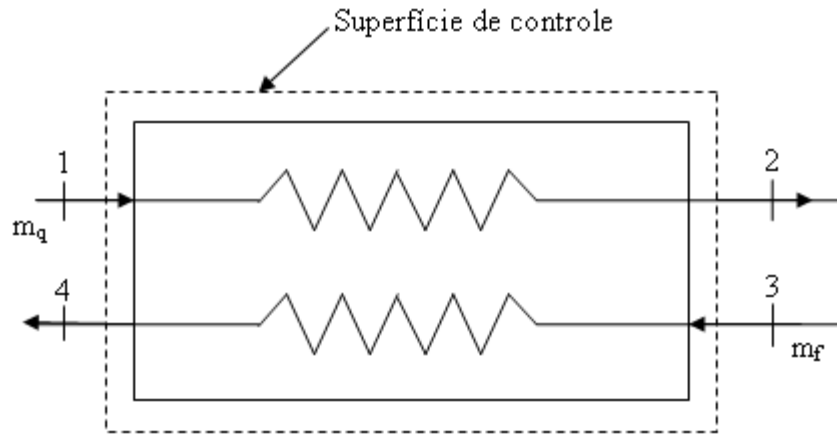


Figura 15: Processo em um trocador de calor em contracorrente.

$$\dot{E}_{x1} = \dot{m}_1 \cdot [(h_1 - h_0) - T_0 \cdot (s_1 - s_0)] \quad (3.17)$$

$$\dot{E}_{x2} = \dot{m}_2 \cdot [(h_2 - h_0) - T_0 \cdot (s_2 - s_0)] \quad (3.18)$$

Onde:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 = \dot{m}_q \quad \text{Vazão mássica de vapor} \quad \text{kg/s;}$$

$$h_1 \quad \text{Entalpia do vapor na entrada do condensador} \quad \text{kJ/kg;}$$

$$h_2 \quad \text{Entalpia do líquido na saída do condensador} \quad \text{kJ/kg;}$$

$$h_0 \quad \text{Entalpia do estado de referência (T=298,15 K)} \quad \text{kJ/kg;}$$

$$s_1 \quad \text{Entropia do vapor na entrada do condensador} \quad \text{kJ/kg.K;}$$

$$s_2 \quad \text{Entropia do líquido na saída do condensador} \quad \text{kJ/kg.K;}$$

$$s_0 \quad \text{Entropia do estado de referência (T=298,15 K)} \quad \text{kJ/kg.K.}$$

Para a água de resfriamento do condensador, calcula-se o fluxo exergético utilizando-se das equações 3.19 e 3.20:

$$\dot{E}_3 = \dot{m}_3 \cdot [(h_3 - h_0) - T_0 \cdot (s_3 - s_0)] \quad (3.19)$$

$$\dot{E}_4 = \dot{m}_4 \cdot [(h_4 - h_0) - T_0 \cdot (s_4 - s_0)] \quad (3.20)$$

Onde:

$\dot{m}_3 = \dot{m}_4 = \dot{m}_f$	Vazão mássica da água de resfriamento	kg/s;
h_3	Entalpia da água na entrada	kJ/kg;
h_4	Entalpia da água na saída	kJ/kg;
s_3	Entropia da água de resfriamento (entrada)	kJ/kg.K;
s_4	Entropia da água de resfriamento (saída)	kJ/kg.K.

A temperatura da água de resfriamento na entrada foi adotada como sendo 300 K da e a de saída 312,15 K.

Segundo Kotas (1985), a irreversibilidade em trocadores de calor (condensador) é dada pela equação 3.21.

$$\dot{I}_{cond} = T_0 \left[\dot{m}_f \cdot (s_4 - s_3) + \dot{m}_q \cdot (s_2 - s_1) \right] \quad (3.21)$$

Onde:

\dot{I}_{cond} Irreversibilidade no condensador kW;

E a eficiência exergética é dada pela equação 3.22:

$$\varepsilon_{cond} = \frac{\dot{m}_f \cdot (e_4 - e_3)}{\dot{m}_q \cdot (e_2 - e_1)} \quad (3.22)$$

Onde:

ε_{cond} Eficiência exergética do condensador %

3.3.4: Válvula de expansão

Fazendo-se a análise exergética da válvula de expansão, conforme a Figura 16, obtém-se a irreversibilidade através da equação 3.23.

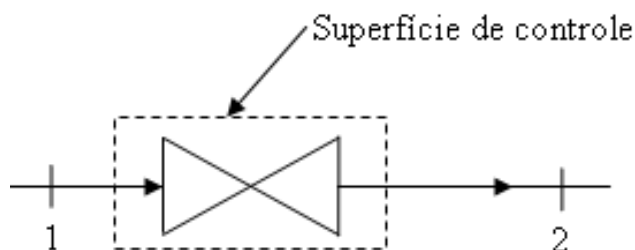


Figura 16: Processo em uma válvula de expansão.

$$I_{valv} = \dot{m} \cdot (e_1 - e_2) \quad (3.23)$$

Onde:

I_{valv}	Irreversibilidade da válvula de expansão	kW;
\dot{m}	Vazão mássica de vapor	kg/s;
e_1	Exergia na entrada	kJ/kg;
e_2	Exergia na saída da válvula	kJ/kg.

E a eficiência exergética da válvula de expansão é dada pela equação 3.24.

$$\varepsilon_{valv} = 1 - \left(\frac{I_{valv}}{e_1 \cdot \dot{m}} \right) \quad (3.24)$$

Onde:

ε_{valv}	Eficiência exergética da válvula de expansão	%.
----------------------	--	----

3.3.5: Misturador

Segundo Tuna (1999), o balanço de exergia na superfície de controle de um misturador adiabático é mostrado na Figura 17 e resulta a equação 3.25.

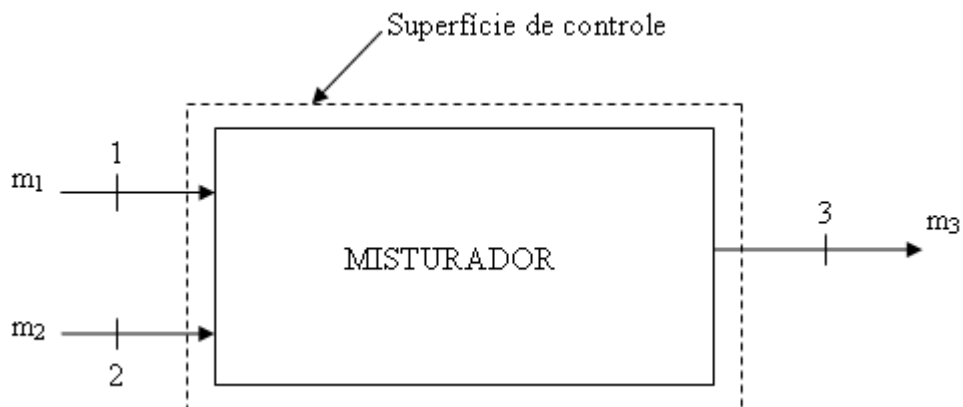


Figura 17: Processo em um misturador.

$$\dot{m}_1 \cdot e_1 + \dot{m}_2 \cdot e_2 = \dot{m}_3 \cdot e_3 + I_{mt} \quad (3.25)$$

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_2 = \dot{m}_3 \quad (3.26)$$

Onde:

\dot{m}_1	Vazão mássica na entrada, referente ao fluxo 1	kg/s;
e_1	Exergia na entrada, referente ao fluxo 1	kJ/kg;
\dot{m}_2	Vazão mássica na entrada, referente ao fluxo 2	kg/s;
e_2	Exergia na entrada, referente ao fluxo 2	kJ/kg;
\dot{m}_3	Vazão mássica na saída	kg/s;
e_3	Exergia na saída	kJ/kg;
I_{mt}	Irreversibilidade do misturador	kW.

Considerando um misturador adiabático, a irreversibilidade é dada pela equação 3.27.

$$I_{mt} = T_0 \left[\dot{m}_1 \cdot (s_3 - s_1) + \dot{m}_2 \cdot (s_3 - s_2) \right] \quad (3.27)$$

Onde:

s_1	Entropia na entrada, referente ao fluxo 1	kJ/(kg.K);
s_2	Entropia na entrada, referente ao fluxo 2	kJ/(kg.K);
s_3	Entropia na saída	kJ/(kg.K).

Sendo que a eficiência exergética é dada pela equação 3.28.

$$\varepsilon_{mt} = \frac{\dot{m}_3 \cdot e_3}{\left(\dot{m}_1 \cdot e_1 + \dot{m}_2 \cdot e_2 \right)} \quad (3.28)$$

Sendo:

ε_{mt}	Eficiência exergética do misturador	%.
--------------------	-------------------------------------	----

Neste trabalho, tanto o dessuperaquecedor como o desaerador foram aproximados e modelados como sendo um misturador.

3.3.6: Bomba

Segundo Tuna (1999), aplicando o balanço de exergia à Figura 18, a irreversibilidade da bomba é dada pela equação 3.29.

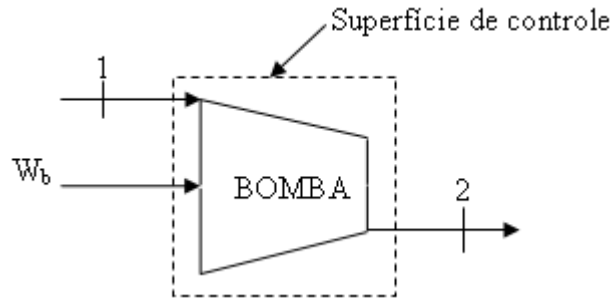


Figura 18: Processo em uma bomba.

$$I_b = W_b + \dot{m} \cdot (e_1 - e_2) \quad (3.29)$$

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 = \dot{m} \quad (3.30)$$

Onde:

I_b Irreversibilidade na bomba kW;

W_b Potência da bomba kW;

\dot{m} Vazão mássica na bomba kg/s;

e_1 Exergia na entrada da bomba kJ/kg;

e_2 Exergia na saída da bomba kJ/kg.

E a eficiência exergética é dada pela equação 3.31.

$$\varepsilon_b = \frac{\dot{m} \cdot (e_2 - e_1)}{W_b} \quad (3.31)$$

Onde:

ε_b Eficiência exergética da bomba %.

3.4: Análise exergética do sistema de cogeração

A Tabela 6 apresenta a análise da eficiência exergética, Racional e a irreversibilidade dos principais equipamentos da usina, ainda com a configuração original, ou seja, sem a incorporação do processo de reforma a vapor. Pode-se observar que a caldeira apresenta tanto a menor eficiência exergética (30,40 %) como a menor eficiência racional (31,98 %). Em seguida, tem-se o condensador com 36,98 % de eficiência exergética e 37,95 % de eficiência racional. Todos os outros equipamentos

apresentam eficiência acima de 60 %. Como esperado, a eficiência Racional é maior do que a exergética porque ela considera que toda a exergia na saída é útil, ou seja, a exergia na entrada é igual a exergia na saída adicionada a irreversibilidade (exergia destruída). No caso da eficiência exergética, a exergia na saída é dividida em uma parte que é a exergia útil e outra parte que é a exergia perdida. Esta parcela da chamada exergia “perdida” faz com que a eficiência exergética seja menor do que a racional.

Tabela 6: Análise exergética da configuração original da usina (sem produção de hidrogênio).

Equipamento	Posição do equipamento no diagrama de processo (Figura 3)	Irreversibilidade kW	Eficiência Exergética %	Eficiência Racional %
Caldeira	(40-1)	131577,30	30,40	31,98
Turbogerador	(4-5/6/7)	4843,49	79,79	89,88
Condensador	(7-8)	491,33	36,98	37,95
Bomba (condensador)	(8-32)	2,29	60,20	87,20
Desaerador	(28/37-38)	113,45	93,74	93,74
Bomba (caldeira)	(38-39)	237,17	64,73	90,00

Nas Figuras 19, 20, 21, 22 e 23 são mostradas as eficiências exergética, eficiência Racional de Bosnjakovic em função da produção de hidrogênio, respectivamente, para os seguintes equipamentos: caldeira, turbogerador, condensador, bomba e bomba de alimentação da caldeira. Observa-se que até a produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio, a eficiência Racional e a exergética permanecem constantes. Este comportamento é esperado porque esta região corresponde ao primeiro cenário, onde a produção de hidrogênio é realizada através do excedente de bagaço, sem afetar a geração de potência elétrica. A partir da produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio, começa o segundo cenário, onde parte do bagaço que seria consumido na produção de vapor para geração de potência elétrica começa a ser destinado à produção de hidrogênio. É observado que com o aumento da produção de hidrogênio, a partir do segundo cenário, ocorre aumento em ambas as eficiências, tanto exergética quanto a Racional.

Na Figura 19 é apresentada a eficiência exergética e racional da caldeira em função da produção de hidrogênio. Considerando-se a máxima produção de hidrogênio (11955,3 Nm³/h) há aumento nas eficiências, tanto na eficiência exergética como na racional de aproximadamente 0,5%.

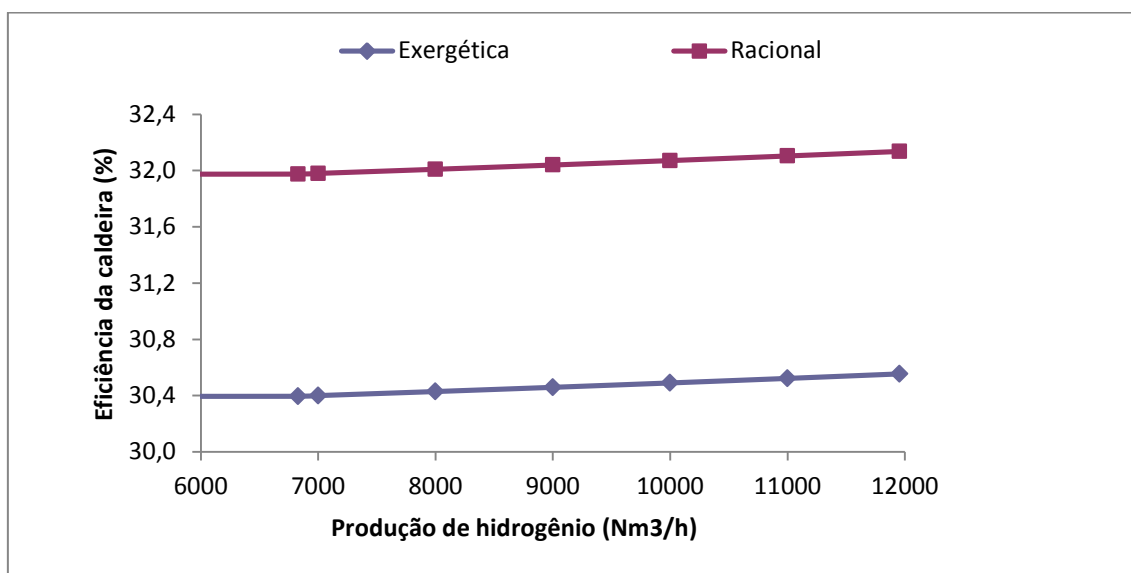


Figura 19: Eficiência exergética e racional da caldeira em função da produção de hidrogênio.

Na Figura 20 é apresentada a eficiência exergética e racional da turbina em função da produção de hidrogênio. Considerando-se a máxima produção de hidrogênio (11955,3 Nm³/h), há aumento de 3,75 % na eficiência exergética e de 2,57 % na eficiência racional. Observa-se, ainda, que a eficiência racional é 11 % maior do que a eficiência exergética.

Na Figura 21 é apresentada a eficiência exergética e racional do condensador em função da produção de hidrogênio. Observa-se que a produção de hidrogênio não afeta a eficiência exergética e nem a eficiência racional. E que a eficiência racional é 2,61 % maior do que a eficiência exergética.

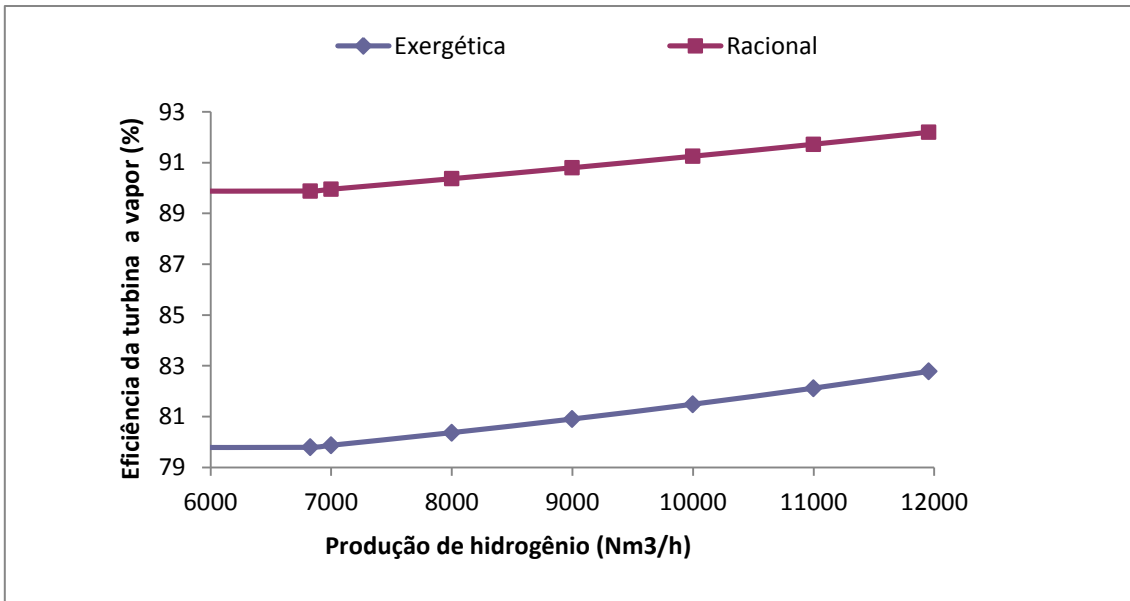


Figura 20: Eficiência exergética e racional da turbina em função da produção de hidrogênio.

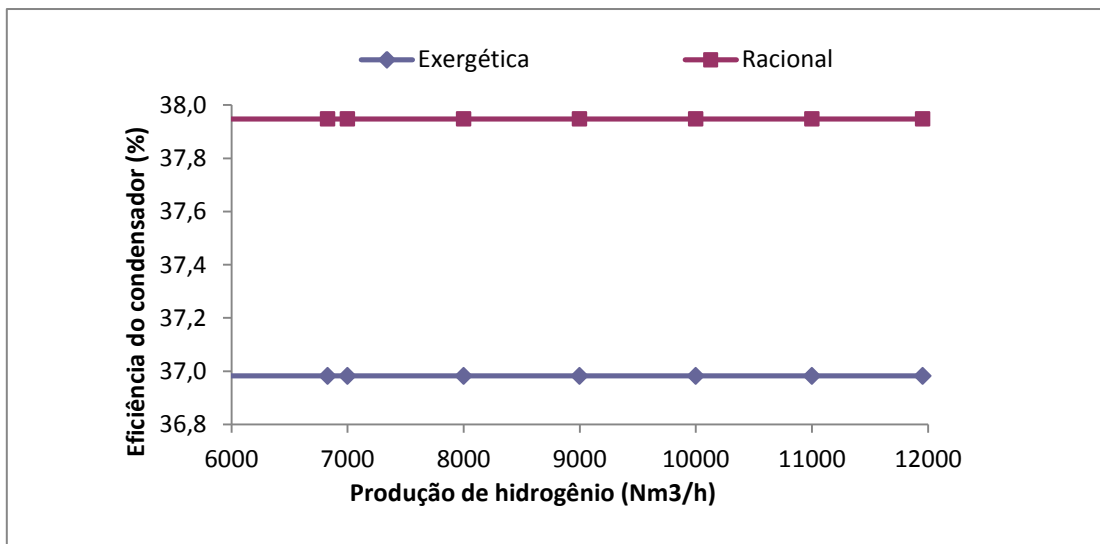


Figura 21: Eficiência exergética e racional do condensador em função da produção de hidrogênio.

Na Figura 22 é apresentada a eficiência exergética e racional da bomba em função da produção de hidrogênio. Observa-se que a produção de hidrogênio não afeta a eficiência exergética e nem a eficiência racional. E que a eficiência racional é 34,70 % maior do que a eficiência exergética.

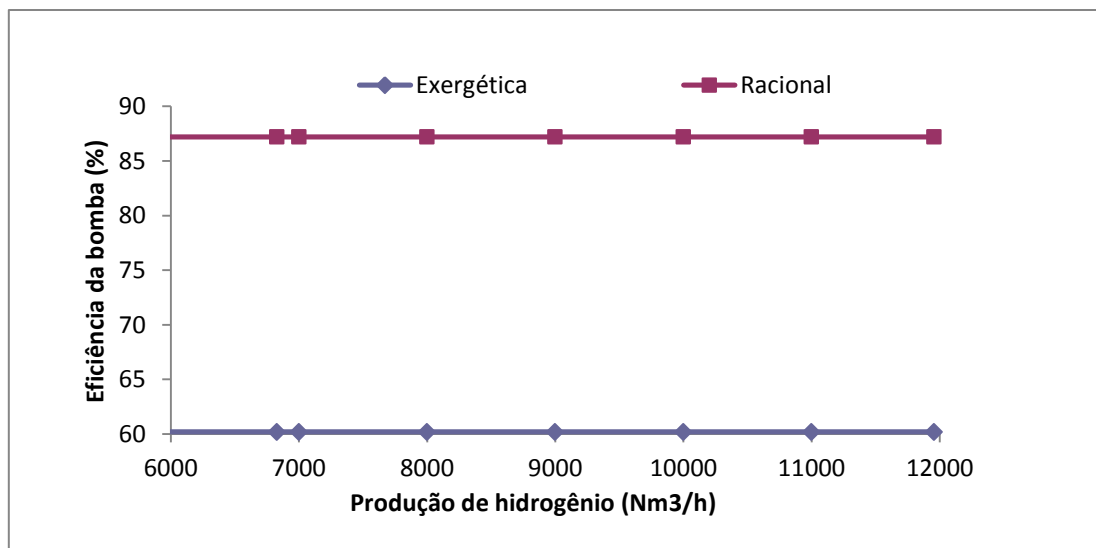


Figura 22: Eficiência exergética e racional da bomba em função da produção de hidrogênio.

Na Figura 23 é apresentada a eficiência exergética e racional da bomba de alimentação da caldeira em função da produção de hidrogênio. Observa-se que a produção de hidrogênio não afeta a eficiência exergética e nem a eficiência racional. E que a eficiência racional é 39,02 % maior do que a eficiência exergética.

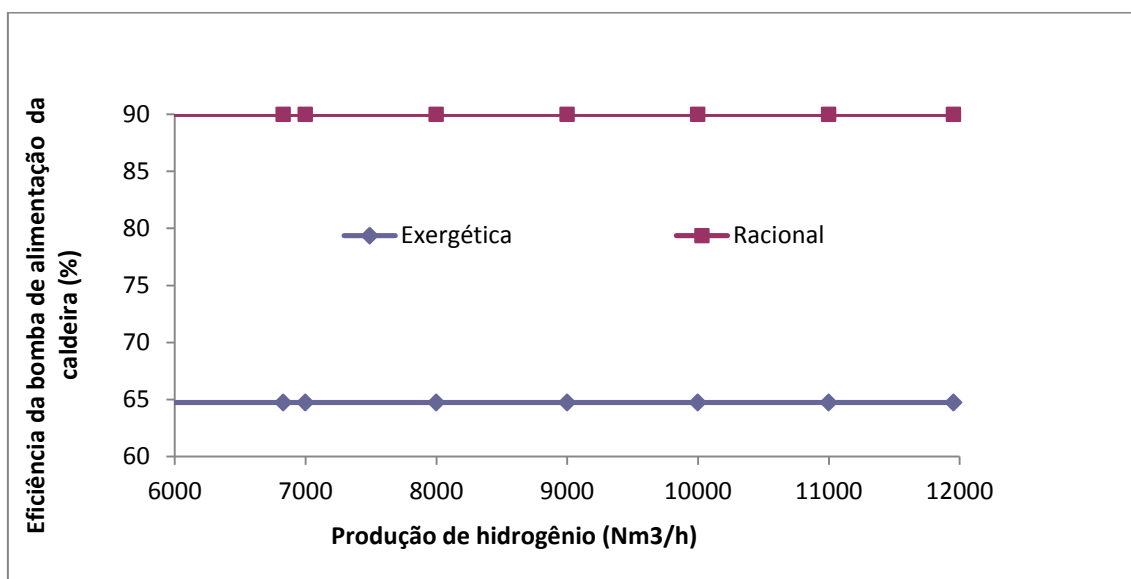


Figura 23: Eficiência exergética e racional da bomba de alimentação da caldeira em função da produção de hidrogênio.

