



REDEMAT

REDE TEMÁTICA EM ENGENHARIA DE MATERIAIS

UFOP – CETEC – UEMG



Dissertação de Mestrado

"Análise energética e exergética de biomassas como fonte energética sustentável em um Forno elétrico a arco."



Autor: Tiago Luiz Oliveira
Orientador: Prof. Dr. Paulo Santos Assis



Abril de 2013



REDEMAT

REDE TEMÁTICA EM ENGENHARIA DE MATERIAIS

UFOP – CETEC – UEMG

Tiago Luiz Oliveira

“Análise energética e exergética de biomassas como fonte energética sustentável em um Forno elétrico a arco”

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Materiais da REDEMAT, como parte integrante dos requisitos para a defesa de dissertação de mestrado.

Área de concentração: Análise e seleção de materiais

Orientador: Prof. Paulo Santos Assis

Ouro Preto, abril de 2013.

O482a Oliveira, Tiago Luiz
Análise energética e exergética de biomassas como fonte energética sustentável em um FEA [manuscrito] / Tiago Luiz Oliveira. – 2013.
xiv,126f.: il. color.; grafs.; tabs.; mapas.

Orientador: Prof. Paulo Santos Assis.

Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Ouro Preto. Escola de Minas. Rede Temática em Engenharia de Materiais.
Área de concentração: Análise e Seleção de Materiais.

1. Bagaço de cana - Teses 2. Café - cascas - Teses. 3. Arroz - cascas - Teses. 4. Capim-elefante - Teses. 5. Fornos elétricos - Teses. 6. Briquetes - Teses. I. Assis, Paulo Santos. II. Universidade Federal de Ouro Preto. III. Título.

CDU: 620.925:58

Catálogo: sisbin@sisbin.ufop.br



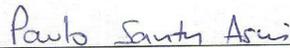
REDE TEMÁTICA EM ENGENHARIA DE MATERIAIS
UFOP - CETEC - UEMG
Pós-Graduação em Engenharia de Materiais



**“Análise Energética e Exergética de Biomassas Como Fonte
Sustentável de Energia em Um FEA”**

Autor: Tiago Luis Oliveira

Dissertação defendida e aprovada, em 02 de abril de 2013, pela banca
examinadora constituída pelos professores:



Prof. Paulo Santos Assis (Doutor) – Orientador
Universidade Federal de Ouro Preto / REDEMAT / DEMET


Prof. Túlio Jardim Raad (Doutor)

UNIFEMM-Centro Universitário de Sete Lagoas


Prof. Jorge Luiz Brescia Murta (Doutor)
Universidade Federal de Ouro Preto / DEPRO

Dedicatória

Acima de tudo a Deus pela saúde cotidiana, pela força para que eu pudesse realizar este trabalho e por sempre buscar algo maior.

Aos meus pais, João Luiz e Maria das Dores, que foram meus grandes incentivadores, pelo apoio e dedicação, por me compreender nos momentos difíceis e sempre me encorajar a não desistir dos meus sonhos.

À minha irmã Luciana, por ter contribuído nas minhas dúvidas, incertezas e dificuldades.

À minha esposa Tatiana e à minha filha Júlia, pelo apoio diário nas dúvidas, incertezas e dificuldades.

Aos meus amigos do curso de Engenharia Metalúrgica da Escola de Minas de Ouro Preto: Renan (República Formigueiro), Ramon (República Confraria), Lucas (República DusMininu) e Jaderson (República MoiCana) pelo apoio nas dúvidas e dificuldades.

Ao professor Dr. Paulo Santos Assis, por ter acreditado na minha capacidade e pela assistência.

“O mestre na arte da vida faz pouca distinção entre seu trabalho e o seu lazer, entre sua mente e o seu corpo, entre a sua educação e a sua religião”.

“Ele simplesmente persegue sua visão de excelência em tudo que faz, deixando para os outros a decisão de saber se está trabalhando ou divertindo.”

(Adágio Chinês)

Sumário

1. Introdução	1
2. Objetivos.....	5
2.1 Objetivos gerais.....	5
2.2 Objetivos específicos.....	5
3. Revisão Bibliográfica.....	5
3.1 Mudanças Climáticas.....	5
3.2 Combustíveis.....	10
3.2.1 Gás Natural.....	10
3.2.2 Bagaço de cana.....	13
3.2.3 Casca de café.....	14
3.2.4 Capim elefante.....	16
3.2.5 Casca de Arroz	19
3.3 Briquetagem.....	21
3.3.1 Custos de aplicação dos briquetes	24
3.4 Aciaria	26
3.4.1 Forno Bessemer.....	29
3.4.2 Forno Siemens-Martin.....	29
3.4.3 Conversor LD.....	30
3.4.4 Forno elétrico	31
3.5 Fundamentações teóricas sobre Termodinâmica	45
3.5.1 Análise energética e exergética para ciclo de vapor-ciclo de Rankine.....	54
4. Materiais e Métodos.....	71
5. Resultados e Discussões.....	81
6. Conclusões.....	100
7. Sugestões de trabalhos futuros.....	101
8. Referências bibliográficas	102
9. Anexos.....	109

Lista de Figuras

Figura 1.1- Fontes de energia no mundo em 2008.	3
Figura 1.2- Uso da Terra no Brasil, adaptado de CONAB/MAPA e IBGE em 2010.	4
Figura 3.1- Geração de energia elétrica via biomassa para compensar os períodos de falta de chuva.	7
Figura 3.2- Ranking de emissões de gases de efeito estufa.	8
Figura 3.3- Fotografia do efeito do aquecimento nos continentes.	9
Figura 3.4- Fotografia da emissão de gases na atmosfera.	9
Figura 3.5- Participação do gás natural na matriz energética brasileira.	12
Figura 3.6- Duração das reservas de gás natural brasileiro.	12
Figura 3.7- Posição da capacidade instalada de geração de energia elétrica no Brasil, dezembro de 2009.	14
Figura 3.8- Fotografia da casca de café.	15
Figura 3.9- Fotografia do capim-elefante paraíso com 96 dias após o plantio.	17
Figura 3.10- Fotografia da casca de arroz.	20
Figura 3.11- Fluxograma de uma fábrica de briquetes com sistema de torrefação.	23
Figura 3.12- Fluxo de produção de aço via usina integrada e semi-integrada.	28
Figura 3.13- Consumo energético para a Rota integrada e semi-integrada.	28
Figura 3.14- Consumo energético detalhado para a Rota integrada e semi-integrada.	29
Figura 3.15- Evolução tecnológica do FEA.	33
Figura 3.16- Distribuição dos fornos elétricos a arco no mundo em 2012.	34
Figura 3.17- Consumo de energia em uma mini-siderúrgica.	35
Figura 3.18- Diagrama de preaquecimento de sucata.	37
Figura 3.19- Instalações de uma Aciaria elétrica típica com FEA e seus principais equipamentos auxiliares: Cestão, Pote de escória, Panela, Ponte Rolante e sistema de despoeiramento.	38
Figura 3.20- Etapas de fusão e refino em um FEA.	39
Figura 3.21- Posicionamento das lanças de oxigênio e oxi-combustível em um FEA.	41
Figura 3.22- Fotografia da disposição dos queimadores ‘oxi-combustível’ no forno FEA.	42
Figura 3.23- Resultados obtidos com injeção de oxigênio em FEA.	43
Figura 3.24- Esquema simplificado do sistema de recuperação de gases da Tenova.	44
Figura 3.25- Diagrama T-s de um ciclo de Rankine.	55
Figura 3.26- Esquema típico de um ciclo de Rankine.	56

Figura 3.27 – Componentes de uma caldeira aquotubular.	59
Figura 4.1 - Instalação de Cogeração proposto.	80
Figura 5.1 - Comparação entre consumo de combustível para cogeração.	84
Figura 5.2 - Comparação de rendimento e eficiência entre os combustíveis.	95
Figura 5.3 - Custo de combustíveis para geração de energia elétrica.	95
Figura 5.4 - Produção anual e o Consumo anual de combustíveis.	96
Figura 5.5 - Custo de combustível para aquecimento de ferro-esponja em FEA.	97
Figura 5.6 - Comparação do custo com energia elétrica entre Cogeração e injeção de biomassa em FEA.	98

Lista de Tabelas

Tabela III.1 - Comparação de produtividade de energia por hectare.	18
Tabela III.2 - Comparação entre os tipos de briquetadeiras.	22
Tabela III.3 - Composição do preço de briquete de biomassa.	26
Tabela III.4 - Dados dos Fornos Elétricos no mundo em 2012.	32
Tabela III.5 - Comparação entre os fornos de Aciaria elétrica.	35
Tabela III.6 - Conteúdo de energia na sucata preaquecida.	37
Tabela III.7 - Energia teórica disponível nas reações de oxidação de Fe e C.	41
Tabela III.8 - Balanço energético de uma siderúrgica de aço inoxidável.	44
Tabela III.9 - Principais parâmetros dos sistemas de cogeração descritas na literatura.	57
Tabela III.10 - Poder Calorífico inferior de alguns combustíveis.	66
Tabela III.11 - Critérios de desempenho do sistema de cogeração.	71
Tabela IV. 1 - Dados de entrada e saída empregados por Silva <i>et al.</i> (2009).	72
Tabela IV. 2 - Índices de desempenho de uma micro central elétrica obtido por Silva <i>et al.</i> ,(2009).	73
Tabela IV. 3 - Parâmetros do ciclo de Rankine estudado por Silva <i>et al.</i> ,(2009).	74
Tabela IV.4 - Análise elementar do gás natural.	75
Tabela IV. 5 - Análise Imediata de biomassas citadas pela literatura.	75
Tabela IV. 6 - Produtos da combustão Fração mássica (% 100g).	75
Tabela IV. 7 - Dados da produção anual brasileira dos combustíveis estudados.	78
Tabela IV. 8 - Preço de combustível de acordo com o PCI.	78
Tabela IV.9 - Características dos equipamentos do ciclo de Rankine para estudo de caso.	79
Tabela IV.10 - Equações de balanço exergético aplicados ao volume de controle.	80
Tabela V. 1 - Análise elementar das biomassas.	81
Tabela V.2 - Comparação entre os parâmetros de combustão.	82
Tabela V.3 - Valor dos combustíveis propostos na unidade de energia.	85
Tabela V.4 - Cálculo da temperatura à saída da caldeira de acordo com os combustíveis.	86
Tabela V.5 - Cálculo das propriedades do vapor superaquecido à saída da caldeira.	87
Tabela V.6 - Propriedades da mistura líquido e vapor saturado à entrada do	87

condensador.

Tabela V.7- Propriedades do vapor aquecido à entrada do aquecedor de água.	88
Tabela V.8- Propriedades do líquido saturado à entrada da bomba B1.	88
Tabela V.9- Propriedades do líquido comprimido à entrada do aquecedor.	89
Tabela V.10- Propriedades do líquido saturado à entrada da bomba B2.	89
Tabela V. 11- Propriedades do líquido comprimido à entrada da caldeira.	90
Tabela V.12- Comparação entre os índices de desempenho do sistema de cogeração.	91
Tabela V.13- Produção térmica líquida na caldeira.	92
Tabela V.14- Cálculo do Rendimento/eficiência e irreversibilidades dos equipamentos da cogeração.	92
Tabela V.15- Parâmetros dos combustíveis para aquecimento de ferro-esponja.	99

Lista de Notações

Variáveis

H^0 298	Variação de Entalpia padrão
H_2O	água
m	Massa da amostra [g]
M	Teor de matérias voláteis [%]
CZ	Teor de cinzas [%]
Cu	Cobre
Zn	Zinco
S	Enxofre
SO_x	Óxidos de enxofre
CaO	Cal
CO_2	Dióxido de Carbono
SiO_2	Óxido de silício
MnO	Óxido de Manganês
O_2	oxigênio
FeO	Óxido de ferro
S	entropia total [kJ/K]
s	entropia específica [kJ/kg.K]
u	energia interna específica [kJ/kg]
v	volume específico [m^3/kg]
V	velocidade [m/s]
x	título do vapor [%]
t	tonelada
z	nível de referência [m]
a	disponibilidade específica [kJ/kg]
A	disponibilidade total [kW]
A/C	relação ar-combustível [adimensional]
C_p	calor específico à pressão constante [kJ/kg.K]
E	energia [kJ]
E	Exergia [kJ]
e	exergia[kJ/kg]

g	aceleração da gravidade [m/s^2]
I	irreversibilidade [kW]
n	número de moles [kmol]
G	função de Gibbs total [kJ]
h	entalpia específica [kJ/kg]
H	entalpia total [kJ]
\dot{m}	Vazão mássica [kg/s]
\dot{Q}	taxa de transferência de calor [kW]
P	pressão [kPa]
w	trabalho [Nm]
T	temperatura [K]
V	volume total [m^3]
DC	Coeficiente de diluição (%)

Letras gregas

ε	emissividade [adimensional]
$\dot{\sigma}$	taxa de geração de entropia [kJ/K]
η	eficiência pela Primeira Lei da Termodinâmica [%]
Δ	variação de uma determinada propriedade [adimensional]
ε	eficiência pela Segunda Lei da Termodinâmica [%]

Subscritos

o	estado de referência
ar	ar
b	bomba
bs	base seca
bu	base úmida
$cald$	caldeira
$disp$	disponível
c	cinética
cb	combustão
cf	carbono fixo
$cald$	caldeira
$chama$	chama

<i>cg</i>	cogeração
<i>comb</i>	combustível
<i>combsl</i>	combustível sólido
<i>cond</i>	condensador
<i>conv</i>	<i>convecção</i>
<i>cr</i>	ciclo Rankine
CZ	Teor de cinzas, em [%]
<i>disp</i>	disponível
<i>e</i>	<i>entrada</i>
<i>el</i>	elétrica
<i>f</i>	fluxo, frio, formação
<i>f</i>	combustível
<i>f</i>	fluido frio
<i>gases</i>	gases
<i>ger</i>	gerada
<i>i</i>	elemento ou componente
<i>j</i>	elemento componente
<i>m</i>	massa
<i>p</i>	potencial
<i>q</i>	fluido quente
<i>r</i>	calor
<i>real</i>	real
<i>rev</i>	reversível
<i>rr</i>	irreversibilidade
<i>rp</i>	entalpia de combustão
<i>turb</i>	<i>turbina</i>
T	Teórica
<i>s</i>	saída
SF	Sistema fechado
<i>vc</i>	volume de controle
<i>xc</i>	exergia cinética
<i>xp</i>	exergia potencial
<i>xv</i>	exergia do vapor

x_w exergia da água

Sobrescritos

0 Indicação de padrão.

Abreviaturas

Anp	Agência Nacional de Petróleo e biocombustíveis
ANEEL	Agência Nacional de Energia elétrica
BAD	Briquetes de alta densidade
B.H	Base úmida
BM	Banco Mundial
BTU	British Thermal unit
CIF	Cost Insurance Freight
CNUDS	Conferência das Nações Unidas de Desenvolvimento sustentável
DRI	Direct Reduction Iron-Ferro-esponja
EES	Engineering Equation Solver
EOF	Energy Optimizing Furnace
FASR	Fator de economia de disponibilidade de combustível
FEA	Forno elétrico a arco
FOB	Free on Board
FESR	Fator de economia de combustível
FUE	Fator de utilização de energia
FUD	Fator de utilização de disponibilidade
GA	Gás associado
GEEs	Gases de efeito estufa
GN	Gás Natural
GNA	Gás não associado
HGI	Hardgrove Grindability Index
ICP	Injeção de Carvão Pulverizado
ISO	Internation Standard Organization
MDL	Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
PCI	Poder calorífico inferior do combustível [kJ/kg]
PCS	Poder calorífico superior do combustível [kJ/kg]
PIG	Produtor Independente de Gusa
PIB	Produto Interno Bruto
RCE	Redução de certificado de emissão

TEP Tonelada equivalente de petróleo

Siglas

ABM Associação Brasileira de Metalurgia e Materiais

COMGAS Companhia de gás natural do Estado de São Paulo

CETEC– MG Fundação Centro Tecnológico de Minas Gerais

CAPEX Capital Expenditure- Custo de Capital

COP15 Conferência da ONU sobre mudanças climáticas

CONAB Companhia Nacional de Abastecimento

EMBRAPA Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária

EPE Empresa de Pesquisa Energética

EPRI Electric Power Research Institute

IBGE Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

IPT Instituto de pesquisas tecnológicas

IRGA Instituto Rio-grandense de Arroz

LD Linz Donawitz

MATT p Mistura adequada , Ar suficiente, Temperatura acima da temperatura de ignição, Tempo suficiente para que ocorra a reação completa e , massa específica suficiente para a propagação da chama

OPEX Operational Expenditure-Custo Operacional

ONU Organização das Nações Unidas

IBS Instituto Brasileiro de Siderurgia/Instituto Aço Brasil

UNICA União das indústrias de cana de açúcar

V&M Vallourec & Mannesmann Tubes

UHP Ultra High Power -ultra alta potência

Resumo

O objetivo geral deste trabalho foi investigar a substituição do gás natural por briquetes de bagaço de cana, casca de arroz, casca de café e capim elefante como fonte energética em um forno elétrico a arco. O objetivo específico foi comparar a produção de energia elétrica feita por cogeração com a tecnologia de injeção de combustível em lanças de um forno elétrico a arco, por meio de uma pesquisa realizada tendo como referência uma análise energética e exergética de uma micro central de cogeração, que produziu 1.102,0kW de energia elétrica, consumindo 11.285,0kg/h de vapor, utilizando como combustível, produtos e subprodutos da carbonização de madeira reflorestada.

Realizou-se uma pesquisa sobre as melhorias e as novas tecnologias para produção de aço em fornos elétricos a arco, como o tempo de corrida e a injeção direta de combustíveis, uma vez que, no balanço energético, 52% da energia total são gastos com energia elétrica e 33% com injeção de gás natural. O tempo de corrida (*tap-to-tap*) foi em média de 60 minutos para produzir 100 toneladas de aço, consumindo 50MW de energia elétrica. A injeção de combustível na carga metálica (*DRI: Direct Reduction Iron - ferro esponja*) promoveu a metalização do FeO , atuando como agente redutor, diminuindo em até 1019kWh o consumo de energia elétrica por tonelada de aço. Procurou-se assim estudar, analisar e comparar os briquetes de biomassas: bagaço de cana, casca de arroz, capim elefante e casca de café, com o gás natural na aciaria elétrica, utilizados de duas formas: forma indireta, queimados em uma caldeira no sistema de cogeração e de forma direta, injetados em queimadores oxí combustíveis no forno elétrico a arco, sendo que algumas das características das biomassas foram avaliadas através de análise imediata e análise química elementar para calcular o consumo de combustíveis. Os resultados mostraram que o consumo de combustíveis na injeção foi 9,62% em relação ao consumo dos mesmos na cogeração. Os balanços energético e exergético, do sistema de cogeração, determinaram 3544kW de irreversibilidades nos equipamentos para gerar 500kWh, ao passo que a cada 1% de metalização do ferro-esponja, feita por injeção, houve redução de 10,4kWh/t de aço no consumo de energia elétrica. Concluiu-se que o gás natural pode ser substituído pelas biomassas analisadas em ambas as formas, direta ou indireta, tendo o capim elefante como a biomassa mais rentável e que a injeção foi mais eficiente do que a cogeração para a produção de 1 tonelada de aço.

Palavras-chave: Briquetagem, Bagaço de cana, Casca de arroz, Casca de café, Capim elefante, Forno elétrico a arco, Ferro-esponja, Cogeração.

Abstract:

The aim of this work was to investigate the replacement of natural gas by briquettes bagasse, coffee husk, rice husk and elephant grass as a sustainable energy source in a electric arc furnace. The specific objective was to compare the production of electricity made by cogeneration technology and fuel injection lances in an electric arc furnace by means of a survey, with reference to energy and exergy analysis of a micro cogeneration plant to produce 1102kW of electricity, consuming 11285kg/h of steam, using as fuel products of carbonization reforested wood.

There was a research on improvements and new technologies for steel production in electric arc furnace with *tap to tap* and the direct fuel injection, once in the energy balance, 52% of the total energy are spent with electricity and 33% with natural gas injection. The *tap to tap* was on average 60 minutes to produce 100 tons of steel and consumption of 500kWh of electricity. Fuel injection in metallic load (*DRI*- Direct reduction iron), promoted the metallization of *FeO* acting as reducing agent, reducing by up to 1019kW electric power consumption per ton of steel. It was so study, analyze and compare the biomass briquettes: bagasse, coffee husk, rice husk and elephant grass with natural gas in electric steelmaking, in two ways: indirectly, burned in a boiler in the cogeneration system and directly injected into oxy fuel burners in electric arc furnace, were some of the characteristics of biomass were assessed through immediate and elementary analysis to calculate fuel consumption. The results showed that the fuel consumption in the injection was 9.62% compared to the consumption in cogeneration. The energy and exergy balance, cogeneration system, determined 3544kW of irreversibilities in equipments to generate 500kWh, while that for each 1% of metallization of *direct reduction iron* had an economy of 10.4kWh/t of steel in electric power consumption.

It was concluded that the natural gas can be replaced by biomass analyzed in both forms, directly or indirectly, with the elephant grass such as the biomass more profitable and that the injection was more efficient than the cogeneration to produce 1 ton of steel.

Keywords: Briquetting, Sugarcane bagasse, Rice husk, coffee husk, Elephant grass, Electric arc furnace, cogeneration system

1. Introdução

Segundo dados do Balanço Energético Nacional de 2011, o Brasil registrou um aumento de 48% na geração de energia elétrica através de fontes não renováveis em relação ao ano de 2009, e um aumento de apenas 5% através de fontes renováveis ^[1].

O Brasil registrou em 2011 uma demanda de 228 milhões de TEP que equivale a 2858 milhões de MWh de energia elétrica^[2]. Utilizando basicamente dois sistemas de produção: Hidroelétricas e Termoelétricas. No caso das hidroelétricas, os lagos criados pelas barragens geram grande impacto ambiental além do risco de racionamento de energia elétrica por falta de chuvas, enquanto que as termoelétricas brasileiras queimam combustível fóssil e contribuem com o aumento do efeito estufa. Há no Brasil uma grande quantidade e variedade de biomassa que atualmente é ainda mal utilizada por seus produtores e que poderia ser uma alternativa sustentável para a produção de aço em forno elétrico a arco.

Apenas em janeiro de 2012, o gasto com a geração de energia elétrica através de termoelétricas, no Brasil, foi de R\$1,5 bilhões e foi de R\$40 milhões no mesmo período em 2012^[3].

O Brasil produziu em 2012 34,7 milhões de toneladas de aço bruto, 1,5% a menos do que em 2011^[4]. Deste valor cerca de 8,1 milhões de toneladas foram produzidos em forno a arco elétrico FEA e dos 26 milhões de toneladas feitos pela rota AF-LD, 23% (6,1 milhões) foram feitos com carvão vegetal e 77% (20,48 milhões) foram feitos com carvão mineral. Existem ainda diversos planos e projetos de expansão para que se multiplique a produção de aço brasileira de maneira a se atingir 77 milhões de toneladas de aço nos próximos anos ^[4].

A produção de aço no Brasil pode ser dividida basicamente em duas grandes rotas: a rota Alto-Forno- Convertedor LD e a rota Sucata- Forno elétrico a arco. Especificamente no caso brasileiro, 23% de todo ferro-gusa foi produzido em Altos-Fornos a Carvão Vegetal ^[5,6]. Cerca de 6% desta produção, em 2011, foi feita por usinas integradas (por exemplo, a Acesita, V&M, Gerdau de Divinópolis e Barão de Cocais), sendo este metal primário, no estado líquido, direcionado para aciaria para produção de aço (é importante salientar que a Gerdau de Divinópolis utiliza uma aciaria EOF- Energy Optimizing Furnace). O restante, ou seja, 17% de todo o ferro gusa produzido no país proveem de usinas não integradas, que normalmente não dispõem de grandes desenvolvimentos tecnológicos, nem de investimentos em tecnologias de ponta, o que não acontece nas usinas siderúrgicas integradas a carvão vegetal ou coque ^[5,6].

Sabendo que o carvão representa em torno de 60-70% do custo de produção do ferro-gusa, é imprescindível que ocorram investimentos em tecnologia e métodos que resultem em maior eficiência econômica e ambiental do processo siderúrgico^[7].

A substituição do carvão mineral por carvão vegetal tornou-se uma tendência em diversos setores industriais, como o siderúrgico. No Brasil a prática do desmatamento ilegal das florestas nativas para produzir carvão vegetal levanta a questão sobre a procedência do aço produzido por este meio. Outra questão no Brasil é o aproveitamento de biomassa como o bagaço de cana, a casca de café, o capim elefante, a casca de arroz e a produção de carvão vegetal a partir de florestas energéticas manejadas que exige cada vez mais presença no cenário industrial.

O Brasil importou em 2011, R\$35 bilhões em commodities: carvão mineral, potássio e cobre^[8].

A busca por melhorias nos meios de produção existentes ou por novas tecnologias são motivados por diminuir ao máximo o impacto industrial nos recursos naturais e também reduzir o (CAPEX), investimento de capital e (OPEX), custos de operação^[9].

A figura 1.1 abaixo mostra a distribuição mundial de consumo de energia por fonte em 2008. Observa-se que 82% de toda energia gerada no mundo procedem de fontes não renováveis, que normalmente é a principal geradora de gás de efeito estufa, e que 18% são de fontes renováveis^[10]. Conforme a figura 1.1 a energia nuclear representou 6% do consumo mundial de energia em 2008, sendo que não pode-se considerar a energia nuclear totalmente renovável devido ao urânio ser um recurso finito.

A participação de energia renovável em relação à energia não renovável na matriz energética brasileira manteve-se entre as mais elevadas do mundo 44,1%^[10] contra os 18% a participação no mundo visto anteriormente^[11].

Recorrer à biomassa, em grande escala, como fonte de energia, é um caminho irreversível, com grandes vantagens ambientais e sócio-econômicas^[12].

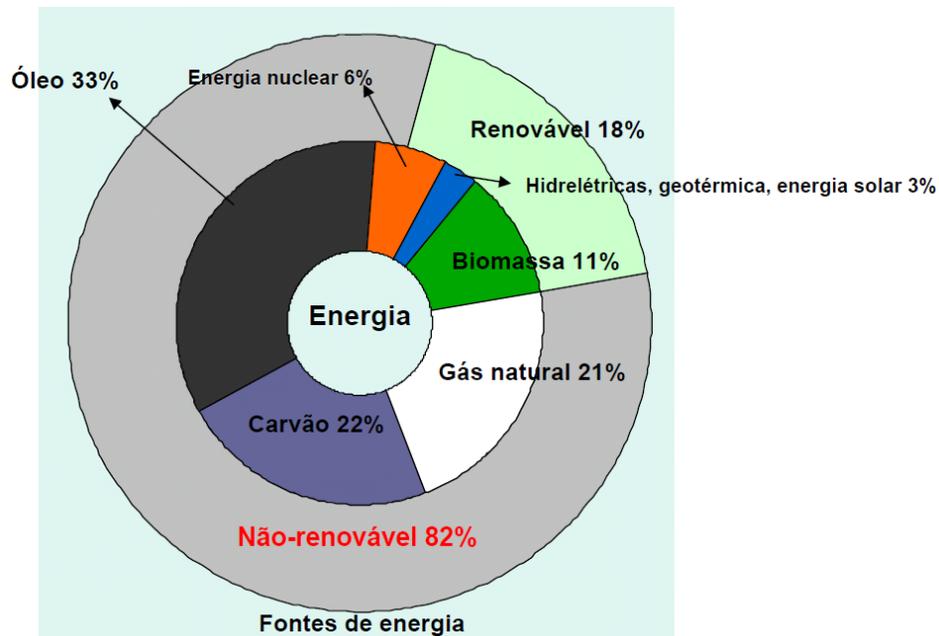


Figura 1.1- Fontes de energia no mundo em 2008 ^[11].

A disponibilidade de energia para consumo diário é, em qualquer parte do mundo, um fator fundamental para a qualidade de vida de seus cidadãos. O carvão mineral, o gás natural e o petróleo têm sido as principais matérias-primas para a geração energética e, por seus preços e facilidade de exploração e transporte, tem assegurado, por décadas, o suprimento de fontes energéticas em todos os países. Porém existe a necessidade imediata de uma mudança no modelo de suprimento energético devido aos danos ambientais promovidos pelos gases de efeito estufa, além de questões legais relacionados à sua disponibilidade. Uma alternativa sustentável são os briquetes de biomassa que são renováveis e isentos de emissão de gases de efeito estufa ^[13].

O aproveitamento adequado da terra, explorando de forma sustentável, fornece briquetes de biomassas que podem aumentar a eficiência energética da fabricação do aço em uma usina semi-integrada em forno elétrico a arco- FEA, levando-se em consideração as áreas disponíveis para a plantação ^[13].

O território brasileiro é dividido de acordo com a figura 1.2, onde são ocupados 851 milhões de hectares, dos quais 59% são terras não cultivadas, 20% são pastagens, 12% são disponíveis para expansão, 8,2% são culturas manuais permanentes e menos de 1% é ocupado por cultura para produção de biocombustíveis ^[14]. Nota-se, pela figura 1.2, que existem terras disponíveis para a expansão do cultivo de biomassas.

Os briquetes de biomassas podem ser utilizados via:

- Fonte térmica indireta na aciaria elétrica: a biomassa substitui o GN e a partir da sua queima produz energia elétrica;
- Fonte térmica direta na aciaria elétrica: com a injeção pelas lanças para redução da carga metálica do forno FEA. Com isto há redução na dependência de GN, diminuição do consumo de energia elétrica de concessionárias e aproveitamento da biomassa atualmente subutilizada pelos setores de agricultura ^[19, 22, 21, 28,33].

Atualmente o gás natural é o combustível utilizado como fonte energética na aciaria como descrito anteriormente e como é um recurso não renovável procura-se uma alternativa sustentável para a substituição e garantir a produção de aço.

Há ainda a alternativa de aproveitamento dos gases produzidos durante a fabricação de aço em um forno elétrico a arco para preaquecimento de sucata e também produção de vapor, que juntamente com o uso de biomassa agregam valores ao aço produzido.

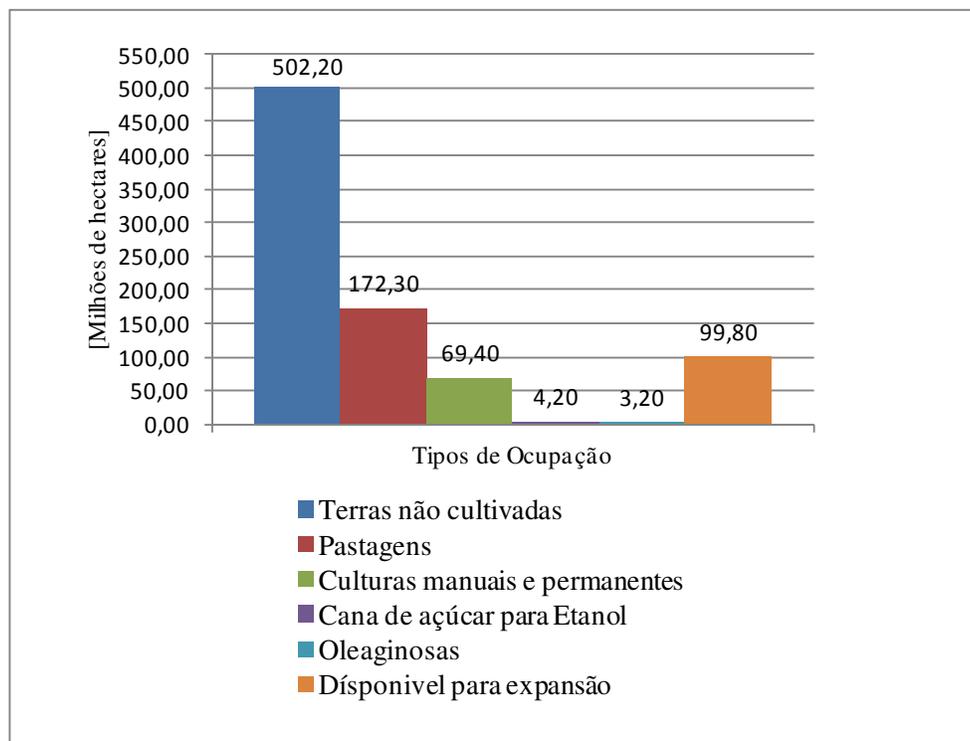


Figura 1.2- Uso da Terra no Brasil, adaptado de CONAB/MAPA e IBGE em 2010^[14].

2. Objetivos

2.1. Gerais

- Estudar a utilização de biomassa como fonte energética sustentável em uma Aciaria elétrica a forno a arco (FEA).

2.2. Específicos

- Calcular o poder calorífico inferior (PCI), a relação ar-combustível (A/C), a vazão mássica do gás natural, do bagaço de cana, da casca de café, da casca de arroz e do capim elefante aplicado à geração de energia elétrica.
- Calcular o rendimento térmico, a eficiência exergética e as irreversibilidades do ciclo de cogeração utilizando gás natural ou biomassas.
- Calcular os índices de desempenho (FUE, FUD, FESR, FASR).
- Calcular o custo com combustível para a cogeração.
- Calcular a vazão mássica do gás natural, do bagaço de cana, da casca de café, da casca de arroz e do capim elefante, aplicado à redução do ferro-esponja, através dos oxi queimadores do FEA.
- Calcular o custo com combustível para a redução de ferro-esponja.
- Calcular a economia de energia elétrica com o uso dos oxi queimadores.

3. Revisão Bibliográfica

3.1. Mudanças Climáticas

O ano de 2012 foi marcado pela realização da Conferencia das Nações Unidas sobre desenvolvimento sustentável (CNUDS) conhecida também por 'Rio+20', realizada entre os dias 13 e 22 de junho na cidade do Rio de Janeiro, Brasil. Esta conferência teve por objetivo discutir a renovação do compromisso político das nações com o desenvolvimento sustentável, o que acabou não acontecendo efetivamente.

O Presidente do Banco Mundial (BM), o sul coreano Jim Yong Kim, advertiu em relatório, que até 2060 a temperatura do planeta pode aumentar 4°C se não forem tomadas ações

imediatas, tendo consequências como extinção de espécies e ecossistema e, derretimento de gelo das calotas polares.

O chamado protocolo de Quioto é um documento que foi assinado por 84 países em 1997, na cidade japonesa de Quioto, com o propósito de aumentar a utilização de fontes renováveis além de reduzir a emissão de gases que causam o efeito estufa da atmosfera.

As ações imediatas estão relacionadas em mudar o atual padrão de consumo da sociedade. Segundo Kim (2012), a pobreza do mundo não acabará se as nações não lutarem contra as mudanças climáticas.

O MDL é o único mecanismo por meio do qual os países desenvolvidos têm compromissos quantificados de redução e limitação de emissão de gases de efeito estufa estabelecidos pelo protocolo de Quioto (denominadas de ‘metas’) e que podem abater de suas metas mediante a aquisição de Redução Certificadas de emissão (RCE’s)^[9].

O padrão de consumo da sociedade depende da quantidade de energia produzida para mantê-lo. A produção de energia feita de acordo com as tecnologias tradicionais contribui diretamente com as mudanças climáticas.

A geração de energia elétrica no Brasil é em sua maioria de origem Hidroelétrica. Este sistema depende da água acumulada pelas barragens e que por sua vez depende do regime de chuvas para mantê-las. A figura 3.1 mostra a distribuição da geração de energia elétrica no Brasil no ano de 2011. O regime de chuvas no Brasil vem sofrendo grandes alterações, entre os meses de maio a novembro, influenciada pelos efeitos das alterações climáticas e com a falta de chuvas, o nível dos reservatórios das hidroelétricas diminui e os lagos secam de forma preocupante, assim para manter o nível da geração elétrica é usado o sistema termoelétrico de forma complementar ao já existente.

Uma alternativa sustentável é adicionar ao modelo hidroelétrico o aproveitamento de biomassas para a geração de energia elétrica via termoelétrica.

Segundo a edição 5943 de 24-03-2013 do jornal ‘O Tempo’: ‘As hidroelétricas do sudeste concentram 70% dos reservatórios do país e atualmente estão com 49% da capacidade, sendo que no mesmo período em 2011 o nível era 78% e em 2010 82%. As termoelétricas movidas a GN, carvão, óleo diesel e biomassas devem ficar ligadas até novembro’.

De acordo com a figura 3.2, dados da Convenção do Clima (2009), o ranking dos 10 maiores emissores totais é liderado pelos Estados Unidos, seguido pela China, Rússia, Brasil, Índia, Japão, Alemanha, Tanzânia, Canadá, Reino Unido, Austrália, França,

Indonésia e México. O Brasil, a Tanzânia e a Indonésia aparecem nesta lista por conta do desmatamento de florestas ^[16].

Em 2009, na cidade Dinamarquesa de Copenhague, foi realizada a (COP15), reunião para discutir as mudanças climáticas no planeta, onde foi definido um comprometimento dos países com cortes de emissões de gases a partir de 2012^[16].

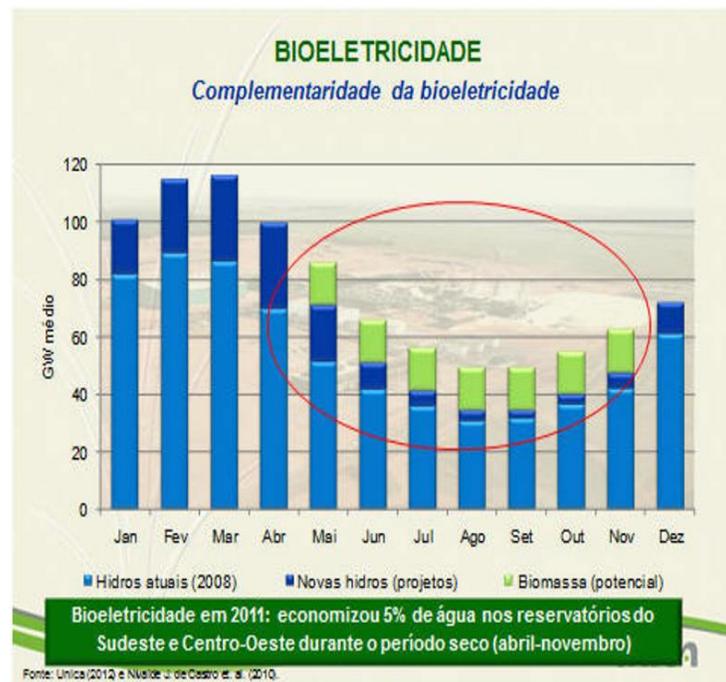


Figura 3.1 – Geração de energia elétrica via biomassa para compensar os períodos de falta de chuva ^[15].

De acordo com a reunião, os países considerados industrializados tem sido os maiores responsáveis pela maior parte das emissões dos gases de efeito estufa. A China, a Índia e o próprio Brasil, apesar de serem vistos como países em desenvolvimento, também emitem gases de efeito estufa, de acordo com figura 3.2, nos mesmos níveis que os países industrializados ^[16].

Segundo o que foi discutido em Copenhague, é necessário fazer a repartição do ônus das mudanças climáticas entre os países, porém não houve avanço nas negociações, haja vista que os custos de mitigação para descarbonizar a atmosfera são altos. Apesar de China e EUA, as duas maiores economias do mundo atual, liderarem o Ranking de emissões gases de efeito estufa, o acordo para achar um denominador comum entre as nações e equalizar a

questão da emissão de gases de efeito estufa na atmosfera parece distante de virar realidade [16].

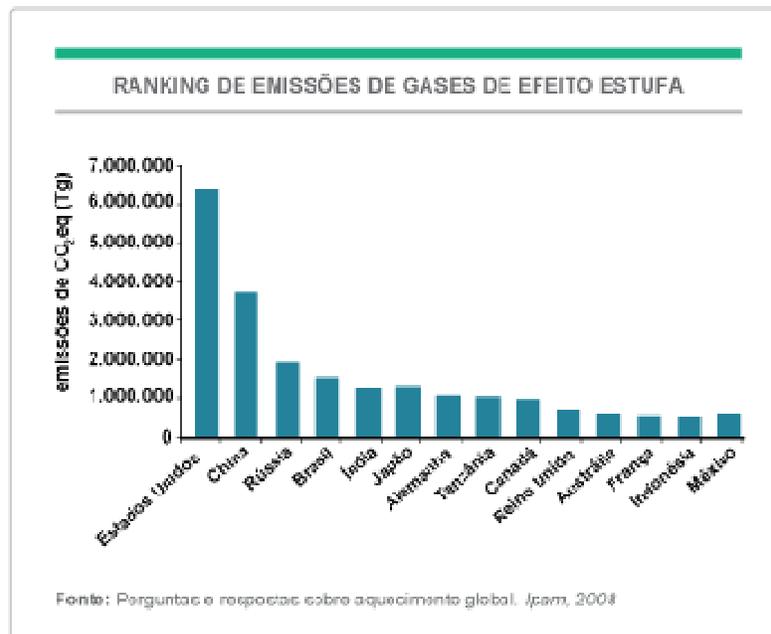


Figura 3.2- Ranking de emissões de gases de efeito estufa [16].

Estudos mostram que a maior parte do aquecimento global observado desde 1950 é causada por emissões de atividades humanas. A figura 3.3 mostra como a temperatura vem subindo em todo mundo (linhas pretas). Nos últimos cinquenta anos, se houvesse apenas alterações naturais (como aquelas observadas nas radiações solares e erupções de vulcões), haveria um ligeiro resfriamento ao invés de aquecimento (linhas sombreadas em azul). Quando se leva em consideração as atividades humanas (linhas sombreadas em rosa) as projeções climáticas encaixam-se com as elevações de temperatura registradas [17].

As emissões de gases de efeito estufa causam o aquecimento global. A maior fonte das emissões de gases de efeito estufa está no uso de combustíveis fósseis [17].

A figura 3.4 mostra visualmente como é a emissão de gases para a atmosfera. Esta é uma imagem que ilustra bem a necessidade de ações imediatas para uma vida onde possa existir a sustentabilidade dos recursos do planeta.

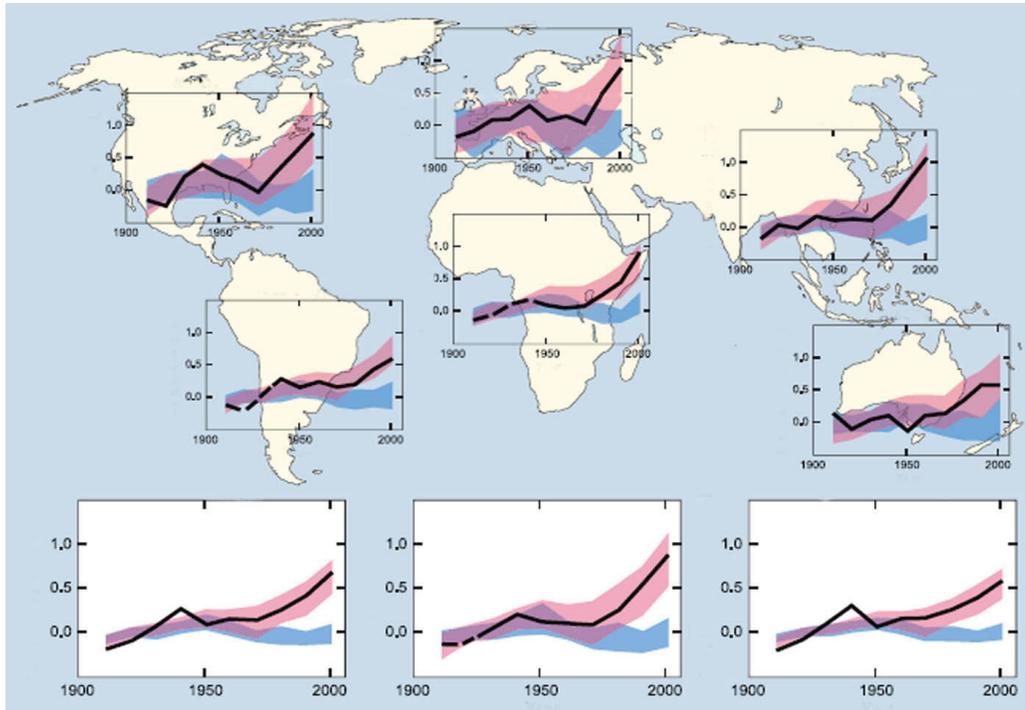


Figura 3.3 - Fotografia do aquecimento nos continentes^[17]



Figura 3.4 - Fotografia de emissão de gases na atmosfera^[18]

Dados levantados por especialistas europeus indicam que o setor siderúrgico responde por 4 a 5% das emissões mundiais de CO₂ e 3% dos de gases de efeito estufa (GEE)^[18].

O uso de lenha, oriunda de floresta nativa, para a produção de carvão vegetal, por qualquer processo, é prejudicial ao meio ambiente, pois ao produzir carvão com madeira de floresta nativa, aumenta-se a quantidade de gases na atmosfera e diminui o número de árvores na realização da fotossíntese, processo pelo qual as árvores capturam carbono da atmosfera e produzem oxigênio. Assim há um saldo negativo de carbono para o meio ambiente.

3.2. Combustíveis

3.2.1. Gás Natural

O Gás natural (GN) é um combustível fóssil encontrado na natureza geralmente em reservatórios profundos no subsolo associado ou não ao petróleo ^[19].

O gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos leves que a temperatura ambiente e pressão atmosférica, está no estado gasoso. É um gás inodoro e incolor e não tóxico e mais leve que o ar. O gás natural é uma fonte de energia limpa que pode ser usado nas indústrias, substituindo outros combustíveis mais poluentes como óleos combustíveis, lenha e carvão.

O gás natural apresenta algumas vantagens ambientais se comparada com outras fontes fósseis (como carvão mineral e derivados de petróleo) de energia ^[19]:

- Baixa presença de contaminantes;
- Combustão mais limpa, que melhora a qualidade do ar, pois substitui formas de energia poluidora como carvão, lenha e óleo combustível, contribuindo para a redução do desmatamento;
- Pequena exigência de tratamento de gases de combustão;
- Maior facilidade de manuseio e transporte o que contribui para a redução do trafego de caminhões que transportam outros tipos de combustíveis;
- Não requer estocagem, eliminando os riscos do armazenamento de combustíveis;
- Maior segurança, por ser mais leve que o ar, dissipa rapidamente pela atmosfera em caso de vazamento;
- Contribui para a diminuição da poluição urbana quando usado em veículos automotivos, uma vez que reduz a emissão de óxido de enxofre, de fuligem e de materiais particulados, todos os presentes no óleo diesel.

O gás natural pode ser classificado em duas categorias: associado (GA) e não-associado (GNA). O gás associado é aquele que, no reservatório, se encontra dissolvido no petróleo ou sob a forma de uma capa de gás. Neste caso, normalmente privilegia-se a produção inicial do óleo, utilizando-se o gás para manter a pressão do reservatório. O gás não-associado é aquele que está livre do óleo e da água no reservatório; sua concentração é predominante na camada rochosa, permitindo a produção basicamente de gás natural ^[19].

O gás natural produzido no Brasil é predominantemente de origem associada ao petróleo (73%) e se destina a outros mercados de consumo que não somente a geração de energia termelétrica. Além disso, uma vez produzido, o gás natural se distribui entre diversos setores de consumo, com fins energéticos e não-energéticos: utilizado como matéria-prima nas indústrias petroquímica (plásticos, tintas, fibras sintéticas e borracha) e de fertilizantes (uréia, amônia e seus derivados), comércio, serviços, domicílios etc., nos mais variados usos^[19].

Conforme a Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) há no país 81 usinas termelétricas a gás natural em operação, com uma capacidade instalada de 10,2GW. O mercado do gás natural está em grande expansão no Brasil. Até 2003, esse combustível participava com 5,6% da matriz energética nacional^[19].

A composição química do gás natural pode variar muito, dependendo dos fatores relativos ao reservatório, processo de produção, condicionamento, processamento e transporte. De maneira geral o gás natural apresenta teor de metano superior a 70% de sua composição, densidade menor que 1 e poder calorífico superior entre 33.486,81 a 41.858,52kJ/m³, dependendo dos teores de pesados (etano e propano principalmente) e inertes (nitrogênio e gás carbônico)^[20].

Dados da Agência nacional de petróleo e gás natural e biocombustíveis (Anp) de 2012, revelam que o Brasil possui aproximadamente 459 bilhões de metros cúbicos em reservas provadas^[20].

A utilização de gás natural para geração de eletricidade via usinas termelétricas, deve considerar o contexto em que se inserem essas usinas no Brasil. O sistema elétrico brasileiro é constituído de um parque gerador predominantemente hídrico, o que significa que sua operação está condicionada ao regime de chuvas. De uma forma geral, as usinas térmicas a gás funcionam em regime de complementação à geração hidrelétrica, o que significa que o consumo de gás natural para termelétricidade depende, portanto, dessas condições.

O Brasil produziu em média 68 milhões de m³/d em 2012 representando um aumento de 2,6% comparado com produção de 2011 e comparado à década de 2000, 32 milhões de m³/d, o dobro, o que representa apenas 4% (588 bilhões de m³/d), da produção de gás natural à Rússia em 2012^[19,20].

Segundo a Resenha energética preliminar, 2011 e o boletim mensal de energia de fevereiro de 2012, a figura 3.5 mostra a evolução da participação do gás natural na matriz energética brasileira na década de 2000 e 2011^[19].

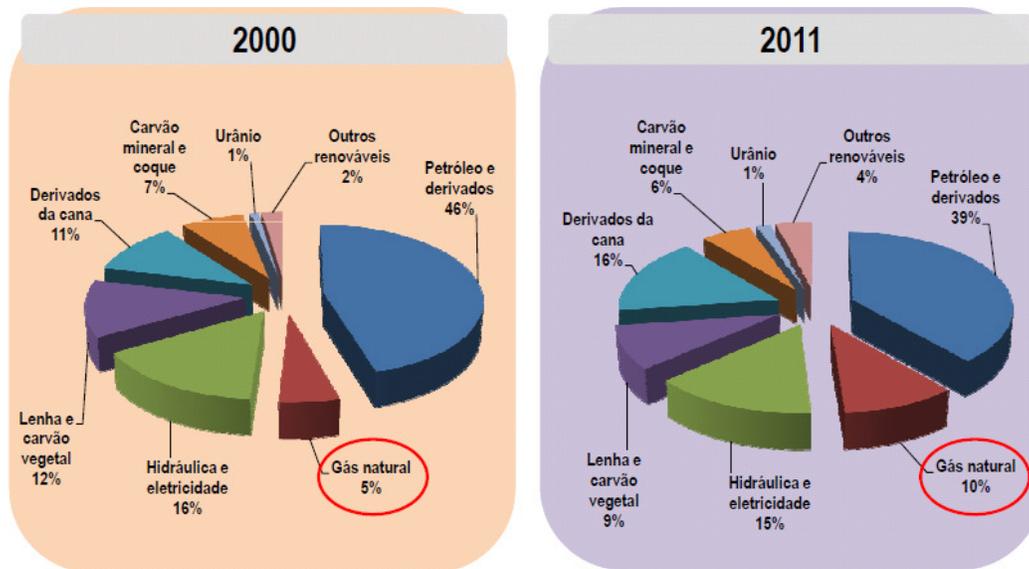


Figura 3.5- Participação do Gás natural na matriz energética brasileira ^[19].

Apesar de o gás natural possuir vantagens em relação a outros combustíveis fósseis, não pode deixar de lado que ele é um recurso não renovável e que suas reservas naturais terão fim.

A figura 3.6 mostra uma relação entre o valor da reserva brasileira de gás natural pelo consumo anual e com isso uma duração de duas décadas das reservas de gás natural ^[20].

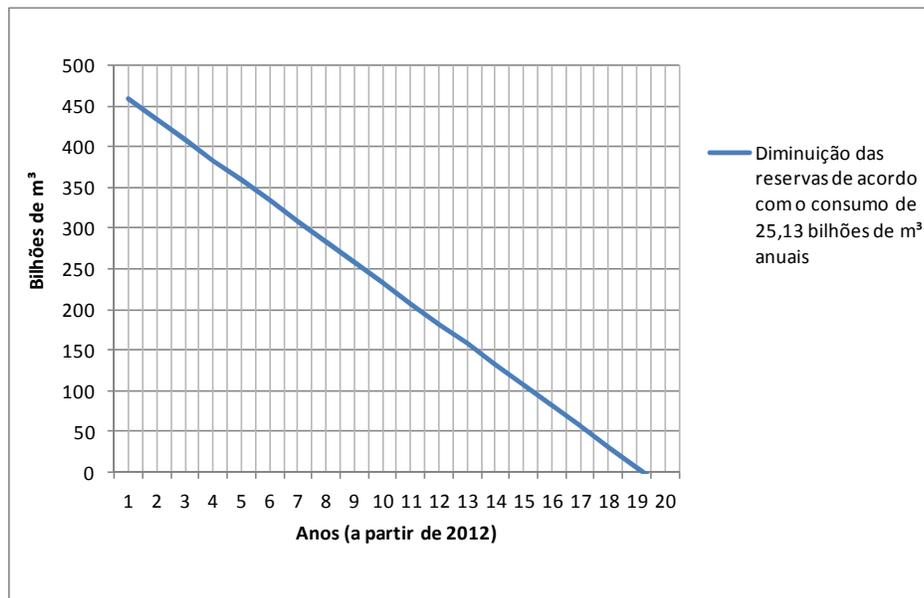


Figura 3. 6-Duração das reservas de gás natural brasileiro.

A COMGAS- Companhia de gás natural do estado de São Paulo comercializa gás natural canalizado, de acordo com a deliberação ARSESP n°379 de 28-11/2012, com PCS de 39.348,00kJ/m³ equivalente a 10,93kWh/m³ à temperatura de 20°C a pressão de 1atm (101,325kPa) com tarifas que são calculadas de acordo com o consumo mensal e o tipo de segmento, sendo que os valores já incluem o custo de transporte pela rede de distribuição (Anexo 1) ^[21]:

- Residencial (Anexo1);
- Cogeração: (R\$0,34/m³ pelo consumo próprio de até 50.000m³/mês mais R\$0,94/m³ pelo transporte, PIS/PASEP e COFINS;
- Industrial: (R\$1,88/m³ pelo consumo de até 50.000,00m³/mês já incluso tributos);
- Refrigeração (Anexo 1);

3.2.2. Bagaço de cana

De acordo com Vilela *et al.*,(2012) o bagaço de cana possui 86,4% de teor de material volátil, 6,4% de umidade, 4,4% de cinzas e 9,2% de carbono fixo ^[22].

O bagaço da cana de açúcar é um dos subprodutos da indústria da cana, assim como outros e é constituído de celulose, hemicelulose e lignina.

O Brasil é o maior produtor mundial de cana de açúcar e o segundo maior produtor de etanol do mundo ^[20]. No exercício social encerrado em 31 de dezembro de 2012, conforme dados da UNICA, o Brasil produziu 560 milhões de toneladas de cana de açúcar sendo que a região centro-sul foi responsável por 90% ^[23].