Na Figura 24 é apresentada a comparação da eficiência exergética dos diferentes equipamentos em função da produção de hidrogênio. Observa-se que a caldeira apresenta a menor eficiência exergética do que os outros equipamentos e o turbogerador a maior eficiência.

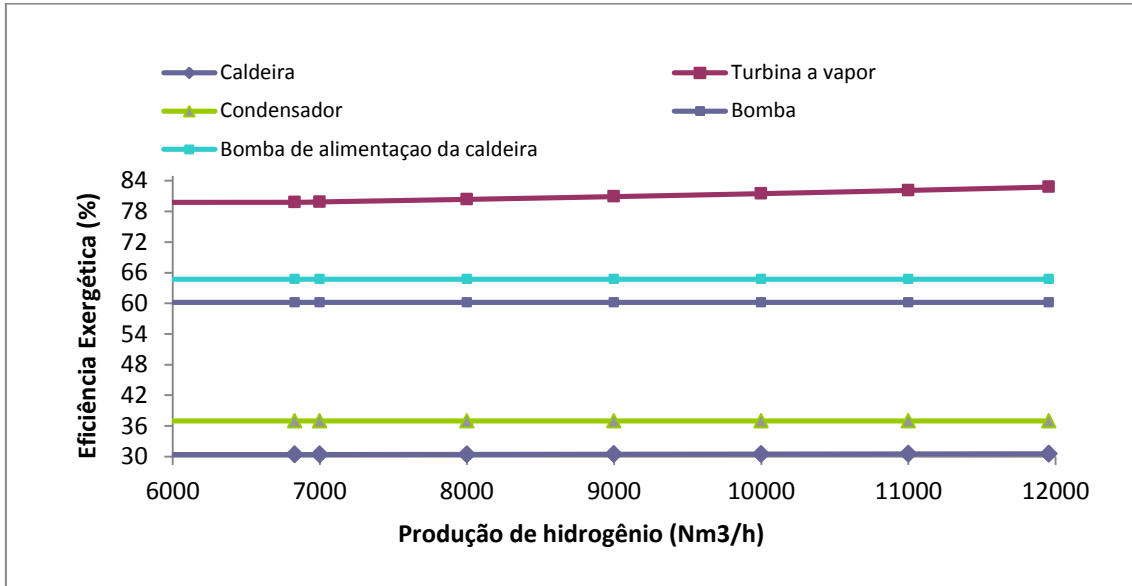


Figura 24: Comparação da eficiência exergética em função da produção de hidrogênio para diferentes equipamentos.

Na Figura 25 é apresentada a comparação da eficiência racional de diferentes equipamentos em função da produção de hidrogênio. Observa-se que a caldeira apresenta a menor eficiência racional do que todos os outros equipamentos e o turbogerador a maior eficiência. Este fato era esperado devido a perdas, as irreversibilidades associadas à combustão, ao atrito do fluido e pela transferência de calor as vizinhanças.

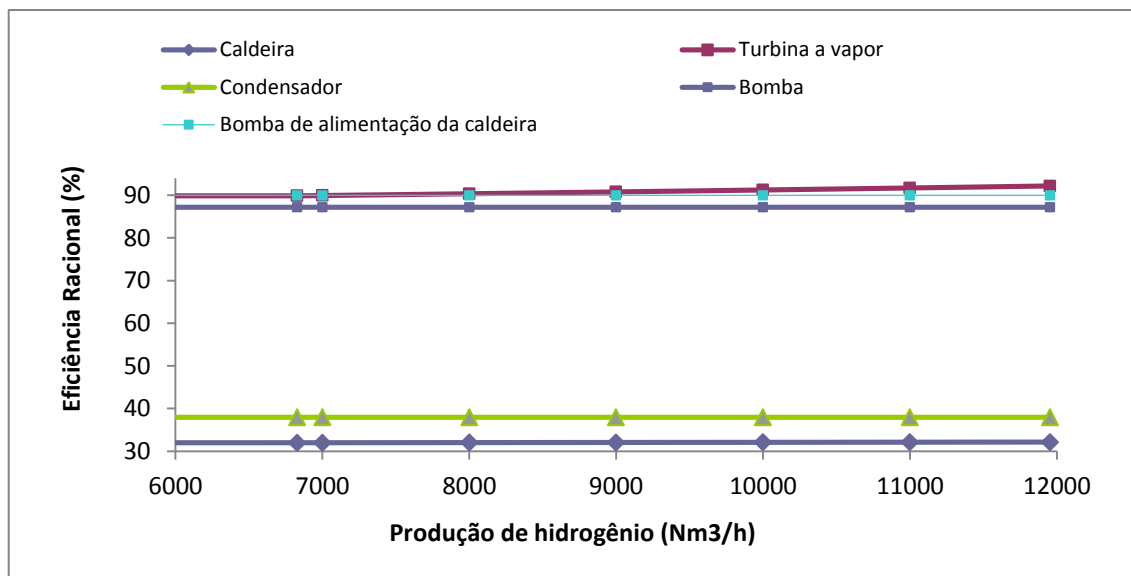


Figura 25: Comparação da eficiência racional em função da produção de hidrogênio para diferentes equipamentos.

CAPÍTULO 4: ANÁLISE ECONÔMICA

Segundo Tuna (1999), a análise econômica fornece o custo associado ao investimento, operação e manutenção do sistema a ser analisado e este valor é utilizado em equações de balanço de custo. As principais variáveis utilizadas são os gastos com a aquisição, instalação, operação e manutenção de cada componente da planta. Entre outros fatores que afetam esta análise e devem ser considerados são a taxa de juros; tempo de retorno do investimento; custos dos combustíveis; vida útil dos equipamentos; capacidade da planta; período de operação.

Análise econômica está baseada em metodologia de engenharia econômica para a determinação de custos, desenvolvida por vários autores (SILVEIRA, 1997; SILVEIRA, 2004; VILLELA, 2005, SILVEIRA, 2007; LAMAS, 2009; SILVEIRA, 2009), onde serão alocados os custos dos produtos da usina sucroalcooleira, para a nova configuração proposta.

Esses custos serão determinados em função dos custos associados a operação, manutenção, investimentos de capitais para cada equipamento na nova configuração proposta, o custo do bagaço e as tarifas de energia elétrica.

4.1: Análise econômica da incorporação da produção de hidrogênio

Esta análise visa determinar o custo de produção do hidrogênio em US\$/kWh em uma usina sucroalcooleira tradicional que passa a incorporar a produção de hidrogênio através da reforma a vapor de etanol.

4.1.1: Custo de produção do hidrogênio

Para se determinar o custo de produção do hidrogênio pode-se utilizar a equação 4.1, conforme Souza (2005), Silveira (1998) e Silveira et al (2014).

$$C_{H_2} = \frac{Inv_{ref} \cdot f}{H \cdot E_{H_2}} + C_{op} + C_{man} \quad (4.1)$$

Onde:

C_{H_2}	Custo de produção do hidrogênio	US\$/kWh;
Inv_{ref}	Investimento de referência do reformador de etanol	US\$;
f	Fator de anuidade	1/ano;

E_{H_2}	Potência térmica do hidrogênio	kW;
H	Período de utilização	h/ano;
C_{op}	Custo de operação	US\$/kWh;
C_{man}	Custo de manutenção	US\$/kWh.

4.1.1.1: Estimativa do investimento no reformador de etanol

Para a estimativa do investimento foi utilizada a técnica de Boehm (1987) que é uma metodologia para determinação de custos de equipamentos. Para tanto, é necessário caracterizar alguns parâmetros, como mostrado na Figura 26, e conforme a equação 4.2.

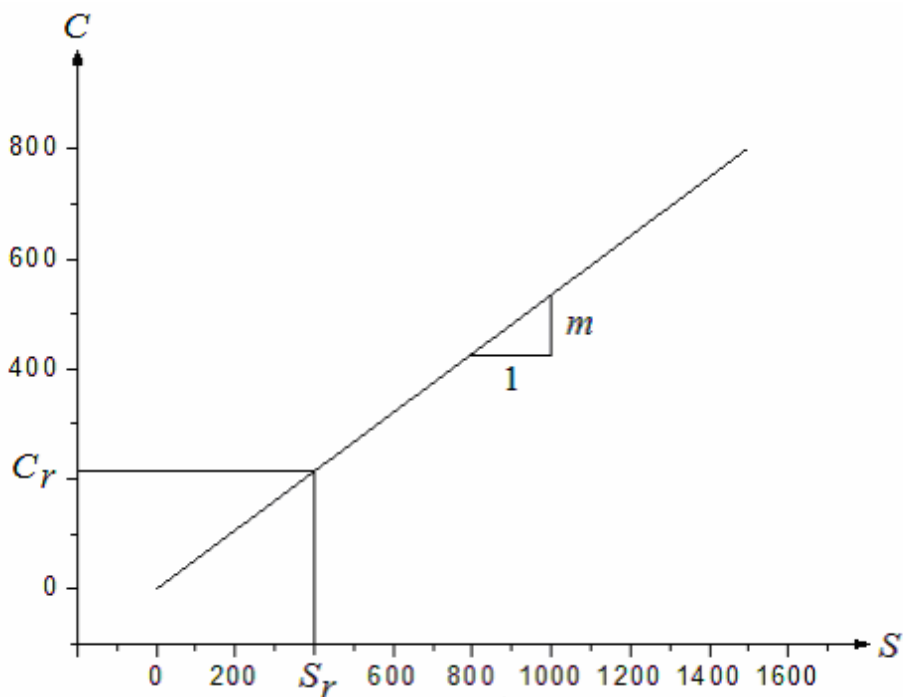


Figura 26: Metodologia para a determinação do custo do equipamento (SILVA, 2010).

$$C = C_r \cdot \left(\frac{S}{S_r} \right)^m \quad (4.2)$$

Onde:

C	Custo do equipamento para uma grandeza de interesse S ;
m	Fator de incidência, normalmente de 0,5 a 1,0;
C_r	Custo do equipamento para uma grandeza de referência S_r .

Segundo Silva (2010) e Silveira et al (2014), para a aplicação desta técnica é necessário a caracterização do equipamento, identificação dos parâmetros C_r , S_r , m e correção por opções típicas de equipamento.

Baseando-se no custo específico do investimento para o processo de reforma para produção de 1 Nm³/h com valor estimado de US\$50.000,00 (SILVEIRA et al., 2006) e na produção de 1500 Nm³/h com valor estimado de US\$8.000.000,00 (KOTHARI et al., 2008), SILVA (2010) adaptou a equação 4.2 para o processo de reforma a vapor de etanol, de acordo com a capacidade de vazão volumétrica do hidrogênio, obtendo a equação 4.3.

$$Inv_{ref} = 400 \cdot \left(\frac{m_{H_2}}{750} \right)^{0,5304} \cdot 10^4 \quad (4.3)$$

Onde:

Inv_{ref}	Investimento de referência do reformador de etanol	US\$;
m_{H_2}	Vazão volumétrica/produção de hidrogênio	Nm ³ /h.

4.1.1.2: Custo de Operação

Segundo Silveira et al (2014): o custo de operação é dado pela equação 4.4.

$$C_{op} = \frac{E_{bg} \cdot C_{bg}}{E_{H_2}} + \frac{E_{et} \cdot C_{et}}{E_{H_2}} \quad (4.4)$$

Onde:

C_{op}	Custo de operação	US\$/kWh;
E_{bg}	Potência térmica do bagaço ($m_{bg} \cdot PCI_{bg}$)	kW;
C_{bg}	Custo do bagaço de cana-de-açúcar	US\$/kWh;
E_{H_2}	Potência térmica do hidrogênio ($m_{H_2} \cdot PCI_{H_2}$)	kW;
E_{et}	Potência térmica do etanol ($m_{et} \cdot PCI_{et}$)	kW;
C_{et}	Custo do etanol	US\$/kWh.

4.1.1.3: Custo de Manutenção

Segundo Kothari et al.,(2008), o custo de manutenção é dado pela equação 4.5:

$$C_{man} = 0,03 \cdot \frac{Inv_{ref} \cdot f}{H \cdot E_{H_2}} \quad (4.5)$$

Onde:

C_{man}	Custo de manutenção	US\$/kWh;
Inv_{ref}	Investimento de referência do reformador de etanol	US\$;
f	Fator de anuidade	1/ano;
H	Período de utilização	h/ano;
E_{H_2}	Potência térmica do hidrogênio	kW.

Onde:

$$f = \frac{q^k \cdot (q-1)}{q^k - 1} \quad (4.6)$$

$$q = 1 + \frac{r}{100} \quad (4.7)$$

Sendo:

k	Período de amortização	anos;
r	Taxa de juros anual	%.

4.2: Estimativa do investimento no gerador de vapor para processo de reforma a vapor

Esta estimativa será realizada para o cenário 2, que está relacionado a máxima produção de hidrogênio. Como será vaporizada a mistura água etanol, faz-se necessário a definição desta grandeza. Segundo Silva (2010), a relação volumétrica de água/(etanol anidro) no processo de reforma a vapor é dada por (1-0,9). Para o etanol hidratado, toma-se como referência o valor obtido no trabalho de Silva (2010), considerando-se que seja necessária a mesma energia que foi fornecida pelo etanol anidro, chegou-se a relação volumétrica de água/(etanol hidratado) de 1/1.

Segundo Silveira et al (2012), a estimativa do investimento no gerador de vapor para o processo de reforma é dado pela equação 4.8.

$$I_{vaporizada} = 44800 \cdot \left(\frac{m_{mist}}{1000} \right)^{0,64} \quad (4.8)$$

Onde:

$I_{vaporizado}$ Estimativa do investimento no gerador de vapor US\$;

m_{mist} Quantidade da mistura (etanol+água) a ser vaporizada
kg/h.

Como calculado no capítulo 2, para a produção máxima de 11955,3 Nm³/h de hidrogênio, sendo consumidos 9517,6 l/h de etanol anidro ou 10277,9 l/h de etanol hidratado.

A Tabela 7 mostra a quantidade do vapor da mistura a ser utilizada no processo de reforma, bem como o valor estimado do investimento.

Tabela 7: Estimativa do investimento do gerador de vapor.

Tipo de mistura	Vazão mássica kg/h	Investimento US\$
Etanol anidro +água	18088	285767
Etanol hidratado+água	18577	290687

Da Tabela 7, observa-se que a estimativa do investimento para a produção de hidrogênio utilizando-se como insumo o etanol hidratado é 1,72 % maior do que o valor estimado para o etanol anidro, sendo a diferença de US\$4920,00.

4.3: Estimativa do investimento nos equipamentos principais (reformador e gerador de vapor) necessários para produção de hidrogênio por reforma a vapor

O investimento inicial ($I_{inicial}$) é dado pela equação 4.9, temos:

$$I_{inicial} = Inv_{ref} + I_{vaporizado} \quad (4.9)$$

Onde:

$I_{inicial}$ Investimento inicial no reformador e vaporizador US\$.

4.4: Estimativa dos investimentos nos equipamentos principais de uma usina sucroalcooleira

Segundo Silveira e Tuna (2003), a estimativa de investimento em uma turbina a vapor é dada pela equação 4.10.

$$I_{tv} = 6000.(E_p)^{0,7} \quad (4.10)$$

Onde:

I_{tv}	Investimento na turbina a vapor	US\$;
E_p	Potência gerada pela turbina	kW.

A estimativa obtida através da equação 4.10 foi atualizada pela inflação no período dos Estados Unidos da América, utilizando-se para tanto o “site” do Bureau of Labor Statistics, United States Department of Labor.

De acordo com a EXM Partners, em 2016, as usinas sucroalcooleiras foram vendidas por tonelada de cana (capacidade instalada) que variou entre US\$19,10 a US\$67,90 (fonte: novacana.com.br). Segundo Fiomari (2004), a usina tem uma capacidade instalada de 1.300.000 toneladas de cana por ano. Foi adotado US\$43,50/t_{cana}, que é o valor médio para o cálculo do investimento de uma usina.

4.5: Parâmetros adotados para análise econômica do custo do hidrogênio

O consumo de 0,7961 l/h de etanol anidro para 1 Nm³/h de hidrogênio (Silva, 2010) ou 0,8597 l/h de etanol hidratado para a mesma produção de hidrogênio;

- taxas de juros: 4, 8 e 12 %;
- período de operação: 3000, 3500, 4000 h/ano;
- período de amortização de 4, 6, 8, 10, 12 anos;
- custo de produção do etanol anidro de US\$0,12/l;
- custo de produção do etanol hidratado: considerado como sendo 70% do valor do etanol anidro R\$0,28/l ou US\$0,084/l;
- custo do bagaço de cana-de-açúcar: US\$6,21/t;

4.6: Resultados da análise econômica

Na Figura 27 é apresentado o custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros para diferentes períodos de amortização e período de utilização de 4000 h/ano. O etanol anidro foi o insumo utilizado.

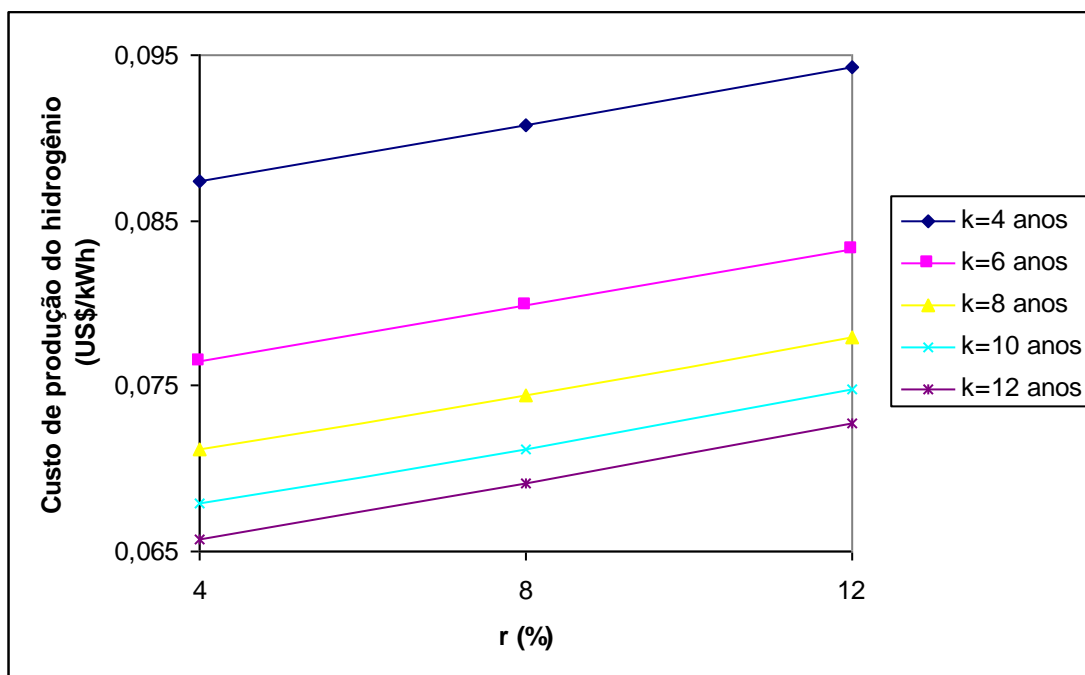


Figura 27: Custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros; H=4000 h/ano, etanol anidro.

Na Figura 28 foram utilizados os mesmos parâmetros da figura 27, exceção ao etanol hidratado no lugar do etanol anidro. Como esperado, observou-se o mesmo comportamento em ambas as figuras, quanto maior o período de amortização, menor o custo de produção de hidrogênio.

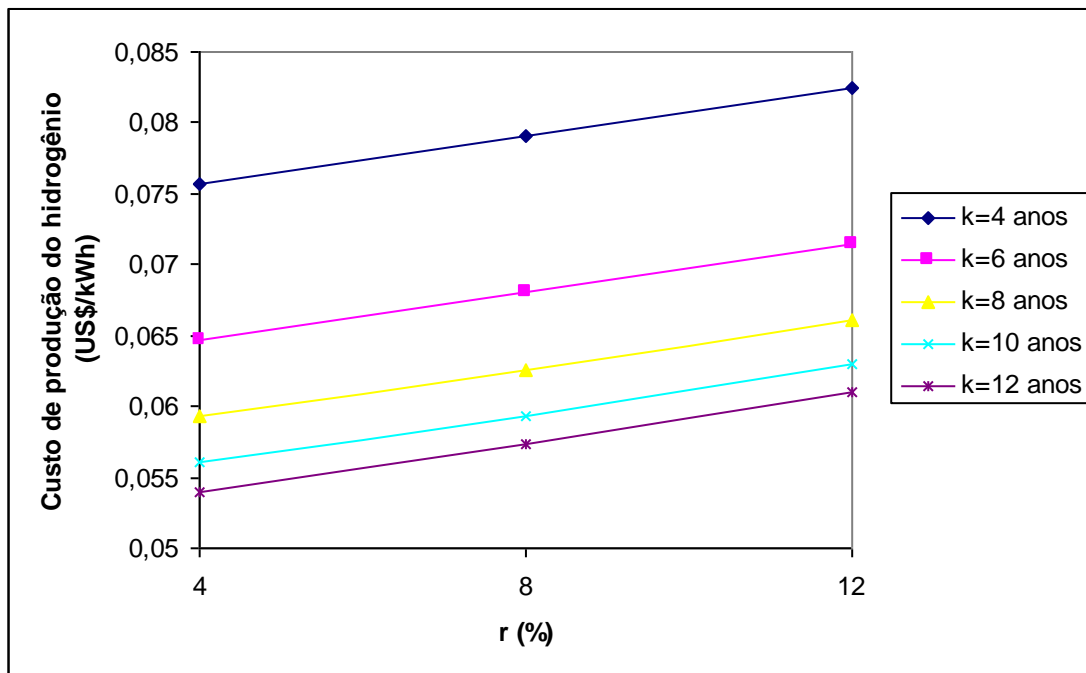


Figura 28: Custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros; H=4000 h/ano, etanol hidratado.

Na Figura 29 é apresentado o custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros e com diferentes períodos de utilização (H), sendo consumido o etanol anidro.

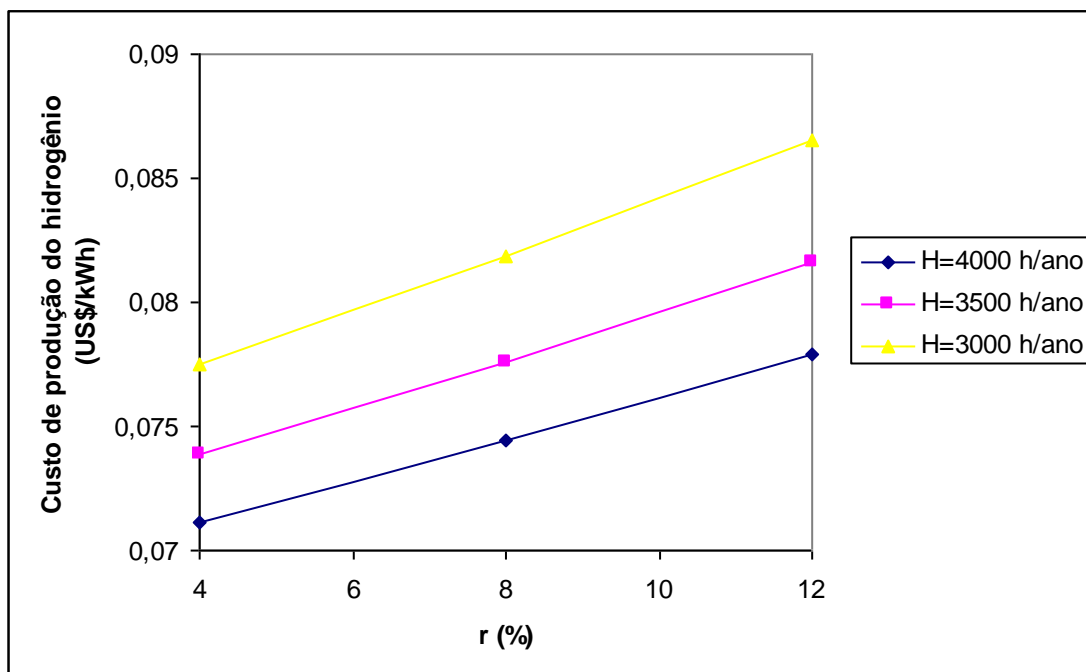


Figura 29: Custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros; k=8 anos, etanol anidro.