Segundo Filho *et al.*,(2011) a geração elétrica com a queima de bagaço de cana não é novidade no setor sucroalcooleiro. Esta tradição não é uma exclusividade brasileira e faz parte do processo industrial em todos os países que desenvolvem esta atividade. A grande novidade é a geração de excedentes exportáveis para o sistema elétrico nacional, que somente em tempos recentes está se transformando em negócio corrente ^[24].

De acordo com Filho *et al.*,(2011) o bagaço da cana é um resíduo sólido que remanesce da moagem da cana de açúcar nas usinas de açúcar e destilarias de álcool etílico no país. De um modo geral a proporção de bagaço de cana varia de 270 a 290kg de bagaço por tonelada de cana processada e densidade de 150kg/m³^[25]. Do total produzido nas unidades de produção 10% é destinado a alimentação animal, o restante 90% é queimado em caldeiras no próprio ambiente onde é produzido ^[24].

O estado de São Paulo é o estado brasileiro que lidera a exploração da atividade sucroalcooleira e processou 60,2% da safra nacional de cana de açúcar na temporada 2009-2010^[23] e na safra 2011-2012 54,4% ^[23].

Segundo dados da ANEEL e CONAB citados por Filho *et al.*,(2011), a figura 3.7 mostra a comparação da capacidade de geração de energia elétrica no Brasil em dezembro de 2010. Pela figura 3.7 verifica-se que a geração de energia elétrica via queima de bagaço de cana possui potencial equivalente à geração hidroelétrica de Itaipu (inclusive a produção da parte paraguaia) ^[24].

Pelos valores vistos na figura 3.7, 7431MW ou 55,7% corresponde à potência elétrica que poderia ser produzida se toda a quantidade de bagaço de cana produzida em 2012 (162,4 milhões de toneladas) fosse utilizada, ou seja, atualmente existe um passivo excedente de 90,4 milhões de toneladas de bagaço de cana.

TIPO DE EMPREENDIMENTO	TOTAL EM MEGAWATTS	PARTICIPAÇÃO NO TOTAL
Total da capacidade do país	106.569	100%
Potência Instalada de Itaipu*	14.000	13,1%
Potência instalada observada do setor sucroalcooleiro (O que é)	5.915	5,6%
Potência instalada simulada do setor sucroalcooleiro (o que poderia ser)	13.346	12,5%

Figura 3.7- Posição da capacidade instalada de geração de energia elétrica no Brasil, dezembro de 2009^[23].

Assim o conceito de usar biomassa está sendo não só muito pesquisado, como já implementado. Um exemplo é em Ribeirão Preto-SP, na PIE-RPTermoelétrica S/A, com capacidade de instalação de 27,8MW e consumo de média de 1300 toneladas de bagaço de cana por dia, com produção diária de energia elétrica de 20MWh com o investimento de trinta milhões de reais entre 2002 e 2004 e um valor de venda de energia elétrica de R\$130 por MW. Considerando os valores de venda de energia elétrica e de produção diária tem-se um valor bruto de R\$ 22.464.000,00 por ano sem custos diretos e indiretos ^[26].

3.2.3. Casca de café

Durante o cultivo do café, aproximadamente 2 milhões de toneladas de cascas de grãos foram produzidas no ano de 2006 no Brasil, já em 2012, 1,5 milhões de toneladas ^[27,28].

Este subproduto normalmente é usado para forrar os terrenos dos cafezais, restituindo parte dos fertilizantes retirados pela planta ou ficam sem utilização nas fazendas.

A casca de café tem um potencial energético que pode ser aproveitado como combustível em câmaras de combustão, como por exemplo, em caldeiras^[28].

Segundo Vale *et al.*,(2007) a casca do café, assim como outras biomassas, pode gerar eletricidade em termoelétricas, a partir da combustão em fornalhas, gerando energia na forma de calor, utilizado para a produção de vapor, que por sua vez é usado para a geração de energia elétrica no sistema de cogeração^[28].

A casca do café, figura 3.8, quando usada como combustível, tem inúmeras vantagens em relação aos combustíveis fósseis, primeiro porque é um combustível renovável e os compostos liberados na sua combustão são sequestrados pelos novos plantios, fechando o ciclo do carbono, não contribuindo para o efeito estufa; segundo é a possibilidade de agregar valor a um resíduo que geralmente é descartado, e com isso, gerar emprego, renda e desenvolvimento sociais nas regiões onde a cultura do café é praticada^[28].



Figura 3.8- Fotografia de Casca do Café^[29].

Segundo Suarez & Luengo (2003) citado por Vale (2007) a combustão de briquetes de casca de grãos de café, encontrou 78,5% de teores de material volátil, 2,4% de cinzas e 19,1% de carbono fixo; poder calorífico de 18.388,44kJ/kg, teor de umidade de 10%, densidade a granel de 196kg/m³^[28].

Segundo Kihel (1985) citado por Vale (2007) de 45 a 55% do grão maduro do café é resíduo, ou seja, uma tonelada de grão de café produz em média, 50% de grão limpo e 50% de casca e polpa^[28].

A casca seca de café tem um poder calorífico 16.662,95kJ/kg e pode ser utilizado como biocombustível não só para gerar calor em fornalhas, como também gerar energia elétrica em pequenas comunidades^[28].

O setor siderúrgico apresenta-se como um grande potencial para o uso de biomassas, como por exemplo, no aproveitamento da energia elétrica produzida via cogeração com queima de casca de café no acionamento do forno da aciaria elétrica e também com pré-aquecimento de sucata^[28].

A tecnologia de briquetagem pode ser empregada, no caso da casca de café para melhorar o desempenho da casca de café dentro da fornalha da caldeira além de facilitar no transporte^[28].

3.2.4. Capim- Elefante

Originário da África, o Capim-elefante, figura 3.9, apresenta grande variabilidade genética com características variáveis de rendimento, foto período (capacidade de reagir à duração da luminosidade diária que estão submetidos), perfilamento, relação colmo/folha e qualidade como forragem. A seleção de variedades de alto rendimento e qualidade tem sido o principal objetivo dos estudos com essa cultura^[30].

Por ser uma espécie de rápido crescimento e alta produção de biomassa vegetal, o capim elefante apresenta um alto potencial para uso como fonte alternativa de energia. Além disso, deve-se destacar que o capim elefante, por apresentar um sistema radicular bem desenvolvido, poderia contribuir de forma eficiente para aumentar o conteúdo de matéria orgânica no solo, ou o sequestro de C (carbono) no solo^[31,32].

O capim elefante é um alimento animal muito conhecido dos agricultores e pecuaristas brasileiros. A planta foi trazida da África para servir de pastagem e é utilizada principalmente na criação de gado leiteiro. Há mais de quinze anos pesquisadores da Embrapa e do IPT (Instituto de Pesquisas Tecnológicas) estudam a planta para descobrir novas aplicações^[32].



Figura 3.9- Fotografia do Capim-elefante paraíso 96 dias após o plantio^[33].

Segundo Vicente Mazzarella, pesquisador do IPT e autor de vários estudos sobre o potencial energético do capim-elefante, conseguiu quantificar sua superioridade. Cada hectare plantado com a gramínea gera, em média, 40 toneladas de biomassa seca que pode ser transformada em energia térmica com 446.440MJ/ha. Com o mesmo hectare plantado com cana-de-açúcar, obtêm-se entre 15 a 20 toneladas de biomassa (263.540MJ/ha). Já a mesma área plantada com eucalipto produz entre 10 a 15 toneladas de massa seca^[34].

Outra vantagem do capim-elefante em relação a outras biomassas, é que após seis meses do plantio, ele já está pronto para ser colhido e a retirada da planta pode ser feita até duas vezes por ano (892.888MJ/ha.ano). A cana-de-açúcar precisa de pelo menos um ano para a primeira colheita, enquanto que o eucalipto demora cerca de sete anos para comercialização^[34].

Segundo Fontoura *et al.*,(2011) os primeiros estudos sobre a utilização de capim-elefante como fonte energética datam de meados da década de 90, a princípio para o setor siderúrgico e posteriormente para a geração de energia elétrica. O interesse em capim-elefante se justifica pela sua grande produtividade e eficiência fotossintética. Essa produtividade pode ser verificada quando realizam-se algumas comparações com outras fontes energéticas consolidadas, como mostrado na tabela III.1^[35].

As diferenças dos valores de energia apresentados anteriormente devem ser relacionadas com as características próprias de cada biomassa, como a capacidade fotossintética, o teor de lignina, o teor de umidade, o teor de cinzas, o teor dos materiais voláteis, o teor de carbono fixo e a produtividade por área.

Segundo Mazzarella (2007) citado por Rocha, Souza e Damasceno (2009) o capim-elefante contém 80% de água e não seca no meio ambiente, como o capim *Brachiaria*. Se for

armazenado com algum teor de umidade pode ser ação de micro-organismos. Assim o capim-elefante deve ser cortado em pedaços e secado com alguma forma de energia^[34].

Tabela III. 1- Comparação de produtividade de energia por hectare^[35]

Combustível	Produção/ha(t/ha)	PCI/ha (MJ/ha)
Cana de açúcar ^[32]	15-20	263.540
Casca de café ^[27]	1,3	23.743
Casca de arroz ^[36]	7	99.154
Capim elefante ^[32]	40	446.440
Eucalipto ^[33]	10-15	291.465

Segundo a literatura consultada, a Emprapa Agrobiologia, conseguiu uma produção média com colmos de capim-elefante de 40t/ha/ano com teor carbono (C) correspondendo em 42% na base de massa seca^[36].

A queima direta de briquete de capim elefante em caldeira, devido à baixa umidade, faz com que a temperatura se eleve mais rapidamente do que a queima direta da madeira, ou de outros materiais agrícolas mal prensados, com maior aproveitamento energético do material. O poder calorífico do briquete de capim brachiaria e de capim elefante é basicamente o mesmo, e se encontra entre 17.161,99kJ/kg e 18.886,33kJ/kg, esta variação é devida a umidade^[36].

De acordo com Alves *et al.*,(2012) o capim-elefante possui 72,8% de teores de material volátil, 10,8% de umidade, 14,95% de cinzas e 12,25% de carbono fixo. Pelas suas próprias características físicas, o capim elefante é um material de baixa densidade a granel e varia entre 50-60kg/m³ que é três vezes menor do que outras biomassas como o bagaço de cana^[36].

As empresas brasileiras Sykué Bioenergy e Dedini assinaram, no dia 18 de julho de 2007, contrato para a instalação de uma usina termelétrica para gerar 30 MW, usando como combustível a biomassa do capim elefante. A maior parte das termelétricas movidas à biomassa (material orgânico cultivado) no Brasil usa bagaço da cana. Será a primeira Termelétrica a capim elefante no Brasil e no mundo. Atualmente a usina gera 210 mil MWh por ano, permitindo fornecer energia elétrica para uma cidade com 200 mil habitantes pelo mesmo período, gerando emprego para mais de 100 pessoas. Há ainda uma expectativa

de início de operações até 2014 de mais três unidades com investimento da ordem de R\$300 milhões e expectativa de faturamento de R\$400 milhões ^[37].

A usina da Sykué Bioenergia e Dedini utiliza com capim elefante na caldeira da seguinte forma: após a colheita mecanizada, o capim é secado, picado em folhas de pequenos pedaços para remoção de umidade. Na sequência o capim é levado por uma esteira até a caldeira. Caso o capim elefante precise ser armazenado, ele é condensado em pellets ou briquetes em formato cilíndrico com 0,3mm de diâmetro ^[37].

3.2.5. Casca de Arroz

Segundo Chungsangunsit (2004) citado por Rodrigues *et al.*, (2012), a casca de arroz representa 20% em peso do arroz. Desta forma, uma grande quantidade de casca, que descartada de maneira incorreta em um local, pode proporcionar dificuldades quanto à eliminação desses resíduos, emissão de metano. Muito adverso ambientalmente, a casca de arroz tem sido utilizada em locais de incubação de frango, como aditivo na indústria de cimento e como fertilizante. Mesmo assim, estas ações não são suficientes para reduzir significativamente o problema de descarte, sendo então proposta a alternativa de se utilizar a casca de arroz para produção de energia ^[38].

Conforme CONAB (2011) citado por Rodrigues *et al.*,(2012), a produção de arroz na safra 2010/2011 no Brasil foi de 12.831,40 mil toneladas, sendo o estado do Rio Grande do Sul o maior produtor, responsável por 64,35% da produção nacional, seguido por Santa Catarina (8,25%), Mato Grosso (5,36%) e Maranhão (4,42%). A produção prevista para a safra 2020/2021 é de 13,7 milhões de toneladas, o que aponta o grande potencial energético dessa biomassa ^[38].

Como a casca do arroz possui baixa densidade, 120kg/m³, mas o dobro do capim elefante, isto dificulta o transporte em longas distancias, além de gerar altos custos para transportá-lo. Esta realidade brasileira faz com que a casca do arroz seja atualmente um passivo ambiental, além de ser subutilizado pelos produtores brasileiros ^[38].

De acordo com Coelho *et al.*,(2002), citado por Rodrigues *et al.*,(2012), o poder calorífico inferior (PCI) da casca de arroz, figura 3.10, é de 14.164,92kJ/kg^[38].



Figura 3.10- Fotografia de Casca do Arroz^[39].

Uma alternativa para o aproveitamento da casca de arroz seria a briquetagem da casca in natura o que poderia dar uma destinação sustentável a esta biomassa e agregar valor ao próprio arroz produzido no Brasil^[40].

Segundo Nogueira *et al.*,(2007) a casca de arroz possui 63,6% de teores de material volátil, 9,3% de umidade, 20,6% de cinzas e 15,8% de carbono fixo^[41].

Foi inaugurada no município de São Borja-RS em 25 de maio de 2012, a maior planta de geração de energia a partir da casca de arroz do Brasil. A termoeletrica pertence a um fundo de investimento alemão MPC- Bionergie Brasilien GmbH & Co. KG e é operada pela Dalkia Brasil, subsidiária da Veolia Environnement e da Electricité de France (EDF)^[42].

O investimento foi de R\$65 milhões, a capacidade de geração é de 85 mil MWh ao ano, com consumo de cerca de 100 mil toneladas de casca ao ano, o suficiente para abastecer uma cidade com 80 mil habitantes no mesmo período. Inclui-se também no empreendimento 7km de linha de transmissão, uma subestação. Desde 2010, a planta opera com 100% de seu potencial. A estimativa é que, do total de energia gerado, 10% seja destinado à alimentação da usina e 90% seja comercializado à rede pública, sendo que o município de São Borja terá um aumento na arrecadação de ICMS de 4%^[42].

O payback é relação entre o investimento de capital pelo faturamento obtido com as vendas de energia elétrica, a um preço de R\$130 o MWh. Serão necessários 6,5 anos para o retorno do capital investido, o cálculo levou em consideração os dados de investimento e de capacidade de geração comercial da usina^[42].

Com relação à dedução no imposto de renda de indústrias fornecedoras de energia elétrica a partir de fontes renováveis, com capacidade instalada acima de 1MW, está previsto uma dedução de acordo com projeto de lei nº2562 de 2011 parágrafo 3. Esta dedução varia de

acordo com o porte da empresa, na faixa de 100 a 25% de dedução no valor do imposto de renda ^[43].

3.3. Briquetagem

A briquetagem, também chamada de adensamento ligno-celulósico, consiste da densificação dos resíduos a elevadas pressões (200MPa) o que provoca a elevação da temperatura na ordem de 100°C, promovendo a ‘plastificação’ da lignina, substância constituinte das biomassas, que atua como aglomerante natural das partículas da madeira, este fato justifica a ausência do uso de aglomerantes (resinas e ceras). Para garantir a realização da briquetagem de resíduos de biomassas, é necessário uma quantidade de água entre 8 a 15% e que o tamanho da partícula esteja entre 5 a 10mm, sendo que o diâmetro ideal para a queima em caldeiras é de 70 a 100mm com comprimento entre 250 a 400mm, outras dimensões (como 28 a 65 mm de diâmetro) são utilizadas em estufas, fogões, grelhas e churrasqueiras, sendo que 1 tonelada de briquete equivale a 7 m³ de lenha e uma área de 2m² contem 1 tonelada de briquete ^[44].

Os briquetes obtidos de biomassas, como madeiras, bagaço da cana e capim são produzidos através de secagem, trituração e prensagem da matéria-prima, tem sido uma oportunidade impar para a solução de problemas com combustível e ambiental ^[44].

O briquete é uma fonte concentrada e comprimida em formato cilíndrico, de material energético, distinguindo-se do pellet apenas pelas dimensões, pode substituir com eficácia o gás natural em fornos como: cerâmica, padarias, secadores industriais, indústrias de cimento entre outras como o setor siderúrgico. O briquete pode ser produzido a partir do aproveitamento de poda de árvores, de plantas como o capim elefante, de resíduos de colheita como cana de açúcar, café, milho e de resíduos de serrarias ^[45].

As briquetadeiras são os equipamentos movidos à energia elétrica responsável pela fabricação dos briquetes, sendo dois tipos principais no Brasil:

- Briquetadeiras tipo Prensa com pistão: realizam a compactação dos resíduos através de golpes de um pistão acionado por dois volantes de inércia;
- Briquetadeiras por extrusão: o resíduo, com umidade de 5%, é empurrado contra uma matriz com intenso atrito e pressão com uma temperatura de 250°C, promovendo uma fluidização e posteriormente com o resfriamento natural, uma solidificação produzindo um material compacto e resistente. ^[44].

A tabela III.2 mostra a comparação entre os parâmetros de produção e as características dos briquetes produzidos.

Tabela III.2- Comparação entre os tipos de briquetadeiras^[44].

Dados	Unidade	Tipos de Briquetadeiras	
		Prensa/Pistão	Extrusão
Densidade	kg/m ³	1000 a 1300	1200 a 1400
Consumo de energia elétrica	kWh/t	20 a 60	50 a 65
Produção	kg/h	200 a 1500	800 a 1250
PCI	MJ/kg	20,1	20,5
Teor de voláteis	%	81 base seca	85
Teor de cinzas	%	1,2 base seca	<1

Durante o processo de briquetagem são geradas mecanicamente pressões elevadas (200 MPa), que provocam o incremento térmico da ordem de 100 a 150°C. Esta temperatura se origina da plastificação da lignina, não sendo necessário a adição de produtos aglomerantes como resinas e ceras ^[46].

Para o processo de aglomeração é necessária a presença de uma quantidade de água entre 8% e 15% B.H. em que o tamanho máximo da partícula é da ordem de 5 a 10mm ^[46].

A briquetagem é uma tecnologia que permite agregar valores ao bagaço de cana, a casca de arroz, a casca de café e ao capim elefante, pois:

- Supera os problemas de logística de transporte da biomassa in natura. Onde o transporte de briquete é mais efetivo, pois comporta uma carga superior a da biomassa in natura, havendo uma relação custo-benefício positiva;
- Facilita o manuseio, o armazenamento e o transporte;
- Aumenta o poder calorífico do material, 2,5 vezes maior do que o da lenha, melhorando a energia de combustão;
- Ajuda o meio ambiente evitando o aumento do desmatamento de árvores.

Segundo Soares(2003) briquetagem é uma forma eficaz de aproveitar os resíduos de biomassas, entretanto, verifica-se que os briquetes ainda não são comercializados de forma estruturada^[47].

Segundo Felfli (2003) citando Bougeois (1994) e Doat J.(1995), briquetes de alta densidade são briquetes torreficados a temperatura entre 230 a 280°C , onde a hemicelulose é degradada preservando a lignina e a celulose, assim a biomassa é convertida em um produto com maior valor energético. Assim obtêm BAD's com PCS de 21.000 a 23.000kJ/kg, com umidade abaixo de 5% e carbono fixo entre 30 a 40%^[48].

Uma fábrica de briquetes de alta densidade (BAD), figura3.11 é composta de:

- Um picador de biomassa;
- Um silo secador;
- Um exaustor;
- Um sistema de transporte pneumático;
- Um prensa extrusora de parafuso sem-fim;
- Um Forno de torrefação;

A fábrica de briquetes citada anteriormente, possui uma capacidade de 500kg/h de briquetes torreficados, tendo um consumo de uma potência nominal de 103,13kW, com um investimento de R\$164.500,00 em equipamentos. Considerando que a fábrica trabalhe 8 horas por dia, durante 300 dias no ano, a produção será de 1200t de briquetes^[48].

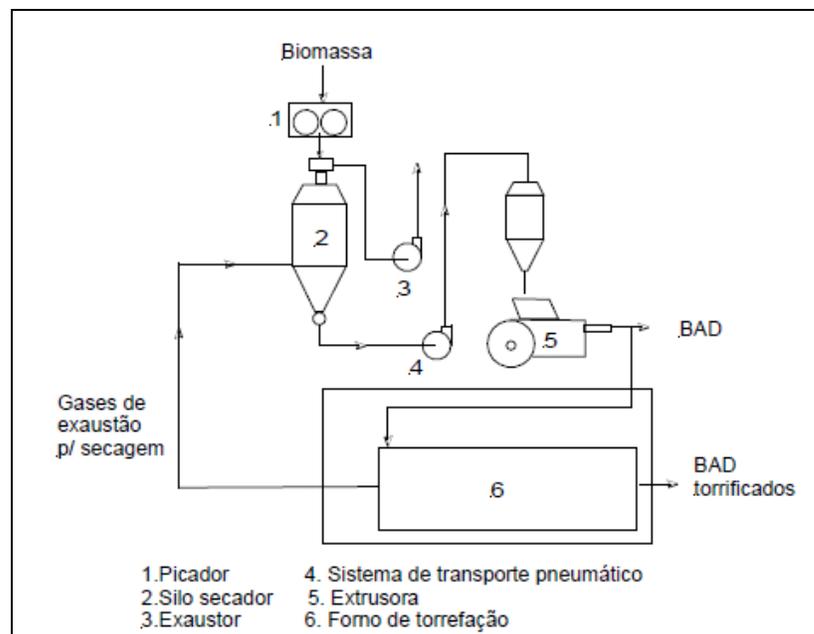


Figura 3.11- Fluxograma de uma fábrica de briquetes com sistema de torrefação^[48].

3.3.1. Custos de aplicação de briquetes

Segundo Felfli(2003) e Machado(2002) os principais custos envolvidos na fabricação de BAD são^[48]:

- Um galpão de 700m² com custo de locação de R\$780/mês;
- Um pré-investimento de viabilidade de R\$5.000,00;
- Despesas de manutenção R\$3.290,00 (2%) do investimento em equipamentos;
- Despesas administrativas 3.836,00(5%) das despesas comerciais;

Assim de acordo com dados de Felfli (2003) e Machado (2002) o custo de fabricação de briquete é de R\$119,71/t, sendo que anualmente tem-se os custos fixos (R\$66.926,00) e custos variáveis (R\$ 76.730,00)^[48]:

- Depreciação industrial (R\$18.595,00);
- Pró labore e mão de obra administrativa (R\$30.000,00);
- Honorários contábeis (R\$2.880,00);
- Amortização (R\$500,00);
- Aluguel do galpão (R\$9.360,00);
- Manutenção dos equipamentos (R\$3.290,00);
- Despesas administrativas (R\$2.301,00);
- Matéria prima (R\$19.200,00);
- Combustível (R\$960,00);
- Mão de obra industrial (R\$30.720,00);
- Energia elétrica (R\$14.850,00);
- Embalagem (R\$6.000,00);
- Despesas comerciais (R\$5.000,00);

Segundo Felfli(2003) o preço de venda de briquetes no Brasil, varia entre R\$180 a 220/t, sendo que os resíduos são comercializados entre R\$9 a 16/t em função da distância e com um custo com combustível de R\$0,8/t (5%) do custo dos resíduos^[48].

Assim, segundo dados de Felfli(2003) verificou-se que os custos com secagem estão em torno de (R\$1.230,00/mês) 19% dos custos anuais variáveis^[48].

Os custos envolvidos na aplicação dos briquetes das biomassas (bagaço de cana, casca de arroz, casca de café e capim elefante) como fonte energética vão desde a coleta da matéria prima, passando pelo transporte até a fábrica, a trituração, a secagem, a briquetagem e o

transporte dos briquetes até os consumidores, como é feito, desde dezembro de 2012, pelo projeto Caatingaviva apoiado pela Petrobras Ambiental ^[45].

Segundo Gentil (2008) citando Vinterback (2006) e Russel (2006) a Europa demanda 5 milhões de toneladas por ano de pellet e briquete com valor estimado de U\$700 milhões, sendo para a geração de energia e uso doméstico. A Suécia produz e consome 1,4 milhões de toneladas (28% da demanda), a Dinamarca 0,35 milhões e a Áustria 0,45 milhões. Já nos Estados Unidos a produção anual é de 0,68 milhões de toneladas oriundas de 60 usinas atendendo basicamente o mercado doméstico ^[49].

De acordo com Gentil (2008) o briquete é cotado mundialmente com preços variáveis entre U\$60/t a U\$400/t em função da qualidade do produto, taxa de câmbio, competitividade, distância vendedor-cliente, distância da matéria-prima e barreiras alfandegárias. Sendo que o preço médio FOB (*Free on Board*) dos descartes de madeira posto na serraria é U\$6/t com baixa densidade a granel (80 a 200 kg/m³), no entanto trabalhando com briquete transportado a maiores distâncias, o preço CIF (*Cost Insurance, Freight*) colocado no cliente final é U\$140/t^[49].

Existem normas definidas para trocas comerciais internacionais, estando relacionados com pagamento de frete no transporte, servindo para distinguir as responsabilidades entre comprador e fornecedor sobre os custos de frete, os custos e riscos com transporte.

As siglas FOB e CIF são abreviaturas das expressões inglesas *Free On Board* e *Cost Insurance Freight* e fazem parte dos termos internacionais de comércio, sendo:

- O frete tipo FOB: o comprador assume todos os riscos e custos com o transporte da mercadoria assim que a mercadoria é colocada no transporte, por conta e risco do fornecedor de colocar a mercadoria no transporte.
- O frete tipo CIF, o fornecedor assume todos os riscos e custos com a entrega da mercadoria, sendo que a responsabilidade do fornecedor termina com a entrega ao cliente ^[50].

Segundo Gentil (2008) citando Pereira (2006) no mercado brasileiro de briquete posto ao cliente até 150km distante da fábrica, o preço está entre R\$280/t a R\$360/t^[49].

De acordo com contato pessoal com Dr. Túlio Jardim Raad (Ecoconsultoria) em 02-04-2013, o preço pago para compra de carvão vegetal no Brasil é de R\$80/t a distâncias de até 400km, este valor será empregado para o cálculo da composição do preço dos briquetes das biomassas ^[51].

A tabela III.3 mostra uma comparação dos custos estimados, feita através da consulta ao mercado brasileiro, buscando o menor preço, para os briquetes de bagaço de cana, casca de arroz, casca de café e capim elefante entregues ao cliente, considerando na composição do custo, os custos diretos e indiretos de fabricação e o custo de transporte, sendo:

- Briquete de Bagaço de cana: R\$230,0/t mais frete ^[52].
- Briquete de Casca de arroz: R\$80,0/t mais frete de RO-SP (R\$230,0 a R\$300,00) por conta do cliente ^[53].
- Briquete de casca de café: R\$ 270/t mais frete de ES-SP ^[54].
- Briquete de Capim elefante: R\$ 40,28/t, sendo considerado uma área de 2.500,0ha com produtividade de 40t/ha^[55].

Neste trabalho foi calculado o preço de venda de briquete, sendo este a soma do custo de produção mais o custo de transporte, tendo um valor próximo a cotação CIF de U\$140/t citada anteriormente ^[49].

Tabela III.3- Composição do preço de briquete de biomassa^[56,57].