Na Figura 30 são apresentados os mesmos parâmetros, exceção ao etanol hidratado que é utilizado como insumo. Observa-se o mesmo comportamento em ambas

as figuras, quanto maior o período de utilização, menor o custo de produção de hidrogênio.

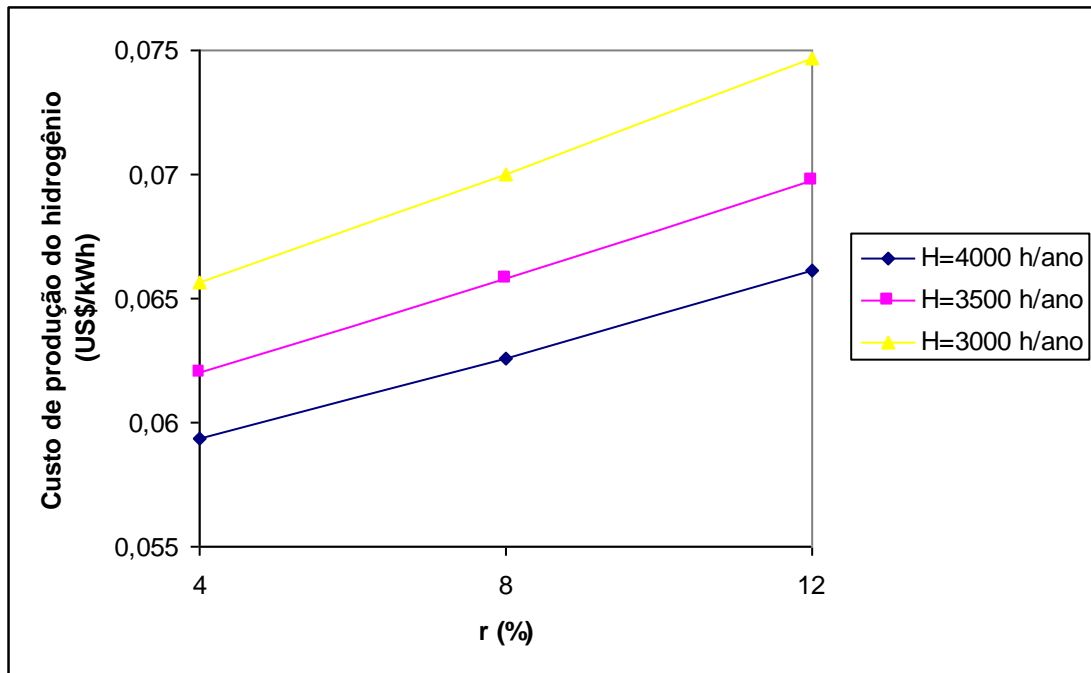


Figura 30: Custo de produção do hidrogênio em função da taxa de juros; k=8 anos, etanol hidratado.

Na Figura 31 é apresentado o custo de produção do hidrogênio e o investimento nos equipamentos (reformador e vaporizador) em função da produção de hidrogênio, (k=8 anos, r=8 %). Observa-se que o custo de produção do hidrogênio apresenta uma pequena redução no custo de produção para valores acima 3500 Nm³/h de hidrogênio, enquanto que entre a produção de 100 a 1800 Nm³/h ocorre uma abrupta redução no custo de produção do hidrogênio. Percebe-se também que o investimento no reformador é responsável por 98,4 % do investimento no processo (reformador+gerador de vapor que são os equipamentos mais caros). Conclui-se que para se obter uma boa estimativa do valor inicial a ser investido no processo de reforma a vapor, pode-se desprezar o investimento no gerador de vapor e considerar somente o investimento no reformador.

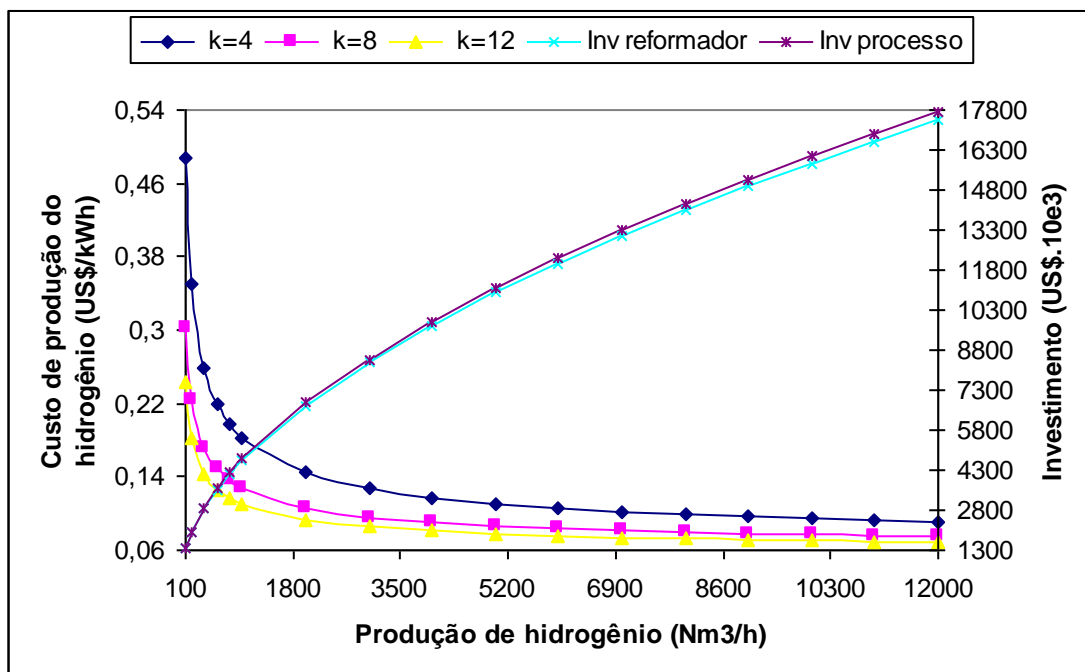


Figura 31: Custo de produção do hidrogênio e investimento nos equipamentos (reformador e vaporizador) em função da produção de hidrogênio; k=8 anos, taxa de juros=8 %.

Na Figura 32 é apresentado o custo de produção do hidrogênio em função do período de amortização para diferentes taxas de juros, bem como para os diferentes insumos; etanol anidro e hidratado. Observa-se que o custo do hidrogênio utilizando o etanol hidratado apresenta custo de produção inferior em relação ao custo de produção com etanol anidro. Inclusive, mesmo para taxa de juros de 12 %, o etanol hidratado continua sendo a melhor opção em comparação ao etanol anidro para taxas de juros de 4 %.

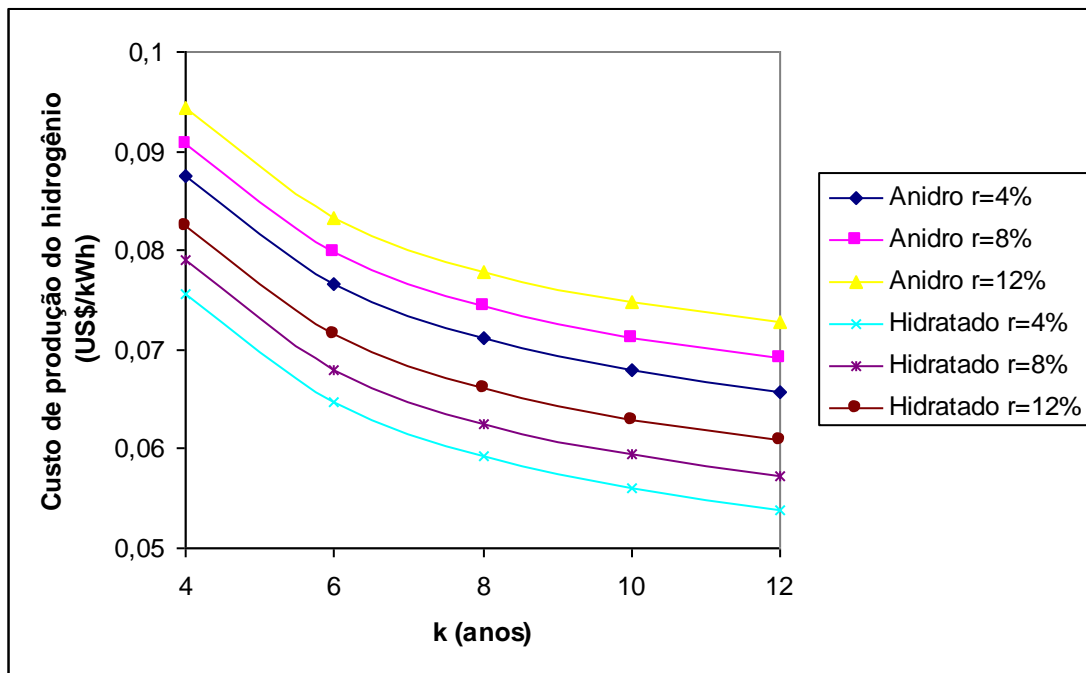


Figura 32: Custo de produção do hidrogênio em função do período de amortização; H=4000 h/ano.

CAPÍTULO 5 – EFICIÊNCIA ECOLÓGICA

Nos dias de hoje, um dos grandes problemas é a enorme quantidade de emissões de gases na atmosfera proveniente da queima, principalmente de combustíveis fósseis. Visando a redução das emissões de gases na atmosfera, combustíveis alternativos aos combustíveis fósseis vêm sendo estudados. A utilização dos recursos naturais de forma mais adequada, aplicações mais eficientes e menos poluidoras é uma das metas nos dias de hoje de forma a garantir/suprir as necessidades atuais dos seres humanos, sem comprometer o futuro das próximas gerações.

Este trabalho propõe a produção de mais um vetor energético às usinas tradicionais (produtoras de etanol, açúcar, geração de eletricidade) que é incorporação da produção de hidrogênio via reforma a vapor de etanol e desta forma, agregar um combustível mais nobre a planta. Este pode ser utilizado como combustível nos automóveis, apesar de ainda requerer avanços tecnológicos que venham a encontrar soluções para o armazenamento, transporte e segurança.

Segundo Vane (2012), o hidrogênio não ocorre isoladamente na natureza, é necessário um gasto de energia para produzi-lo (separá-lo da matéria), uma vez que, todos os processos para sua obtenção não são 100% “limpos”, o hidrogênio não pode ser considerado um combustível totalmente “limpo”.

Uma forma de poder quantificar o nível de poluição de um processo é através da eficiência ecológica, definida por Cadu e Baica (1999). A eficiência ecológica considera as emissões de um processo, permitindo quantificar seu nível de poluição. Ela situa-se na faixa de 0 até 1, onde o valor igual a zero (0) significa grande impacto ambiental (processo muito poluidor) e o de valor igual a um (1), pouco impacto ambiental (VILLELA et al., 2007). Para tanto, foi definido um conceito de dióxido de carbono equivalente $(CO_2)_e$ baseado na concentração máxima permitida de CO_2 na atmosfera (JÚNIOR, 2004). Este parâmetro é calculado pela equação 5.1.

$$(CO_2)_e = CO_2 + 80.(SO_2) + 50.(NO_x) + 67.(MP) \quad (5.1)$$

Onde:

$$(SO_2)_e = 80.(SO_2) \quad \text{Dióxido de enxofre equivalente em } (CO_2);$$

$(NO_x)_e = 50.(NO_x)$ Óxido nitroso equivalente em (CO_2) ;

$(MP)_e = 67.(MP)$ Material particulado equivalente em (CO_2) .

O indicador de poluição, Π_g , definido pela equação 5.2, foi proposto por Cadu e Baica (1999), a partir do carbono equivalente e que possibilita o cálculo da eficiência ecológica.

$$\Pi_g = \frac{(CO_2)_e}{(PCI)_{bg}} \quad (5.2)$$

Onde:

$(CO_2)_e$ Dióxido de carbono equivalente kg_{CO_2}/kg_{comb} ;

$(PCI)_{bg}$ Poder Calorífico Inferior do bagaço kJ/kg ;

Π_g Indicador de Poluição kg_{CO_2}/MJ .

A eficiência ecológica, que segundo Silva (2010), trata-se de um parâmetro adimensional que avalia o impacto ambiental das emissões de gases poluentes na atmosfera, comparando-se as emissões de poluentes integrados (equivalente de CO_2) com padrões existentes de qualidade do ar, pode ser calculada pela equação 5.3.

$$\varepsilon_{cog} = \left[\frac{0,204.\eta_{cog}.\ln(135 - \Pi_g)}{\eta_{cog} + \Pi_g} \right]^{0,5} \quad (5.3)$$

Onde:

ε_{cog} Eficiência ecológica do sistema de cogeração %;

η_{cog} Rendimento do sistema de cogeração %;

Π_g Indicador de Poluição kg_{CO_2}/MJ .

5.1: Cálculo da eficiência ecológica do sistema de cogeração

O rendimento do sistema de cogeração da planta é demonstrado pela Figura 11 que a partir do cenário dois (2) apresenta aumento do rendimento da planta com o aumento da produção de hidrogênio, cerca de 6,8 %. Adota-se como rendimento da planta a média entre o maior rendimento de 82,8 % (máxima produção de hidrogênio) com o rendimento da planta sem produção de hidrogênio 77,53 % (mínimo rendimento), resultando em 80,17 %.

Para o cálculo da eficiência ecológica da planta de cogeração são considerados dois (2) cenários, o primeiro leva em conta a fotossíntese realizada pela cana-de-açúcar, ou seja, todo o ciclo de carbono, desde o plantio até os produtos finais, conforme está ilustrado na Figura 33. O segundo cenário não considera o efeito da fotossíntese, somente o processo dentro da usina.

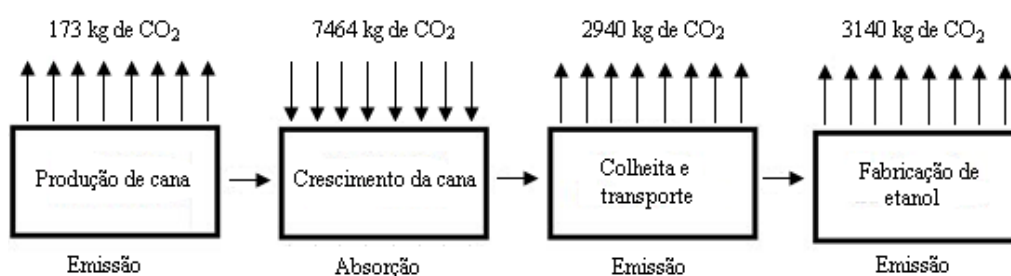


Figura 33: Ciclo do CO₂ do plantio da cana-de-açúcar até a produção do etanol (adaptada de SILVEIRA et al., 2009)

De acordo com Silva (2010), as emissões de poluentes no processo de combustão do bagaço de cana-de-açúcar, são mostradas na Tabela 8.

Tabela 8: Emissões do processo produção de hidrogênio por reforma do etanol (SILVA, 2010).

Componentes	Combustão do Bagaço de Cana	
	Sem Ciclo	Com Ciclo
(CO ₂) _e [kg _{CO2} /kg _{comb}]	1,8239	0,4696
(SO ₂) _e [kg _{SO2} /kg _{comb}]	0	
(NO _x) _e [kg _{NOx} /kg _{comb}]	0,0012	
MP [kgMP/kg _{comb}]	0,0071	

Com base na Tabela 8, Vane (2012), calculou o carbono equivalente e o indicador de poluição para uma planta cogeneradora, os resultados são mostrados na Tabela 9.

Tabela 9: CO₂ equivalente e indicador de poluição da planta de cogeração (Vane, 2012).

Sistema de cogeração			
(CO ₂) _e [kg/kg _{comb}]		Π _g [kg/MJ]	
Sem ciclo	Com ciclo	Sem ciclo	Com ciclo
2,3596	1,0053	0,3223	0,1373

Da equação 5.3, calcula-se a eficiência ecológica de cogeração. O resultado pode ser visto na Tabela 10, e como esperado, a eficiência ecológica com ciclo completo de carbono é maior do que o sem ciclo de carbono. Esta diferença é devido a etapa de crescimento da cana-de-açúcar, capturando o CO₂ que estava no ar atmosférico. A alta eficiência ecológica (92,42%) mostra que se trata de um processo de baixo impacto ambiental, trata-se de um sistema pouco poluidor (próximo de 1). O mesmo raciocínio pode-se aplicar a eficiência ecológica sem considerar o ciclo do carbono, que apesar disto, apresenta também uma alta eficiência (84,46%).

Tabela 10: Eficiência ecológica associada ao sistema de cogeração

η _{cog} Usina [%]	ε _{cog} sem ciclo [%]	ε _{cog} com ciclo [%]
80,17	84,46	92,42

5.2: Cálculo da eficiência ecológica do processo de produção de hidrogênio via reforma a vapor de etanol

Segundo Braga (2014), não se pode utilizar a equação 5.3 para calcular a eficiência ecológica do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor de etanol. Então, a equação desenvolvida por Cadu e Baica (1999), foi adaptada por Braga (2014) e obteve-se a equação 5.4. Utiliza-se de um indicador de poluição que é empregado em LCA (Life Cycle Assessment), parâmetro que quantifica o impacto ambiental da construção e instalação de uma tecnologia, cuja unidade é kg CO_{2(e)}/kWh (BRAGA, 2014). Este indicador foi adaptado para a produção de hidrogênio e sua unidade passou a ser kg de emissão/kg de hidrogênio (kg(CO₂)_e/kgH₂) (BRAGA, 2014).

$$\varepsilon = \left[\frac{0,25\eta_{sist} \cdot \ln(51 - indicador)}{\eta_{sist} + indicador} \right]^{0,023} \quad (5.4)$$

Onde:

η_{sist} Eficiência termodinâmica do processo %

$indicador$ Indicador de poluição do sistema $\text{kg (CO}_2)_e/\text{kWh}$

Considerando-se as reações estequiométricas, foram calculadas as emissões, conforme mostradas na Tabela 11.

Tabela 11: Emissões no processo de produção de hidrogênio (BRAGA, 2014).

Componente	Combustão do bagaço $\text{kg}_{\text{CO}_2}/\text{kg}_{\text{bg}}$	Reforma a vapor $\text{kg}_{\text{CO}_2}/\text{kg}_{\text{et}}$
CO ₂	0,76	1,73

Com estes valores, Braga (2014) calculou a eficiência ecológica com e sem o ciclo do carbono, conforme mostrado na Tabela 12:

Tabela 12: Resultado da análise ecológica do processo de produção de hidrogênio (BRAGA, 2014).

Parâmetros	Valores
(CO ₂) _e	3,56 $\text{kg (CO}_2)_e/\text{kg}_{\text{comb}}$.
Indicador	39 $\text{kg (CO}_2)_e/\text{kg}_{\text{H}_2}$
ε (sem ciclo)	90 %
ε (com ciclo)	92,13 %

5.3: Cálculo da eficiência ecológica global (sistema de cogeração + processo de reforma a vapor)

Segundo Silveira et al (2014), a eficiência ecológica global (ε_{gl}) leva em consideração o carbono equivalente emitido e a eficiência ecológica dos dois processos (usina cogeneradora e processo de reforma a vapor), conforme a equação 5.5.

$$\varepsilon_{gl} = \frac{[(\text{CO}_2)_e]_{cog} \cdot \varepsilon_{cog} + [(\text{CO}_2)_e]_{ref} \cdot \varepsilon_{ref}}{[(\text{CO}_2)_e]_{cog} + [(\text{CO}_2)_e]_{ref}} \quad (5.5)$$

Onde:

$[(CO_2)_e]_{cog}$	Carbono equivalente da cogeração	kg_{CO_2}/kg_{comb} ;
ε_{cog}	Eficiência ecológica de cogeração	%;
$[(CO_2)_e]_{ref}$	Carbono equivalente de reforma	kg_{CO_2}/kg_{comb} ;
ε_{ref}	Eficiência ecológica do processo de reforma	%.

Os resultados da eficiência ecológica global são mostrados na Tabela 13

Tabela 13: Resultado da eficiência ecológica global da usina.

Eficiência global com ciclo %	Eficiência global sem ciclo %
92,19	87,79

Da análise da Tabela 13, pode se observar que a eficiência ecológica com ciclo completo do carbono é maior do que a eficiência sem ciclo de carbono. A alta eficiência ecológica global (92,19%) mostra que se trata de um processo de baixo impacto ambiental, ou seja, um sistema pouco poluidor (próximo de 1). O mesmo raciocínio aplica-se a eficiência ecológica global sem considerar o ciclo do carbono, que apesar disto, apresenta também uma alta eficiência (87,79%).

CAPÍTULO 6: TERMOECONOMIA

Segundo Erlach et al. (1999), a Termoeconomia fornece ferramentas para a solução de problemas em sistemas energéticos complexos, os quais, dificilmente, poderiam ser resolvidos usando uma análise energética convencional com a atribuição racional de custos aos produtos de uma planta ou a otimização operacional de um sistema.

A Termoeconomia é o ramo da engenharia que combina a análise exergetica e princípios econômicos para proporcionar ao projetista de sistemas térmicos, informações cruciais ao projeto e operação de um sistema de custo efetivo, informações essas não disponíveis em análises energéticas convencionais e avaliações econômicas. Pode-se considerar que o principal objetivo é a minimização do custo exergetico. (TSATSARONIS et al, 1993).

De acordo com Tsatsaronis (1993), para uma análise termoeconômica, as principais etapas são: identificar e localizar a magnitude das fontes de perdas termodinâmicas reais num sistema; calcular os custos associados às destruições e perdas de exergia; calcular de forma isolada o custo de cada produto gerado pelo sistema que possui mais de um produto final.

Segundo Tuna (1999), nestas análises foram desenvolvidas técnicas para avaliar a ineficiência termodinâmica de sistemas térmicos: destruição e perda de exergia. Porém, precisa-se, freqüentemente, saber o custo desta ineficiência. O conhecimento deste custo é muito útil para se reduzir os custos dos produtos finais a serem produzidos por um sistema energético.

Segundo Marc (2008), a maioria dos métodos econômicos baseados na exergia tem vários aspectos comuns; eles combinam exergia e economia para ajudar a alcançar objetivos econômicos e termodinâmicos e reconhecem que é a exergia, e não a energia, o parâmetro mais adequado para análise em um sistema e conseqüentemente delegam custos/preços para as variáveis relacionadas à propriedade exergia. Estes métodos avaliam a viabilidade econômica e a lucratividade, em parte por determinar o custo real dos produtos e preços apropriados. Determinam a apropriada alocação de recursos econômicos que visam facilitar a definição do projeto bem como a otimização de sua operação.

A Termoeconomia combina a segunda lei da termodinâmica englobando aspectos econômicos relacionados ao conceito da exergia, visando desenvolver uma ferramenta para o auxílio na seleção de equipamentos, operação e bem como a otimização de projeto de usinas térmicas. A análise exergetica é a análise qualitativa e quantitativa das perdas através da Segunda Lei da Termodinâmica, que tem recebido cada vez mais importância na análise de processos de sistemas térmicos (SILVEIRA et al, 2010).

Baseado na metodologia de Frangopoulos, Silveira (1998) desenvolveu uma otimização termoeconômica, abordando os aspectos econômicos associados com o conceito de exergia para auxiliar nas decisões na seleção de equipamentos e decisão na escolha de operação. Trata-se de um modelo matemático simples, na forma algébrica, envolvendo parâmetros termodinâmicos e avaliação de custos. Da mesma forma, estas metodologias foram a base para o desenvolvimento da metodologia deste trabalho aplicada a incorporação da produção de H₂ na usina.

6.1: Aplicação do método

Para a aplicação do método, alguns procedimentos devem ser levados em conta:

- identificação das funções do sistema térmico como um todo e de cada unidade, individualmente;
- avaliação da exergia na entrada e saída de cada unidade;
- construção do diagrama Funcional Termoeconômico;
- formulação da função de incremento exergetica de cada unidade (entrada e saída);
- formulação da equação de Custo de Produção Exergetica.