Combustíveis	Densidade do briquete [kg/m³]	Poder Calorífico[kJ/kg]	Custo de produção [R\$/kg]	Custo de transporte)[R\$/kg]	Preço de Venda[R\$/kg]	Fonte
Bagaço de cana	600	15.617,51	0,23	0,08	0,31	[52]
Casca de arroz	610	15.491,90	0,08	0,08	0,16	[53]
Casca de café	1300	18.388,44	0,27	0,08	0,35	[54]
Capim elefante	1300	19.260,20	0,04	0,08	0,12	[55]

3.4. Aciaria

O ferro-gusa é transformado em aço dentro da siderúrgica em um local chamado de Aciaria. A figura 3.12 mostra o fluxograma de uma usina siderúrgica integrada e semi-integrada, dentro da Aciaria, o ferro gusa é transformado em aço pela injeção de oxigênio puro sob pressão no banho de gusa líquido dentro do convertedor. Neste momento ocorre uma reação química de oxidação através da combinação de elementos de liga existentes, como o silício e o manganês com o oxigênio soprado, o que provoca uma grande elevação na temperatura atingindo aproximadamente 1600°C^[58,59].

No caso da rota semi-integrada, o ferro gusa e a sucata podem ser utilizados para a produção de aço. No caso do Brasil, há uma carência de sucata para atender a demanda, assim o ferro esponja aparece como uma alternativa para a produção de aço ^[58,59].

O aço produzido por ambos os processos, usina integrada e semi-integrada, passa ainda por ajustes na composição química no refino secundário, antes de seguir para o próximo processo, o lingotamento, e seguir para o processamento termomecânico de conformação plástica (Laminação, Trefilação ou extrusão) ^[58,59].

Dentro da aciaria, os processos de fabricação de aço são designados pelo tipo de forno e da natureza da escória ^[58,59]:

- Siemens-Martin: Utilizado somente em locais com gás natural e usinas antigas;
- LD: Utilizado predominantemente em usinas integradas;
- Elétrico: Sendo o forno a arco é mais utilizado do que o forno de indução;
- Escória (ácida ou básica): O carbono, manganês e silício podem ser removidos facilmente por escória ácida ou básica, mas o enxofre e o fósforo somente com a escória básica. Neste caso é empregado cal (CaO é o óxido básico mais comum). A grande maioria das aciarias usa escória básica ^[60].

A transformação do ferro-gusa em aço envolve:

- A diminuição dos teores de carbono, silício, fósforo, enxofre e nitrogênio a níveis baixos ^[60];
- A adição de sucata ou minério de ferro para ajustar a temperatura do aço bruto ^[60];

Dados da EPE- Empresa de Pesquisa Energética mostram de acordo com a figura 3.13 que o consumo energético total das rotas integrada e semi-integrada para a fabricação de uma tonelada de aço são 8,77 e 22GJ respectivamente ^[61]. Sendo que para a rota integrada o alto forno representa o maior consumo e para a rota semi-integrada o maior consumo é com energia elétrica. A figura 3.14 mostra os consumos detalhados de cada uma das rotas ^[61].

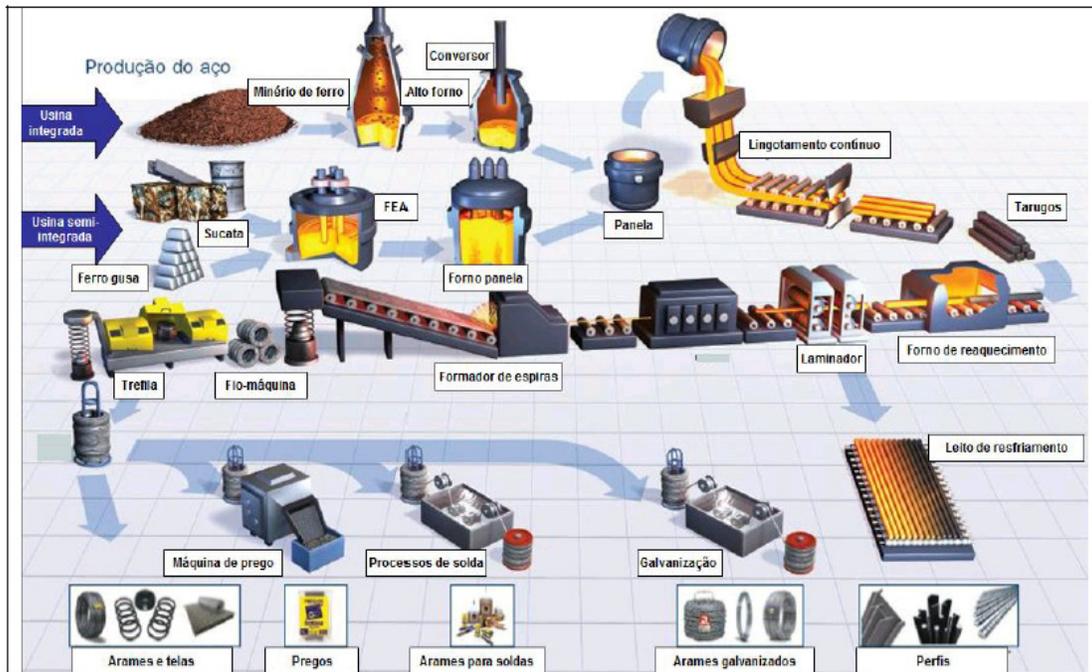


Figura 3.12- Fluxo de produção de aço via usina integrada e semi-integrada ^[59].

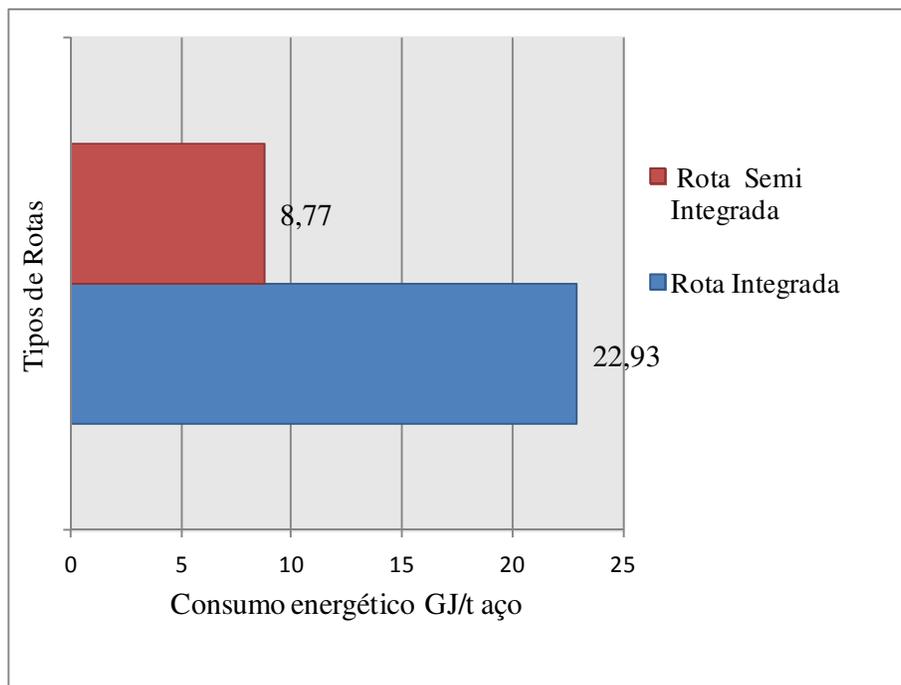


Figura 3.13- Consumo energético para a Rota integrada e semi-integrada ^[61].

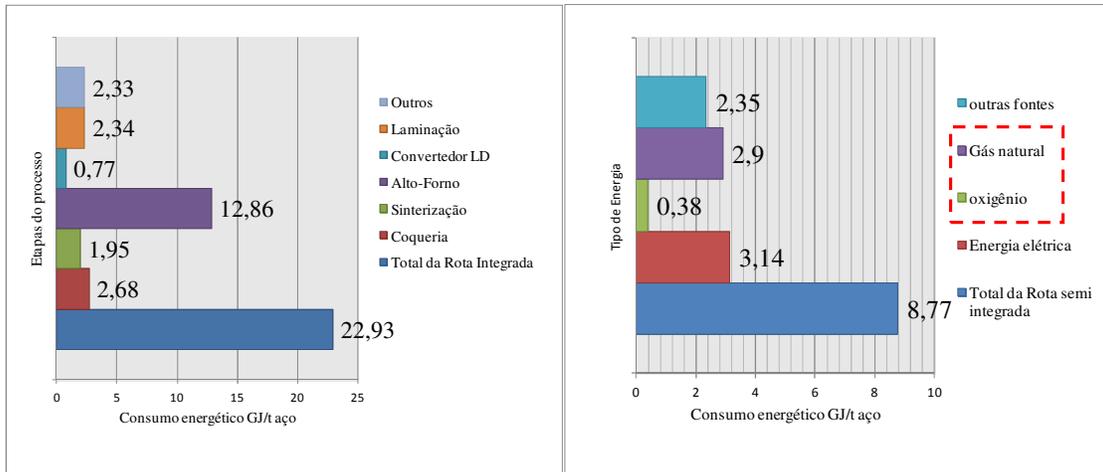


Figura 3.14- Consumo energético detalhado para a rota integrada e a rota semi integrada^[61].

3.4.1. Forno Bessemer

Até 1856, quando Henry Bessemer na Grã-Bretanha e William Kelly, nos Estados Unidos, quase simultaneamente, inventaram o processo de sopro pneumático (o aço era obtido apenas pela refusão de pequenas quantidades de sucata em fornos de cadinho ou pelo penoso processo de pudlagem em fornos de revérbero^[58]).

Neste processo, o oxigênio do ar combina-se com o ferro, formando FeO que, por sua vez, combina-se com o silício, o manganês e o carbono; portanto, estas impurezas são eliminadas, seja sob a forma de escória (SiO_2 , MnO), ou de gás (CO), que inflama-se na boca do convertedor^[58].

Foi o próprio Bessemer que inventou o processo de sopro de oxigênio puro, porém devido a dificuldades de obtenção de oxigênio puro, em quantidades industriais, não houve aplicações em escala industrial na época^[58].

Este tipo de forno já não mais utilizado atualmente.

3.4.2. Forno Siemens-Martin

O forno Siemens-Martin produz aço através de combustíveis como óleo e gás, ao invés de aquecimento elétrico. A principal diferença de funcionamento dos fornos Siemens-Martin para os conversores e fornos a arco ou indução usados em aciarias é que a oxidação das impurezas não se dá através do oxigênio injetado (ar ou oxigênio) no banho líquido e sim pela redução dos óxidos de ferro das sucatas sob alta temperatura que liberam oxigênio capaz de oxidar tais impurezas. As impurezas que resultam da reação química com os fundentes adicionados são eliminadas sob a forma convencional, como nos outros fornos,

através da formação de escória que pode ser retirada pela separação física por diferença de densidade ^[58].

O forno Siemens-Martin possui tempo de processo que varia de 6 a 8 horas muito superior a outros conversores como o Linz-Donawitz ou a fornos elétricos que é de 18 e 30 minutos, respectivamente. Além da necessidade de utilização de muita sucata ^[58,59].

Com o surgimento dos conversores Linz-Donawitz e a redução no preço da energia elétrica em relação ao aquecimento a óleo e gás, o forno Siemens-Martin deixou de ser vantajoso e foi gradativamente substituído por outros processos ^[58,59].

3.4.3. Conversor LD (Linz - Donawitz)

O processo LD faz parte da rota integrada de produção de aço descrita neste texto e tem como princípio a injeção de oxigênio pela parte superior do conversor.

O conversor tem a forma de um “barril” sendo basculado para carga ou vazamento, em torno de um eixo horizontal, acionado por conjunto de motores e redutores ^[58].

A injeção de oxigênio é feita por uma lança de três ou mais tubos concêntricos, de aço sem costura, terminando em um bocal de cobre eletrolítico. No tubo interno flui o oxigênio, o intermediário é para água de resfriamento e o externo é para retorno de água quente. A ponta da lança contém 3 a 5 dutos em forma de Venturi, para obter a velocidade supersônica do gás. Um sistema de talha elétrica, comandado da plataforma do conversor, suspende ou abaixa a lança. Dispositivo de segurança impede a sua queda, no caso de ruptura do cabo de sustentação, a vida útil de uma lança é de 200 a 500 corridas ^[59].

O tempo de sopro varia entre 17 a 18 minutos e o tempo total da corrida é de aproximadamente 35 minutos. O rendimento metálico em aço produzido, em relação aos materiais carregados, é da ordem de 90%. O consumo de oxigênio a 99,5% de pureza é, aproximadamente, de 57Nm³ por tonelada de aço ^[59].

O oxigênio empregado na injeção deve ter no mínimo 99,5% de pureza. Os restantes 0,2 a 0,3% consistem em: 0,2% de argônio e 0,005% máximo de nitrogênio ^[58,59].

A vazão de O₂ deve ser a velocidades supersônicas para penetrar na camada de escória e, também, para evitar o entupimento dos bocais da lança. É igualmente relevante para determinar a altura do bocal em relação ao banho, de importância para controlar o grau de oxidação da escória e de remoção do enxofre e do fósforo ^[58,59].

3.4.4. Forno Elétrico

O forno a arco e o forno a indução são os mais comuns para a fusão e refino de metal.

O forno a indução é mais usado em fundições devido à dificuldade deste tipo de forno em aquecer a escória, já o forno a arco é mais versátil para a produção de aço. Algumas das vantagens do forno a arco elétrico são ^[59]:

- Tem alta eficiência energética;
- Permite produzir praticamente qualquer tipo de aço, em função do controle do aquecimento independente das reações químicas;
- É extremamente versátil, no que tange a carga, podendo ser operado com 100% de carga sólida ou como a ArcelorMittal Lazaro Cardenas utilizou em 2012 2,0% de sucata, 98% de ferro-esponja ou DRI(Direct reduction iron) ^[62];
- Permite operação intermitente e mudanças rápidas na produção, em escalas desde dezenas até centenas de toneladas por corrida.

A Tabela III.4 foi feita a partir do anexo 8, que ilustra todas as características de fornos elétricos arco no mundo em 2012. Algumas destas características foram selecionadas, que são parâmetros operacionais, como o tempo de corrida (tap-to-tap), uso de queimadores oxí-combustíveis, diâmetro do eletrodo, composição da carga e potência elétrica ^[62].

Através destas informações percebe-se, por exemplo, que no Brasil e Canadá, a composição da carga metálica é de sucata e ferro alternativo (ferro-gusa ou ferro-esponja) diferente de outros países como Estados Unidos e Austrália, onde há uma predominância de sucata na carga metálica. Outra verificação é que o tempo de corrida está relacionado com a existência dos queimadores oxí-combustível como, por exemplo, usinas da Austrália, Canadá, México e Estados Unidos que possuem este sistema têm em média um tempo de corrida de 70 minutos, já as usinas de Argentina, Brasil e uma nos Estados Unidos que não possuem este sistema levam 200 minutos em média ^[62].

Tabela III. 4-Dados dos Fornos Elétricos no mundo em 2012^[62].

Companhia/Localização	Tempo de Corrida[minutos]	Equipado com Queimadores s oxí-combustível	Diâmetro nominal do eletrodo[m]	Composição da Carga[%]		Potência [kWh/ton³]	Consumíveis		Tipo(s) de aço produzido
				Sucata	Aço alternativo		Oxigênio[Nm³/ton³]	Gás natural [Nm³/ton³]	
Argentina									
Aceros Angeletti S.A Burzaco,Buenos Aires	180	Não	250	0	0	530	0	0	Aço inoxidável com ligas de alto e baixo teor
Australia									
ComSteel Newcastle	70	Sim	500	100	0	382	0	0	Liga de carbono
Brasil									
Aperam South América Timóteo, Minas Gerais	240	Não	350	56	44	517	0	Não	Aço inoxidável
Canadá									
Arcelor Mittal Contrecoeur Works Contrecoeur,Que	70	Sim	600	45	55	510	24	Não	Liga de baixo carbono Alumínio
Chile									
Gerdau AZA Colina, Santiago	50	Sim	500	90	10	390	38	6	Rebar
Colombia									
Gerdau Diaco Diaco,Cali	70	Sim	400	100	0	450	30	4	Rebar
Equador									
Andec Guayaquil	50	Sim	450	100	0	0	0	0	Rebar
México									
Arcelor Mittal Lazaro Cardenas Lázaro Cárdenas, Mich	77	Sim	700	2	98(DRI)	586	19	Não	Aço Carbono
Peru									
Corporación Aceros Arequipa Pisco	45	Sim	0	60	40	500	0	0	Rebar
Estados Unidos									
A.Finkl e Sons Chicago,III.	240	Sim	400	100	0	549	0	0	Aço carbono ligado
	270	Não	350	100	0	549	0	0	Aço carbono ligado
	58	Sim	350	100	0	446	30	5,8	Altas ligas

O consumo teórico de energia para aquecer e fundir 1t de Ferro desde 25°C até 1600°C é da ordem de 387kWh. No começo da década de 1960 empregavam-se fornos com potência de

300-400kVA/t. Ocorreu um grande desenvolvimento, visando otimizar a capacidade de fusão destes fornos, tendo-se atingido potências instaladas de 600-750kVA/t e até superiores a 1000kVA/t em fornos U.H.P. (Ultra High Power -ultra alta potência) . A figura 3.15 ilustra o avanço tecnológico ocorrido entre os anos de 1965 a 2005. Pela figura percebem-se avanços tecnológicos como a injeção de oxigênio, metalurgia da panela, painéis refrigerados, tecnologia de ultra-alta potência, escória espumante, forno panela, pré-aquecimento de sucata, pós-combustão e controle do sistema de exaustão. Com a utilização destas tecnologias houve, por exemplo ^[60]:

- Redução no consumo específico de energia elétrica: Passou de 630kWh/t(1965) para 300kWh/t(2005), que representou redução 52,3% ;
- Redução no tempo de corrida: Passou de 180 minutos (1965) para 30 minutos (2005) que representou redução de 83,3%;
- Redução no consumo específico de eletrodo: Passou de 6,5kg/t(1965) para 1kg/t(2005) que representou redução de 84,6%;

Até o ano de 2050, a aciaria a forno elétrico a arco passara dos atuais 29% de participação mundial na produção de aço para 50% ^[63].

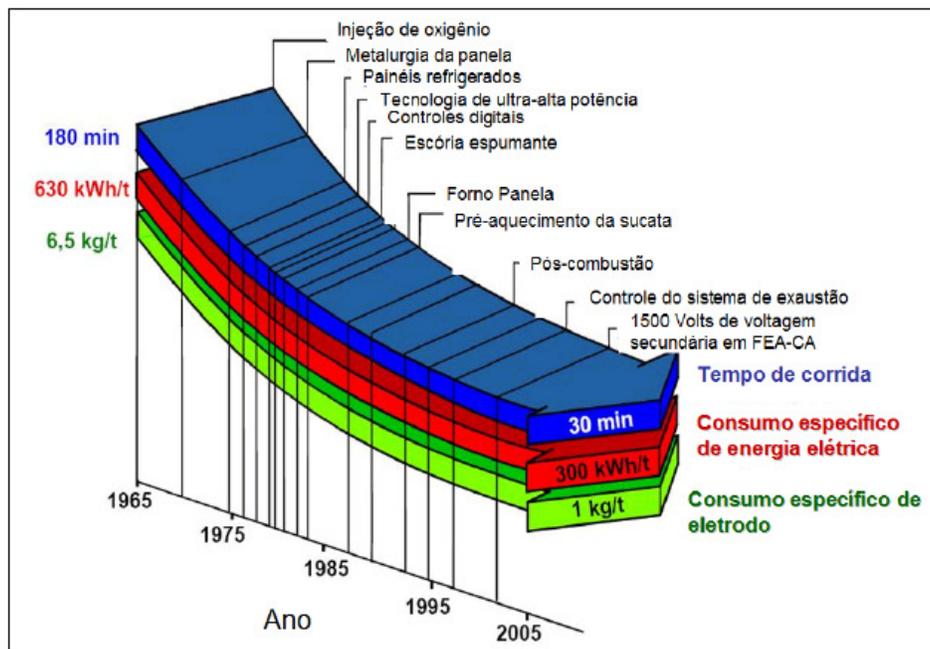


Figura 3.15-Evolução Tecnológica do FEA ^[59].

A figura 3.16 mostra a distribuição, no mundo, dos fornos elétricos a arco em funcionamento, onde está indicada a quantidade de fornos por país ^[62].

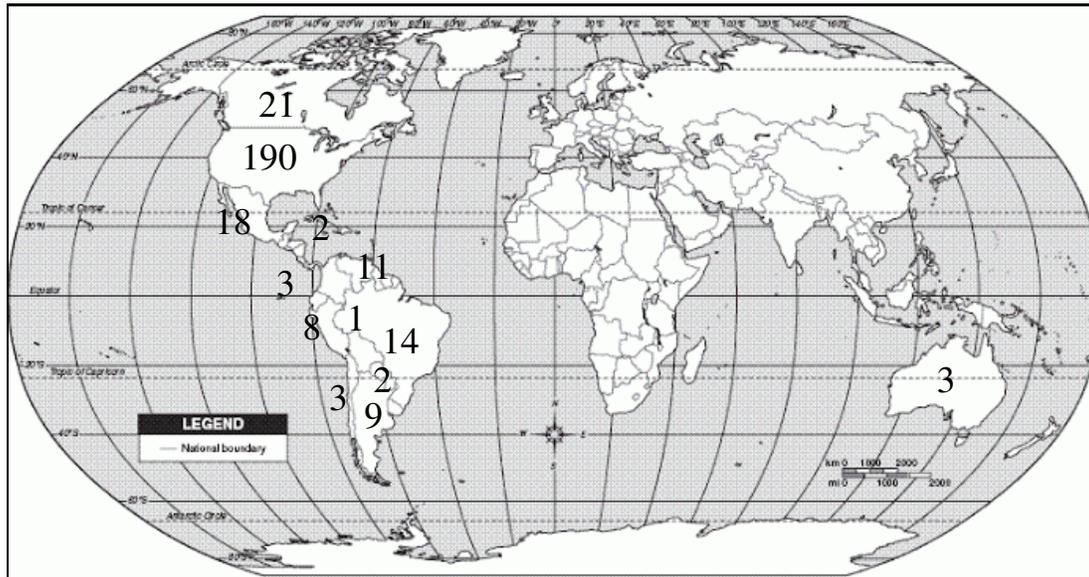


Figura 3.16- Distribuição dos fornos elétricos a arco no mundo em 2012^[62].

Está em desenvolvimento uma tecnologia para a injeção submersa de oxigênio no forno elétrico a arco, com foco na eficiência energética. A inovação proporcionará uma economia anual de 3,5 milhões euros em gastos com energia. A tecnologia foi desenvolvida pela SMS Siemag e que ainda não chegou ao Brasil, onde os fornos elétricos respondem por 23% do aço produzido (nos EUA é 60%, na China 10% e no mundo 30%), está sendo utilizada na Turquia e na China, informou Christian Frohling, gerente geral da empresa Eti Krom. A energia dos gases de exaustão do forno a arco submerso, com uma temperatura de aproximadamente 600°C, será convertida em vapor superaquecido e acionará uma turbina a vapor e será gerado 5MW de energia elétrica, o que corresponde a uma redução de 60 mil toneladas de CO₂ por ano ^[64].

De acordo com a figura 3.17, o percentual de energia elétrica em uma mini siderúrgica - 'mini-mills' responde por mais de 50% do total de energia consumida na produção de aço, seguido pelo consumo de energia com reação química de 12% ^[65].

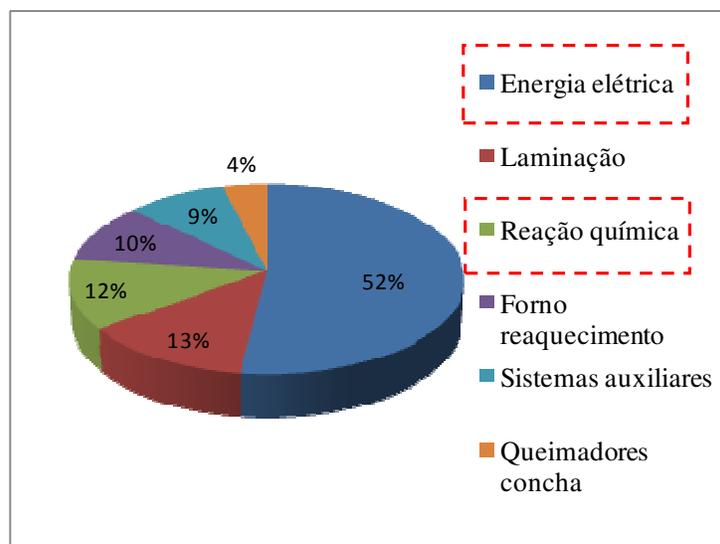


Figura 3.17- Consumo de energia em uma mini-siderurgica ^[65]

Uma alternativa para reduzir o consumo com a energia elétrica é o preaquecimento da sucata que pode ser feito por meio dos gases quentes a uma temperatura acima de 700°C retirados do forno FEA durante o processo de refino. Atualmente existem vários sistemas de preaquecimento de sucata como mostra a tabela III. 5. Com o preaquecimento surgem os benefícios ambientais como a diminuição de emissões atmosféricas de CO₂ além de aumentar a produção do forno e não utilizar sucata úmida ^[65].

Tabela III. 5- Comparação entre os tipos de fornos de Aciaria elétrica ^[65].

Características entre os tipos de Fornos	FEA Convencional	Consteel	Dedo eixo	EPC
Desliga	Cesta de sucata 12-14 min	Carregamento contínuo 6-8 min	Cesta de sucata/dedos 12-14min	Carregamento contínuo 6-8 min
Preaquecimento	Não	Baixa eficiência	Média eficiência	Muito eficiente
Energia conservada	400kWh/t	360kWh/t	335kWh/t	290kWh/t
Gas conservado	6Nm ³ /t	3Nm ³ /t	6Nm ³ /t	3Nm ³ /t
limitação de sucata	sim	sim	sim	não
Densidade da sucata	sim	sim	sim	não
Rendimento metálico	0	0,50%	1%	1%
Queimadores requeridos	sim	não	sim	não
Água de arrefecimento	paínes	Carro/tunel	Eixo/dedo	Não
Despoeiramento	100%	100%	70%	50%
Altura do prédio	Médio	Médio	alto	Médio
Vibração	100%	aprox menos 30%	aprox menos 30%	aprox menos 40%

Dentre as formas de se pré-aquecer a carga há a tecnologia Consteel®. Esse equipamento foca no carregamento contínuo da sucata aliado a seu pré-aquecimento, para conservar energia e aumentar a produção. Sua chave para operação está no controle da temperatura do banho, da taxa de alimentação e a composição da sucata. Uma das vantagens desse processo é que a sucata pré-aquecida é continuamente depositada em uma grande base o que permite o operador dar início ao forno com energia total, assumindo que a escória espumante já está atuando. Por causa disso, o transformador pode ser até 10% menor com uma produção, pelo menos, igual à de um FEA tradicional. A estabilidade do arco elétrico, o qual é coberto pela escória espumante, também reduz a vibração, barulho e os harmônios ^[65] que refere-se às distorções nas ondas não senoidais das cargas geradas pelo arco elétrico ^[66].

As tecnologias Finger Shaft, da Siemens VAI e JP Plantech, também garantem o pré-aquecimento por meio de uma conexão direta do forno com a sucata. Nessas tecnologias, a sucata é continuamente alimentada no braço de pré-aquecimento e está em constante contato com o aço fundido na câmara de fusão ^[65].

Há ainda outro mecanismo de pré-aquecimento o Environmental Preheating and Continuous Charging System, EPC® System. Essa tecnologia se assemelha às anteriores, entretanto seu alimentador telescópico garante um carregamento e pré-aquecimento contínuo por meio de um sistema totalmente fechado. Isso garante melhor desempenho no aquecimento da sucata pelo gás quente do FEA e melhor controle dos finos por ser um sistema hermeticamente fechado ^[65].