6.2: Diagrama Funcional Termoeconômico

O diagrama funcional de cada sistema permite a análise é composto de figuras geométricas que representam as unidades e uma rede de linhas representando as distribuições das funções unitárias em termos de exergia. A linha Funcional de Fronteira separa os insumos e produtos do sistema energético com o meio exterior.

A notação adotada segue:

Y função exergetica;

$Y_{i,j}$ j-ésima entrada da i-ésima unidade;

$Y_{i,k}$ k-ésima saída da i-ésima unidade i.

Para acompanhar o desenvolvimento do método proposto, é importante observar que cada unidade (ou componente) receberá um número de identificação.

É essencial também entender a transposição do diagrama físico para o diagrama funcional, o qual considera fluxos, refere-se ao incremento exergético e não ao valor absoluto da propriedade termodinâmica.

Dos diagramas físicos e dos valores de propriedades termodinâmicas na entrada e na saída de cada componente, é possível obter as funções de incremento exergéticas associadas ao diagrama funcional termoeconômico.

6.3: Usina sucroalcooleira tradicional

A Figura 34 apresenta a usina sucroalcooleira estudada neste trabalho e que foi adaptada do fluxograma do processo da usina apresentada por Fiomari, 2004. De forma a fazer a análise termoeconômica, foi efetuada uma adaptação ao fluxograma do processo da usina, os equipamentos de preparação da cana, do caldo, etc, foram incluídas em processo (produção de açúcar e etanol). A usina possui um turbogerador de 40 MVA com três (3) saídas de vapor; pontos 3, 4 direcionados ao processo e o ponto 5, direcionado ao condensador. Nesta configuração a caldeira gera vapor superaquecido a 6468 kPa e 530°C, buscando maximizar a geração de eletricidade de forma a ter excedente e ser vendido à concessionária da rede elétrica. A potência elétrica produzida pelo turbogerador é de 19,15 MW. A demanda para a operação da usina é de 7,60 MW e o excedente de potência elétrica desta configuração é de 11,55 MW (FIOMARI, 2004).

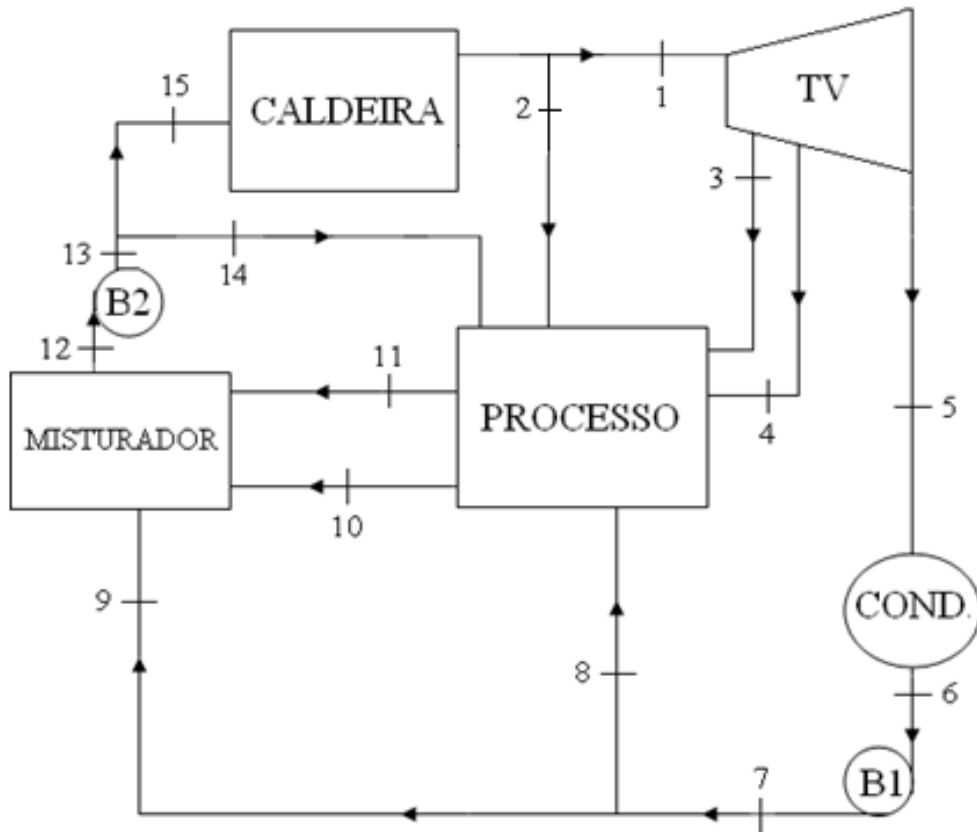


Figura 34: Adaptação do fluxograma do processo da usina (FIOMARI, 2004).

As propriedades termodinâmicas do processo da usina são apresentadas na Tabela 14.

Tabela 14: Propriedades do processo da usina.

Ponto	m [kg/s]	P [kPa]	T [°C]	h [kJ/kg]	s [kJ/kgK]
1	33,53	6.468	530,0	3.488,5	6,931
2	8,14	6.468	530,0	3.488,5	6,931
3	10	2.650	426,0	3.295,1	7,070
4	17,78	245	147,2	2.759,3	7,165
5	5,75	8,5	42,7	2.578,2	8,205
6	5,75	8,5	42,6	178,4	0,607
7	5,75	490	42,7	179,3	0,608
8	1,06	490	42,7	179,3	0,608
9	4,69	490	42,7	179,3	0,608
10	38,33	490	100,1	419,6	1,307
11	0,83	245	190,7	2.848,8	7,368
12	43,86	245	105,0	440,3	1,363
13	43,86	8.820	106,8	454,1	1,376
14	2,19	8.820	106,8	454,1	1,376
15	41,67	8.820	106,8	454,1	1,376

6.4: Desenvolvimento do diagrama funcional termoeconômica

O diagrama funcional do sistema permite a análise pretendida, é composto de figuras geométricas que representam as unidades e uma rede de linhas que representa a distribuição das funções da unidade em termos exergéticos. Estas unidades correspondem aos componentes reais da planta (SILVEIRA et al, 2010).

Observa-se que os fluxos considerados referem-se aos incrementos exergéticos e não aos valores absolutos destas propriedades termodinâmicas. A linha de fronteira

funcional separa o sistema de energia do meio ambiente externo. A entrada e saída para o sistema são mostradas por setas que entram e saem do sistema sob investigação (SILVEIRA et al, 2010), como demonstrado pela Figura 35.

Para a determinação das funções exergéticas associadas aos diagramas funcionais termoeconômicos e de modo a simplificar os cálculos sem invalidar a análise, são desprezadas as perdas nas tubulações. Partindo do diagrama físico e dos valores das propriedades termodinâmicas indicadas, podem-se determinar os valores dos fluxos exergéticos em base incremental, associadas aos diagramas funcionais termoeconômicos (SILVEIRA, 2008).

Desta forma, os cálculos das funções de incremento exergéticas da usina tradicional para suas respectivas unidades são demonstradas.

UNIDADE 1 – CALDEIRA

Combustível (bagaço).

$$Y_{0,1} = Y_{1,1} = e_{bg} \cdot \dot{m}_{bg} \quad (6.1)$$

Proveniente da bomba 2 (unidade 6).

$$Y_{1,2} = Y_{6,2} = \dot{m}_{15} \cdot (e_{15} - e_{12}) \quad (6.2)$$

Emissão dos gases.

$$Y_{0,1} = Y_{1,1} = \dot{m}_g \cdot c_p \cdot (T_g - T_0) - T_0 \cdot \ln(T_g / T_0) \quad (6.3)$$

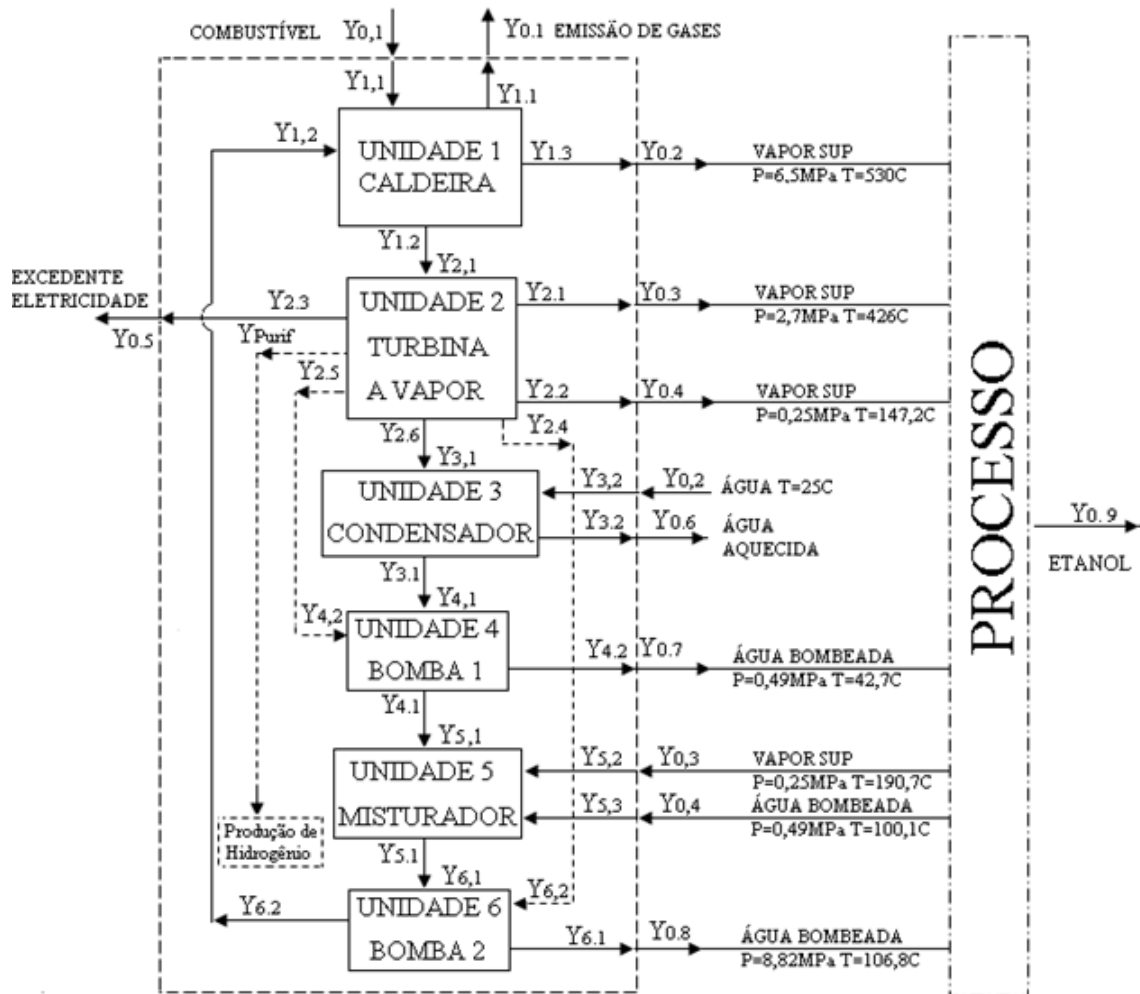


Figura 35: Diagrama Funcional da usina tradicional.

Direcionado a turbina a vapor (unidade 2).

$$Y_{1,2} = Y_{2,1} = \dot{m}_1 \cdot (e_1 - e_{15}) \quad (6.4)$$

Direcionado ao processo (vapor superaquecido: P=6,5 MPa, T=530 °C).

$$Y_{0,2} = Y_{1,3} = \dot{m}_2 \cdot (e_2 - e_{15}) \quad (6.5)$$

UNIDADE 2 – TURBINA A VAPOR

Proveniente da caldeira (unidade 1).

$$Y_{2,1} = Y_{1,2} \quad (6.6)$$

Direcionada ao processo (vapor superaquecido: P=2,7 MPa, T=426 °C).

$$Y_{0,3} = Y_{2,1} = \dot{m}_3 \cdot (e_1 - e_3) \quad (6.7)$$

Direcionada ao processo (vapor superaquecido: P=0,25 MPa, T=147,2 °C).

$$Y_{0,4} = Y_{2,2} = \dot{m}_4 \cdot (e_1 - e_4) \quad (6.8)$$

Direcionado ao condensador (unidade 3).

$$Y_{2,6} = Y_{3,1} = \dot{m}_5 \cdot (e_1 - e_5) \quad (6.9)$$

Potência consumida pela bomba 2 (unidade 6).

$$Y_{2,4} = Y_{6,2} = \dot{m}_{12} \cdot (h_{13} - h_{12}) / \eta_b \quad (6.10)$$

Potência consumida pela bomba 1 (unidade 4).

$$Y_{2,5} = Y_{4,2} = \dot{m}_6 \cdot (h_7 - h_6) / \eta_b \quad (6.11)$$

Potência excedente da usina.

Para auto-suficiência é necessária a geração de 7,6 MW (Vane, 2012). Considerando-se a usina tradicional, sem a produção de hidrogênio, a potência consumida pela bomba 1 é de 5,75 kW ($Y_{2,5}$) e a potência consumida pela bomba 2 é de 672,537 kW ($Y_{2,4}$). Quando houver produção de hidrogênio, haverá também demanda de potência para o purificador de 50 kW (Y_{purif}). Naturalmente, sem a produção de hidrogênio, a potência consumida no purificador é nula ($Y_{purif}=0$). De forma global, a potência excedente é dada pela equação 6.12, onde W_t é a potência gerada pela turbina.

$$Y_{0,5} = Y_{2,3} = W_t - (6,9 + Y_{2,4} + Y_{2,5} + Y_{purif}) \quad (6.12)$$

UNIDADE 3 – CONDENSADOR

Proveniente da turbina (unidade 2).

$$Y_{3,1} = Y_{2,6} \quad (6.13)$$

Entrada da água de resfriamento no condensador a $T_0=25$ °C.

$$Y_{0,2} = Y_{3,2} = 0 \quad (6.14)$$

Direcionado a bomba 1 (unidade 4).

$$Y_{3,1} = Y_{4,1} = \dot{m}_5 \cdot (e_5 - e_6) \quad (6.15)$$

Saída da água de resfriamento no condensador a T=37 °C.

$$Y_{0,6} = Y_{3,2} = \dot{m}_{ag} \cdot [(h_s - h_0) - T_0 \cdot (s_s - s_0)] \quad (6.16)$$

UNIDADE 4 – BOMBA 1

Proveniente do condensador (unidade 3).

$$Y_{4,1} = Y_{3,1} \quad (6.17)$$

Potência consumida pela bomba.

$$Y_{4,2} = Y_{2,5} \quad (6.18)$$

Direcionado ao misturador (unidade 5).

$$Y_{4,1} = Y_{5,1} = \dot{m}_9 \cdot (e_7 - e_6) \quad (6.19)$$

Direcionado ao processo (P=0,49 MPa, T=42,7 °C).

$$Y_{0,7} = Y_{4,2} = \dot{m}_8 \cdot (e_7 - e_6) \quad (6.20)$$

UNIDADE 5 – MISTURADOR

Proveniente da bomba (unidade 4).

$$Y_{5,1} = Y_{4,1} \quad (6.21)$$

Proveniente do processo (vapor sup., P=0,25 MPa, T=190,7 °C).

$$Y_{0,3} = Y_{5,2} = A \cdot B \quad (6.22)$$

Onde:

$$A = \left[\frac{\dot{m}_{11}}{(\dot{m}_2 + \dot{m}_3 + \dot{m}_4 + \dot{m}_8 + \dot{m}_{14})} \right]$$

$$B = \left(\dot{m}_2 \cdot e_2 + \dot{m}_3 \cdot e_3 + \dot{m}_4 \cdot e_4 + \dot{m}_8 \cdot e_8 + \dot{m}_{14} \cdot e_{14} - \dot{m}_{10} \cdot e_{10} - \dot{m}_{11} \cdot e_{11} \right)$$

Proveniente do processo (água, P=0,49 MPa, T=100,1 °C).

$$Y_{0,4} = Y_{5,3} = C \cdot D \quad (6.23)$$

Onde:

$$C = \left[\frac{\dot{m}_{10}}{\left(\dot{m}_2 + \dot{m}_3 + \dot{m}_4 + \dot{m}_8 + \dot{m}_{14} \right)} \right]$$

$$D = \left(\dot{m}_2 . e_2 + \dot{m}_3 . e_3 + \dot{m}_4 . e_4 + \dot{m}_8 . e_8 + \dot{m}_{14} . e_{14} - \dot{m}_{10} . e_{10} - \dot{m}_{11} . e_{11} \right)$$

Direcionado a bomba 2 (unidade 6).

$$Y_{5,1} = Y_{6,1} = \dot{m}_9 . e_9 + \dot{m}_{10} . e_{10} + \dot{m}_{11} . e_{11} - \dot{m}_{12} . e_{12} \quad (6.24)$$

UNIDADE 6 – BOMBA 2

Proveniente do misturador (unidade 5).

$$Y_{6,1} = Y_{5,1} \quad (6.25)$$

Potência consumida pela bomba.

$$Y_{6,2} = Y_{2,4} \quad (6.26)$$

Água direcionada ao processo (P=8,8 MPa, T=106,8 °C).

$$Y_{0,8} = Y_{6,1} = \dot{m}_{14} . (e_{14} - e_{12}) \quad (6.27)$$

Direcionado à caldeira (unidade 1).

$$Y_{6,2} = Y_{1,2} = \dot{m}_{15} . (e_{14} - e_{12}) \quad (6.28)$$

PROCESSO (etanol proveniente do processo).

$$Y_{0,9} = \dot{m}_{et} . e_{et} \quad (6.29)$$

Os resultados das funções de incrementos exergéticos em função da produção de hidrogênio da usina são apresentados na Tabela 15.

Tabela 15: Funções incrementos exergeticos em função da produção de hidrogênio da usina.

Função Incremento Exergetico [kW]	Produção de hidrogênio		
	0 [Nm ³ /h]	6829 [Nm ³ /h]	8025 [Nm ³ /h]
UNIDADE 1 - CALDEIRA			
Y _{0,1} =Y _{1,1}	189036,03	189036,03	185091,47
Y _{1,2} =Y _{6,2}	413,50	413,50	308,39
Y _{0,1} =Y _{1,1}	1602,63	1602,63	1569,19
Y _{1,2} =Y _{2,1}	46207,20	46207,20	45072,79
Y _{0,2} =Y _{1,3}	11216,83	11216,83	11216,83
UNIDADE 2 - TURBINA A VAPOR			
Y _{2,1} =Y _{1,2}	46207,20	46207,20	45072,79
Y _{0,3} =Y _{2,1}	2348,43	2348,43	2348,43
Y _{0,4} =Y _{2,2}	14203,86	14203,86	14203,86
Y _{0,5} =Y _{2,3}	11525,19	11525,19	10676,81
Y _{2,4} =Y _{6,2}	672,54	672,54	659,92
Y _{2,5} =Y _{4,2}	5,75	5,75	4,93
Y _{2,6} =Y _{3,1}	7418,32	7418,32	6356,37
UNIDADE 3 - CONDENSADOR			
Y _{3,1} =Y _{2,6}	7418,32	7418,32	6356,37
Y _{0,2} =Y _{3,2}	0	0	0
Y _{3,1} =Y _{4,1}	773,12	773,12	662,45
Y _{0,6} =Y _{3,2}	281,54	281,54	241,24
UNIDADE 4 - BOMBA 1			
Y _{4,1} =Y _{3,1}	773,12	773,12	662,45
Y _{4,2} =Y _{2,5}	5,75	5,75	4,93
Y _{4,1} =Y _{5,1}	2,83	2,83	2,33
Y _{0,7} =Y _{4,2}	0,64	0,64	0,64
UNIDADE 5 - MISTURADOR			
Y _{5,1} =Y _{4,1}	2,83	2,83	2,33
Y _{0,3} =Y _{5,2}	697,98	697,98	697,976
Y _{0,4} =Y _{5,3}	32233,04	32233,04	32233,04
Y _{5,1} =Y _{6,1}	187,39	187,39	114,79
UNIDADE 6 - BOMBA 2			
Y _{6,1} =Y _{5,1}	187,39	187,39	114,79
Y _{6,2} =Y _{2,4}	672,54	672,54	659,92
Y _{0,8} =Y _{6,1}	21,78	21,78	21,78
Y _{6,2} =Y _{1,2}	413,50	413,50	308,39
PROCESSO			
Y _{0,9}	60970,3	39779,4	36068,2

6.5: Cenário 1 - Determinação da capacidade máxima de produção de hidrogênio e insumos

Segundo Braga (2014), a reação do processo de reforma a vapor do etanol (estequiométrica), para a produção de 1 Nm³/h de hidrogênio são consumidos 0,3795 kg/h de etanol, obtendo-se como produto 0,089 kg/h de hidrogênio e 0,6592 kg/h de CO₂.

6.5.1: Fluxograma do processo de produção de Hidrogênio por Reforma a Vapor

A Figura 36 apresenta o processo de produção de hidrogênio.

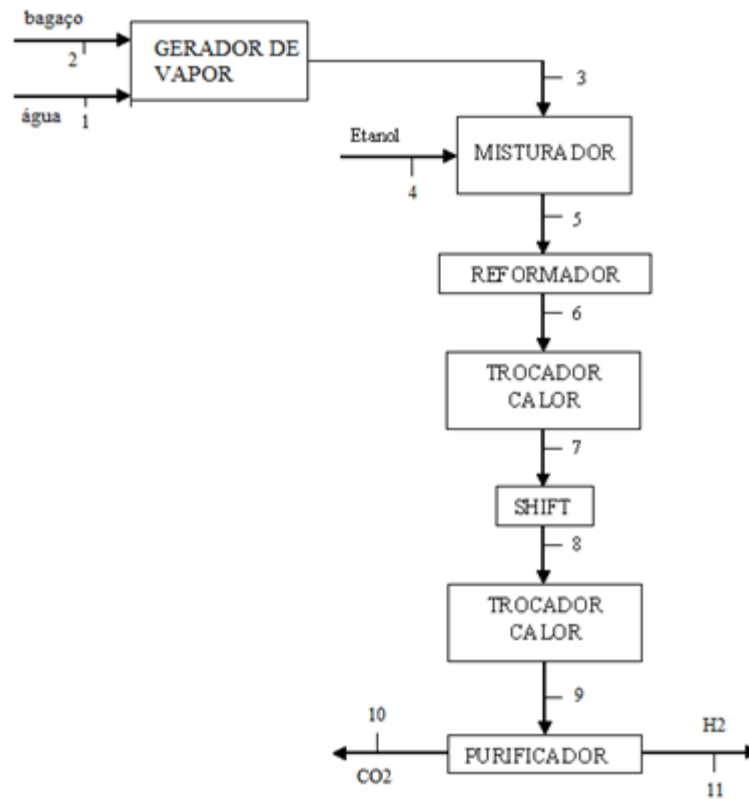


Figura 36: Processo de produção de hidrogênio

A Tabela 16 apresenta as propriedades do processo de reforma a vapor de etanol.

Tabela 16: Propriedades do processo de reforma obtidas de Lemmon et al (2013).

Pontos	Estado Físico	m [kg/s]	P [kPa]	T [K]	h [kJ/kg]	s [kJ/(kgK)]	Cp [kJ/kgk]
1	Líquido água	0,85	101,3	298,15	104,9	0,3672	4,18132
2	Sólido bagaço	2,74	101,3	298,15			
3	Vapor	0,85	101,3	950,13	3877,2	9,2822	2,25693
4	Etanol	0,85	101,3	298,15	353,1	1,1079	2,49305
5	Vapor (vap.+etanol)	1,69	101,3	923,15	2672,6	6,1055	2,77506
6	Gás CO+H ₂	1,67	101,3	923,15	2827,3	7,8978	2,97732
7	Gás CO+H ₂	1,67	101,3	473,15	1499,4	5,9259	2,97077
8	Gás CO ₂ +H ₂	1,67	101,3	473,15	887,2	3,2252	1,90654
9	Gás CO ₂ +H ₂	1,67	101,3	298,15	550,8	2,3369	1,92797
10	Gás CO ₂	1,47	101,3	298,15	258,2	0,8785	1,61566
11	Gás H ₂	0,20	101,3	298,15	4622,5	24,5666	15,08301

6.5.2: Diagrama funcional da produção de hidrogênio por reforma a vapor

O diagrama funcional do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor de etanol é mostrado na Figura 37.