Todos os processos descritos acima, com suas vantagens e desvantagens, possuem o mesmo fundamento. Seguindo as mais recentes normas ambientais, o pré-aquecimento da sucata colabora na redução de energia, aumenta a produtividade e, baseado na redução da energia elétrica, reduz a emissão dos gases de efeito estufa ^[65].

De acordo com publicação do ERPI, Instituto de pesquisa de energia elétrica citado por Knut *et al.*(2013) um balanço energético típico de um FEA aponta que de 60 a 65% de entrada de energia é energia elétrica e de 30 a 45% são de energia química. O aço líquido corresponde a 53% de energia das saídas, seguido por 20% de gases, 17% de perdas de resfriamento e 10% de escória ^[65].

Segundo Knut *et al.*(2013) os 20% da energia de saída do balanço, representados pelos gases correspondem em torno de 130kWh/t de aço produzido^[48]. Se o consumo for de 387kWh/t tem-se um consumo de 77,4kWh/t. Assim, se usar esta energia para o preaquecimento de sucata recupera-se parte da energia elétrica consumida no processo ^[48].

Segundo Knut *et al.*(2013) há outras vantagens que surgem com o preaquecimento da sucata, como o aumento da produção, redução do consumo de eletrodos, redução do consumo de refratários e a remoção de misturas da sucata^[65].

A tabela III.6 abaixo mostra a energia em kWh/t contida na sucata preaquecida por tonelada de aço líquido ^[65].

Tabela III.6- Conteúdo de energia na sucata preaquecida ^[65].

Temperatura da Sucata	Conteúdo de energia
300°F(150°C)	22kWh/t
500°F(260°C)	40kWh/t
700°F(370°C)	57kWh/t
1000°F(540°C)	80kWh/t

A figura 3.18 mostra um esquema de preaquecimento de sucata em um ‘cestão’.

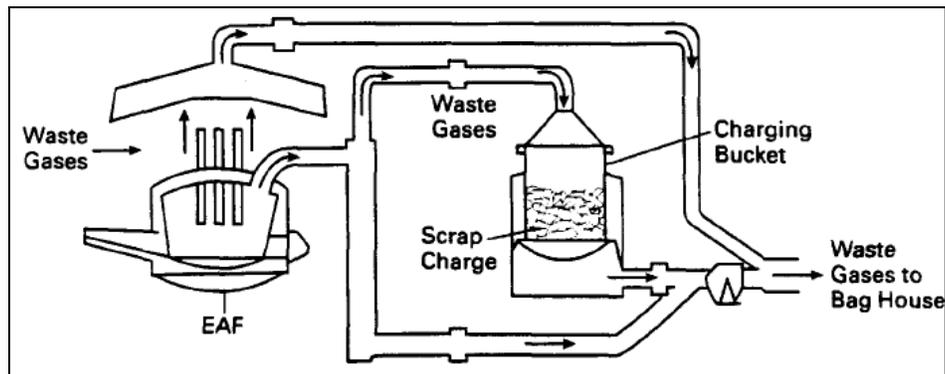


Figura 3.18- Diagrama de preaquecimento de sucata ^[65]

A figura 3.19 mostra os principais equipamentos presentes em uma Aciaria elétrica.

A Figura 3.20 mostra as etapas de carregamento de sucata e gusa pelo cestão (a); fusão de carga pela energia fóssil, elétrica e reações exotérmicas de oxidação(b); injeção de oxigênio para a descarbonização e formação de escória(c); injeção combinada de carbono e oxigênio para a formação de escória espumante e cobrir o arco elétrico, aumentando a eficiência energética, a proteção aos refratários(d); remoção de escória para evitar reversão de fósforo (e); elevação de temperatura de 1620 a 1680°C para ser vazada a panela (f) ^[59].

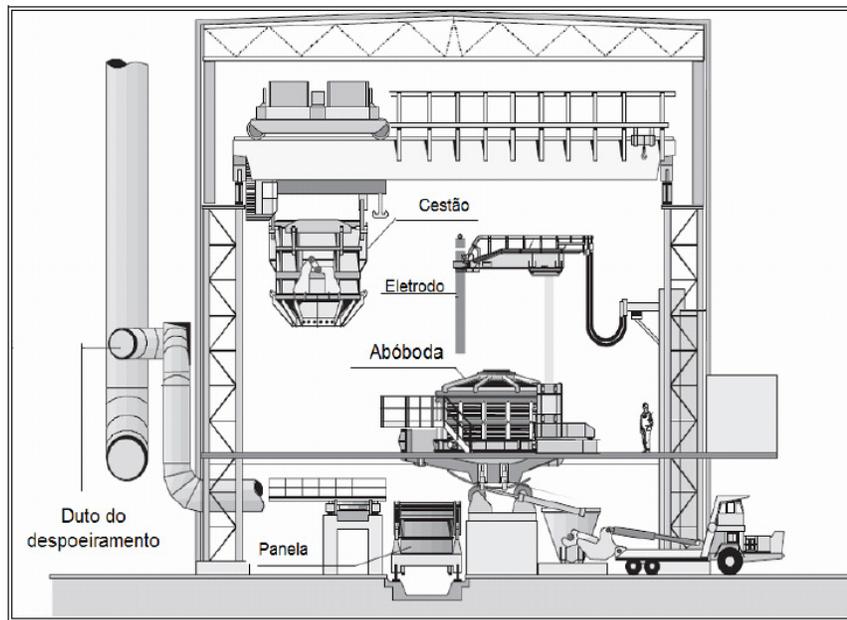


Figura 3.19 - Instalações de uma Aciaria elétrica típica com FEA e seus principais equipamentos auxiliares: Cestão, Pote de escória, Panela, Ponte Rolante e sistema de despoiramento ^[59].

Apesar das várias vantagens da utilização do forno a arco, algumas ressalvas devem levadas em consideração, quanto maior a potência ^[60]:

- Mais rápida será a fusão;
- A radiação produzida pela alta energia acelera o desgaste dos refratários;
- As elevadas correntes aceleram a oxidação dos eletrodos;

Todos estes fatores juntos diminuem a vida útil do forno e aumentam os custos de produção. A Aciaria elétrica consome na faixa de 20 a 200MW, um forno que produz 100t de aço por corrida e consome em média 50MW. A título de comparação, uma usina como a Angra I gera 630MW ^[60].

A carga de um forno a arco é composta de sucata e ferro-ligas, nas usinas não-integradas. Gusa sólido também é um importante componente da carga, pois agrega C à carga, tem baixo nível de residuais (Cu,Zn,S, etc) diluindo as impurezas na sucata e tem alta densidade aparente ^[60].

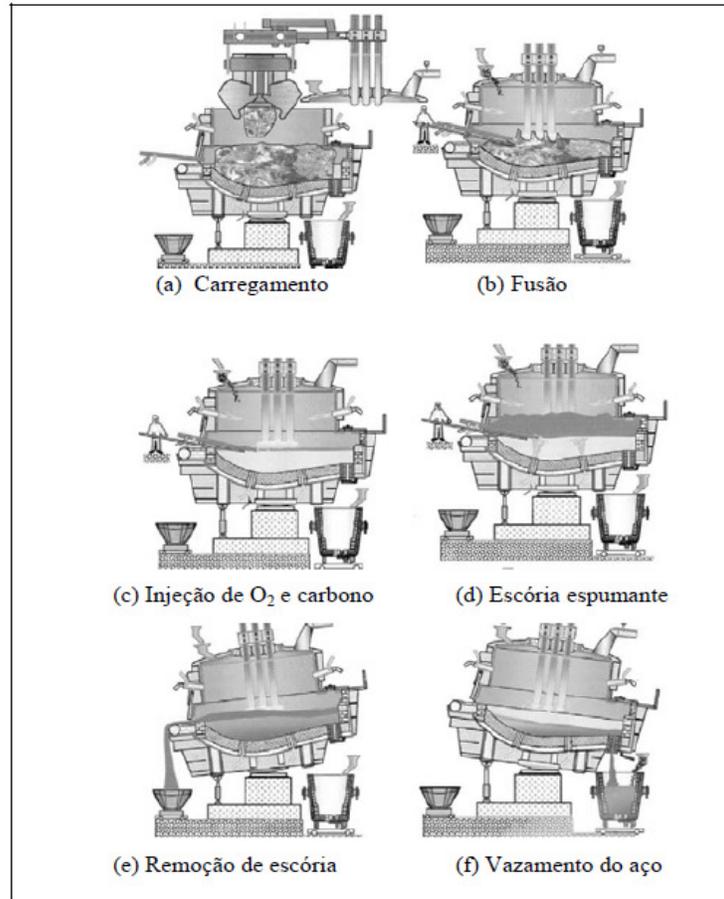


Figura 3.20 - Etapas de fusão e refino primário no FEA ^[59].

No início da operação do forno, os eletrodos estão próximos à carga e o arco é curto. À medida que os eletrodos penetram na carga, a energia irradiada é absorvida pela sucata em volta dos eletrodos ^[60].

Alem de sucatas, são usadas também ferro-ligas e metais puros, como o Níquel, Molibdênio, Cromo e Vanádio para compor a carga desejada ^[60].

Outra opção é o uso de ferro-esponja, pois tem baixos teores de elementos residuais, composição química uniforme e pode ser manuseado e estocado facilmente ^[60].

Segundo Kempka *et al.*(2008) o ferro-esponja é produzido por redução direta a partir de uma carga metálica constituída de pelotas ou granulados e não há a passagem pelo estado líquido como acontece no Alto-forno. Neste reator o minério de ferro é reduzido a ferro metálico passando pelo estado líquido, isto permite a remoção de impurezas obtendo o ferro-gusa. Já pela redução direta o ferro-esponja está no estado sólido e retém toda a impureza contida originalmente no minério o que prejudica o seu desempenho na aciaria

sendo que a redução no rendimento metálico e o aumento no consumo de energia elétrica as desvantagens da sua utilização intensiva^[67].

De acordo com Kempka *et al.*(2008) o ferro contido na sucata e o ferro-gusa estão sob a forma metálica e o ferro-esponja possui menor quantidade de ferro total e também apresenta óxidos de ferro remanescentes em sua estrutura, de 6 a 8% . A presença de óxido de ferro implica em um maior consumo de energia e aumento de tempo para a fabricação^[67].

De acordo com Kempka *et al.*(2008) outro parâmetro de qualidade é a quantidade de carbono que o processo de redução direta fornece ao ferro-esponja. Este carbono é fundamental para as aciarias, pois atua como carburante permitindo a adição de oxigênio. Isto promove maior rapidez de fusão da carga através da geração de energia química pela reação entre esses dois elementos. O carbono depositado reage com os próprios óxidos de ferro contidos no ferro-esponja e esta reação ocorre no forno elétrico, que além de reduzir a quantidade de carbono disponível, aumenta o consumo de energia elétrica^[67].

O desempenho de um forno FEA é diretamente proporcional à metalização, que é a razão entre o ferro metálico (Fe^0) e o ferro total contido no ferro-esponja (Fe_{total}), sendo que o ferro total é a soma em massa do ferro metálico (Fe^0), ferro bivalente (Fe^{+2}) e ferro trivalente (Fe^{+3})^[66, 68, 69].

A quantidade de carbono no ferro-esponja é outro parâmetro importante. Quando há baixas quantidades de carbono no ferro-esponja, parte do ferro reage com o oxigênio injetado perdendo ferro para a escória^[66]. Quanto mais carbono houver no ferro-esponja maior será a quantidade oxigênio injetada pela lança, isso implica em aumentar a energia química para fusão e em redução do consumo de energia elétrica e do tempo de fabricação^[66].

O processo segue com a fusão da carga e na sequência é feita a adição de escória espumante, que estabiliza o arco elétrico e garante maior absorção de energia radiante no arco^[60].

A escória espumante é obtida pela injeção de oxigênio no aço líquido de acordo com a equação (3.1) e a equação (3.2)^[67]:



Onde o gás (CO) produzido é um componente crítico para a obtenção de escória espumante, controlado por propriedades físicas como a tensão superficial, a viscosidade e densidade, que variam de acordo com o tipo de escória^[67].

Com a redução da tensão superficial e da viscosidade efetiva da escória é possível reter mais CO no interior da escória. Porém a presença de partículas de CaO e MgO são decisivas para determinar a capacidade de espumação da escória^[68,69].

A injeção de oxigênio e oxi-combustível são feitos pelo uso de lanças auxiliares (de oxigênio e oxi-combustível) que tem a função de acelerar a fusão como pode ser visto pela figura 3.21 ^[66].

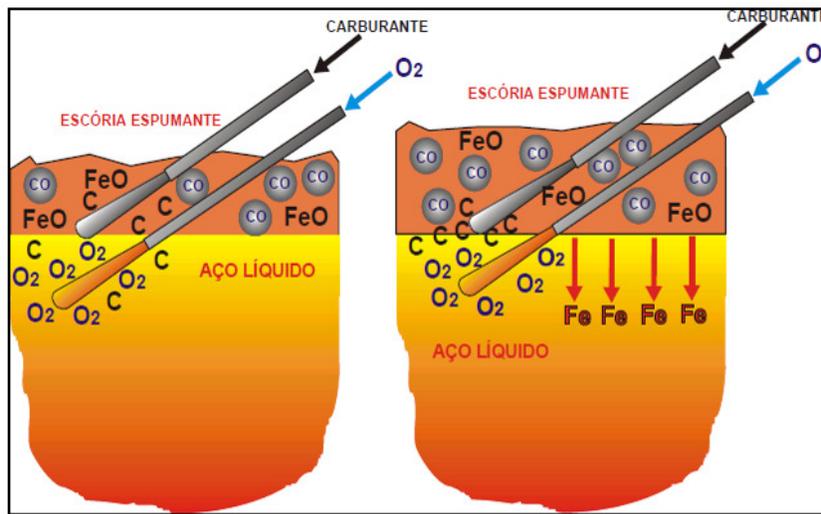


Figura 3.21- Posicionamento das lanças de oxigênio e oxi-combustível em um FEA ^[60].

As principais reações de refino ocorrem durante a fusão. O refino começa com a carga totalmente fundida, quando o oxigênio começa a ser injetado. Neste tipo de operação são necessários 8Nm³ de oxigênio/t de aço. A injeção inicia antes do final da fusão completa da carga ^[60].

A energia das reações de oxidação, tabela III.7, contribui em torno de 30 a 40% no balanço térmico de um forno elétrico ^[60].

Tabela III. 7- Energia teórica disponível nas reações de oxidação de Fe e C^[60].

$Fe + 1/2O_2 = FeO$	6,0kWh/Nm ³ de O ₂
$C + 1/2O_2 = CO$	2,8kWh/Nm ³ de O ₂

Segundo Kempka *et al.*(2008) o preaquecimento do ferro-esponja acima de 900°C por 60 minutos é uma boa relação entre o tempo e a temperatura para obter rendimento acima de 98% de metalização^[67].

Segundo Kempka *et al.*(2008) o preaquecimento do ferro-esponja poderia ser feito através da queimas dos gases de exaustão do forno FEA, pela queima do CO gerado pela própria redução do ferro-esponja e pela energia da queima de um combustível como o Gás Natural ou outra fonte energética (como biomassas) ^[67].

Resultados obtidos por Kempka *et al.*(2008) mostram que com uma energia de 15,3MWh/corrida referente a energia dos gases de exaustão é a energia necessária para aquecer a carga de ferro-esponja para a produção de uma corrida de 105t ^[67].

De acordo com Torres (2003) citado por Kempka *et al.*(2008) cada acréscimo de 1% na metalização do ferro-esponja implica em redução de 10,4kWh/t aço de energia elétrica ^[67].

De acordo com Silva *et al.*,(2006), além do uso de grandes quantidades de oxigênio, queimadores oxi-combustível são também empregados nestes fornos, por dois motivos principais. Na direção radial de cada eletrodo no forno elétrico há um chamado “ponto quente” onde ocorre maior radiação e aquecimento. No espaço intermediário entre cada dois eletrodos há uma região chamada “pontos frios”. Queimadores instalados nestas regiões, como mostra a Figura 3.22 uniformizam a distribuição de energia no forno e promovem a pós-combustão do gás CO gerado, aproveitando a energia da reação $CO + \frac{1}{2} O_2 = CO_2$. Isto resulta em fusão mais rápida, diminui o consumo de energia elétrica, eletrodos e refratários como mostra a Figura 3.23 ^[60].

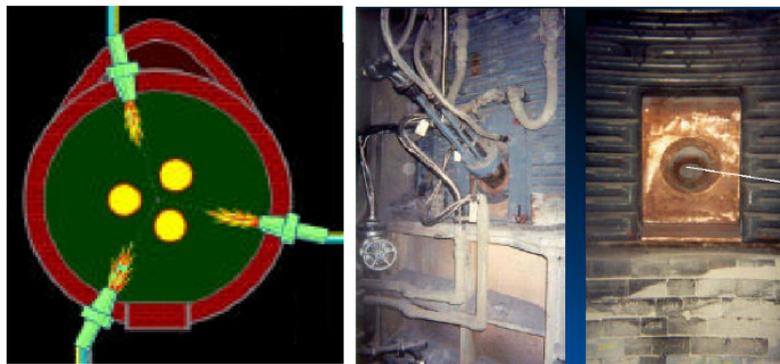


Figura 3.22- Fotografia da disposição dos queimadores ‘oxi-combustível’ no forno FEA. À direita, vista externa e interna do forno, na região dos queimadores ^[60].

Segundo Born e Granderath *et al.*(2012) a recuperação dos gases produzidos no FEA podem ser empregados para diminuir os custos operacionais, aumentar a vida útil do forno, melhorar a qualidade do aço, reduzir do consumo de energia elétrica e química durante a

produção do aço além de poder ser vendido para outras empresas que utilizam vapor nas suas operações^[70].

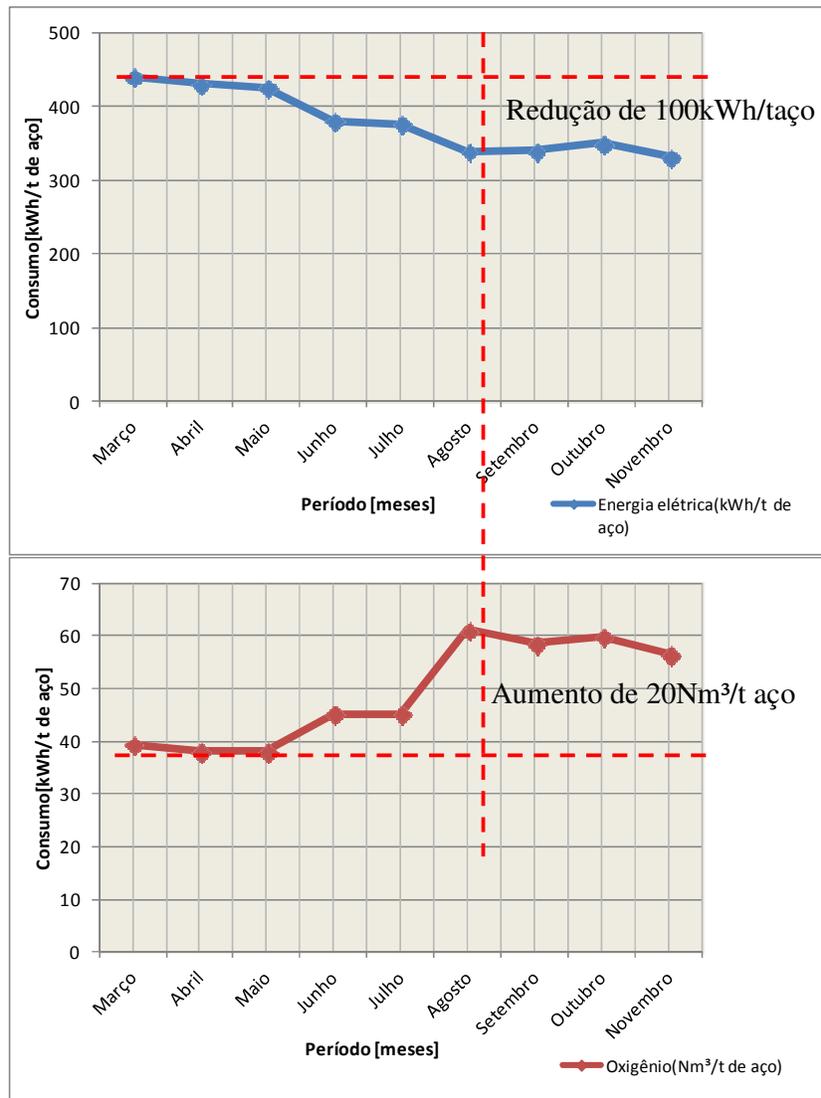


Figura 3.23- Resultados obtidos com injeção de oxigênio em FEA em 2002^[60].

De acordo com Born e Granderath *et al.*(2012) a produção de vapor a partir da recuperação dos gases representa, em uma planta siderúrgica, oportunidade de ganhos adicionais de capital e contribui com o meio ambiente com o chamado certificado branco, que é um documento que atesta que foi alcançado uma economia de energia pela redução de consumo de energia. Estes certificados podem ser negociados com outros participantes do mercado que não atingiram as metas de redução de consumo^[70].

A figura 3.24 representa o esquema proposto por Born e Granderath, produzido pela empresa italiana Tenova para produzir vapor a partir do gás recuperado do forno FEA a temperatura de 600°C.

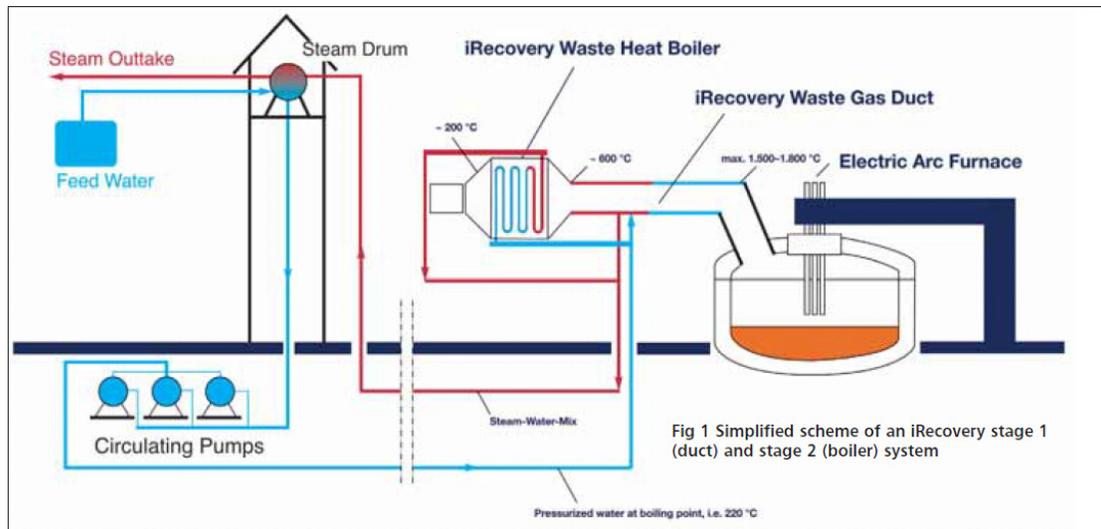


Figura 3.24- Esquema simplificado do sistema de recuperação de gases da Tenova ^[70].

A tabela III. 8 mostra o balanço energético para uma planta de aço inoxidável com produção de 150 toneladas por hora quando é praticada a recuperação de gás e a produção de vapor por meio do sistema da Tenova ^[70].

Segundo ASSIS *et al.*(2011) a preocupação com a recuperação dos gases gerados em um FEA tem aplicação direta no mecanismo de desenvolvimento limpo (MDL) como foi descrito anteriormente ^[9].

Tabela III. 8- Balanço energético de uma siderurgia a forno a arco de aço inoxidável.

Balanço energético de uma siderurgia com produção de 150t/h de aço inoxidável	Entradas	kWh/t	% da energia total
Entrada de energia	Energia elétrica	400	55,4
	Energia química-queimadores	80	11,1
	Energia química-oxidação	220	30,5
	Óleo +hidrocarbonos	22	3,1
	Total de entrada de energia	722	100
Saída de energia	Aço	388	53,7
	Escória	46	6,4
	Calor sensível dos gases	112	15,5
	Energia química dos gases	122	16,9
	água fria	54	7,5
	Total de saída de energia	722	100

3.5. Fundamentações teóricas sobre termodinâmica

A Termodinâmica tem um papel vital na análise, desenvolvimento e projeto de todos os sistemas geradores de potência. Um exemplo é uma central Termoelétrica a vapor, cujo objetivo é a geração de eletricidade ^[71].

A Termodinâmica é a ciência que trata do calor e do trabalho, e daquelas propriedades das substâncias relacionadas ao calor e ao trabalho ^[71]. A Termodinâmica utiliza ferramentas experimentais por meio de leis: primeira, segunda e terceira leis da termodinâmica. Além destas, a lei zero que no desenvolvimento da Termodinâmica como uma ciência, precede a primeira lei ^[71].

A aplicação das leis da termodinâmica se dá em um sistema termodinâmico, definido como uma quantidade de matéria de massa e identidades fixas, sobre a qual a análise técnica é feita. Tudo externo ao sistema é chamado de vizinhança ou meio e o sistema é separado da vizinhança pelas fronteiras do sistema, que podem ser moveis ou fixas, também chamada de volume de controle ^[71].

Segundo SOUZA *et al.*,(2010) a termodinâmica está intimamente ligada à engenharia e conseqüentemente aos processos industriais quando as necessidades de melhoria no desempenho de projetos, resultando em aumento de produção, redução do consumo de recursos naturais e/ou escassos, redução de custos ou menor impacto ambiental. Por tanto seus conceitos são ferramentas imprescindíveis às questões de sustentabilidade, manutenção e qualidade de vida terrestre ^[72].

O termo “Conservação de Energia” está diretamente associado ao uso eficiente dos recursos energéticos. A importância da conservação da energia é evidente quando o custo e a disponibilidade do combustível são levados em consideração ^[71].

Segundo SILVA *et al.*,(2009) a “Conservação da Energia” é também um assunto bastante discutido na ciência da Termodinâmica, haja vista que a mesma abrange diversas áreas, como por exemplo, centrais de geração de energia elétrica, sistemas de refrigeração e bombas de calor, turbinas e compressores, bocais e difusores, etc. Alguns processos de conversão de energia podem envolver também reações químicas e combustão de hidrocarbonetos, além de outros combustíveis ^[73].

De acordo com SILVA *et al.*,(2009) ao conceber um projeto, a análise da conservação de energia é fundamental para que o equipamento possa operar com alta eficiência. A eficiência pode ser compreendida como a razão entre as energias gerada e fornecida ao

sistema. Em uma central de geração de energia elétrica, por exemplo, o cálculo da eficiência é dado pela razão entre a eletricidade produzida e a energia fornecida pelo combustível.

Em forma de equação (3.3), a eficiência de um ciclo de potência é dada por ^[71]:

$$\eta = \frac{\dot{w}_{el}}{\dot{m}_{comb} PCI} = \frac{[kJ / s]}{[\frac{kg}{s}] \cdot [\frac{kJ}{kg}]} \quad (3.3)$$

Onde:

η : Rendimento do ciclo [%]

\dot{W}_{el} : Potência elétrica produzida [kW];

\dot{m}_{comb} : Vazão mássica de combustível [kg/s];

PCI: Poder calorífico inferior [kJ/kg];

SILVA *et al.*,(2009) afirma que todos os processos de conversão de energia são governados pela Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica. A Primeira Lei da Termodinâmica envolve a Conservação de Energia, a qual sinaliza que nenhuma energia não pode ser criada nem destruída, seja qual for o processo de conversão, pois a mesma está associada à quantidade de energia ^[71].