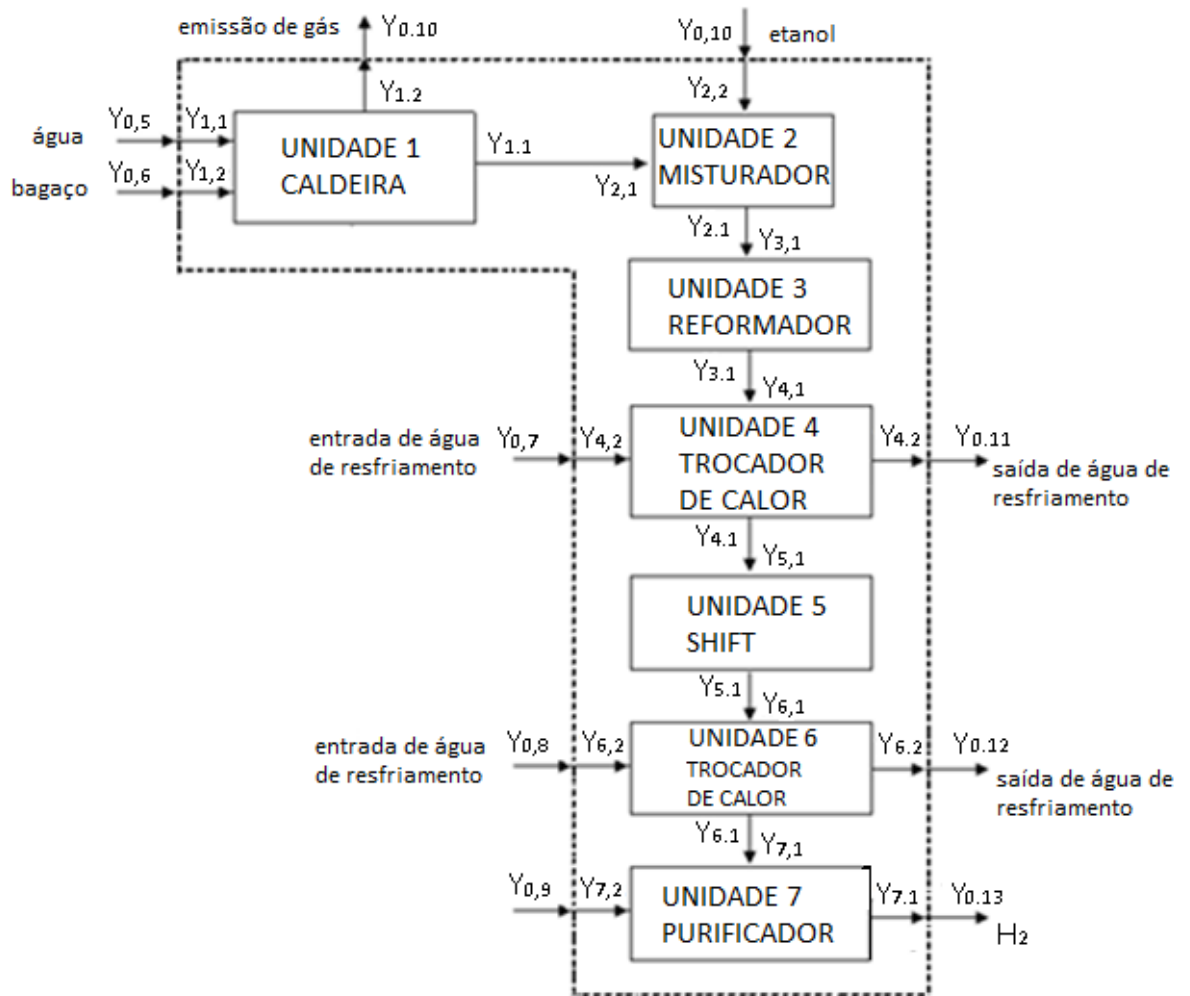


Figura 37: Diagrama Funcional da produção de hidrogênio

6.5.3: Equações dos fluxos exergeticos associados aos diagramas funcionais

As equações dos fluxos exergeticos (base incremental) associados aos diagramas funcionais termoeconômicos são demonstradas para cada equipamento, conforme podem ser vista nas equações 6.29, 6.30, 6.31, ...6.47.

UNIDADE 1 - GERADOR DE VAPOR

Água.

$$Y_{0,5} = Y_{1,1} = \dot{m}_{\acute{a}gua} . e_{\acute{a}gua} \quad (6.29)$$

Combustível (bagaço).

$$Y_{0,6} = Y_{1,2} = \dot{m}_{bg} . e_{bg} \quad (6.30)$$

Emissão de gases.

$$Y_{0,10} = Y_{1,2} = \dot{m}_g . c_p . \left[(T_g - T_0) - T_0 . \ln(T_g / T_0) \right] \quad (6.31)$$

Direcionado ao misturador.

$$Y_{1,1} = Y_{2,1} = \dot{m}_v . \left[(h - h_0) - T_0 . (s - s_0) \right] \quad (6.32)$$

UNIDADE 2 – MISTURADOR

Proveniente do gerador de vapor.

$$Y_{2,1} = Y_{1,1} \quad (6.33)$$

Etanol.

$$Y_{0,10} = Y_{2,2} = \dot{m}_{et} . e_{et} \quad (6.34)$$

Direcionado ao reformador.

$$Y_{2,1} = Y_{3,1} = \left(\dot{m}_3 . e_3 + \dot{m}_4 . e_4 - \dot{m}_5 . e_5 \right) \quad (6.35)$$

UNIDADE 3 – REFORMADOR

Proveniente do misturador.

$$Y_{3,1} = Y_{2,1} \quad (6.36)$$

Direcionado ao trocador de calor.

$$Y_{3,1} = Y_{4,1} = \dot{m}_g \cdot (e_5 - e_6) \quad (6.37)$$

UNIDADE 4 – TROCADOR DE CALOR

Proveniente do reformador.

$$Y_{4,1} = Y_{3,1} \quad (6.38)$$

Entrada da água de resfriamento a $T_0=25$ °C.

$$Y_{0,7} = Y_{4,2} = 0 \quad (6.39)$$

Saída da água de resfriamento a $T=37$ °C.

$$Y_{0,11} = Y_{4,2} = \dot{m}_{ag} \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)] \quad (6.40)$$

Direcionado ao shift.

$$Y_{4,1} = Y_{5,1} = \dot{m}_g \cdot (e_6 - e_7) \quad (6.41)$$

UNIDADE 5 – SHIFT

Proveniente do trocador de calor.

$$Y_{5,1} = Y_{4,1} \quad (6.42)$$

Direcionado ao trocador de calor.

$$Y_{5,1} = Y_{6,1} = \dot{m}_g \cdot (e_7 - e_8) \quad (6.43)$$

UNIDADE 6 – TROCADOR DE CALOR

Proveniente do shift.

$$Y_{6,1} = Y_{5,1} \quad (6.44)$$

Entrada da água de resfriamento a $T_0=25$ °C.

$$Y_{0,8} = Y_{6,2} = 0 \quad (6.45)$$

Saída da água de resfriamento a $T=37$ °C.

$$Y_{0,12} = Y_{6,2} = \dot{m}_{ag} \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)] \quad (6.46)$$

Direcionado ao purificador.

$$Y_{6,1} = Y_{7,1} = \dot{m}_g \cdot (e_8 - e_9) \quad (6.47)$$

UNIDADE 7 – PURIFICADOR

Proveniente do trocador de calor.

$$Y_{7,1} = Y_{6,1} \quad (6.48)$$

Potência consumida.

$$Y_{0,9} = Y_{7,2} = Y_{purif} \quad (6.49)$$

$Y_{Purif}=50\text{kW}$ produção de hidrogênio.

Hidrogênio (H_2).

$$Y_{0,13} = Y_{7,1} = \dot{m}_{H_2} \cdot (e_9 - e_{11}) \quad (6.50)$$

A Tabela 17 mostra o resultado das Funções de Incremento do processo de reforma a vapor para duas (2) vazões volumétricas de hidrogênio.

Tabela 17: Resultado das funções de incrementos do processo de reforma a vapor.

Função de Incremento [kW]	Produção de hidrogênio	
	6829[Nm ³ /h]	8025[Nm ³ /h]
UNIDADE 1 - GERADOR DE VAPOR		
$Y_{1,1}=Y_{0,5}$	0	0
$Y_{1,2}=Y_{0,6}$	22523,55	26468,11
$Y_{1,2}=Y_{0,10}$	191,36	224,88
$Y_{1,1}=Y_{2,1}$	797,64	937,33
UNIDADE 2 - MISTURADOR		
$Y_{2,1}=Y_{1,1}$	797,64	937,33
$Y_{2,2}=Y_{0,10}$	21190,91	24902,08
$Y_{2,1}=Y_{3,1}$	20761,28	24397,21
UNIDADE 3 - REFORMADOR		
$Y_{3,1}=Y_{2,1}$	20761,28	24397,21
$Y_{3,1}=Y_{4,1}$	8,82	10,36
UNIDADE 4 - TROCADOR DE CALOR		
$Y_{4,1}=Y_{3,1}$	8,82	10,36
$Y_{4,2}=Y_{0,7}$	0	0
$Y_{4,2}=Y_{0,11}$	38,50	45,25
$Y_{4,1}=Y_{5,1}$	1061,20	1247,04
UNIDADE 5 - SHIFT		
$Y_{5,1}=Y_{4,1}$	1061,20	1247,04
$Y_{5,1}=Y_{6,1}$	55,01	64,64
UNIDADE 6 - TROCADOR DE CALOR		
$Y_{6,1}=Y_{5,1}$	55,01	64,64
$Y_{6,2}=Y_{0,8}$	0	0
$Y_{6,2}=Y_{0,12}$	9,75	11,46
$Y_{6,1}=Y_{7,1}$	892,28	1048,55
UNIDADE 7 - PURIFICADOR		
$Y_{7,1}=Y_{6,1}$	892,28	1048,55
$Y_{7,2}=Y_{0,9}$	50	50
$Y_{7,1}=Y_{0,13}$	20031,26	23539,35
$Y_{7,2}=Y_{0,14}$	311,39	365,93

6.6.: Cenário 2 - Determinação da capacidade máxima de produção e hidrogênio e insumos

Seguindo o mesmo procedimento que foi utilizado no parágrafo 6.1.1 (primeiro cenário), chega-se a máxima produção de 8025,32 Nm³/h de hidrogênio.

O fluxograma do processo, o diagrama funcional e as equações dos fluxos exergéticos são idênticos a aqueles do primeiro cenário, sendo respectivamente, representadas pelas Figuras 36, 37, e as equações listadas no parágrafo 6.1.4.

6.7: Cálculo dos custos da planta

Na Figura 38 é apresentado o diagrama de custo da usina inovadora que auxilia na determinação do custo exergético de manufatura. Este é constituído, basicamente, pelos custos dos insumos da planta, custo de operação, custo de manutenção, custo das utilidades (eletricidade e vapor) associadas em base exergética. Na figura, as setas entrando significam os insumos para determinado processo de produção. A cana-de-açúcar será consumida pela usina tradicional no processo de produção do etanol. O bagaço que é um subproduto da cana (após a extração do caldo) está como insumo/custo (seta entrando) porque existe um mercado do “produto” bagaço de cana para a geração de potência elétrica. Ele será utilizado como combustível na unidade de utilidades para produção de vapor para os processos e geração de potência elétrica para autossuficiência da usina e a venda do excedente à rede concessionária. O etanol produzido terá parte vendida diretamente ao mercado (seta saindo) e outra disponibilizada a unidade de reforma a vapor, que juntamente com a eletricidade, serão consumidos no processo de produção de hidrogênio (seta entrando). As linhas saindo da figura representam os produtos finais a serem disponibilizados ao mercado consumidor, exceção a seta tracejada (CC_{GN}) que se refere ao crédito de carbono referente à quantidade de CO_2 que deixou de ser emitida, considerandose que a mesma quantidade de hidrogênio fosse produzida pelo processo de reforma do gás natural.

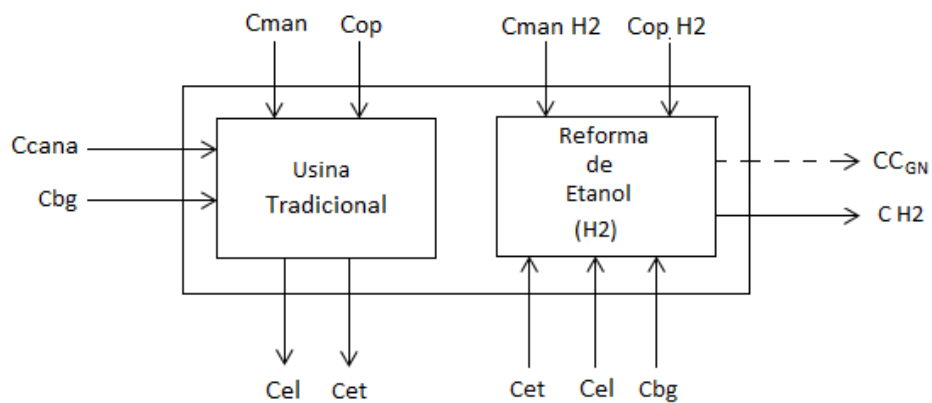


Figura 38: Diagrama de custo da usina inovadora

Onde:

c_{cana} Custo da cana-de-açúcar US\$/kWh;

c_{bg} Custo do bagaço de cana US\$/kWh;

c_{el}	Custo da geração de eletricidade	US\$/kWh;
c_{et}	Custo da produção de etanol	US\$/kWh;
c_{man}	Custo de manutenção	US\$/kWh;
c_{manH2}	Custo de manutenção do processo de reforma	US\$/kWh;
c_{op}	Custo de operação	US\$/kWh;
c_{opH2}	Custo de operação do processo de reforma	US\$/kWh;
CC_{GN}	Crédito de carbono devido a quantidade de CO ₂ que deixou de ser emitida, considerando-se que a mesma quantidade de hidrogênio fosse produzida por reforma a vapor de gás natural	US\$/kWh.

6.8: Custo de Manufatura Exergética

Baseando-se na Figura 38 que apresenta o diagrama de custo da usina, o custo de manufatura exergética (CMex) pode ser expresso pela equação 6.53, 6.54, 6.55, respectivamente para as condições: sem produção de hidrogênio, produção até 6829,3 Nm³/h de hidrogênio e produção de 6829,3 a 8025,32 Nm³/h de hidrogênio.

$$E_p = (Y_{2.4} + Y_{2.5} + Y_{2.3} + Y_{purif}) = W_t \quad (6.51)$$

$$Y_v = (Y_{1.3} + Y_{2.1} + Y_{2.2}) \quad (6.52)$$

- Sem produção de hidrogênio.

$$Y_{purif} = 0$$

$$CMex = c_{el} \cdot E_p + c_{et} \cdot Y_{0.9} \quad (6.53)$$

Neste cenário, sem a produção de hidrogênio, é contabilizada no custo de manufatura toda geração de potência adicionada a toda a produção do etanol.

- Produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio.

$$CMex = c_{el} \cdot E_p + c'_{et} \cdot (Y_{0.9} - Y_{0.10}) + c_{H_2} \cdot Y_{0.13} \quad (6.54)$$

Nesta condição, parte do etanol produzido é direcionada diretamente ao processo de reforma para a produção de hidrogênio e como consequência haverá menor quantidade de etanol disponível, acarretando aumento no custo de produção do etanol. Nesta etapa, naturalmente, passa-se a contabilizar o custo exergético do hidrogênio.

- Produção total de 8025,32 Nm³/h de hidrogênio.

$$CMex = c'_{el} \cdot E'_p + c'''_{et} \cdot (Y'_{0,9} - Y'_{0,10}) + c'_{H_2} \cdot Y'_{0,13} \quad (6.55)$$

A mesma lógica que ocorreu na produção do cenário 1 é aplicada ao cenário 2. Neste caso (produção adicional referente exclusivamente ao cenário 2 (1196 Nm³/h de hidrogênio)), a turbina a vapor não operará a plena carga e como consequência o custo de geração de eletricidade e o custo de produção do etanol serão mais elevados do que o obtido no cenário 1.

Com o objetivo de distribuir os custos de produção, foram considerados os seguintes fatores de ponderação, conforme as equações 6.56 a 6.57:

$$(FP)_{el} = \frac{E_p}{E_p + Y_{0,9}} \quad (6.56)$$

$$(FP)_{et} = \frac{Y_{0,9}}{E_p + Y_{0,9}} \quad (6.57)$$

As equações de custo da eletricidade, etanol, hidrogênio são mostrados, respectivamente pelas equações 6.58, 6.59, 6.60.

- Custo da eletricidade.

$$c_{el} = \frac{Inv_{tv}}{H \cdot E_p} \cdot f + \frac{c_{bg} \cdot (Y_{1,1} - Y_v)}{E_p} + c_{man} \cdot (FP)_{el} \quad (6.58)$$

O primeiro termo corresponde ao investimento em equipamentos, neste caso o custo da geração de eletricidade está associado ao custo de investimento na turbina a vapor. O segundo termo refere-se ao custo operacional, envolvendo os custos do combustível e o último termo ao custo de manutenção do equipamento.

Onde:

c_{man}

Custo de manutenção

US\$/kWh.

- Custo do etanol.

$$c_{et} = \frac{Inv_{usina} - Inv_{tv}}{H.Y_{0,9}} \cdot f + \frac{c_{el}}{Y_{0,9}} \cdot (PotCons)_{et} + \frac{c_{bg} \cdot Y_v}{Y_{0,9}} + c_{cana} + c_{man_{et}} \cdot (FP)_{et} \quad (6.59)$$

Da mesma forma do custo de geração de eletricidade, o primeiro termo corresponde ao investimento em equipamentos, neste caso foi alocado todo o investimento da usina subtraindo-se o investimento realizado na turbina, o qual foi contabilizado no custo da eletricidade. O segundo, terceiro e quarto termos referem-se respectivamente, a potência elétrica, ao vapor e a cana (caldo) que foram consumidos no processo de produção do etanol. O último termo refere-se à manutenção dos equipamentos.

Onde:

$(PotCons)_{et}$ Potência elétrica consumida no processo de produção do etanol
kW.

Para o cálculo do custo do hidrogênio, além dos itens já mencionados no cálculo dos outros vetores energéticos, também será considerada a emissão de dióxido de carbono (CO_2). Como o principal método de produção de hidrogênio é o de reforma a vapor do gás natural, que é um combustível fóssil, e que de acordo com a NREL (2001), o CO_2 corresponde a 99% da quantidade das emissões durante todo ciclo de produção do hidrogênio e que para cada 1 kg de hidrogênio produzido são emitidos via reforma de gás natural, 10,62 kg de CO_2 . Desta forma, ao se incorporar a produção de hidrogênio nas usinas sucroalcooleiras através da reforma a vapor do etanol, além de agregar uma nova opção a matriz energética, evitará a emissão de CO_2 proveniente de fontes fósseis. Segundo Caliskan (2015), o preço do dióxido de carbono no mercado internacional é de 0,0145 US\$/kg CO_2 . Então, pode-se adicionar ao equacionamento do custo do hidrogênio a quantidade de dióxido de carbono que seria emitido se o método de produção de hidrogênio fosse o de reforma de gás natural.

- Custo do hidrogênio.

$$c_{H_2} = \frac{Inv_{ref}}{H \cdot Y_{0,13}} \cdot f + \frac{c_{el} \cdot Y_{purif}}{Y_{0,13}} + \frac{c_{bg} \cdot Y_{0,6}}{Y_{0,13}} + \frac{c_{et} \cdot Y_{0,10}}{Y_{0,13}} + c_{man_{H_2}} - \Delta CC \quad (6.60)$$

O primeiro termo corresponde ao investimento em equipamentos, neste caso o reformador. O segundo, terceiro e quarto termos referem-se respectivamente, a potência elétrica, ao vapor e ao etanol consumidos no processo de produção do hidrogênio. O quinto termo refere-se ao custo de manutenção dos equipamentos. O último, ao crédito de carbono devido a não utilização do gás natural para a produção do hidrogênio.

Para o cálculo do crédito de carbono não foram consideradas as emissões de CO₂ decorrentes da produção de hidrogênio via reforma a vapor de etanol, uma vez que o CO₂ emitido neste processo foi sequestrado durante a fotossíntese da cana-de-açúcar. Já a utilização de gás natural no processo de reforma libera a atmosfera CO₂ proveniente da própria composição do gás e que estava armazenado no subsolo (combustível fóssil).

1 kg de H₂ gera 10,62 kg CO₂ (NREL (2001)).

Custo do CO₂ é de 0,0145 US\$/kg CO₂ (Caliskan (2015)).

Calcula-se a vazão mássica/hora de hidrogênio.

Período de utilização H=4695,6 h/ano.

Calcula-se a vazão mássica/ano e que 1 kg de H₂ gera 10,62 kg CO₂ (NREL (2001)), resulta na vazão mássica de CO₂ em kg/ano.

Calcula-se a potência do hidrogênio, sabendo-se que a exergia química do hidrogênio é de 118151 kJ/kg (KOTAS, 1985).

Divide-se a vazão mássica de CO₂ (kg/ano) pelo período de utilização e pela potência do hidrogênio, multiplicando-se pelo custo do CO₂, obtendo US\$/kWh.

Onde:

(PotCons)_{ref} Potência elétrica consumida no processo de reforma
kW;

ΔCC Crédito de carbono referente a não utilização do gás natural para a
produção do hidrogênio US\$/kWh.

6.8.1: Cálculo da receita anual

A viabilidade econômica de qualquer empreendimento depende do preço de mercado, ou seja, do preço de venda de seus produtos e naturalmente do custo de manufatura dos mesmos. A receita anual (RA) obtida sem a produção de hidrogênio é expressa pela equação 6.61, para produção de hidrogênio, tem-se a equação 6.62.

- Sem produção de hidrogênio.

$$RA = H \cdot [(PV_{el} - c_{el})Y_{0,5} + (PV_{et} - c_{et})Y_{0,9}] \quad (6.61)$$

Esta equação contabiliza o produto que foi vendido (excedente) associando-o ao período em que foi gerado e pela diferença entre o preço de venda e o custo de produção.

Onde:

PV_{el}	Preço de venda de eletricidade a concessionária	US\$/kWh;
PV_{et}	Preço de venda do etanol	US\$/kWh.

- Com produção de hidrogênio.

$$RA = H \cdot [(PV_{el} - c_{el})Y_{0,5} + (PV_{et} - c'_{et})(Y_{0,9} - Y_{0,10}) + (PV_{H_2} - c_{H_2})Y_{0,13}] \quad (6.62)$$

O mesmo raciocínio se aplica quando há produção de hidrogênio, sendo que quanto maior for a produção de hidrogênio, maior será o consumo de etanol. Logicamente, os preços de mercado é que definem qual será a melhor opção para este cenário.

Para o cálculo termoeconômico foram adotados os seguintes parâmetros fixos, conforme mostrado na Tabela 18.

Tabela 18: Parâmetros fixos para cálculo termoeconômico.

Nome	Valor	Referência
Custo da cana-de-açúcar	R\$33,16/t	site da novacana
Custo de manutenção da geração de potência elétrica	0,015 US\$/kWh	Silveira (1998); Villela, Silveira (2007)
Custo de manutenção da produção de etanol	0,015 US\$/kWh	
Custo de manutenção da produção de hidrogênio	$C_{man_{H_2}} = 0,03 \cdot \frac{Inv_{ref} \cdot f}{H \cdot E_{H_2}}$ US\$/kWh	Kothari et al.,(2008)
Custo do bagaço	0,002872 US\$/kWh	
Exergia da cana-de-açúcar	5762 kJ/kg	Palacios-Bereche (2013)
Exergia do hidrogênio	118151 kJ/kg	Kotas (1985)
Exergia química do etanol anidro	29435 kJ/kg	Palacios-Bereche (2013)
Investimento na turbina a vapor	$I_{tv} = 6000 \cdot (Wt)^{0,7}$	Silveira e Tuna (2003)
Investimento na usina	US\$19,10 a US\$67,90/t cana por capacidade instalada	Site da novacana
Investimento no reformador	$Inv_{ref} = 400 \cdot \left(\frac{m_{H_2}}{750}\right)^{0,5304}$	Silva (2010)
Período de utilização	H=4695,6 h/ano	Fiomari (2004)
Preço de venda de potência elétrica (fonte: bagaço)	R\$217,18/MWh	Aneel (2016)
Preço de venda do etanol	0,08257 US\$/kWh	fonte: novacana.com.br
Preço de venda do hidrogênio	US\$3/kg a US\$10/kg	NREL (2016)
Rendimento da bomba	85%	adotado
Rendimento da caldeira	83,5%	Fiomari (2004)
Rendimento da turbina	95%	adotado

6.9: Resultados

A Figura 39 apresenta a comparação entre o custo de geração de eletricidade entre o cenário 1 e o cenário 2 em função do período de amortização, com taxa de juros de 4 e 12% e período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. Observa-se que o custo de geração de eletricidade diminui com o aumento do período de amortização e também para menores taxas de juros (4%). O cenário 1 apresenta o mesmo custo de geração de potência elétrica a aquele gerado pela usina tradicional e é inferior ao custo do cenário 2. Este comportamento era esperado porque a turbina a vapor no cenário 1 trabalha a plena carga, o que não ocorre no cenário 2. No cenário 2 há redução da quantidade de

vapor disponível a geração de eletricidade porque parte do bagaço foi direcionado ao processo de reforma a vapor de etanol para a produção de hidrogênio.

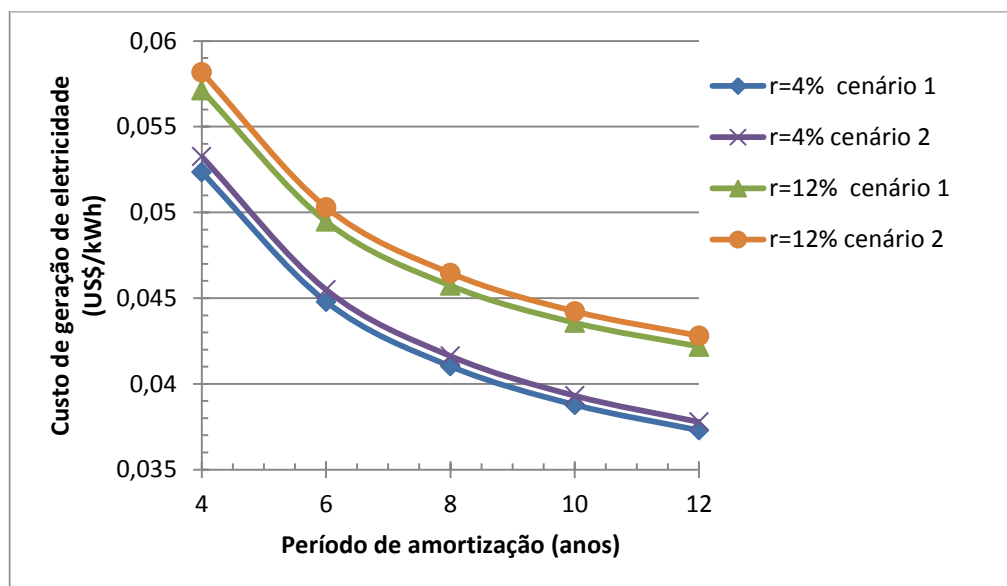


Figura 39: Comparação entre o custo de geração de eletricidade entre os cenários 1 e 2 em função do período de amortização; para taxas de juros de 4 e 12%.

A Figura 40 apresenta o custo de produção do etanol em função do período de amortização, com taxa de juros de 4% para três condições diferentes e período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. Observa-se que o custo de produção do etanol diminui com o aumento do período de amortização e para taxas menores de juros (4%). Observa-se a que a curva nomeada como “100% etanol” apresenta menor custo de produção. Esta curva refere-se à usina tradicional em que não há produção de hidrogênio. O aumento no custo do etanol do cenário 1 é devido a parte do etanol produzido ser direcionado ao processo de reforma a vapor para a produção de hidrogênio. O cenário 2 apresenta o custo mais elevado porque maior quantidade de etanol é direcionado ao processo de reforma (maior volume de hidrogênio produzido) do que no cenário 1 e também pela eletricidade consumida ser mais cara, conforme já comentado na análise da Figura 39.

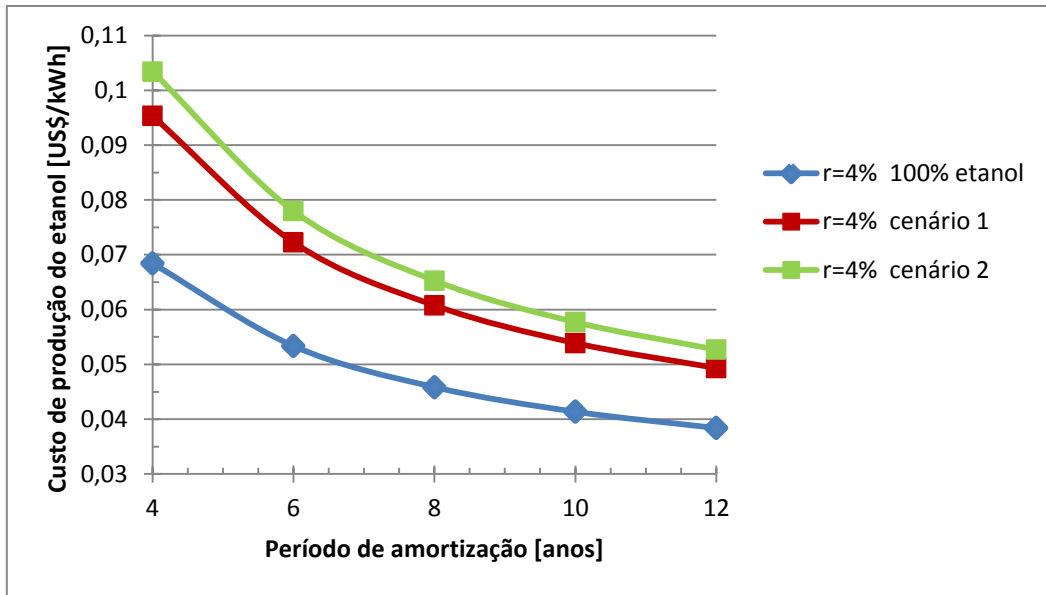


Figura 40: Comparação do custo de produção do etanol entre três diferentes cenários: 100% etanol (sem produção de hidrogênio), cenário 1 e cenário 2 em função do período de amortização e juros de 4.

A Figura 41 apresenta o custo de produção do etanol em função do período de amortização para a produção da usina tradicional, com taxa de juros de 4, 8 e 12% e período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. O custo de produção é comparado ao preço de venda e pode-se observar que o preço de venda do etanol é superior ao custo de produção para qualquer período de amortização.

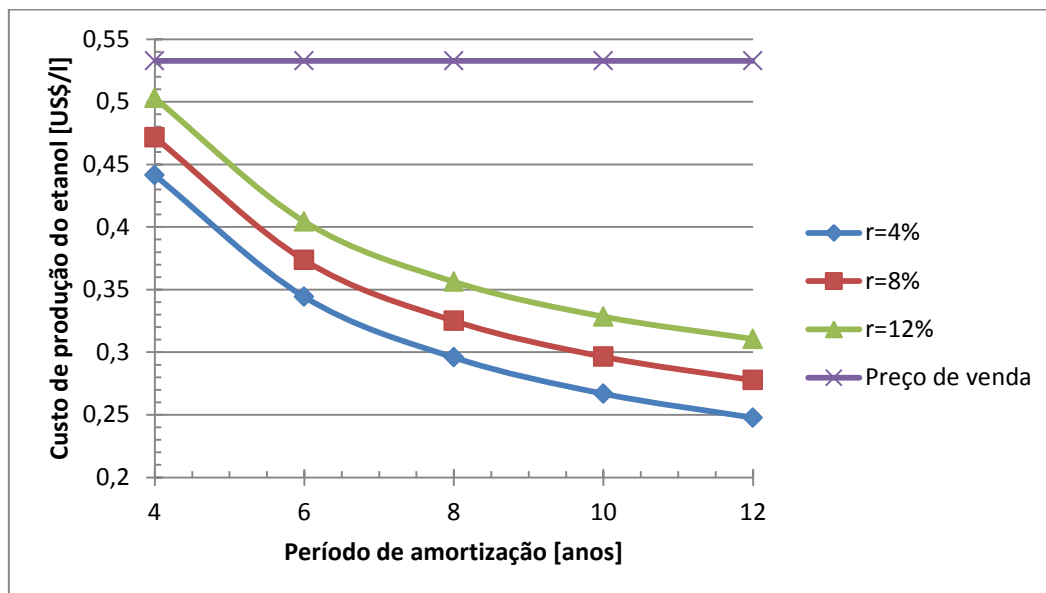


Figura 41: Comparação do custo de produção do etanol em função do período de amortização para a condição de 100% etanol (sem produção de hidrogênio); juros de 4, 8 e 12%.

A Figura 42 apresenta o custo de produção do etanol em função do período de amortização considerando-se a produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio, com taxa de juros de 4, 8 e 12% e período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. O custo de produção é comparado ao preço de venda e pode-se observar que o preço de venda do etanol é superior ao custo de produção a partir de 5 anos aproximadamente, considerando-se taxa de juros de 4%.

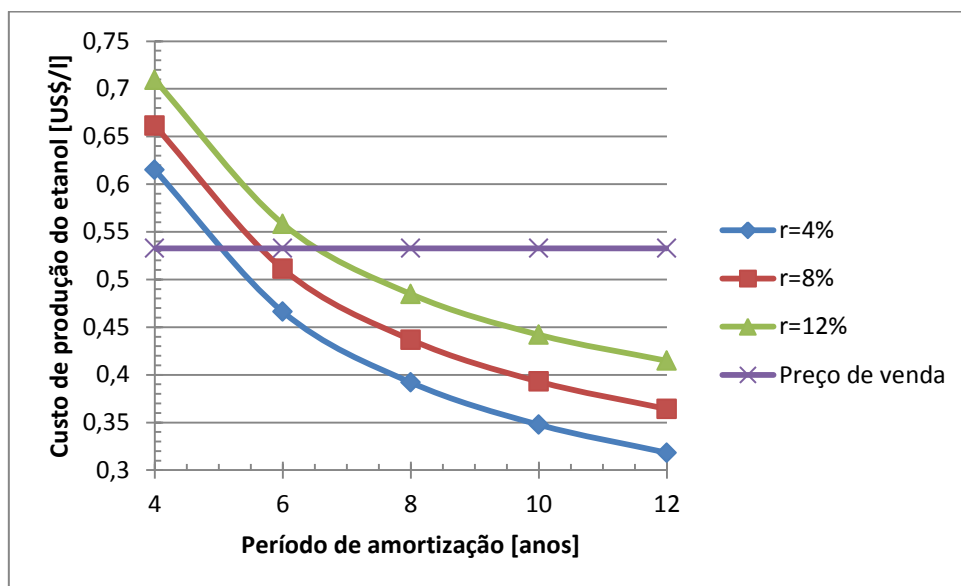


Figura 42: Comparação do custo de produção do etanol em função do período de amortização para o cenário 1 (6829,3 Nm³/h de hidrogênio); juros de 4, 8 e 12%.

A Figura 43 mostra a comparação do custo da produção do hidrogênio entre os cenários 1 e 2 em função do período de amortização, taxa de juros de 4, 12% com período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. Observa-se que o custo de produção de hidrogênio diminui com o aumento do período de amortização e para as menores taxas de juros (4%). Ainda, o custo de produção do hidrogênio do cenário 1 é inferior ao do cenário 2. Este resultado era esperado porque o custo de produção do hidrogênio é uma função do custo da eletricidade e também do custo do etanol e estes são maiores no cenário 2.

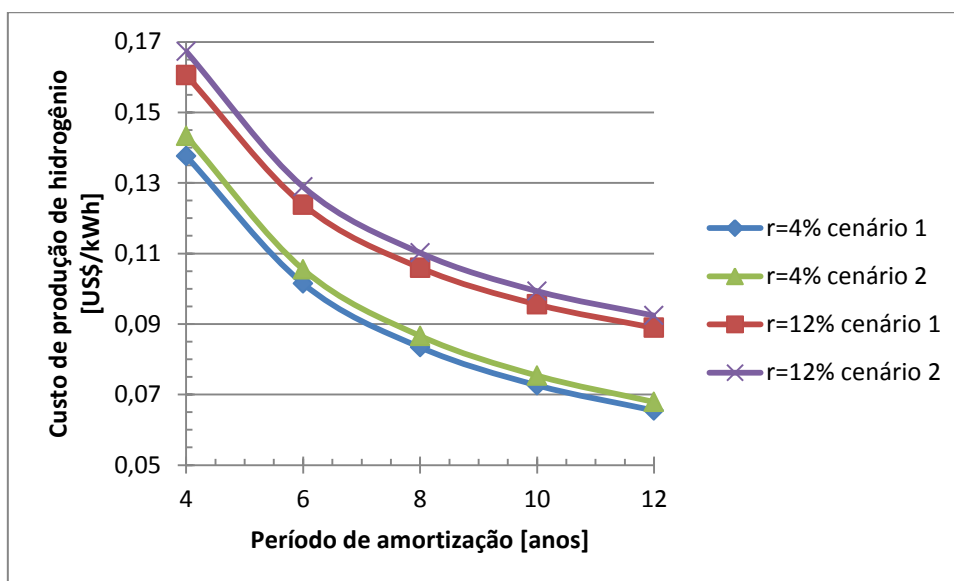


Figura 43: Comparação do custo de produção do hidrogênio entre os cenários 1 e 2 em função do período de amortização; taxa de juros de 4 e 12%.

Na Figura 44 é mostrado o custo de manufatura exergetica de ambos os cenários em função do período de amortização com taxa de juros de 4 e 12% e com período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. Como se pode observar, o custo de manufatura do cenário 2 é maior do que do cenário 1. Este comportamento era esperado porque o custo de manufatura exergetica é uma função da potência térmica e ao custo de cada produto.

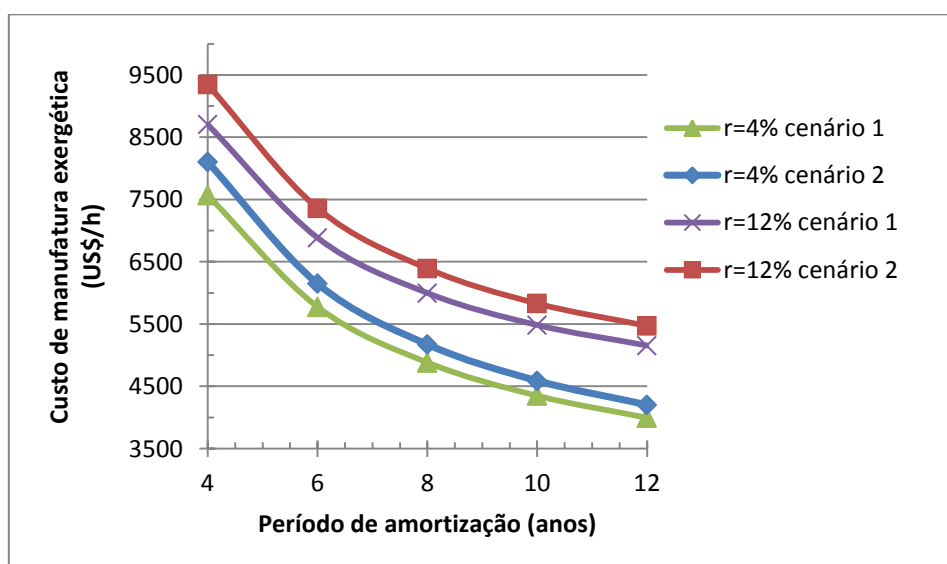


Figura 44: Comparação entre o custo de manufatura exergetica entre os cenários 1 e 2 em função do período de amortização para taxa de juros de 4 e 12%.

A Figura 45 mostra a comparação do custo da produção do hidrogênio entre o cenários 1 e o cálculo utilizando-se a equação 4.1 (capítulo 4- Análise Econômica) em função do período de amortização, taxa de juros de 4, 12% com período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. Pode-se observar que o custo de produção utilizando-se a equação 4.1 apresentou custo inferior ao do cenário 1. Este resultado era esperado porque nos cálculos onde a base é a exergia (termoeconomia) contabiliza perdas que não são detectadas através de uma análise puramente energética, que é o caso da análise econômica.

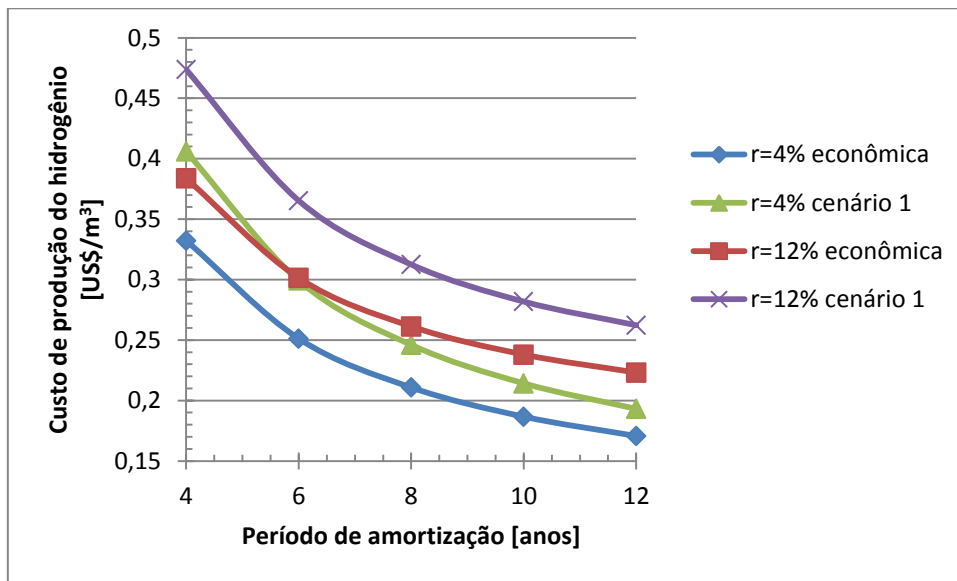


Figura 45: Comparação do custo de produção do hidrogênio entre o cenário 1 e a análise econômica em função do período de amortização; taxa de juros de 4 e 12%.

Na Figura 46 é mostrado o custo de produção do hidrogênio em função do período de amortização para taxa de juros de 4% e com período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. Observa-se que o custo operacional é o principal componente do custo total, sendo responsável por aproximadamente 70%.

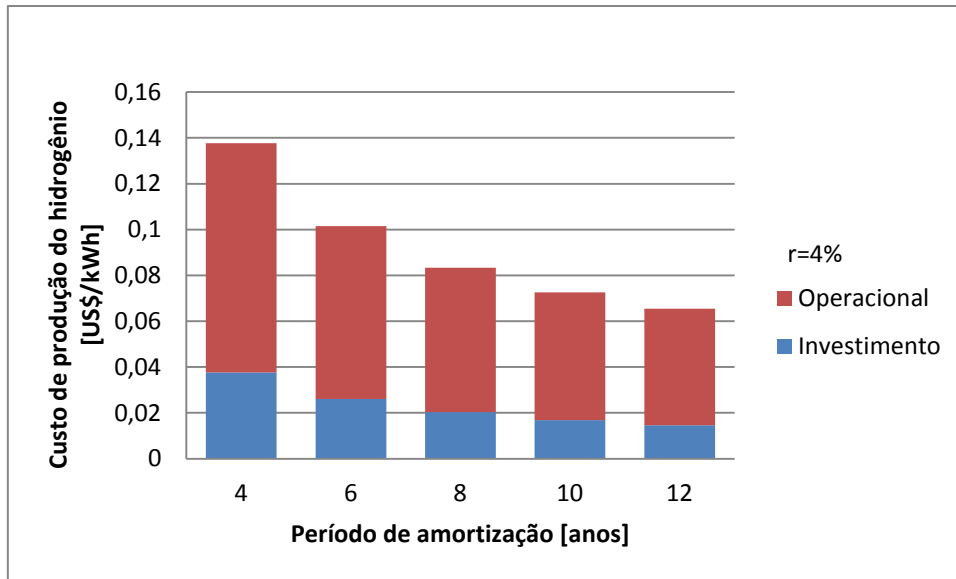


Figura 46: Custo de produção do hidrogênio em função do período de amortização, taxa de juros de 4 %, período de utilização de 4695,6 h/ano.

Na Figura 47 é mostrada a comparação entre o resultado do custo de produção do hidrogênio obtido neste trabalho com aqueles encontrados na literatura. Para efetuar tal comparação, os custos apresentados pelos outros autores foram atualizados pela inflação nos Estados Unidos, de acordo com o Bureau of Labor Statistics, United States Department of Labor. A principal razão de diferença de custo em relação aos trabalhos de Braga (2014) e de Lopes (2009) é o volume de hidrogênio produzido, eles estudaram a produção de 1 Nm³/h enquanto que o trabalho atual a produção é de 6829,3 Nm³/h e como pode ser verificado na Figura 31, quanto maior a quantidade de hidrogênio produzido, menor será o custo de produção. Em relação ao trabalho de Silveira et al (2014), a diferença principal está na metodologia aplicada, no trabalho atual foi utilizado a termoeconomia que está baseada em custos exergéticos enquanto que o trabalho de Silveira et al (2014) a base é a energética.

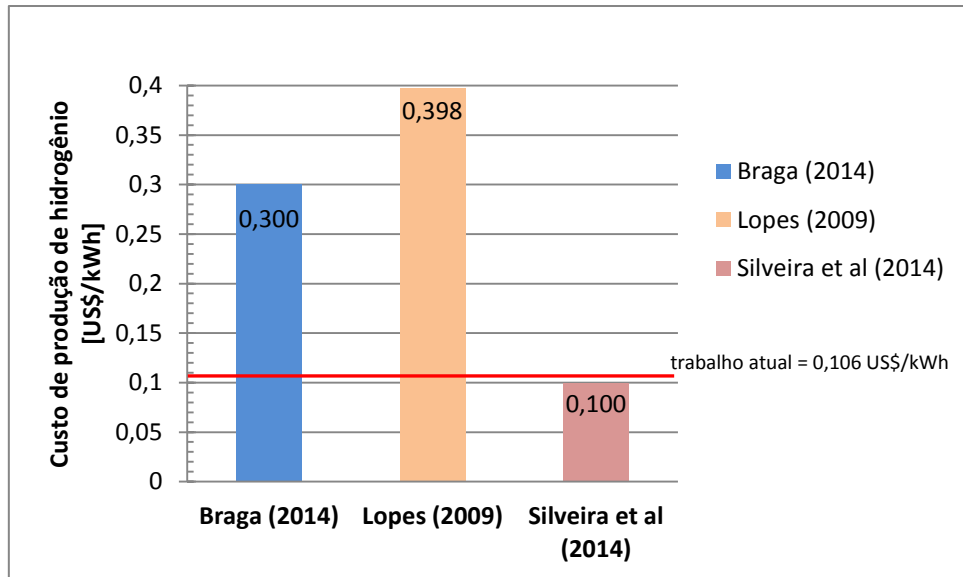


Figura 47: Comparação dos resultados obtidos do custo de produção de hidrogênio com os encontrados na literatura.

Na Figura 48 é mostrada a receita anual em função do período de amortização com taxa de juros variando de 4, 8, 12% e com período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. Para a condição de 100% de etanol, ou seja, sem produção de hidrogênio. Pode-se observar que o retorno do investimento ocorre por volta de cinco (5) anos.