Em forma de equação (3.4), a Primeira Lei da Termodinâmica para um volume de controle é dada por ^[71]:

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q}_{vc} - \dot{W}_{vc} + \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \sum_s \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (3.4)$$

Onde:

E: energia;

\dot{Q}_{vc} : Taxa de transferência de calor;

\dot{W}_{vc} : Potência transmitida ao eixo;

\dot{m} : Vazão mássica;

h: entalpia específica;

V: Velocidade do fluido;

g: Aceleração da gravidade;

Z: Desnível em relação ao referencial adotado.

O índice (vc) significa volume de controle, (e) significa entrada e o índice (s) significa saída.

Quando o regime é permanente e as variações das energias cinéticas e potencial são desprezíveis, a equação (3.5) pode ser reescrita na forma ^[71]:

$$\dot{Q}_{vc} - \dot{W}_{vc} + (h_e - h_s) = 0 \quad (3.5)$$

Em contrapartida, a segunda lei determina se o processo de conversão de energia será possível ou não, ou seja, permite a determinação da máxima eficiência de um processo de conversão de energia e, além disso, ainda conduz a uma outra propriedade chamada entropia, a qual quantifica a parcela de energia que não pode ser transformada em trabalho ^[71,73].

Levando em consideração o conceito de produção de entropia, a equação da Segunda Lei da Termodinâmica para um volume de controle e escrita na forma de equação (3.6) ^[71]:

$$\frac{dS_{vc}}{dt} = \sum_e \dot{m}_e \cdot s_e - \sum_s \dot{m}_s \cdot s_s + \sum_j \frac{\dot{Q}_j}{T_j} + \dot{\sigma} \quad (3.6)$$

Onde:

s: entropia específica;

$\dot{\sigma}$: Taxa de geração de entropia causada pela presença de irreversibilidades internas do volume de controle;

T: Temperatura.

$\sum_j \frac{\dot{Q}_j}{T_j}$: Taxa de geração de entropia em vários locais na superfície do volume de controle

devido à transferência de calor.

Tratando-se de regime permanente, onde o termo $\frac{dS_{vc}}{dt} = 0$, a equação (3.6) pode ser simplificada da seguinte forma ^[71]:

$$\sum_e \dot{m}_e \cdot s_e - \sum_s \dot{m}_s \cdot s_s + \sum_j \frac{\dot{Q}_j}{T_j} + \dot{\sigma} = 0 \quad (3.7)$$

De acordo com SILVA *et al.*,(2009) o conceito de disponibilidade está associado a segunda lei e a disponibilidade representa o potencial que uma determinada substância possui para realizar trabalho. A capacidade para realizar trabalho depende da energia disponibilizada pela substância em um determinado processo de conversão ^[71,73].

O método da disponibilidade é estudado a partir de três conceitos: trabalho reversível, trabalho disponível e energia indisponível (irreversibilidade) [71,73].

Trabalho Reversível:

Na ciência da Termodinâmica um processo reversível é aquele que, quando ocorre, pode ser invertido e retornar ao seu estado inicial sem deixar vestígios no sistema ou no meio.

Um processo de transferência de calor reversível é definido como aquele em que o calor é transferido através de uma diferença infinitesimal de temperatura [71].

O trabalho reversível pode ser caracterizado por uma máquina térmica cíclica que transforma parte do seu calor em trabalho. De forma hipotética, se uma máquina realizasse um trabalho máximo, esta deveria ser completamente reversível (Ciclo de Carnot).

O trabalho reversível em um dado processo dependerá não somente dos estados inicial e final, mas também da natureza do processo [71].

Para alguns equipamentos, tais como bombas e compressores, o trabalho (W_{rev}) ou potência (\dot{W}_{rev}) reversível é dado pelas equações (3.8) e (3.9) [71]:

$$W_{rev} = -\int_1^2 v dP + m \left[\frac{V_1^2 - V_2^2}{2} + (Z_1 - Z_2)g \right] \quad (3.8)$$

$$W_{rev} = \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g Z_e \right) - \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g Z_s \right) \quad (3.9)$$

Caso as variações de energia cinética $\left(\frac{V_1^2 - V_2^2}{2} \right)$ e potencial $\left((Z_1 - Z_2)g \right)$ sejam

desprezíveis, as equações (3.8) e (3.9) podem ser reescritas de acordo com as equações (3.10) e (3.11) [71]:

$$W_{rev} = -\int_1^2 v dP \quad (3.10)$$

Ou

$$W_{rev} = \dot{m}_e h_e - \dot{m}_s h_s \quad (3.11)$$

Trabalho Disponível:

O trabalho realizado por processos interna e externamente reversíveis é definido como trabalho disponível, ou seja, a máxima quantidade de trabalho que pode ser produzida por

um equipamento entre dois estados quaisquer. Um processo *quase-estático* é definido como um processo internamente reversível. Se um processo é externamente reversível, este dependerá da maneira como ocorre a transferência de calor entre o sistema e o meio ^[71].

Aplicando a Primeira Lei da Termodinâmica, equação (3.6), o trabalho disponível por unidade de tempo é dado por ^[71]:

$$\dot{W}_{disp} = \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g Z_e \right) - \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g Z_s \right) - \dot{Q}_0 \quad (3.12)$$

Onde:

\dot{Q}_0 : taxa de transferência de calor do sistema ou processo para o ambiente.

Considerando um processo internamente reversível, onde não há geração de entropia e, aplicando a Segunda Lei da Termodinâmica tem-se a equação (3.13) ^[71]:

$$\dot{m}_e s_e - \dot{m}_s s_s - \frac{\dot{Q}_0}{T_0} = 0 \quad (3.13)$$

Combinando as equações (3.12) e (3.13), a equação de trabalho disponível por unidade de tempo pode ser escrita na forma da equação (3.14) ^[71]:

$$\frac{\dot{W}_{Disp}}{\dot{m}_e} = \left[(h_s - h_e) - T_0 (s_e - s_s) + \left(\frac{V_e^2}{2} - \frac{V_s^2}{2} \right) + g (Z_e - Z_s) \right] \quad (3.14)$$

Para um processo na qual as variações de energia cinética e potencial são desprezíveis, a equação (3.12) pode ser reduzida em ^[71]:

$$\frac{\dot{W}_{Disp}}{\dot{m}_e} = \left[(h_s - h_e) - T_0 (s_e - s_s) \right] \quad (3.15)$$

Energia Indisponível (Irreversibilidade):

A energia indisponível é conceituada como sendo a diferença entre o trabalho reversível e o trabalho real, ou seja, é aquela que não pode realizar qualquer tipo de trabalho devido às irreversibilidades do sistema.

A equação de energia indisponível é dada por (3.16)

$$I_{vc} = \dot{W}_{rev} - \dot{W}_{real} = \dot{Q}_{rev} - \dot{Q}_{real} \quad (3.16)$$

O trabalho real é menor que o trabalho reversível ideal. Assim, a diferença entre a potência reversível e o real define a geração de irreversibilidade no volume de controle ^[71,73].

A irreversibilidade é uma medida da “ineficiência” do processo real, pois quanto menor for o trabalho real produzido, para uma dada mudança de estado, maior será a irreversibilidade ^[57].

A equação (3.17) abaixo mostra que a taxa de geração de irreversibilidade é diretamente proporcional à taxa de geração de entropia no volume de controle ^[71].

$$I_{vc} = \dot{Q}_{rev} - \dot{Q}_{real} = T_0 \dot{S}_{ger} \quad (3.17)$$

Segundo Silva *et al.*, (2009) a equação (3.12) de trabalho disponível vista anteriormente, representa a quantidade máxima de trabalho por unidade de tempo que pode ser extraída de uma substância que passa por um processo de conversão. Para uma dada condição de regime permanente, uma substância que entra num volume de controle no estado 1 e sai no estado 2 a equação (3.12) pode ser reescrita na forma ^[71]:

$$w_{disp} = \dot{m}[(h_1 - h_2) - T_0(s_1 - s_2)] \quad (3.18)$$

Quando as condições de saída do volume de controle são iguais às do meio, a disponibilidade específica do fluxo (a_f) da substância é dada pela equação (3.19) abaixo ^[71]:

$$a_f = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (3.19)$$

Onde a entalpia (h_0) e a entropia (s_0) são as propriedades da substância, as quais são definidas em função da pressão e temperatura ambiente (P_0 e T_0) ^[71].

Ao variar o teor de umidade da serragem em 50%, o índice de irreversibilidade da caldeira se elevou 5,8%. Assim, pode-se dizer que a secagem do combustível, que pode ser feito pelo próprio vapor que sai da turbina, é um procedimento que melhora a performance da caldeira ^[73].

Exergia

Segundo Zargut, (1988) a exergia foi inicialmente introduzida por Rant em 1956 fundamentado em questionamentos sobre a degradação da energia quando utilizada em sistemas e processos diversos. Segundo Valero, Munhoz e Lozano (1994), o conceito foi trabalhado anos após para ser difundido mundialmente nos processos industriais a partir de pesquisas realizadas por Wall, (1986) ^[74].

A exergia é uma propriedade do sistema que quantifica seu potencial de uso, ou seja, dado um sistema em um determinado estado, a exergia nos diz o quanto de trabalho útil pode ser obtido. A energia nunca é destruída durante um processo, ela muda de uma forma para outra. Em contrapartida, a exergia é destruída em processos irreversíveis em virtude do aumento da entropia. Exergia é uma copropriedade de um sistema e um estado de referência. Por causa disto, exergia não é uma propriedade termodinâmica real e nem um potencial termodinâmico de um sistema. [74]

Segundo Lima *et al.*,(2003) a exergia pode assumir diversas formas em função do tipo de energia considerada[75]:

A exergia cinética (E_{xc}) é equivalente à energia cinética (E_c) pela equação (3.20) [71,75].

$$E_{xc} = E_c = \frac{mV^2}{2} \quad (3.20)$$

A exergia potencial (E_{xp}) é equivalente à energia potencial (E_p) pela equação (3.21) [71,75].

$$E_{xp} = E_p = mgh \quad (3.21)$$

A exergia térmica associada a uma quantidade de calor Q_r a uma temperatura T_r , não é totalmente equivalente a essa quantidade de calor sendo que uma parcela igual a $Q_r \cdot T_0 / T_r$ é dissipada ou destruída quando houver conversão de calor em trabalho. T_0 é uma temperatura de referência sempre associada a análises de segunda lei, e para fins práticos é igual a temperatura média do meio circundante de acordo com a equação (3.22) [71,75].

$$Ex^T = Q_r [(T_r - T_0) / T_r] \quad (3.22)$$

Exergia física equivalente às mudanças de estado sem que ocorram reações químicas é representada por (ex) [71,75].

Exergia física para mudanças de estado em sistemas fechados é representado pela equação (3.23) [71,75].

$$ex_{sf} = (u - u_0) + p_0 (v - v_0) + \frac{V^2}{2} + gz - T_0 (s - s_0) \quad (3.23)$$

Exergia física para mudanças de estado em volumes de controle é representado pela equação (3.24) [71,75].

$$ex_{vc} = (h - h_0) + \frac{V^2}{2} + gz - T_0 (s - s_0) \quad (3.24)$$

Exergia química para fins práticos é exatamente igual ou muito próximo da energia química [71,75].

Sendo a irreversibilidade a medida da ineficiência de um processo e a exergia uma propriedade termodinâmica que avalia quantitativamente as causas das imperfeições termodinâmicas, uma análise de exergia de um volume controle, permitirá avaliar a perda residual de recursos energéticos em um determinado processo. Estas informações são importantes quando utilizadas a favor de melhoria da eficiência de diversos processos onde são demandados qualquer quantidade de energia seja nos mais diversos tipos de processos existentes bem como em seguimentos industriais e são importantes na avaliação das emissões de gases de efeito estufa e em pesquisas de sua mitigação^[74,75].

A análise exérgica de um sistema termodinâmico consiste, fundamentalmente, na identificação e quantificação das irreversibilidades do sistema com aplicação das exergias de entrada (insumos) e de saída (produtos e rejeitos) no sistema e no cálculo da eficiência exérgica do sistema. A análise exérgica possibilita exprimir as limitações energéticas de diferentes processos^[75].

Balancos energéticos e exérgicos

Lima *et al.*,(2003) classifica os balanços energéticos ou de primeira lei em duas categorias sendo, para sistema fechado e para volume de controle em regime permanente.

Os balanços de sistema fechado podem ser de dois tipos^[71,75]:

Processos

$$dE = \delta Q - \delta W$$

Onde: $dE = dU + dE_c + dE_p$, como normalmente se desprezam os efeitos cinéticos e potenciais $dE = dU$ e, integrando entre dois estados resulta^[71]:

$$\int dE = E_2 - E_1 = Q_{1-2} - W_{1-2} = U_2 - U_1$$

Ciclos

$$\delta Q = \delta W$$

Os balanços para volume de controle em regime permanente são descritos pela primeira lei, equação (3.25)^[71]:

$$Q_{vc} + \sum m_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) = W_{vc} + \sum m_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (3.25)$$

e desprezando os efeitos cinéticos e potenciais tem-se equação (3.26)^[71,75]:

$$Q_{vc} + \sum m_e (h_e) = W_{vc} + \sum m_s (h_s) \quad (3.26)$$

Lima *et al.*,(2003) classifica os balanços exergéticos ou de segunda lei em: sistemas fechados, volume de controle em regime permanente e balanços de entropia ^[71,75].

Sistema fechado:

$$\int \delta Q [(T_r - T_0)/T_r] + E_{x1} = E_{x2} + \int \delta W + I_{rr}$$

Como $\int \delta Q [(T_r - T_0)/T_r] = E^T$ resulta:

$$E^T + E_{x1} = E_{x2} + \int \delta W + I_{rr} \text{ ou } E^T + E_{x1} = E_{x2} + [W_{1-2} - p_0(V_2 - V_1)] + I_{rr} \quad (3.27)$$

Onde a expressão entre colchetes equivale a exergia líquida (E_{xw}) associada ao trabalho no sistema fechado e $E_{x1} = m \cdot ex_1$, $E_{x2} = m \cdot ex_2$, $I_{rr} = T_0 [m(s_2 - s_1) - \sum Q_r / T_r]$, como $\sigma = (s_2 - s_1) - \int \delta Q_r / T_r$ mede a produção líquida de entropia do sistema fechado resulta que $I_{rr} = T_0 \sigma$. Nesse caso nota-se que $s_2 - s_1$ representa a variação líquida de entropia associada às mudanças de estado do sistema fechado e $\int \delta Q_r / T_r$ a variação de entropia associada às trocas de calor no sistema fechado ^[71,75].

Volume de controle em regime permanente

$$\sum i Q_i [(T_i - T_0)/T_i] - (W_{vc} - p_0 dV_{vc} / dt) + \sum e \cdot me \cdot exe - \sum s \cdot ms \cdot exs - I_{rr} = 0 \quad (3.28)$$

Como $\sum i Q_i [(T_i - T_0)/T_i] = Ex^T$ exergia térmica associado a fluxos de calor ocorridos no volume de controle e $\sum em \cdot exe = Exe$ e $\sum sm \cdot exs = Exs$ são fluxos de exergia física em função das entradas e saídas de massa no volume de controle, resulta a equação (3.29) ^[71,75]:

$$Ex^T + Exe = Exs + (W_{vc} - p_0 dV_{vc} / dt) + I_{rr} = 0 \quad (3.29)$$

Nessa equação o termo entre parênteses indica a exergia líquida associado a trabalho produzido ou consumido pelo volume de controle, sendo a parcela $p_0 dV_{vc} / dt$ o trabalho contra o meio ^[71,75].

Além disso, a irreversibilidade pode ser descrita pela equação (3.30):

$$I_{rr} = T_0 [\sum s \cdot ms \cdot s_s - \sum e \cdot me \cdot s_e - \sum Q_{vc} / T_r] \quad (3.30)$$

Caso haja apenas uma entrada e uma saída de massa.

Como $\sigma_{vc} = \sum s \cdot ms \cdot s_s - \sum e \cdot me \cdot s_e - \sum Q_{vc} / T_r$ (produção líquida de entropia no volume de controle), então tem-se a equação (3.31) ^[71,75]:

$$I_{vc} = T_0 \sigma_{vc} \quad (3.31)$$

Balço de entropia

Para sistema fechado tem-se a equação (3.32):

$$(S_2 - S_1) = \sum j(Q_j / T_j) + \sigma \quad (3.32)$$

onde σ indica a produção líquida de entropia do sistema fechado. Se $\sigma > 0$ ocorrem irreversibilidades no sistema fechado e se σ for igual a zero não há irreversibilidades no sistema fechado. Portanto a produção líquida de entropia não pode ser negativa e, no limite, seu valor é zero. Caso haja taxas de variação a equação (3.32) se transforma^[71,75]:

$$dS / dt = \sum j(Q_j / T_j) + \sigma \quad (3.33)$$

Para volume de controle em regime permanente:

$$dS / dt = \sum j(Q_j / T_j) + \sum e.me.s_e - \sum s.ms.s_s + \sigma_{vc} \quad (3.34)$$

Onde:

dS / dt : Taxa de variação de entropia

$\sum j(Q_j / T_j) + \sum e.me.s_e - \sum s.ms.s_s$: Taxa de transferência de entropia via fluxos de massa e calor

σ_{vc} : Taxa de produção líquida de entropia.

Como para o volume de controle $dS_{vc} / dt = 0$ tem-se a equação (3.35):

$$\sum j(Q_j / T_j) + \sum e.me.s_e - \sum s.ms.s_s + \sigma_{vc} = 0 \quad (3.35)$$

Se houver apenas uma entrada e uma saída tem-se a equação (3.36):

$$\sum j(Q_j / T_j) + m(s_e - s_s) + \sigma_{vc} = 0 \quad (3.36)$$

3.5.1. Análise energética e exerética para ciclo de vapor-Ciclo Rankine

Segundo LEÃO *et al.*,(2009) citado por Silva *et al.*(2009) os principais ciclos termodinâmicos que uma central termoelétrica pode operar são: ciclo Rankine, ciclo Brayton, ciclo combinado e ciclo de motores^[71,73].

O ciclo Rankine é composto por quatro processos, os quais são mostrados na Figura 3.23, onde o fluido utilizado é a água. Esses processos são:

- 1- Processo de compressão adiabática e reversível na bomba (1-2);
- 2 - Processo de adição de calor a pressão constante no boiler (2-3);

3 - Expansão adiabática e reversível na turbina (3-4);

4 - Processo de rejeição de calor a pressão constante no condensador (4-1).

A Figura 3.25 mostra um diagrama T-s (temperatura versus entropia) para um processo isentrópico (linha contínua-1-2-3-4), ou seja, considera que a entropia na entrada e na saída dos equipamentos do ciclo é a mesma. Esta situação na prática não ocorre, pois os processos não são isentrópicos, ou seja, os processos ocorrem juntamente com um aumento de entropia, assim a entropia à saída dos equipamentos do ciclo irá aumentar (linha pontilhada-1-2s-3-4s) sendo que a seta de cor vermelha (1-2 e 1-2s) representa o trabalho fornecido pela bomba para a compressão da água, a seta de cor verde (2-3 e 2s-3) representa o fornecimento de calor pelo combustível dentro da caldeira, a seta de cor azul (3-4 e 3-4s) representa o trabalho realizado pela turbina com a expansão de vapor e a seta de cor amarela(4s-1 e 4-1) representa a rejeição de calor com um trocador de calor^[71,73].

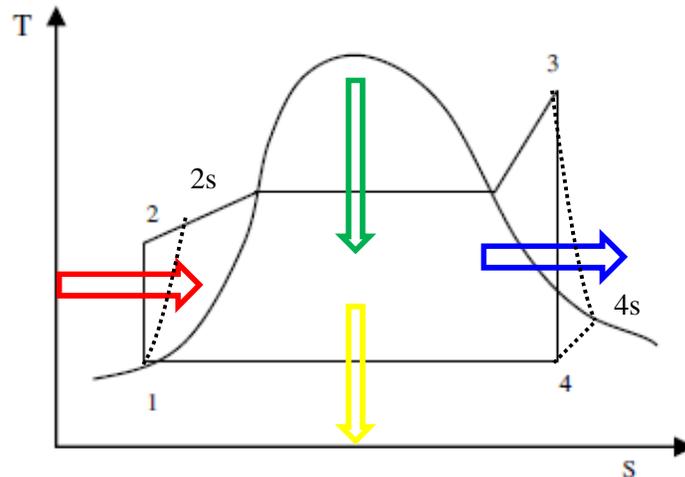


Figura 3.25- Diagrama T-s para um Ciclo Rankine^[71,73]

O trabalho líquido produzido por um Ciclo Rankine (W_{cr}) pode ser definido pela equação (3.37):

$$W_{cr} = W_t - W_b \quad (3.37)$$

Onde:

W_t = trabalho realizado pela turbina;

W_b = trabalho consumido pela bomba.

A Figura 3.26 representa um esquema de um sistema que opera segundo um Ciclo de Rankine.

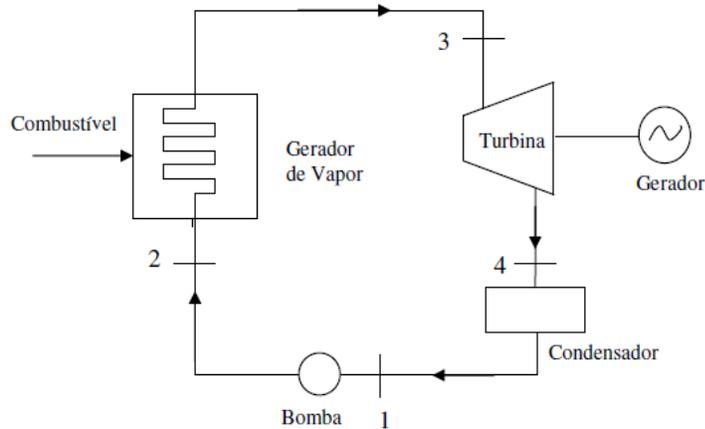


Figura 3.26- Esquema típico de um Ciclo Rankine^[71,73]

O ciclo de Rankine promove a chamada cogeração que é um sistema que produz simultaneamente energia elétrica e energia térmica a partir de um combustível. A cogeração já é praticada por alguns setores industriais como forma de produzir energia elétrica para consumo próprio. O gás natural vem sendo utilizado como combustível para este processo, apesar de ser um combustível fóssil e, portanto não renovável que contribui para o efeito estufa com o lançamento na atmosfera de GEE- gás de efeito estufa. Uma alternativa sustentável é aproveitar os subprodutos e resíduos de processos produtivos, como os resíduos agropecuários e das usinas de açúcar.

O funcionamento de um ciclo de Rankine para a cogeração é composto no funcionamento das máquinas térmicas que compõem o ciclo: Caldeira, turbina a vapor, condensador e bomba.

Máquina térmica são máquinas que realizam trabalho e que realizam trocas de calor entre reservatórios térmicos. Elas retiram calor da fonte quente e liberam-no para a fonte fria^[71].

Como será descrito na sequência pela tabela IV.2 , cada um dos componentes do ciclo de Rankine tem suas funções e características^[71].

No caso da caldeira especificamente, ela é uma máquina térmica que utiliza energia na forma de calor (vapor em expansão térmica) para realizar um trabalho mecânico, sendo composta apenas da seção geradora de vapor onde a câmara de combustão um complemento necessário e essencial^[71, 73,75].

Resultados obtidos por Silva *et al.*,(2009), comprovam os dados existentes na literatura que apontam um rendimento térmico de uma instalação de cogeração em média 35%^[73].

De acordo com Almeida *et al.*, (2011), os registros da literatura apontam um comportamento das instalações de cogeração de acordo com a potencia elétrica gerada, como descrito na tabela III.9.

Tabela III.9- Principais parâmetros dos sistemas de cogeração descritas na literatura^[76].

Potência[kW]	Condições do vapor principal [MPa e °C]	Condições do vapor de reaquecimento [Mpa e °C]	Eficiência exergetica da planta[%]	Eficiência exergetica dos componentes[%]
150-360	Pressão 12,6-17,2 Temperatura 535-540	Pressão 2,2-4,0 Temperatura 535-540	29-38	Caldeira:36-48 Turbina:64-98 Bomba de água da caldeira:52-87 Aquecedor de água:66-100
210	Pressão14,0 Temperatura 537	Pressão 3,4 Temperatura 537	36	Caldeira:40
505	Pressão16,9 Temperatura 538	Pressão 4 Temperatura 538	36	Caldeira:49 Turbina:82 Aquecedor de água 85
666	Pressão 24,2 Temperatura 538	Pressão 3,8 Temperatura 593	40	Caldeira:54

De acordo com a Primeira Lei da Termodinâmica, a eficiência (η_{cr}) de um sistema que opera segundo um Ciclo Rankine, pode ser definida pela equação (3.38) ^[71,73]:

$$\eta_{cr} = \left(\frac{W_t - W_b}{Q_{cald}} \right) \quad (3.38)$$

Onde:

W_t : potência produzida pela turbina;

W_b : potência consumida pela bomba;

Q_{cald} : energia transferida pelo combustível para a água que passa pela caldeira.

Em contrapartida, a eficiência pela Segunda Lei da Termodinâmica (ϵ_{cr}) de um Ciclo Rankine é dada pela equação (3.39) ^[71,73]:

$$\epsilon_{cr} = \left(\frac{W_t - W_b}{a_{comb}} \right) \quad (3.39)$$

Onde:

a_{comb} : disponibilidade especifica de combustível

Segundo Silva *et al.*(2009) a disponibilidade específica de combustível sólido pode ser calculado pela equação (3.40) e (3.41), sendo que a disponibilidade do combustível é o produto da disponibilidade específica pelo seu poder calorífico inferior:

$$a_{comb} = 1,0438 + 0,0013 \cdot \frac{H}{C} + 0,1083 \cdot \frac{O}{C} + 0,0549 \cdot \frac{N}{C} \text{ se } O/C < 0,666 \quad (3.40)$$

$$a_{comb} = \left(1,0438 + 0,0013 \cdot \frac{H}{C} - 0,4453 \cdot \frac{O}{C} \cdot \left(1 + 0,0051 \frac{H}{C} \right) + 0,0521 \cdot \frac{N}{C} \right) / \left(1 - 0,5385 \cdot \frac{O}{C} \right) \text{ se } 2,67 > O/C > 0,666 \quad (3.41)$$

Onde:

H: fração mássica de hidrogênio

C: fração mássica de carbono

O: fração mássica de oxigênio

Para combustíveis gasosos:

$$a_{comb} = 1,0334 + 0,0015 \cdot \frac{H}{C} - 0,0058 \cdot \frac{1}{C} \quad (3.42)$$

Segue abaixo a descrição de cada um dos componentes do ciclo de Rankine, ilustrado na figura 3.23.

Caldeira

A Caldeira é uma máquina térmica que opera em regime permanente, tendo como função mudar o estado da substância (água) de líquido para vapor superaquecido, tendo como característica trabalho nulo ($W=0$) e pressão constante ($p = \text{const}$).

Em um ciclo de Rankine, a caldeira é o equipamento responsável pela geração de vapor a partir da energia térmica do combustível.

Segundo Lima *et al.*,(2003) a caldeira é um equipamento complexo que através de seus vários componentes operando de maneira sincronizada, serve para produzir vapor a ser utilizado como vetor energético na indústria seja para a produção de potência seja para a produção de calor de processo. Utiliza a queima de combustível na seção própria denominada câmara de combustão e, através da energia radiante da combustão e dos efeitos convectivos dos gases quentes assim gerados produz o vapor na outra seção especializada da caldeira propriamente dita que normalmente é composta de tubulões, headers d'água. Os dois grandes grupos são as caldeiras flamotubulares e as aquotubulares^[75].