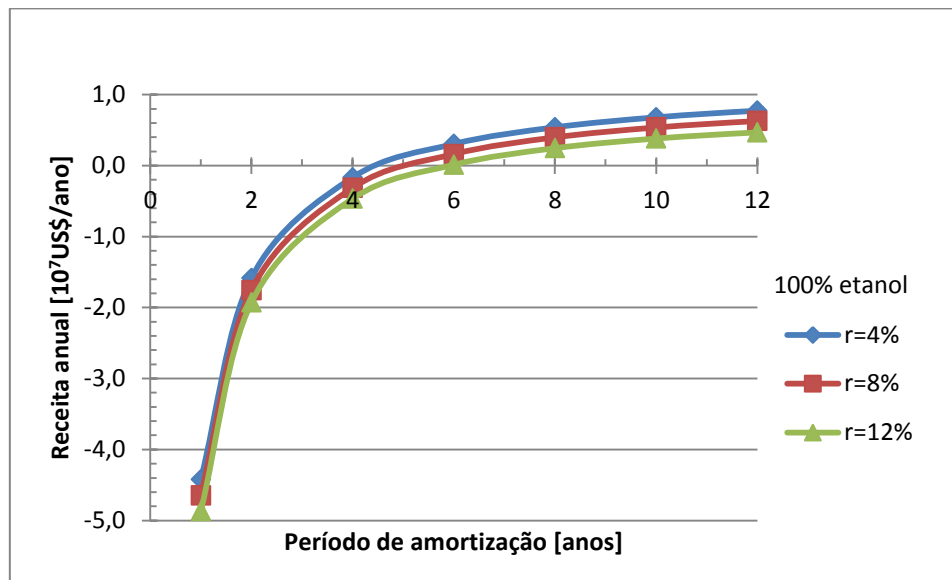


Figura 48: Receita anual em função do período de amortização para 100% de etanol, sem produção de hidrogênio.

Na Figura 49 é mostrada a receita anual em função do período de amortização com taxa de juros variando de 4, 8, 12% e com período de utilização (H) de 4695,6 h/ano. Este é o cenário 1 (6829,3Nm³/h de hidrogênio) considerando o preço de venda do hidrogênio de US\$0,10/kWh. Pode-se observar que o retorno do investimento ocorre por volta de seis (6) anos.

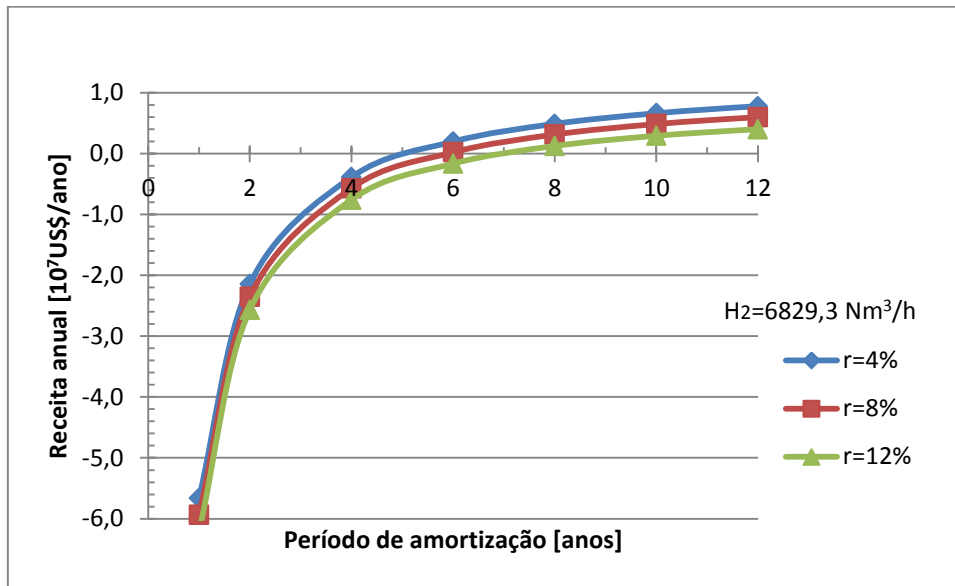


Figura 49: Receita anual em função do período de amortização para produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio, PV_{H₂} de US\$0,10/kWh.

Na Figura 50 é mostrada a receita anual em função do período de amortização com taxa de juros variando de 4, 8, 12% e período de utilização (H) de 4695,6 h/ano, para a produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio. O preço de venda do hidrogênio foi adotado como sendo de US\$0,20/kWh. Observa-se que o retorno do investimento ocorre entre três (3) e quatro (4) anos.

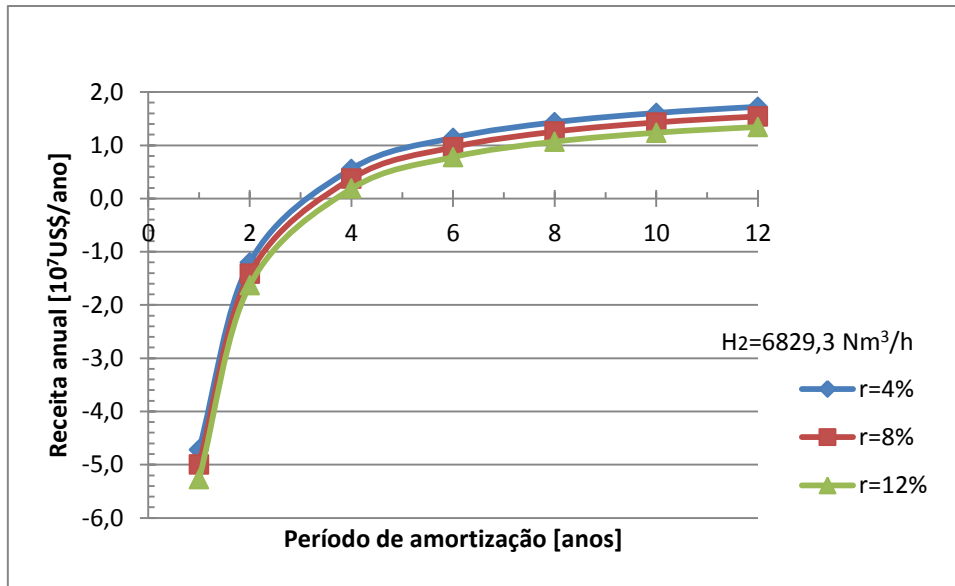


Figura 50: Receita anual em função do período de amortização para produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio, PV_{H₂} de US\$0,20/kWh.

Na Figura 51 é mostrada a receita anual em função do período de amortização com taxa de juros variando de 4, 8, 12% e período de utilização (H) de 4695,6 h/ano, para a produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio. O preço de venda do hidrogênio foi adotado como sendo de US\$0,30/kWh. Observa-se que o retorno do investimento ocorre entre três (3) e quatro (4) anos.

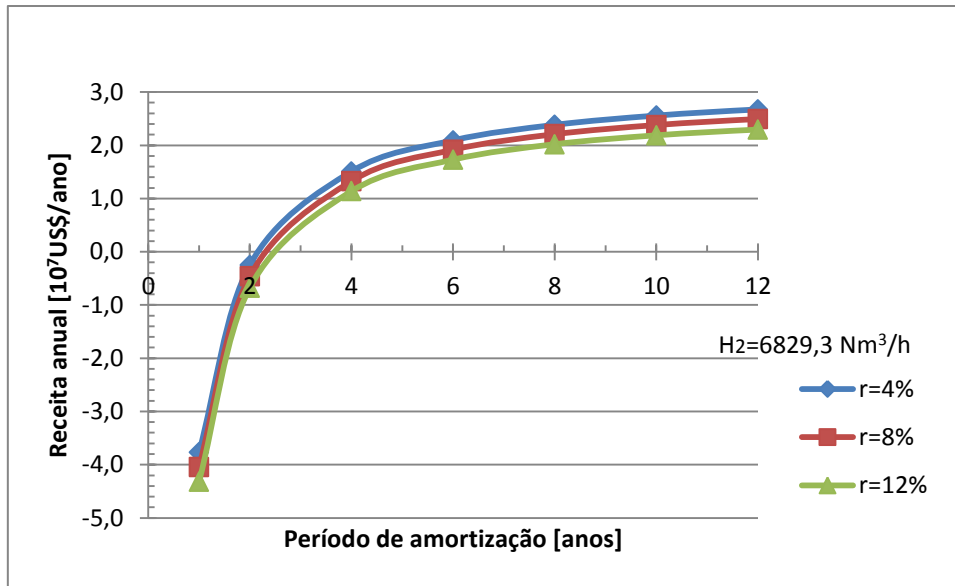


Figura 51: Receita anual em função do período de amortização para produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio, PV_{H₂} de US\$0,30/kWh.

Na Figura 52 é mostrada a comparação da receita anual em função do período de amortização entre os diferentes preços de venda do hidrogênio, com taxa de juros 8% e período de utilização (H) de 4695,6 h/ano, produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio. Os preços de venda do hidrogênio adotados estão de acordo com NREL (2016), e não incluem os custos de compressão e logística; da mesma forma que este trabalho. Observa-se que o preço de venda de US\$0,30/kWh tem o retorno do investimento mais rápido enquanto o retorno de investimento é mais longo quando vendido a US\$0,10/kWh. Inclusive, com este preço de venda de hidrogênio, até a usina com 100% de etanol tem retorno mais rápido.

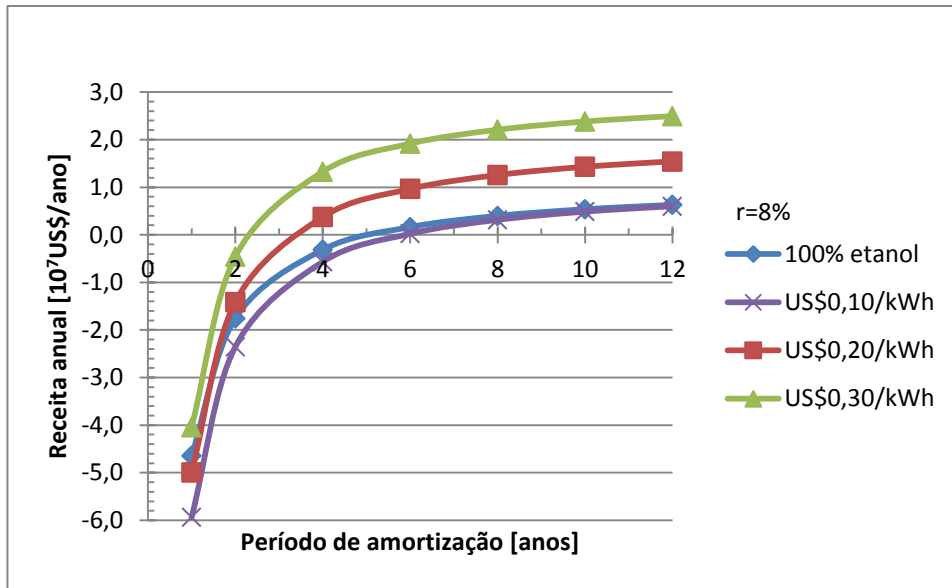


Figura 52: Comparação da receita anual em função do período de amortização para produção de 6829,3 Nm³/h de hidrogênio para diferentes preços de venda do hidrogenio.

CAPÍTULO 7– CONCLUSÕES E COMENTÁRIOS

Este trabalho estudou a incorporação do processo de produção de hidrogênio através do processo de reforma a vapor de etanol em uma usina sucroalcooleira tradicional, produtora de açúcar, etanol e geração de potência elétrica. Para a implantação deste processo, basicamente, seria necessário adicionar um reformador de etanol além de um vaporizador a cadeia produtiva da usina.

Para a implantação deste foi considerada a disponibilidade de bagaço de cana-de-açúcar existente na usina (8,4 t/h). Foram estudados dois cenários; o primeiro considerou somente o bagaço excedente, e que provavelmente, seria destinado a produção de adubo ou revenda a outras usinas. E o segundo cenário, que além do bagaço excedente considerado no cenário 1, tem bagaço proveniente da redução de geração de potência elétrica. Como condição de contorno, foi adotado que a produção dos produtos tradicionais da usina sucroalcooleira (açúcar, etanol) não seria afetada em nenhum dos cenários, porque normalmente, estes produtos têm contratos de venda pré-estabelecidos. No segundo cenário, a principal consequência desta operação (máxima produção de hidrogênio) foi a redução de 3MW em geração de potência elétrica que foi compensada pela produção de 5126,3 Nm³/h de hidrogênio que se aplicado a célula combustível tem potencial para gerar 5,1MW.

A análise exergética mostra que a caldeira possui a mais baixa eficiência entre os equipamentos analisados, tanto considerando a eficiência exergética quanto a eficiência Racional. Este fato era esperado porque há perdas devidos as irreversibilidades associadas a combustão, ao atrito do fluido e transferência de calor com as vizinhanças. Foi realizado o cálculo da exergia específica física e química do fluxo dentro da usina já existente como para o processo de reforma de etanol.

Da análise econômica é mostrado que o custo do reformador representa aproximadamente 98% do custo total do processo de reforma. Conclui-se que tomar o preço do reformador como estimativa de investimento no processo de reforma a vapor de etanol é uma alternativa a ser considerada.

Com relação a análise ecológica, obteve-se alta eficiência, seja considerando o ciclo completo do carbono ou sem o ciclo. A alta eficiência ecológica global (92,19%) mostra que se trata de um processo de baixo impacto ambiental, ou seja, um sistema

pouco poluidor (próximo de 1). O mesmo raciocínio aplica-se a eficiência ecológica global sem considerar o ciclo do carbono, que apesar disto, apresenta ainda alta eficiência ecológica (87,79%).

Para a análise termoeconômica foi considerada a safra 2005/2006 na qual a produção foi de 43800 m³ de etanol anidro e de 600 m³ de etanol hidratado. Considerando que a usina tenha um pré-contrato de venda de toda produção de etanol hidratado e mais 13800 m³ de anidro, restaria 30000 m³ que poderiam ser utilizados no processo de reforma, produzindo no máximo 8025,32 Nm³/h de hidrogênio.

A contribuição inédita deste trabalho é o equacionamento termoeconômico do custo de produção de hidrogênio, no qual contabilizou-se como créditos de carbono a quantidade de CO₂ que deixou de ser emitida pela produção de hidrogênio por reforma de etanol quando comparada a produção de mesma quantidade de hidrogênio através do processo de reforma de gás natural, que é o principal processo de produção de hidrogênio.

Foi identificado que a configuração com produção de hidrogênio é vantajosa em relação a usina tradicional e que o cenário um (1) é a melhor opção em relação ao cenário 2. No cenário 2, a usina não opera a turbina a plena carga, resultando em maior custo de geração de potência elétrica e como consequência, maior custo de produção de etanol e de hidrogênio. Os resultados obtidos dos custos de produção do hidrogênio estão coerentes com aqueles encontrados na literatura.

Baseando-se nos resultados obtidos, conclui-se que a incorporação do processo de reforma a vapor para a produção de hidrogênio a usina sucroalcooleira agrega um novo vetor energético, o hidrogênio. Esta nova configuração dá maior flexibilidade à usina pela opção de um produto com maior viabilidade econômica, maximizando sua lucratividade, retorno do investimento em menor tempo do que aquele efetuado em uma usina sucroalcooleira tradicional.

Sugestões para trabalhos futuros

- Avaliar o impacto no valor do crédito de carbono considerando outras emissões de poluentes, além do CO₂, que ocorrem na produção de hidrogênio por reforma de gás natural.

- Avaliar os custos e a receita anual da usina sucroalcooleira considerando-se diferentes volumes de etanol como insumo na produção de hidrogênio.
- Avaliar os impactos técnicos, econômicos/termoeconômicos da aquisição por uma usina sucroalcooleira tradicional de uma caldeira que atenda os processos tradicionais e a demanda energética de vapor para o processo de reforma a vapor de etanol.
- Analisar o ganho potencial de investimento na distribuição/armazenamento do dióxido de carbono, avaliando os impactos técnicos, econômicos e ambientais.
- Verificar a viabilidade de produção de hidrogênio, seus riscos no armazenamento, transporte da usina sucroalcooleira até os grandes centros.

CAPÍTULO 8–REFERÊNCIAS

ALCARDE, A.R., **Processamento da cana-de- açúcar Tratamento do Caldo Fermentação.** 2005. Disponível em:

<http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_105_22122006154841.html, acessado dia 20/03/2012.

ALCARDE A.R, **Tratamento do caldo.** Disponível em

http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_104_22122006154841.html, acessado dia 20/03/2012.

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

ANTUNES, J. S., **Código Computacional para Análise de Sistemas de Cogeração com Turbinas a Gás.** Guaratinguetá. 1999. 157 f. Tese – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Guaratinguetá.

APPLEBY, A. J., 1993, **CHARACTERISTICS OF FUEL CELL SYSTEMS.** FUEL CELL SYSTEMS, L. J. M. J. BLOMEN AND M. N. MUGERWA, EDS., PLENUM, NEW YORK, PP. 157–199.

BEJAN A., TSATSARONIS G., MORAN M. **THERMAL DESIGN AND OPTIMIZATION.** NEW YORK, JOHN WILEY & SONS, 1996. PAG.542.

BENITO M., J. SANZ, R. ISABEL, R. PADILLA, R. ARJONA, L. DAZA, 2005, Bio-ethanol steam reforming: Insights on the mechanism for hydrogen production, **Journal of Power Sources**, vol. 151, pp. 11-17.

BOEHM, F. R., 1987, **Design Analysis of Thermal Systems.** Editora John Wiley & Sons, USA, p.173.

BOLOY, R. A. M., 2014, **Análise Termoeconômica e Ecológica da Incorporação do Processo de Produção de Hidrogênio em uma Planta de Produção de Biodiesel**. Tese. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, p. 132.

BRAGA, L. B., 2010, **Análise Econômica do Uso de Célula Combustível para Acionamento de Ônibus Urbano**, Dissertação. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, p. 99.

BRAGA, L. B., 2014, **Aspectos Técnicos, Econômicos e Ecológicos de Processos de Produção de Hidrogênio**, Tese. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, p. 141.

Bureau of Labor Statistics, United States Department of Labor.
<https://data.bls.gov/cgi-bin/cpicalc.pl?cost1=5%2C960%2C398.72&year1=200212&year2=201701>.

CALISKAN H., 2017. “Energy, Exergy, Environmental, Enviroeconomic, Exergoenvironmental (EXEN) and exergoenvironoeconomic (EXENEC) analyses of solar collectors”. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**.

CALISKAN H., 2015. “Thermodynamic and Environmental analyses of biomass, solar and electrical energy options based building heating applications “**Renewable and Sustainable Energy Reviews**.

CARDU M.; BAICA M., 1999. Regarding a New Variant Methodology to Estimate Globally the Ecologic Impact of Thermopower Plants. **Energy Conversion and Management**, v.40, p. 1569-75.

CASTRO H. F., 2001, **Processos Químicos Industriais I**.

Escola de Engenharia de Lorena- Universidade de São Paulo (USP), p 15.

CASTRO, H. F., 2001, **Processos Químicos Industriais II**. Apostila 6. Faculdade de Engenharia Química de Lorena, p 16.

CIAMBELLI, P.; PALMA, V.; RUGGIERO, A.; IAQUANIELLO, G. Platinum Catalysts for the Low Temperature Catalytic Steam Reforming of Ethanol, **AIDIC Conference Series**, v.9, p. 83-92, DOI: 10. 3303, ACOS0909011, 2009.

CORONADO C. R.; TUNA C. E.; ZANZI R.; VANE L. F.; SILVEIRA, J. L. (2013). Development of a Thermoeconomic Methodology for the Optimization of Biodiesel Production – Part I Biodiesel Plant and Thermoeconomic Functional Diagram. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**.

CORTEZ, L.A.B.; GÓMEZ, E.O., **A Method For Exergy Analysis of Sugarcane Bagasse Boilers**. BRAZ. J. Chem. Eng. [ONLINE]. 1998, VOL.15, N.1 ISSN 0104-6632.

COSTA, A.A.S., 2011, **Caracterização de Motor Aeronáutico utilizando Misturas de Gasolina de Aviação e Etanol: Aspectos Fluidodinâmicos, Termodinâmicos e Ecológicos**. 178f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica). Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá.

DINCER I, ROSEN MA. “Exergy: energy environment and sustainable development”. Elsevier; 0080445292 (EAN: 9780080445298).

ERLACH B., SERRA L., VALERO A. “Structural Theory as Standard for Thermoeconomics”, **Energy Conversion and Management**, Vol. 40, pp. 1627-1649, 1999.

FINGUERUT J., 2004, Produção de Etanol: Pesquisa e Desenvolvimento. In: **Curso Internacional. ”Energia na Indústria de Açúcar e Etanol”**. Núcleo de Estudos em Sistemas Térmicos. Universidade Federal de Itajubá, p.27.

FIOMARI, M. C., 2004, **Análise Energética e Exergética de uma Usina Sucroalcooleira do Oeste Paulista com Sistema de Cogeração de Energia em Expansão**. Dissertação. Faculdade de Engenharia, Ilha Solteira, UNESP, p.152.

FISHTIK I., ALEXANDER A., DATTA R., GEANA D., (2000). "A thermodynamic analysis of hydrogen production by steam reforming of ethanol via response reactions". **International Journal of Hydrogen Energy** 25, p. 31-45.

IOANNIDES T., Thermodynamics Analysis of Ethanol Processor for Fuel Cells Applications. **J. Power Sources** 2001; 92: 17-25.

JUNIOR, A. C. F. **Análise da viabilidade econômica da produção de hidrogênio em usinas hidrelétricas: estudo de caso em Itaipu**. 2004. 143 f. Dissertacao (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianopolis, 2004.

KOTAS, T.J., 1985, **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis**, Krieger Publishing Company, Flórida, USA, 328p.

KAMATE, S. C., GANGAVATI, P. B., Exergy Analysis of Cogeneration Power Plants in Sugar Industries, **Applied Thermal Engineering**, Vol. 29, No. 5-6, 2009, pp. 1187- 1194.

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.

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**. V.29, P.2061 - 2071, 2009.

LEMMON, E.W., HUBER, M.L., McLINDEN, M.O. **NIST Standard Reference Database 23: Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties-**

REFPROP, Version 9.1, National Institute of Standards and Technology, Standard Reference Data Program, Gaithersburg, 2013.

LOPES, D. G., 2009, **Análise Técnica e Econômica da Inserção da Tecnologia de Produção de Hidrogênio a partir da Reforma de Etanol para Geração de Energia Elétrica com Células a Combustível**. Tese. Faculdade de Engenharia Mecânica – Planejamento de Sistemas Energéticos, UNICAMP, 107.

MACHIN, E. B., 2015, “**Análise Técnica, Econômica e Ecológica da Incorporação de Sistemas de Gaseificação de Bagaço de Cana-de-açúcar no Setor Sucroalcooleiro: Uso de Ciclos Combinados para o Aumento da Oferta de Eletricidade**”. Tese. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, p. 173.

MARC A. R. **A Concise Review of Exergy-based Economic Methods** 3rd IASME/WSEAS Int. Conf. on Energy & Environment, University of Cambridge, UK, February 23-25, 2008.

MARTINELLI, V. J., SILVA, M. E., BRAGA, L. B., TUNA, C. E., SILVEIRA, J. L. **Technical and Economical Studies of Integration of Hydrogen Production in Brazilian Sugar Cane Industry**. 21 Brazilian Congress of Mechanical Engineering. Natal-RN, 2011.

MENEZES, R. S. C., 2015, **Termodinâmica e o Uso Eficiente de Recursos: Análise Exérgica de uma Biorrefinaria de Cana-de-açúcar**. Tese. Universidade de Brasília, UNB, p.119.

MORAN M. J., SHAPIRO H. N. **Princípios de Termodinâmica para Engenharia**. Editora LTC Livros Técnicos e Científicos S. A., 2002.

NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL) - U.S Department of Energy Laboratory – Spath P.L.; Mann M. K. **Life Cycle Assessment of Hydrogen Production via Natural Gas Steam Reforming**. 2001.

NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL) - U.S Department of Energy Laboratory Economic Assessment of Hydrogen Technologies Participating in California Electricity Markets. Eichman J., Townsend A., Melaina M, Economic Assessment of Hydrogen Technologies Participating in California Electricity Markets 2016.

NOVACANA:<https://www.novacana.com/n/industria/usinas/seis-empresas-estrangeiras-compra-usinas-acucar-etanol-brasil-160117/>. Acesso janeiro 2017.

NOVACANA:<https://www.novacana.com/usina/evolucao-setor-melhorias-proporcionadas-pela-pd/>. Acesso: março de 2017 (preço da cana-de-açúcar).

PALACIOS-BERECHE, R. et al. Exergetic analysis of the integrated first and second-generation ethanol production from sugarcane. **Energy**, v. 62, p. 46-61. 2013.

PAULINO R. F. S., MARTINELLI V. J., VANE L. F, SILVEIRA J. L. **Incorporation of Hydrogen Production though Ethanol Steam Reforming Process at Sugarcane Industry**. The 10th Latin-american Congress on Electricity Generation and Transmission - Clagtee - 2013 Viña del Mar Chile

PELLEGRINI, L. F., 2009, **Análise e Otimização Termo-econômica- ambiental Aplicada a Produção Combinada de Açúcar, Etanol e Eletricidade**. Tese de Doutorado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP), 349 p.

SALES, C. A. V. B. **Avaliação Técnica Econômica da Conversão da Biomassa em Eletricidade Utilizando Tecnologias de Gaseificação**. 188 f. Dissertação de mestrado, Universidade Federal de Itajubá, programa de pós-graduação em engenharia da energia, 2007.

SILVA, M. E., 2005, **Análise Termoquímica de Reformador de Etanol: Produção de Hidrogênio para Acionamento de uma Célula a Combustível do Tipo PEM de**

1 kW. Dissertação de Mestrado. Departamento de Energia, Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 110 p.

SILVA M. E., SOUZA A. C., SILVEIRA J. L., 2008, Thermodynamic analysis of direct steam reforming of ethanol in molten carbonate fuel cell. In **Journal of Fuel Cell Science and Technology**. ASME - The American Society of Mechanical Engineers, ISSN da publicação: 1550-624X.

SILVA M. E.; SILVEIRA J. L.; SOUSA M. N.; MARTINELLI JÚNIOR, L. C.; SANTOS R.; REIS J. A., 2009, Produção de Hidrogênio a partir da Reforma a Vapor do Etanol para Aplicação em Célula a Combustível do tipo PEM. In: **Eighth Latin-American Congress on Electricity Generation and Transmission – CLAGTEE 2009**, Ubatuba – Brasil; Proceedings of CLAGTEE 2009.

SILVA, M. E., 2010, **Análise Experimental da Reforma a Vapor do Etanol: Aspectos Técnicos, Econômicos e Ecológicos**. Tese. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, 160 p.

SILVEIRA, J. L.; SANTOS, F. E. AND LUENGO, C. A., 1997, Technical and Economic Analysis of the Conversion of an Emergency Generator into a Cogeneration System: Study of a Case for a Hospital. **Proceedings of 4th APISCEU - Fourth Asian Pacific International Symposium on Combustion and Energy Utilization**, p.606-610, Bangkok, Thailand.

SILVEIRA, J. L. A Contribution to Thermoeconomic Modelling: Energy Systems Operating and Design Optimisation. Free teaching thesis. Univ Estadual Paulista, Faculty of Engineering at Guaratingueta, Guaratingueta, SP Brazil, 1998. [in Portuguese].

SILVEIRA, J. L., TUNA, C. E., 2004, Thermoeconomic analysis method for optimization of combined heat and power system. Part II. **Progress in Energy and Combustion Science**, v.30, p.673 - 678.

SILVEIRA, J. L.; SOUZA, A. C. C.; SOSA, M. I., 2006, Physical-Chemical and Thermodynamic Analyses of Ethanol Steam Reforming for Hydrogen Production. **Journal of Fuel Cell Science and Technology**, v. 3, p. 346.

SILVEIRA, J. L., CARVALHO J. A., VILLELA, I. A. C., 2007, Combined Cycle versus one thousand diesel power plants: pollutant emissions, ecological efficiency and economic analysis. **Renewable & Sustainable Energy Reviews**, v.11, p.524 - 535.

SILVEIRA J.L., BRAGA L.B., SOUZA A.C.C., ANTUNES J.S., ZANZI R., 2009, The benefits of ethanol for hydrogen production in urban transport. **Renewable & Sustainable Energy Reviews**.v 12, p. 2525-2534.

SILVEIRA, J. L.; TUNA, C. E.; LAMAS, W. Q.; VILLELA, I. A. C. A Contribution for Thermo-economic Modelling: A Methodology Proposal. **Applied Thermal Engineering**. 2010.

SILVEIRA J.L., Lamas W.Q., TUNA C. E., VILLA I. A.C., MIROC L.S., 2012. Ecological Efficiency and Thermo-economic Analysis of a Cogeneration System at a Hospital. **Renewable and Sustainable Energy Reviews** v.16 p. 2894–2906.

SILVEIRA J. L., MARTINELLI V. J., VANE L. F., FREIRE JÚNIOR J. C., VIGOUROUX R. A. Z., TUNA C. E., LAMAS W. Q., PAULINO R. F. S. 2014. Incorporation of hydrogen production process in a sugar cane industry: Steam reforming of ethanol. **Applied Thermal Engineering**. 71 (2014) 94-103.

SILVEIRA J. L., TUNA C. E., LAMAS W. Q., SILVA M. E., MARTINELLI V. J., 2014. Thermodynamic and Economic Analysis of Hydrogen Production Integration in the Brazilian Sugar and Alcohol Industry. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. V.30 p.869–876.

SOUZA, A. C. C., 2005, **Análise Técnica e Econômica de um Reformador de Etanol para Produção de Hidrogênio**. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP, 138 p.

SZARGUT J.; MORRIS D.R.; STEWARD F.R., 1988, **Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes**. New York: Hemisphere Publishing Co, 332p.

TSATSARONIS, G., "Thermoeconomic Analysis and Optimization of Energy Systems", **Progress in Energy and Combustion Science** Vol. 19, pp. 227-257, 1993.

TSATSARONIS G., LIN L., PISA J. Exergy Costing in Exergoeconomics. **Journal of Energy Resources Technology**, v.115, p.09-16, 1993.

TUNA C. E. 1999, **Um método de análise exergoeconômica para otimização de sistemas energéticos**. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 145p.

UNIÃO DA AGROINDÚSTRIA CANAVIEIRA DE SÃO PAULO – UNICA. **Produção de cana-de-açúcar para indústria sucroalcooleira nos principais Estados do Brasil**. UNICA, 2010 – Disponível em: <http://www.unica.com.br>. Acesso em 28 de nov. 2011.

UNIÃO DAS INDÚSTRIAS DE CANA-DE-AÇÚCAR, Setor sucroenergético – Mapa da Produção – Produção de etanol do Brasil. UNICA, 2009 – Disponível em: <http://www.unica.com.br>. Acesso em 15 de nov. 2011

USINA SANTA ADÉLIA: site <http://site.usinasantaadelia.com.br/conteudo/historico-de-producao>.

VANE, L. F., 2012 **Análise Energética, Exergética e Ecológica da Incorporação da Produção de Hidrogênio ao Setor Sucroalcooleiro**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 85p.

VILLELA I.A., SILVEIRA J. L., 2005. Thermoeconomic analysis applied in cold water production system using biogas combustion. **Applied Thermal Engineering**, v.25, p.1141 - 1152.

VILLELA I.A., SILVEIRA J.L., 2007. Ecological efficiency in thermoelectric power plants. **Applied Thermal Engineering**, v27, p 840-847.

ANEXO A – Propriedades termodinâmicas da usina sucroalcooleira (Fiomari)

Pontos	ṁ [t/h]	P [kPa]	T [°C]	h [kJ/kg]	s [kJ/(kgK)]
1	150.0	6,468	530.0	3,488.5	6.931
2	29.3	6,468	530.0	3,488.5	6.931
3	29.3	2,156	510.2	3,488.5	7.424
4	120.7	6,468	530.0	3,488.5	6.931
5	36.0	2,650	426.0	3,295.1	7.070
6	64.0	245	147.2	2,759.3	7.165
7	20.7	8.5	42.7	2,578.2	8.205
8	20.7	8.5	42.6	178.4	0.607
9	36.0	2,156	422.7	3,295.1	7.163
10	65.3	2,156	462.0	3,381.9	7.284
11	73.2	2,156	320.0	3,604.8	6.804
12	0.0	-	-	-	-
13	0.0	-	-	-	-
14	14.7	2,156	310.0	3,041.6	6.765
15	14.7	245	185.0	2,837.3	7.343
16	14.7	2,156	310.0	3,041.6	6.765
17	14.7	245	185.0	2,837.3	7.343
18	15.0	2,156	310.0	3,041.6	6.765
19	15.0	245	194.5	2,856.6	7.385
20	14.4	2,156	310.0	3,041.6	6.765
21	14.4	245	194.5	2,856.6	7.385
22	14.4	2,156	310.0	3,041.6	6.765
23	14.4	245	194.5	2,856.6	7.385
24	0.0	-	-	-	-
25	0.0	-	-	-	-
26	0.0	-	-	-	-
27	0.0	-	-	-	-
28	3.0	245	190.7	2,848.8	7.368
29	70.2	245	190.7	2,848.8	7.368
30	134.2	245	169.8	2,806.1	7.274
31	138.0	245	135.0	2,733.5	7.103
32	20.7	490	42.7	179.3	0.608
33	3.8	490	42.7	179.3	0.608
34	16.9	490	42.7	179.3	0.608
35	138.0	245	100.0	419.2	1.307
36	138.0	490	100.1	419.6	1.307
37	154.9	490	93.8	393.4	1.237
38	157.9	245	105.0	440.3	1.363
39	157.9	8,820	106.8	454.1	1.376
40	150.0	8,820	106.8	454.1	1.376
41	7.9	8,820	106.8	454.1	1.376
42	7.9	2,156	107.8	454.1	1.394
43	3.8	245	42.8	179.3	0.609

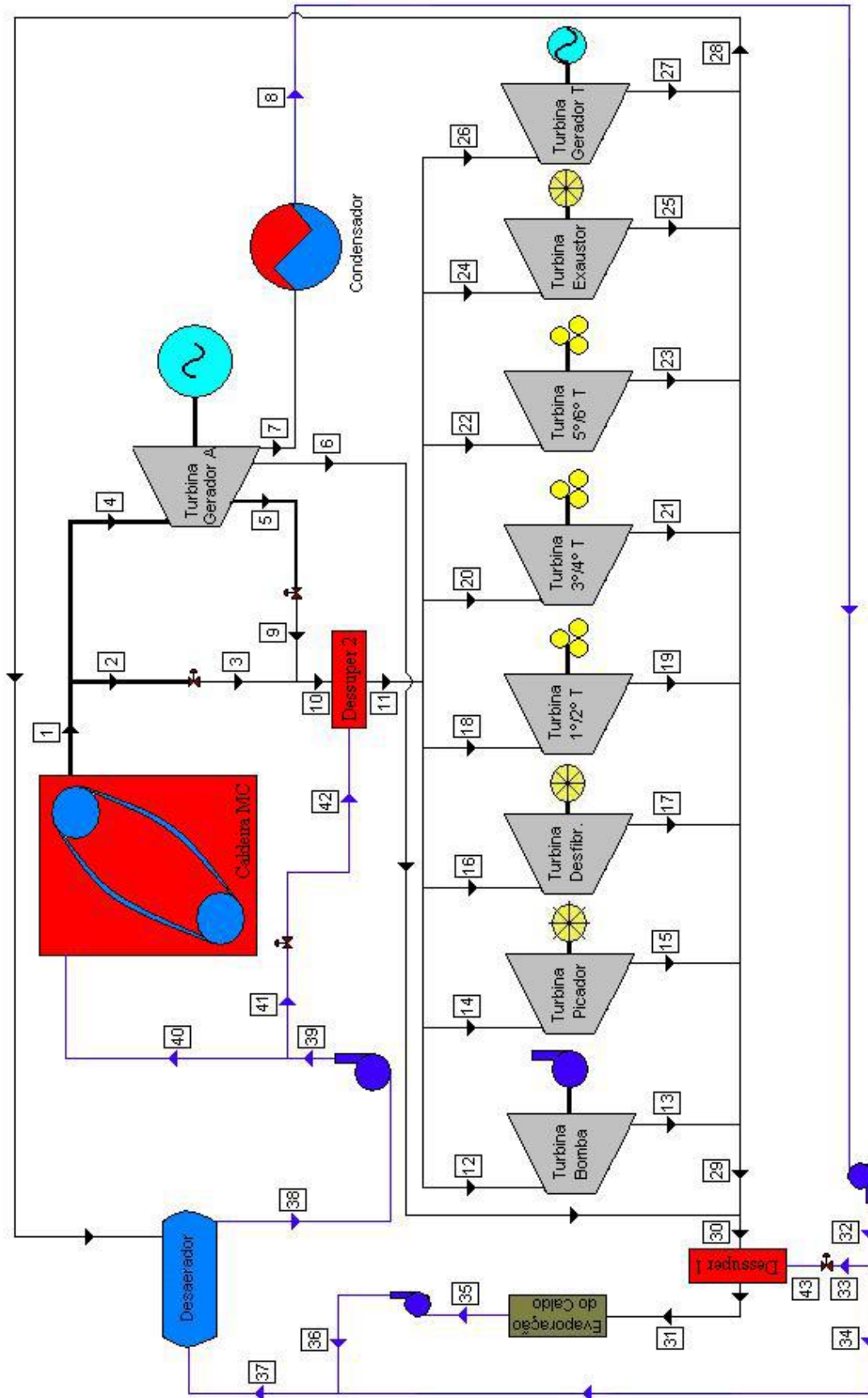


Figura A1: Fluxograma da Destilaria Pioneiros (FIOMARI, 2004)

ANEXO B – Funções de incremento exergéticas da usina cogeneradora tradicional (FIOMARI, 2004)

UNIDADE 1 - CALDEIRA

$$Y_{1,1} = e_{bg} \cdot m_{bg} \quad (B1)$$

$$Y_{1,2} = m_{40} \cdot (e_{40} - e_{38}) \quad (B2)$$

$$Y_{1,1} = m_{bg} \cdot c_p \cdot (T_{bg} - T_0) - T_0 \cdot \ln(T_{bg} / T_0) \quad (B3)$$

$$Y_{1,2} = m_4 \cdot (e_4 - e_{40}) \quad (B4)$$

$$Y_{1,3} = m_2 \cdot (e_2 - e_{40}) \quad (B5)$$

UNIDADE 2 - VÁLVULA DE EXPANSÃO

$$Y_{2,1} = Y_{1,3} \quad (B6)$$

$$Y_{2,1} = m_2 \cdot (e_2 - e_3) \quad (B7)$$

UNIDADE 3 - MISTURADOR

$$Y_{3,1} = Y_{2,1} \quad (B8)$$

$$Y_{3,2} = Y_{6,1} \quad (B9)$$

$$Y_{3,3} = m_v \cdot (e_{41} - e_{42}) \quad (B10)$$

$$Y_{3,1} = m_3 \cdot e_3 + m_9 \cdot e_9 + e_{42} \cdot m_{42} - m_{11} \cdot e_{11} \quad (B11)$$

UNIDADE 4 - TURBOGERADOR

$$Y_{4,1} = Y_{1,2} \quad (B12)$$

$$Y_{4,1} = m_5 \cdot (e_4 - e_5) \quad (B13)$$

$$Y_{4,2} = m_6 \cdot (e_4 - e_6) \quad (B14)$$

$$Y_{4,3} = m_7 \cdot (e_4 - e_7) \quad (\text{B15})$$

$$Y_{4,4} = E_p = 0,95 \cdot (m_4 \cdot h_4 - (m_5 \cdot h_5 + m_6 \cdot h_6 + m_7 \cdot h_7)) \quad (\text{B16})$$

UNIDADE 5 - CONDENSADOR

$$Y_{5,1} = Y_{4,3} \quad (\text{B17})$$

$$Y_{5,2} = 0 \quad (\text{B18})$$

$$Y_{5,1} = m_7 \cdot (e_7 - e_8) \quad (\text{B19})$$

$$Y_{5,2} = (h_s - h_0) - T_0 \cdot (s_s - s_0) \quad (\text{B20})$$

UNIDADE 6 - VÁLVULA DE EXPANSÃO

$$Y_{6,1} = Y_{4,1} \quad (\text{B21})$$

$$Y_{6,1} = m_9 \cdot (e_5 - e_9) \quad (\text{B22})$$

UNIDADE 7 - BOMBA

$$Y_{7,1} = Y_{5,1} \quad (\text{B23})$$

$$Y_{7,2} = m_{32} \cdot (h_{32} - h_8) \quad (\text{B24})$$

$$Y_{7,1} = m_{32} \cdot (e_{32} - e_8) \quad (\text{B25})$$

UNIDADE 8 - VÁLVULA DE EXPANSÃO

$$Y_{8,1} = Y_{7,2} \quad (\text{B26})$$

$$Y_{8,1} = m_{33} \cdot (e_{33} - e_{43}) \quad (\text{B27})$$

UNIDADE 9 - MISTURADOR

$$Y_{9,1} = Y_{11,2} \quad (\text{B28})$$

$$Y_{9,2} = Y_{12,2} \quad (\text{B29})$$

$$Y_{9,3} = Y_{13,2} \quad (\text{B30})$$

$$Y_{9,4} = Y_{14,2} \quad (\text{B31})$$

$$Y_{9,5} = Y_{15,2} \quad (\text{B32})$$

$$Y_{9,1} = \left(\frac{m_{29}}{(m_{28} + m_{29})} \right) \cdot (m_{15} \cdot e_{15} + m_{17} \cdot e_{17} + m_{19} \cdot e_{19} + m_{21} \cdot e_{21} + m_{23} \cdot e_{23} - (m_{29} \cdot e_{29} + m_{28} \cdot e_{28})) \quad (\text{B33})$$

$$Y_{9,2} = \left(\frac{m_{28}}{(m_{28} + m_{29})} \right) \cdot (m_{15} \cdot e_{15} + m_{17} \cdot e_{17} + m_{19} \cdot e_{19} + m_{21} \cdot e_{21} + m_{23} \cdot e_{23} - (m_{29} \cdot e_{29} + m_{28} \cdot e_{28})) \quad (\text{B34})$$

UNIDADE 10 - MISTURADOR - DESSUPERAQUECEDOR

$$Y_{10,1} = Y_{9,1} \quad (\text{B35})$$

$$Y_{10,2} = Y_{4,2} \quad (\text{B36})$$

$$Y_{10,3} = Y_{8,1} \quad (\text{B37})$$

$$Y_{10,1} = m_{29} \cdot e_{29} + m_6 \cdot e_6 + m_{43} \cdot e_{43} - m_{31} \cdot e_{31} \quad (\text{B38})$$

UNIDADE 11 - TURBINA PICADORA

$$Y_{11,1} = \frac{m_{14}}{m_{11}} \cdot Y_{3,1} \quad (\text{B39})$$

$$Y_{11,1} = E_{p11} = m_{14} \cdot (h_{14} - h_{15}) \quad (\text{B40})$$

$$Y_{11,2} = m_{14} \cdot (e_{14} - e_{15}) \quad (\text{B41})$$

UNIDADE 12 - TURBINA DESFIBRILADORA

$$Y_{12,1} = \frac{m_{16}}{m_{11}} \cdot Y_{3,1} \quad (\text{B42})$$

$$Y_{12,1} = E_{p12} = m_{16} \cdot (h_{16} - h_{17}) \quad (\text{B43})$$

$$Y_{12,2} = m_{16} \cdot (e_{16} - e_{17}) \quad (\text{B44})$$

UNIDADE 13 - TURBINA 1-2

$$Y_{13,1} = \frac{m_{18}}{m_{11}} \cdot Y_{3,1} \quad (\text{B45})$$

$$Y_{13,1} = E_{p13} = m_{18} \cdot (h_{18} - h_{19}) \quad (\text{B46})$$

$$Y_{13,2} = m_{18} \cdot (e_{18} - e_{19}) \quad (\text{B47})$$

UNIDADE 14 - TURBINA 3-4

$$Y_{14,1} = \frac{m_{20}}{m_{11}} \cdot Y_{3,1} \quad (\text{B48})$$

$$Y_{14,1} = E_{p14} = m_{20} \cdot (h_{20} - h_{21}) \quad (\text{B49})$$

$$Y_{14,2} = m_{20} \cdot (e_{20} - e_{21}) \quad (\text{B50})$$

UNIDADE 15 - TURBINA 5-6

$$Y_{15,1} = \frac{m_{22}}{m_{11}} \cdot Y_{3,1} \quad (\text{B51})$$

$$Y_{15,1} = E_{p15} = m_{22} \cdot (h_{22} - h_{23}) \quad (\text{B52})$$

$$Y_{15,2} = m_{22} \cdot (e_{22} - e_{23}) \quad (\text{B53})$$

UNIDADE 16 - EVAPORAÇÃO DO CALDO

$$Y_{16,1} = Y_{10,1} \quad (\text{B54})$$

$$Y_{16,1} = m_{31} \cdot (e_{31} - e_{35}) \quad (\text{B55})$$

UNIDADE 17 - BOMBA

$$Y_{17,1} = Y_{16,1} \quad (\text{B56})$$

$$Y_{17,2} = m_{35} \cdot (h_{36} - h_{35}) \quad (\text{B57})$$

$$Y_{17,1} = m_{35} \cdot (e_{36} - e_{35}) \quad (\text{B58})$$

UNIDADE 18 - DESAERADOR

$$Y_{18,1} = Y_{17,1} \quad (\text{B59})$$

$$Y_{18,2} = Y_{7,3} \quad (\text{B60})$$

$$Y_{18,3} = Y_{9,2} \quad (\text{B61})$$

$$Y_{18,1} = m_{36} \cdot e_{36} + m_{34} \cdot e_{34} + m_{28} \cdot e_{28} - m_{38} \cdot e_{38} \quad (\text{B62})$$

UNIDADE 19 - BOMBA

$$Y_{19,1} = Y_{18,1} \quad (\text{B63})$$

$$Y_{19,2} = m_{38} \cdot (h_{39} - h_{38}) \quad (\text{B64})$$

$$Y_{19,1} = Y_{1,2} \quad (\text{B65})$$

$$Y_{19,2} = Y_{20,1} = \frac{m_{41}}{m_{39}} \cdot (m_{38} \cdot (e_{40} - e_{38})) \quad (\text{B66})$$

UNIDADE 20 - VÁLVULA DE EXPANSÃO

$$Y_{20,1} = Y_{19,2} \quad (\text{B67})$$

$$Y_{20,1} = Y_{3,3} = m_{41} \cdot (e_{41} - e_{42}) \quad (\text{B68})$$

ANEXO C – Cálculo do rendimento termodinâmico do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor.

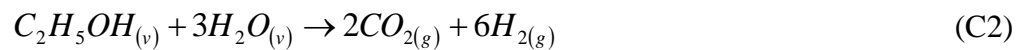
Segundo Silva (2010), o rendimento termodinâmico do processo de produção de hidrogênio por reforma a vapor (η_{ref}) pode ser determinado pela equação:

$$\eta_{ref} = \frac{\dot{m}_{H_2} \cdot PCI_{H_2}}{\left(\dot{m}_{bg} \cdot PCI_{bg} + \dot{m}_{etanol} \cdot PCI_{etanol} \right)} \quad (C1)$$

Onde:

\dot{m}_{bg}	Vazão mássica de bagaço	kg/s;
\dot{m}_{etanol}	Vazão mássica de etanol	kg/s;
\dot{m}_{H_2}	Vazão mássica de hidrogênio	kg/s;
PCI_{H_2}	Poder Calorífico Inferior do hidrogênio	kJ/kg;
PCI_{H_2}		119950 kJ/kg;
PCI_{et}	Poder Calorífico Inferior do etanol	kJ/kg;
$PCI_{et.hidr}$	Poder Calorífico Inferior do etanol hidratado	25000 kJ/kg;
$PCI_{et.anid}$	Poder Calorífico Inferior do etanol anidro	28300 kJ/kg;
PCI_{bg}	Poder calorífico Inferior do bagaço	7320 kJ/kg ;

Da reação global do processo de reforma a vapor de etanol, dada pela equação C2:



Através do cálculo estequiométrico, para cada mol de etanol reagido com a água resultam em seis mols de hidrogênio. Logo, 0,046 kg de etanol geram 0,012 kg de hidrogênio (considerando rendimento ideal (100 %) para o processo).

Ainda, para cada tonelada de cana-de-açúcar se obtém 83,33 l de etanol e 250 kg de bagaço (Silva, 2010) e sendo a densidade do etanol anidro 0,7894 kg/l, tem-se:

$$83,33 \text{ l} \cdot 0,7894 \text{ kg/l} = 65,8307 \text{ kg etanol.}$$

Portanto, para cada tonelada de cana-de-açúcar resulta em 65,8307 kg de etanol.

Com isto, a massa de bagaço por mol de etanol é de 0,17469 kg_{bag}/mol etanol.

Da equação (1), obtém-se o rendimento termodinâmico da reforma em torno de 55,76 % para o etanol anidro e 59,95 % para o etanol hidratado.