De acordo com Nogueira *et al.*(2005) os componentes clássicos de uma caldeira são^[77]:

- (A) **Cinzeiro:** Lugar onde se depositam as cinzas ou os restos de combustíveis que atravessam o suporte de queima sem completarem a combustão.
- (B) **Fornalha:** Local onde se inicia o processo de queima seja de combustíveis sólidos ou líquidos.
- (C) **Câmara de combustão:** Volume onde se deve consumir todo o combustível antes os produtos da combustão atingirem ou penetrarem no feixe de tubos.
- (D) **Tubos evaporadores:** Correspondem ao vaso fechado e pressurizado com tubos contendo água no seu interior, que ao receber calor, transforma-se em vapor.
- (E) **Superaquecedor:** Responsável pela elevação da temperatura do vapor saturado produzido na caldeira.
- (F) **Economizador:** Componente onde a temperatura da água de alimentação sofre elevação, aproveitando o calor sensível residual dos gases de combustão direcionados à chaminé.
- (G) **Pré-aquecedor de ar:** Componente cuja função é aquecer o ar de combustão para introduzi-lo na fornalha, aproveitando o calor sensível dos gases de combustão.
- (H) **Canais de gases:** São trechos de circulação dos gases de combustão até a chaminé. Podem ser de alvenaria ou chapas de aço.
- (I) **Chaminé:** É a parte que garante a expulsão dos gases de combustão com velocidade e altura determinada para o ambiente.

A figura 3.27 mostra os componentes clássicos de uma caldeira.

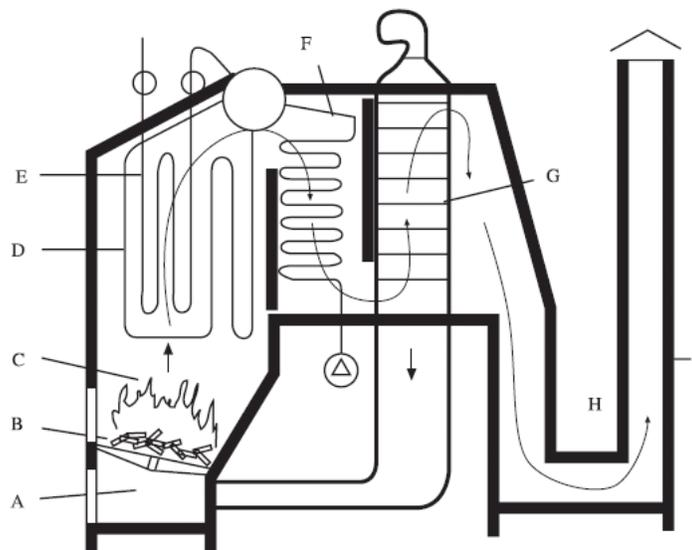


Figura 3.27-Componentes de uma caldeira aquotubular ^[77]

De acordo com Cerqueira *et al.*,(2003) o rendimento térmico é sempre inferior a 100%, e maior quanto menores forem as perdas térmicas. O rendimento bruto varia de 88 a 94% para caldeiras de alta capacidade (superior a 19MPa) e de 60 a 70% nas pequenas(igual ou inferior a 0,5MPa).^[78,79].

As perdas térmicas na caldeira são devido à perda de calor à saída da chaminé, perdas por radiação e convecção, perdas por purgas, perdas associadas à temperatura das cinzas e perdas associadas ao combustível não convertido presente nas cinzas^[77].

De acordo com a Primeira Lei da Termodinâmica, a eficiência da caldeira (η_{cald}) é dada pela equação (3.43)^[71, 77,75]:

$$\eta_{cald} = \frac{\dot{Q}_{cald}}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI} \quad (3.43)$$

De acordo com a Segunda Lei da Termodinâmica, a eficiência da caldeira (\mathcal{E}_{cald}) é dada pela equação (3.44)^[73,75]:

$$\mathcal{E}_{cald} = \frac{e_x}{PCI} \quad (3.44)$$

Onde:

e_x : Produção exergetica da caldeira

$$e_x = m_s (e_{xv} - e_{xw}) / m_f \quad (3.45)$$

Onde:

m_s : massa de vapor

m_f : massa de combustível

$$e_{xv} = (h_v - h_0) - T_0 (s_v - s_0) \quad (3.46)$$

$$e_{xw} = (h_w - h_0) - T_0 (s_w - s_0) \quad (3.47)$$

Turbina

A turbina é uma máquina térmica que opera em regime permanente, tendo como função consumir vapor e produzir trabalho no eixo, tendo como característica troca de calor nulo ($q=0$), ou seja, é adiabática e trabalho não nulo e maior que zero ($W>0$).

É através do eixo da turbina que é acionado um gerador de eletricidade, acoplado ao eixo por meio um acoplamento mecânico.

De acordo com Lima *et al.*(2003) associa-se as turbinas a vapor o processo de expansão adiabática irreversível que tem como referência teórica ideal o processo isentrópico.

De acordo com a Primeira Lei da Termodinâmica, a eficiência da turbina (η_{turb}) é dada pela equação (3.48) [71,75]:

$$\eta_{turb} = \frac{\Delta h_{real}}{\Delta h_{ideal}} \quad (3.48)$$

Onde:

Δh_{real} : Variação de entalpia real específica;

Δh_{ideal} : Variação de entalpia ideal específica correspondente ao processo isentrópico;

Em relação à Segunda Lei da Termodinâmica, a eficiência da turbina (ϵ_{turb}) é dada pela equação (3.49) [71,75]:

$$\epsilon_{turb} = \frac{e_x}{PCI} \quad (3.49)$$

Bomba

A bomba é uma máquina térmica, que promove o escoamento de líquidos, sendo acionada por um motor elétrico ligado ao eixo da bomba através de um acoplamento mecânico.

A bomba tem como característica troca de calor nulo ($q=0$), ou seja, é adiabática e trabalho não nulo menor que zero ($W<0$).

De acordo com Lima *et al.*(2003) associa –se as bombas o processo de compressão adiabática irreversível e este processo é a contrapartida das expansões [75].

De acordo com a Primeira Lei da Termodinâmica, a eficiência da bomba (η_b) é dada pela equação (3.50) [71,75]:

$$\eta_{bomb} = \frac{\Delta h_{real}}{\Delta h_{ideal}} \quad (3.50)$$

Em relação à Segunda Lei da Termodinâmica, a eficiência da bomba (ϵ_{turb}) é dada pela equação (3.51) [71,75]:

$$\epsilon_{bomb} = \frac{e_x}{PCI} \quad (3.51)$$

Trocador de Calor (Condensador)

O Condensador é uma máquina térmica que tem como função alterar a fase do fluido de vapor para líquido, tendo como característica pressão constante ($p=constante$) e trabalho nulo ($W=0$).

O trocador de calor é um equipamento na qual o calor é transferido de uma substância quente para uma substância fria.

A eficiência de um trocador de calor em forma de uma câmara de mistura pode ser calculada através da equação (3.52) ^[71,73]:

$$\mathcal{E}_{fic} = \frac{(t_{qe} - t_{qs})}{(t_{qe} - t_{fe})} \quad (3.52)$$

Onde:

t_q : temperatura do fluido quente;

t_f : temperatura do fluido frio;

Os subscritos (e) e (s) representam os pontos de entrada e saída do trocador de calor.

Segundo LI, (1996) citado por Silva *et al.*,(2009) pela Segunda Lei da Termodinâmica, a eficiência de um trocador de calor (ϵ_{tc}) pode ser determinada pela razão entre a disponibilidade de fluxo recebida pela substância fria e a disponibilidade de fluxo cedida pela substância quente^[71,73].

Uma pequena parcela de vapor pode ser introduzida na câmara de mistura, cuja finalidade é promover o aquecimento da água de alimentação da caldeira, melhorando assim a eficiência da mesma.

Combustão, temperatura adiabática e Poder calorífico.

Combustão

O processo de combustão envolve a oxidação dos constituintes do combustível que são oxidáveis e, pode, portanto ser representado por uma equação química. Durante o processo de combustão, a massa de cada elemento permanece a mesma. De modo que para analisar um processo de combustão, deve-se levar em consideração a conservação da massa de cada elemento ^[73].

De acordo com Silva *et al.*,(2009) os combustíveis podem estar em estados físicos como líquido, sólido e gasoso, dependendo do estado físico do combustível, a combustão terá características distintas, por exemplo^[73].

A queima de combustíveis líquidos a pressões próximas da atmosfera se processa por degradação em cadeia de moléculas de hidrocarbonetos; A cinética de oxidação, além de ser complexa, é extremamente sensível às condições de operação, variando de acordo com a pressão, temperatura, difusão das substâncias e regime dos fluxos ^[73].

Os combustíveis sólidos possuem em suas moléculas carbono fixo ou combinado, materiais voláteis e sais minerais; estes combustíveis reagem com o oxigênio de acordo com o seguinte mecanismo:

1º - Na presença de calor, o oxigênio rompe as moléculas heterogêneas do combustível sólido, formando compostos sólidos estáveis.

2º - De forma simultânea, o calor resultante das reações anteriores, vaporiza a matéria volátil que se associa aos compostos instáveis, prosseguindo a dissociação segundo o processo semelhante ao anunciado para os combustíveis líquidos.

3º - O resultado final da dissociação libera os componentes combustíveis do tipo CO e H₂, que acabam por reagir com o oxigênio para formarem CO₂ e água.

Temperatura Adiabática de chama

Define-se como temperatura adiabática da chama, a temperatura atingida pela mistura ar-combustível em um processo de combustão, onde não há troca de calor entre os reagentes e o meio, sem realização de trabalho ou variações de energia cinética e potencial ^[71].

Admite-se que o trabalho no processo seja nulo e que as variações de energia cinética e potencial sejam nulas, assim a temperatura em questão é a máxima temperatura atingida pelos produtos.

O excesso de ar tende a reduzir a temperatura adiabática da chama. Diante desse fato, a máxima temperatura de chama é alcançada quando a mistura ar-combustível está na condição estequiométrica ^[73].

Diante do exposto acima, a equação (3.53) referente à temperatura adiabática de chama (T_{chama}) é dada por ^[71,73]:

$$T_{chama} = T_{ar} + \left(\frac{m_{comb} \cdot (PCI + \Delta h_{comb}) + (m_{ar} \cdot \Delta h_{ar})}{m_{gases} \cdot cp_{gases}} \right) \quad (3.53)$$

Onde:

T_{ar} : Temperatura de entrada do ar de combustão;

m_{gases} : Vazão mássica dos gases à saída da câmara de combustão da caldeira;

cp_{gases} : calor específico dos gases à saída da câmara de combustão da caldeira;

Poder Calorífico

O poder calorífico de um combustível é a quantidade de energia por unidade de massa ou volume, liberada durante a queima do mesmo.

O poder calorífico varia de acordo com a origem do combustível, ou seja, o valor do poder calorífico de um combustível de origem fóssil é diferente do combustível de fonte renovável, pois a composição química destes dois tipos não é a mesma. No caso dos combustíveis fósseis sua composição química é de hidrocarbonetos e possui teor de enxofre. No caso das biomassas, sua composição química é de lignina, celulose e hemicelulose e são isentos de enxofre.

Segundo Silva *et al.*,(2009) o poder calorífico pode ser classificado de duas formas: Poder Calorífico Superior (PCS) e Poder Calorífico Inferior (PCI). O poder calorífico superior é a quantidade de energia liberada na forma de calor, na combustão completa de uma quantidade definida de combustível com o ar, à pressão constante, sendo que a água formada no processo de combustão se encontra no estado líquido. A diferença do poder calorífico inferior em relação ao poder calorífico superior é que a água formada no processo de combustão se encontra no estado gasoso ^[73].

Para combustíveis que não possuem hidrogênio em sua composição, o valor do PCS é igual ao do PCI, pois não há formação de água e, portanto, conseqüente gasto de energia para a sua vaporização. Diante desse fato, o PCS será sempre maior ou igual ao PCI.

Segundo Silva *et al.*(2009), o poder calorífico inferior do combustível (PCI_{comb}) pode ser calculado através da somatória dos produtos das frações mássica ou volumétrica (X) de cada elemento (i) pelo seu respectivo PCI de acordo com a equação (3.54) ^[71,73].

$$PCI_{comb} = \sum_{i=1}^n PCI_i \cdot X_i \quad (3.54)$$

O poder calorífico de combustíveis sólidos e líquidos (PCI_{combst}) pode ser calculado pela seguinte equação (3.55) ^[71]:

$$PCI_{combst} = 8.100.C + 33960.(H - \frac{O}{8}) + 2214.S - 600.(9.H + H_2O) \quad (3.55)$$

Onde:

C: teor de carbono;

H: teor de hidrogênio;

O: teor de oxigênio;

S: teor de enxofre;

H₂O: teor de umidade.

O poder calorífico da equação (3.53) é expresso em (kcal/kg).

O poder calorífico inferior também poder ser determinado através do cálculo da entalpia de combustão (h_{rp}), cujo cálculo é realizado mediante a diferença entre as entalpias dos produtos e reagentes em um processo de combustão completa, conhecendo-se os valores de temperatura e pressão. O poder calorífico inferior é igual à entalpia de combustão em módulo como mostra a equação (3.56) [71].

$$\overline{h_{rp}} = \sum_p n_s \left(\overline{h_f^0} + \Delta \overline{h} \right)_s - \sum_R n_e \left(\overline{h_f^0} + \Delta \overline{h} \right)_e \quad (3.56)$$

Onde:

P: produtos da combustão;

R: reagentes;

n: número de moles;

$\overline{h_f^0}$: entalpia de formação no estado de referência;

$\Delta \overline{h}$: variação de entalpia entre o estado de referência e o estado padrão;

Os subscritos (e) e (s) são relacionados aos elementos de entrada (reagentes) e saída (produtos) em um processo de combustão, respectivamente.

Sendo assim em termos de entalpia de combustão, o poder calorífico inferior também pode ser escrito pela equação (3.57) [71]:

$$PCI_{comb} = \left| \overline{h_{rp}} \right| \quad (3.57)$$

Segundo Lima *et al.*,(2003) as caldeiras podem utilizar vários tipos de combustíveis para produzir vapor. Os combustíveis são acompanhados por dois tipos de análises: a elementar e a imediata. Com o conhecimento do percentual de cinzas e umidade então os percentuais das análises dadas em base seca podem ser corrigidos pela equação (3.58) abaixo [75]:

$$[1 - M - CZ] \cdot (\%) \text{ percentual dado na análise elementar} \quad (3.58)$$

Onde:

M: (%) de umidade;

CZ: (%) de cinzas;

O poder calorífico inferior ou superior é o parâmetro indicador da quantidade de energia presente numa unidade de combustível geralmente em (kJ/kg) e a diferença entre os poderes caloríficos superior e inferior é igual a entalpia de vaporização do vapor de água presente

nos gases de combustão^[58]. Tomando como referência para essa entalpia da ordem de 2400kJ/kg, tem-se a equação (3.59) ^[75]:

$$PCS - PCI = 2400.(M + 9.H_2) \quad (3.59)$$

Onde:

M é o percentual de umidade (%).

H₂ é o percentual corrigido de hidrogênio da análise elementar (%).

$$PCS = 33950.C + 144200.[H_2 - (O_2 / 8)] + 9400.S \quad (3.60)$$

De acordo com Lima *et al.*(2003) combustíveis derivados de petróleo também são utilizados em caldeiras e grande parte deles na forma de óleo combustível^[75].

Segundo Lima *et al.*(2003) combustíveis gasosos também são queimados. A grande maioria é de origem fóssil derivados de petróleo e podem ser classificados em três grandes grupos:

- Gases naturais;
- Gases manufaturados;
- Subprodutos industriais como BFG, COG e LDG;

A Tabela III. 10 mostra os valores dos poderes caloríficos inferiores de alguns combustíveis.

Tabela III. 10- Poderes caloríficos inferiores de alguns combustíveis ^[73].

Fontes de Energia	Unidades	Poder Calorífico inferior
Gás Natural seco	kJ/m ³	36.845,60
Carvão metalúrgico Nacional	kJ/kg	26.880,54
Lenh catada ou comercial	kJ/kg	12.979,70
Bagaço de cana com (50% de umidade)	kJ/kg	8.918,31
Lixivia	kJ/kg	11.974,82
Óleo Diesel	kJ/kg	42.288,70
Gás Liquefeito de Petróleo	kJ/kg	46.475,70
Nafta	kJ/kg	44.507,81
Gás de Coqueria	kJ/kg	18.004,10

A composição dos gases é geralmente em base molar ou volumétrica e o poder calorífico é expresso em [kJ/Nm³] onde Nm³ identifica normal metro cúbico (volume medido nas condições da CNTP: 0°C e 1atm ou 101,325kPa)^[75].

Os combustíveis gasosos típicos vão desde o gás natural que é um combustível fóssil natural aos gases obtidos por síntese de algum composto (por exemplo, o carvão) passando por gases residuais como o gás de coque, alto-forno e aciaria em siderúrgicas.

Segundo Lima *et al.*(2003) a reação de combustão é um processo de oxidação em os materiais como H₂, C e S presentes nos diversos combustíveis existentes se oxidam em H₂O, CO₂, SO₂. O hidrogênio é o que tem a mais elevada temperatura de ignição (582°C) e como é um gás queima de forma limpa e bem rápida desde que haja quantidade suficiente de ar para tal ^[75].

A reação básica completa de oxidação para o hidrogênio é:

$2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O$ onde esta reação libera $\Delta H = 286.470,0$ [kJ/kmol] de energia térmica.

O enxofre tem uma temperatura de ignição de 243°C e produz na queima um dos radicais mais poluentes o SO_x ^[75].

A reação básica completa de oxidação para o enxofre é:

$S + O_2 \longrightarrow SO_2$ onde esta reação libera $\Delta H = 296.774$ [kJ/kmol] de energia térmica ^[75].

O carbono é um dos mais importantes elementos combustíveis, e é parte essencial de qualquer hidrocarboneto seja sólido, líquido ou gasoso. A oxidação do carbono é mais difícil e mais lenta do que o hidrogênio e o enxofre. Embora o carbono possua temperatura de ignição inferior a do hidrogênio 407°C ele é sólido e queima mais devagar ^[75].

A reação de oxidação do carbono se dá em duas etapas, primeiro a oxidação para CO e se houver condições adequadas, a queima completa em CO₂ ^[75].

$2C + O_2 \longrightarrow 2CO$ onde esta reação libera $\Delta H = 110.380,0$ [kJ/kmol] de energia térmica.

A próxima esta depende da existência de oxigênio suficiente, em caso positivo:

$2CO + O_2 \longrightarrow 2CO_2$ onde esta reação libera $\Delta H = 283.180,0$ [kJ/kmol] de energia térmica ^[75].

Na prática raramente se utiliza oxigênio puro no processo de combustão. Utiliza-se ar ambiente como fonte de oxigênio. Em base molar ou volumétrica o ar é composto de 21% de O₂ e 79% de N₂ e parcelas pequenas de outros gases. Se o ar for considerado em base de massa é composto de 23,2% de O₂ e 76,8% de N₂ e considera-se a massa molecular média do ar de 28,97 [kg/kmol] ^[75].

Um dos parâmetros essenciais nos cálculos de combustão é a relação teórica ar-combustível. Essa relação é a quantidade mínima de ar necessária para assegurar a combustão completa^[75].

Segundo Lima *et al.*(2003) a equação (3.61) representa o cálculo da relação ar-combustível teórica em base de massa^[75].

$$(A/C)_{i,m} = [2,66.\%C + 7,94.\%H_2 + 0,998.\%S - \%O_2] / (0,232) \quad (3.61)$$

Onde: 0,232 é a fração em massa de O₂ em base seca.

Segundo Lima *et al.*(2003) para os combustíveis gasosos e líquidos é mais simples trabalhar com composição em base volumétrica ou molar^[75].

Assim a equação teórica que representa a relação ar-combustível é (3.62):

$$(A/C)_{i,mol} = [Z_c + Z_H / 4 + Z_S - Z_O / 2] / (0,21) \text{ [kmol de ar/kmol de combustível]} \quad (3.62)$$

Onde:

Z_i: representa o número de kmol i-ésimo componente (% do elemento em base molar.número de kmol do elemento) do combustível para kmol do combustível^[75].

Segundo Lima *et al.*(2003) a relação ar-combustível teórica em base molar pode ser passada para base de massa usando a seguinte equação (3.63) ^[75]:

$$(A/C)_{i,m} = [28,97.(A/C)_{i,mol}] / (MM_{comb}) \quad (3.63)$$

Onde:

MM_{comb} é a massa molecular do combustível.

De acordo com Lima *et al.*(2003) o processo real de combustão é diferente do teórico. A sigla clássica adotada na literatura é MATTP que significa: Mistura adequada dos reagentes, Ar suficiente, Temperatura acima da temperatura de ignição, tempo suficiente para que ocorra a reação completa e , massa específica suficiente para a propagação da chama.Como a mistura perfeita é raramente atingida num processo real, deve ser fornecido excesso de ar para garantir a combustão^[75].

Segundo Lima *et al.*(2003) o excesso de ar deve ser mantido num patamar razoável, pois se extrapolar muito determinados valores pode resultar em aumento de perdas de energia e emissão de NO_x . Dependendo do excesso de ar e do grau de mistura obtido os gases de exaustão podem resultar nos produtos da combustão completa, ou seja, CO₂, vapor d' água e SO₂ mais os produtos da combustão incompleta como combustível não queimado, CO, além de hidroxilas e aldeídos, N₂ (sempre presente), O₂ não usado, partícula de cinzas e NO_x. Desses todos a água, o oxigênio e o nitrogênio não são poluentes^[75].

De acordo com Lima *et al.*(2003) há dois parâmetros que indicam o excesso de ar fornecido: o coeficiente de diluição e o coeficiente de excesso de ar.^[75]

As equações (3.64) e (3.65) indicam o coeficiente de diluição e o excesso de ar respectivamente.

$$DC = \frac{(A/C)_{m,Real}}{(A/C)_{T,teórica}} \quad (3.64)$$

$$\% = 100. \cdot [(A/C)_{Real} - (A/C)_{Teórica}] / (A/C)_{Teórica} \quad (3.65)$$

Segundo Lima *et al.*(2003) a relação ar-combustível em massa real, é obtida de dispositivos de monitoramento de gases de exaustão como o Orsat e Cromatógrafo de gases^[75].

Índices de desempenho da cogeração

De acordo com Silva *et al.*,(2009) os fatores de utilização de energia e de disponibilidade são alguns dos critérios adotados para sistemas de cogeração. Em ambos os fatores, a energia elétrica não é tratada diferentemente da energia térmica, pois o sistema de cogeração fornece os dois tipos de energia^[73].

O fator de utilização de energia FUE é um parâmetro de desempenho baseado na primeira lei da Termodinâmica e é dado pela equação (3.66)^[73]:

$$FUE = \frac{\dot{Q}_{cg} + \dot{W}_{elcg}}{\dot{Q}_{fcomb}} \quad (3.66)$$

Onde:

\dot{Q}_{cg} : potência térmica gerada pelo sistema de cogeração.

\dot{W}_{elcg} : potência elétrica gerada pelo sistema de cogeração.

\dot{Q}_{fcomb} : energia por unidade de tempo proveniente do combustível e fornecida ao sistema de cogeração.

O subscrito (cg) significa cogeração.

O fator de utilização de disponibilidade FUD é um parâmetro de desempenho baseado na segunda lei da Termodinâmica e é dado pela equação (3.67)^[73]:

$$FUD = \frac{A_{elcg} + A_{tcg}}{A_{comb}} \quad (3.67)$$

Onde:

A_{elcg} : disponibilidade elétrica gerada no sistema de cogeração.

A_{tcg} : disponibilidade térmica gerada no sistema de cogeração.

A_{comb} : disponibilidade química do combustível fornecida ao sistema de cogeração.

De acordo com Silva *et al.*,(2009) os fatores FESR-Fuel Energy Savings Ratio e FASR-Fuel Availability Savings Ratio, são baseados na primeira e na segunda lei da Termodinâmica respectivamente. Estes índices são relacionados ao potencial energético e exerético de um combustível [73].

Assim de acordo com a equação (3.68):

$$\Delta_F = \frac{\dot{Q}_{cgc}}{\eta_{caldc}} + \frac{\dot{W}_{elcg}}{\eta_{elc}} - \dot{m}_{comb} \cdot PCI \quad (3.68)$$

Onde:

$$\eta_{caldc} = \frac{\dot{Q}_{caldc}}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI}$$

$$\eta_{elc} = \frac{\dot{W}_{elc}}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI}$$

$$FESR = \frac{\Delta_F}{\left(\frac{\dot{Q}_{cgc}}{\eta_{caldc}} + \frac{\dot{W}_{elcg}}{\eta_{elc}} \right)} \quad (3.69)$$

$$\Delta_{AF} = \frac{A_{tcg}}{\epsilon_{caldc}} + \frac{\dot{W}_{elcg}}{\epsilon_{elc}} - \dot{m}_{comb} \cdot a_{comb} \quad (3.70)$$

Onde:

$$\epsilon_{caldc} = \frac{A_{caldc}}{\dot{m}_{comb} \cdot a_{comb}} \quad (3.71)$$

$$\epsilon_{elc} = \frac{\dot{W}_{elc}}{\dot{m}_{comb} \cdot a_{comb}} \quad (3.72)$$

$$FASR = \frac{\Delta_F}{\left(\frac{A_{icg}}{\mathcal{E}_{caldc}} + \frac{W_{elcg}}{\mathcal{E}_{elc}} \right)} \quad (3.73)$$

Os critérios de desempenho de um sistema de cogeração são conforme a tabela III.11.

Tabela III.11 - Critérios de desempenho de sistema de cogeração^[73].

FUE	Fator de utilização de energia	$FUE = \frac{\dot{Q}_{cg} + \dot{W}_{elcg}}{\dot{Q}_{fcomb}}$
FUD	Fator de utilização de disponibilidade	$FUD = \frac{A_{elcg} + A_{icg}}{A_{comb}}$
FESR	Fator de economia de combustível (Fuel Energy Savings)	$FESR = \frac{\Delta_F}{\left(\frac{\dot{Q}_{cg}}{\eta_{caldc}} + \frac{W_{elcg}}{\eta_{elc}} \right)}$
FASR	Fator de economia de disponibilidade de combustível (Fuel Availability Ratio)	$FASR = \frac{\Delta_F}{\left(\frac{A_{icg}}{\mathcal{E}_{caldc}} + \frac{W_{elcg}}{\mathcal{E}_{elc}} \right)}$

4. Materiais e Métodos

Realizou-se uma comparação de um estudo de Silva(2009), de uma micro central de cogeração, composta de uma caldeira aquotubular, turbina de contra pressão com duas extrações, condensador de contato direto e duas bombas centrífuga destinadas a reposição da água no ciclo de Rankine com reaquecimento, onde a caldeira foi acionada em conjunto pela queima de : alcatrão vegetal, Gás de carbonização de madeira (CO,CO₂,CH₄,C_nH_{2n} e H₂), serragem e pó de carvão vegetal conforme tabela IV.1, que mostra os dados de entrada para o cálculo da energia elétrica do sistema de cogeração, onde as análises imediata dos combustíveis estavam em base úmida, e tiveram como resultados a potência elétrica de 1102kW e os índices de desempenho da tabela IV.2, sendo que estes índices foram calculados considerando a potência térmica e a disponibilidade dos combustíveis juntos^[56].

Observou-se no trabalho de Silva(2009) que os combustíveis estavam em reservatórios separados uns dos outros sendo queimados por queimadores independentes na câmara de combustão da caldeira^[73].

No estudo feito por Silva(2009) os cálculos do sistema de cogeração foram feitos com o *EES- Engineering Equation Solver*, uma ferramenta computacional que calculou os parâmetros e os índices de desempenho de um sistema de cogeração^[73].

Para o sistema proposto neste trabalho, foi adotado o modelo de balanço energético e exergético feito por Lima *et al*(2003), utilizando planilhas de Excel, a partir dos parâmetros de entrada, para obter os índices de desempenho do sistema de cogeração, sendo que a potência elétrica foi fixada em 500kWh^[75].

Tabela IV. 1- Dados de entrada e saída empregados por Silva *et al.*(2009)^[73].

Dados de entrada de cálculo para a cogeração [1102kW]		Combustíveis			
		Alcatrão	Gás de Carbonização	Pó de Carvão Vegetal	Serragem
1	Teor de Umidade do Combustível (%) base umida	10	70	5	30
2	Poder Calorífico Inferior PCI (kJ/kg)	22393	4472	29357	14617
3	Disponibilidade química do combustível(kJ/kg)	24375	5087	31164	17643
4	Vazão Mássica de combustível (kg/h)	300	3500	250	200
5	Coefficiente de excesso de ar (%)	1,2	1,1	1,2	1,3
6	Temperatura do combustível à entrada da Caldeira (°C)	90	80	25	25
7	Temperatura Adiabática de chama (°C)	2897	1825	2711	2463
8	Relação Ar-combustível	6,4	2	9,7	4,4
Dado de saída do cálculo para cogeração					
9	Temperatura do vapor à saída da caldeira (°C)	320	320	320	320

Assim, realizou-se o dimensionamento de uma central de cogeração de ciclo de Rankine de reaquecimento, a partir de alguns dados de saída do trabalho desenvolvido por Silva (2009), e determinou-se a demanda de GN e de algumas biomassas necessárias para atender a

produção de uma aciaria elétrica a arco que produz 100 toneladas de aço por corrida, com tempo de corrida de 60 minutos em média, considerando um o forno elétrico a arco que utiliza injeção de combustíveis e tendo ferro-esponja na carga metálica ^[80].

Pela tabela IV. 2, observa-se que a potência elétrica gerada pelo sistema estudado por Silva(2009) é 2 vezes o valor da potência necessária para alimentar um forno a arco elétrico e produzir uma tonelada de aço, conforme descrito no capítulo 3, onde verificou-se um consumo efetivo de energia elétrica de 500kWh/t de aço .

Tabela IV. 2- Índices de desempenho de uma micro central elétrica obtidos por Silva *et al.*(2009)^[73].

Potência elétrica gerada Eficiência de 80% do turbogerador (kW)	Fator de utilização de energia FUE(%)	Fator de utilização de disponibilidade FUD (%)	Fator de economia de energia do combustível FESR(%)	Fator de economia de disponibilidade de combustível FASR(%)
1102	86,5	27,9	48,5	35,8

Os dados de entrada dos combustíveis do sistema de cogeração proposto neste texto foram:

- O coeficiente de correção segundo modelo de Lima *et al* (2003) para balanços em caldeiras [1-*M-Cz*];
- A análise elementar do gás natural e das biomassas [% base seca];
- A análise imediata do gás natural e das biomassas [% base seca];
- O teor de umidade das biomassas [% base seca];
- O teor de cinzas das biomassas [% base seca];
- O teor de material volátil do gás natural e das biomassas [% base seca];
- O teor de carbono fixo das biomassas [% base seca];
- O PCS segundo a fórmula de Dulong, equação (3.51) [kJ/kg];
- O PCI calculado segundo o modelo de Lima *et al*(2003) [kJ/kg];
- O PCI segundo a fórmula de Dulong [kJ/kg];
- A Relação A/C segundo o modelo de Lima *et al* (2003) [%];
- A vazão de combustível [kg/h], calculado a partir da equação (3.3) de rendimento térmico;

Assim, com os dados de entrada, descritos anteriormente, foi possível calcular a temperatura do vapor à saída da caldeira.

Comparando os valores do PCI dos combustíveis usados por Silva *et al.*(2009), com os valores calculados do PCI do bagaço de cana, casca de café, capim-elefante e casca de arroz, observou-se que é possível fazer a substituição.

Para dimensionar os parâmetros do sistema de cogeração em estudo, admitiu-se que a vazão de vapor à saída da caldeira, o trabalho das bombas B1 e B2 sejam iguais aos valores obtidos por Silva *et al.*(2009) conforme a tabela IV.3.

Tabela IV. 3- Parâmetros do ciclo de Rankine estudado por Silva *et al.*(2009)^[73].

Vazão de vapor produzida pela caldeira (kg/h)	Vazão de vapor disponível para o processo (kg/h)	Título do vapor (%)	Trabalho da bomba B1(kW)	Trabalho da bomba B2(kW)
11285	9818	98	0,9	11,1

Na sequência foi feito o dimensionamento considerando a utilização de briquetes de biomassas: Bagaço de cana, Capim-elefante, casca de café e Casca de arroz respectivamente para verificar a demanda.

Considerou-se que as biomassas foram briquetadas, secas e levadas aos queimadores da caldeira aquotubular. Neste momento mistura-se com ar na relação ar-combustível já calculada e libera-se calor através da reação de combustão.

Assim foi possível comparar o GN e as biomassas citadas, em uma Aciaria elétrica a arco, pelo consumo de energia elétrica.

Em uma aciaria elétrica a forno FEA, a combustão das biomassas ocorre na câmara de combustão da caldeira da micro central de cogeração e no queimador oxi-combustível instalado no forno para a injeção.

Os dados da análise elementar da casca de café, da casca de arroz e do capim elefante, foram fornecidos através do contato com o Doutorando da Redemat- Carlos Frederico Campos Assis, onde as biomassas foram homogeneizados, quartiados, pulverizados e classificados na granulometria abaixo de 200#, usando para isso adaptação da norma europeia EN 14780 (biocombustíveis sólidos - A preparação da amostra) e preparadas no Laboratório de Tratamento Minério do Departamento de Minas Universidade Federal de Ouro Preto. No caso da análise química elementar foi adaptada da norma EN 15104 e EN 15289 e a análise do poder calorífico da norma EN 14918^[81].

A análise elementar do bagaço de cana foi obtida da literatura referenciada neste texto^[19].

Os dados do gás natural foram obtidos da literatura referenciada neste trabalho, conforme a tabela IV.4.

Tabela IV. 4- Análise elementar do gás natural ^[60]

Elementos	Símbolos	PCI (KJ/kg)	% em massa	MM(g/mol)	Número de mols(para 100g)
Metano	CH ₄	50.000,00	0,6444	16,01	5,590
Etano	C ₂ H ₆	51.920,00	0,07965	30,02	0,197
Propano	C ₃ H ₈	46.400,00	0,03216	44,03	0,036
n-Butano	NC ₄ H ₁₀	49.580,00	0,00807	58,04	0,005

Os dados de análise imediata das biomassas foram obtidos da literatura referenciada neste trabalho, conforme a tabela IV.5.

Tabela IV. 5- Análise Imediata de biomassas citadas pela literatura.

Combustíveis	Material Volátil [%] b.s	Umidade [%]b.s	Teor de cinzas [%]b.s	Carbono fixo [%]b.s	Densidade [kg/m ³]b.s	PCI [kJ/kg]	Fonte
Bagaço de cana	86,4	6,4	4,4	9,2	150	15.491,90	[19]
Casca de café	78,5	10	2,4	19,1	196	18.388,44	[24]
Casca de arroz	63,6	9,3	20,6	15,8	120	14.164,92	[39]
Capim elefante	72,8	10,8	14,95	12,25	50-60	17.585,40	[34]

Resultados obtidos por Silva (2009) durante a análise da micro central, revelaram a fração mássica dos produtos da combustão, conforme tabela IV.6.

Tabela IV. 6- Produtos da combustão Fração mássica (% 100g) ^[73].

Combustíveis	CO ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂	SO ₂
Alcatrão	0,2091	0,07696	0,6796	0,03435	0,0
Gás de carbonização	0,2203	0,2009	0,5647	0,01411	0,0
Carvão	0,2284	0,02971	0,7062	0,03576	0,0
Serragem	0,1971	0,1033	0,6538	0,04583	0,0

Os dados da literatura mostraram que o rendimento térmico ou eficiência de primeira lei, para o ciclo de cogeração variou de 30 a 40% [49, 51, 52, 53,54]. O rendimento térmico utilizado para o cálculo da vazão foi de 33%, que de acordo com a equação (3.3), relaciona a energia elétrica consumida pelo FEA, pelo produto da vazão mássica de combustível e o poder calorífico inferior do combustível na caldeira. As perdas por irreversibilidades nos equipamentos, que somados foram de 7606kW de acordo com o anexo 4 deste texto, que representaram a perda da capacidade do combustível em produzir calor^[73].

O rendimento térmico global obtido por Silva(2009), considerando a mistura dos combustíveis foi de 33%, considerando a potência real produzida pela turbina (1.102,0kW), com 80% de eficiência do turbogerador, sendo que pode determinar o rendimento térmico considerando os combustíveis individualmente ^[73]:

- Rendimento térmico com Alcatrão: 28,47% ^[73].
- Rendimento térmico com gás de carbonização: 12,22% ^[73].
- Rendimento térmico com pó de carvão vegetal: 26,06% ^[73].
- Rendimento térmico com serragem: 32,71% ^[73].

As perdas térmicas no sistema de cogeração proposto por Silva (2009) foram de 20% no total, conforme anexo 4 ^[73].

O cálculo do poder calorífico inferior dos combustíveis foi feito a partir dos dados das análises elementar e imediata, corrigidos de acordo com a equação (3.58) e na sequência as equações (3.59) e (3.60) para calcular o PCS e o PCI.

Para o cálculo da vazão de combustível, no sistema de cogeração, foi adotado a potência elétrica necessária para a produção de uma tonelada de aço no forno a arco de 0,5MWh ^[44].

Para o cálculo da vazão de combustível, no sistema de injeção, foi adotado a potência necessária para a metalização do ferro-esponja a 98% (que equivale a 15,3kWh/corrida em um tempo de 60 minutos) ^[50].

Para cada combustível foi feito o cálculo da temperatura à saída da caldeira através da equação (4.1) abaixo, que relaciona a taxa de transferência de calor do combustível para água na caldeira:

$$\dot{Q} = \dot{m}_{comb} . PCI_{comb} = \dot{m}_{\acute{a}gua} . c_p . \Delta T \quad (4.1)$$

Onde:

Do lado esquerdo da igualdade: $\dot{Q} = \dot{m}_{comb} . PCI_{comb}$ [kJ/h]

Do lado direito da igualdade: $\dot{Q} = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T$ [kJ/h]

\dot{Q} : Calor transferido pelo combustível a água [1.515,14kW] ^[73];

\dot{m}_{comb} : Vazão mássica de combustível na câmara de combustão da caldeira [kg/h];

PCI_{comb} : Poder calorífico inferior do combustível [kJ/kg];

$\dot{m}_{água}$: Vazão de água à entrada da caldeira 11.285,0[kg/h] ^[73];

c_p : Calor específico da água à entrada da caldeira: 4,187[kJ/kg.K] ^[71];

$\Delta T = T_f - T_0$: Variação de temperatura a entrada e à saída da caldeira.

T_0 : Temperatura à entrada da caldeira [K];

T_f : Temperatura à saída da caldeira [K];

Para cada combustível foi feito o cálculo de vazão de combustível da equação (4.2) abaixo, que relaciona a taxa de transferência de calor do combustível para o ferro-esponja:

$$\dot{Q} = \dot{m}_{comb} \cdot PCI_{comb} = \dot{m}_{ferroesponja} \cdot c_{ferroesponja} \cdot \Delta T \quad (4.2)$$

Onde:

Do lado esquerdo da igualdade: $\dot{Q} = \dot{m}_{comb} \cdot PCI_{comb}$ [kJ/h];

Do lado direito da igualdade: $\dot{Q} = \dot{m}_{ferroesponja} \cdot c_{ferroesponja} \cdot \Delta T$;

\dot{Q} : Energia de aquecimento do ferro-esponja: 15,3[MWh/corrída] em 60 minutos^[63];

PCI_{comb} : Poder calorífico inferior do combustível [kJ/kg];

\dot{m}_{comb} : Vazão mássica de combustível na lança de injeção do FEA [kg/h];

$\dot{m}_{ferroesponja}$: Massa de corrida de ferro-esponja: 105[t] ^[63];

$c_{ferroesponja}$: Calor específico do ferro esponja: 0,15[cal/g.°C] ^[63];

ΔT : Variação de temperatura de aquecimento do ferro-esponja para 98% de metalização: 900-50°C^[50];

Utilizou-se a relação: 1MWh=0,86.10⁹cal^[63];

Dados obtidos pela revisão bibliográfica, mostraram de acordo com a tabela IV.7 a produção anual brasileira do gás natural e das biomassas em estudo.

A tabela IV.7 também mostra a densidade [kg/m³], para o gás natural e para os briquetes do bagaço de cana, casca de café, casca de arroz e capim elefante.

Tabela IV. 7 Dados da produção anual brasileira dos combustíveis estudados.

Combustíveis	Produção anual [milhões t]	Densidade [kg/m ³]	Fonte
Gás Natural	12,6	0,70	[19]
Bagaço de cana	168,0	150	[22]
Casca de Café	2,0	1300	[27]
Casca de arroz	12,8	120	[38]
Capim-elefante	30,0	580	[33]

A tabela IV. 8 mostra os custos dos combustíveis segundo as fontes ^[19, 22, 27, 38, 33]. O custo do gás natural é calculado por metros cúbicos e foi considerado um valor médio entre as tarifas industriais consultadas e considerou-se a densidade do gás em 0,7kg/m³ para fazer a conversão ^[19], o custo da casca de arroz já inclui a moagem e o custo do capim elefante já inclui o preparo da terra, plantio, a colheita e a secagem.

Tabela IV. 8- Preço de combustível de acordo com o PCI.

Combustíveis	PCI [MJ/kg]	Preço [R\$/kg]	Preço [USD/MMBTU]
Gás natural	38,25	1,88 ^[19]	16,84
Bagaço de cana	11,31	0,23 ^[22]	13,83
Casca de Café	12,01	0,27 ^[27]	14,36
Casca de Arroz	8,21	0,08 ^[38]	13,13
Capim elefante	10,69	0,04 ^[33]	10,08

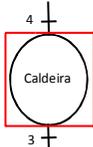
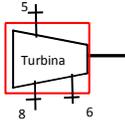
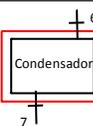
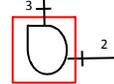
Após determinar o número de mols dos combustíveis anexo 2, foi possível determinar as reações de combustão os combustíveis do estudo de caso (anexo 2).

A figura 4.1 abaixo representa o fluxograma para o processo de cogeração que acionará o forno elétrico a arco da aciaria elétrica. Os equipamentos foram descritos nos itens 3.7.4 e 3.8.1 deste texto.

Observa-se no fluxograma que além da rota de cogeração, existe a rota de aquecimento de ferro-esponja a partir do calor dos combustíveis e do calor dos gases de exaustão da chaminé da caldeira, e a rota de recuperação dos gases de exaustão do FEA para o preaquecimento da sucata.

A tabela IV.9 mostra as características termodinâmicas dos equipamentos no ciclo de Rankine proposto.

Tabela IV.9- Características dos equipamentos do ciclo de Rankine proposto.

Pontos	Equipamentos	Característica	Hipótese	Conservação da massa	Primeira Lei	Volume de controle
3-4	Caldeira	$w_{3-4}=0$	$p=constante$	$m_3=m_4$	$q_{3-4}-w_{3-4}+(h_3-h_4)=0$	
5-6-8	Turbina	$w>0$	$q=0$	$m_5=m_8+m_6$	$q_{5-8-6}-w_{5-8-6}+(h_5-h_8-h_6)=0$	
6-7	Condensador	$w_{6-7}=0$	$p=constante$	$m_6=m_7$	$q_{6-7}-w_{6-7}+(h_6-h_7)=0$	
7-1	Bomba B1	$w_{7-1}<0$	$q=0$	$m_7=m_1$	$q_{7-1}-w_{7-1}+(h_7-h_1)=0$	
8-1-2	Aquecedor	$w_{8-1-2}=0$	$p=constante$	$m_2=m_8+m_1$	$q_{8-1-2}-w_{8-1-2}+(h_8-h_1-h_2)=0$	
3-2	Bomba B2	$w_{2-3}<0$	$q=0$	$m_2=m_3$	$q_{2-3}-w_{2-3}+(h_2-h_3)=0$	

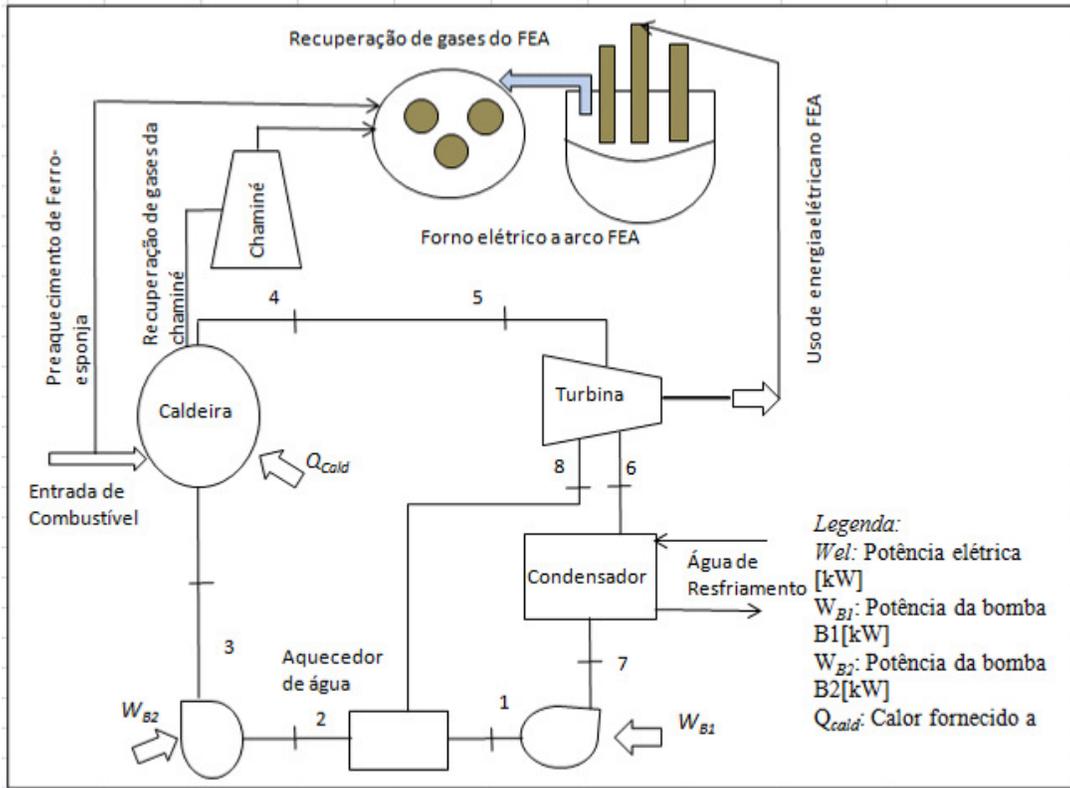


Figura 4.1- Instalação de Cogeração proposto.

Assim, a análise de exergia em cada volume de controle mostrado anteriormente avaliou a capacidade de cada equipamento de realizar trabalho, sendo que o balanço exerético foi feito em função do fluxo de exergia física a entrada e a saída do volume de controle. A tabela IV.10 mostra as equações utilizadas nos cálculos de exergia, onde a diferença $h-h_0$ representou o salto entálpico da mudança de estado e $s-s_0$ o salto entrópico, ambos em relação ao estado padrão.

Tabela IV.10: Equações de balanço exerético aplicados ao volume de controle.

Exergia	Energia	Símbolos	Volume de controle em regime permanente	Equações
Cnética	Cinética	$E_x = E_c = \frac{mV^2}{2}$	Exergia térmica	$\sum iQ_i [(T_i - T_0)/T_i] = Ex^T$
Potencial	Potencial	$E_{sp} = E_p = mgh$	Entrada no vc	$\sum em.exe = Exe$
Térmica	Térmica	$Ex^T = Q_i [(T_i - T_0)/T_i]$	Saída no vc	$\sum sm.exe = Exs$
Física		$ex_s = (u - u_0) + p_0(v - v_0) + \frac{V^2}{2} + gz - T_0(s - s_0)$	Fluxo de calor	$Ex^T + Exe = Exs + (W_{vc} - p_0 dV_{vc}/dt) + I_{rr} = 0$
		$ex_{vc} = (h - h_0) + \frac{V^2}{2} + gz - T_0(s - s_0)$	Irreversibilidade no vc	$I_{rr} = T_0 [\sum s.ms.s_s - \sum e.me.s_e - \sum Q_{vc}/T_r]$
			Entropia líquida gerada no vc	$\sigma_{vc} = \sum s.ms.s_s - \sum e.me.s_e - \sum Q_{vc}/T_r$
			Irreversibilidade no vc	$I_{vc} = T_0 \sigma_{vc}$

5. Resultados e Discussões

As análises energética e exergética do estudo de caso Silva *et al.*(2009) (Anexo 6 e 7) foram comparadas com o sistema de cogeração proposto e o aquecimento de ferro-esponja pelas lanças oxi-combustível neste capítulo.

Os dados da análise elementar do bagaço de cana foram obtidos da literatura referenciada neste trabalho, conforme a tabela V.1.

Tabela V.1- Análise elementar das biomassas.

Análise elementar (% em massa)	Elementos				
	C	H	O	N	S
Bagaço de Cana ^[19]	46,7	5,9	46,7	0,9	0
Casca de Café	43,3	5,28	40	2,04	0,24
Capim Elefante	38,6	5,16	36,9	1,47	0,19
Casca de Arroz	35,4	5,23	38,39	0,66	0,12

A tabela V.2 mostra a comparação entre os resultados dos parâmetros de funcionamento do sistema de cogeração:

- Silva(2009);
- Gás natural e biomassas;

Verificou-se que o Gás natural foi o combustível que obteve o maior poder calorífico inferior e a menor vazão para a cogeração de energia elétrica.

Os resultados obtidos por Silva *et al.*(2009) mostraram que a caldeira foi o equipamento que apresentou as maiores irreversibilidades. Silva(2009) constatou também que o teor de umidade dos combustíveis teve influência significativa na destruição da disponibilidade do ciclo ^[73].

Outra constatação foi que o teor de umidade e o teor de cinzas dos combustíveis, possuem uma influência no dimensionamento da combustão.

Tabela V.2- Comparação entre os parâmetros de combustão.

Resultados		Silva <i>et al</i>				GN+Biomassas						
Índices	Unidade	Alcatrão	Gás de carbonização (CO, CO ₂ , CH ₄ , CnH _{2n} e H ₂)	Pó de carvão vegetal	Serragem	Índices	Unidade	Gás Natural	Bagaço de Cana	Casca de café	Casca de Arroz	Capim elefante
Teor de unidade do combustível	% em massa base umida	10	70	5	30	Teor de unidade do combustível	% em massa base seca	0	6,4	10	9,3	10,8
Teor de Cinzas	% em massa	0	0	0	0,5	Teor de Cinzas	% em massa	0	4,4	2,4	20,6	14,95
Poder Calorífico Inferior	kJ/kg	22393	4472	29357	14617	Poder Calorífico Inferior	kJ/kg	38.248	12.932	12.012	7.854	10.126
Vazão mássica de combustível	kg/h	300	1750	250	200	Vazão mássica de combustível	kg/h	142,61	421,77	454,10	694,53	538,69
Temperatura a saída da caldeira	°C	320	320	320	320	Temperatura a saída da caldeira	°C	220,44	220,44	220,44	220,44	220,48
Relação Ar combustível	%	6,4	2	9,7	4,4	Relação Ar combustível	%	16,83	4,78	4,43	2,94	3,76

Pela tabela V.2 calculou-se a porcentagem efetiva entre a produção de energia elétrica e a energia fornecida pelos combustíveis entre os resultados de Silva(2009) e o modelo proposto, sendo que para Silva(2009) a potência gerada foi de 1.102kW com todos os combustíveis juntos, e a potência gerada pelo gás natural e as biomassas foi de 500kW, potência de produção de 1 tonelada de aço no FEA, considerando cada combustível individualmente:

- Gás natural: O calor fornecido pelo gás natural foi de (25,5MW), a potência elétrica gerada foi de (1.515,4kW), sendo que a porcentagem utilizada deste combustível foi de 5,94% sem considerar as perdas térmicas ao considera-las (20%) a porcentagem passou para 6,01% restando 94% (23,97MW) de saldo;
- Alcatrão: O calor fornecido pelo alcatrão foi de (1.866,33kW), a potência elétrica gerada foi de (1.102kW), sendo que a porcentagem utilizada deste combustível, considerando as perdas térmicas, foi de 59,05% restando 40,94% (764,08kW) de saldo;
- Gás de carbonização: O calor fornecido pelo gás de carbonização foi de (2.173,88kW), a potência elétrica gerada foi de (1.102kW), sendo que a porcentagem utilizada deste combustível, considerando as perdas térmicas, foi de 50,69% restando 49,30% (1.071,88kW) de saldo;

- Pó de carvão vegetal: O calor fornecido pelo pó de carvão vegetal foi de (2.038,68kW), a potência elétrica gerada foi de (1.102kW), sendo que a porcentagem utilizada deste combustível, considerando as perdas térmicas, foi de 54,05% restando 45,94% (936,69kW) de saldo;
- Serragem: O calor fornecido pela serragem foi de (9812,05kW), a potência elétrica gerada foi de (1.102kW), a porcentagem de necessidade efetiva deste combustível, considerando as perdas térmicas, foi de mais de 100% (1,35%);
- Bagaço de cana: O calor fornecido pelo bagaço de cana foi de (5,44MW), a potência elétrica gerada foi de (1.515,14kW), sendo que a porcentagem utilizada deste combustível foi de 27,84% sem considerar as perdas térmicas ao considera-las (20%) a porcentagem passou para 29,32% restando 71% (3,85MW) de saldo;
- Casca de Café: O Calor fornecido pela casca de café foi de (5,06MW), a potência elétrica gerada foi de (1.515,17kW), sendo que a porcentagem utilizada deste combustível foi de 29,97% sem considerar as perdas térmicas ao considera-las (20%) a porcentagem passou para 31,7% restando 68% (3,45MW) de saldo;
- Casca de arroz: O calor fornecido pela casca de arroz foi de (3,31MW), a potência elétrica gerada foi de (1.515,15kW), sendo que a porcentagem utilizada deste combustível foi de 45,84% sem considerar as perdas térmicas ao considera-las (20%) a porcentagem passou para 50,01% restando 50% (1,65MW) de saldo;
- Capim elefante: O calor fornecido pelo capim elefante foi de (4,26MW), a potência elétrica gerada foi de (1.515,71kW), sendo que a porcentagem utilizada deste combustível foi de 35,5% sem considerar as perdas térmicas ao considera-las (20%) a porcentagem passou para 38,01% restando 62% (2,64MW) de saldo;

Pela figura 5.1 vê-se a comparação das vazões entre os combustíveis:

- O consumo de gás de carbonização é 24,54 vezes o consumo de GN, sendo que devido a desproporção do consumo deste combustível não foi incluído no gráfico;
- O consumo de pó de carvão vegetal é 1,75 vezes a do GN;
- O consumo de serragem é 1,4 vezes a do GN;
- O consumo de alcatrão é 2,10 vezes a do GN;
- O consumo de bagaço de cana é 2,96 vezes a do GN;
- A casca de café é 3,18 vezes a do GN,
- A casca de arroz é 4,87 vezes a do GN;

— O consumo de capim elefante é 3,78 vezes o consumo do GN para a produção de 500kWh/t de aço na cogeração.

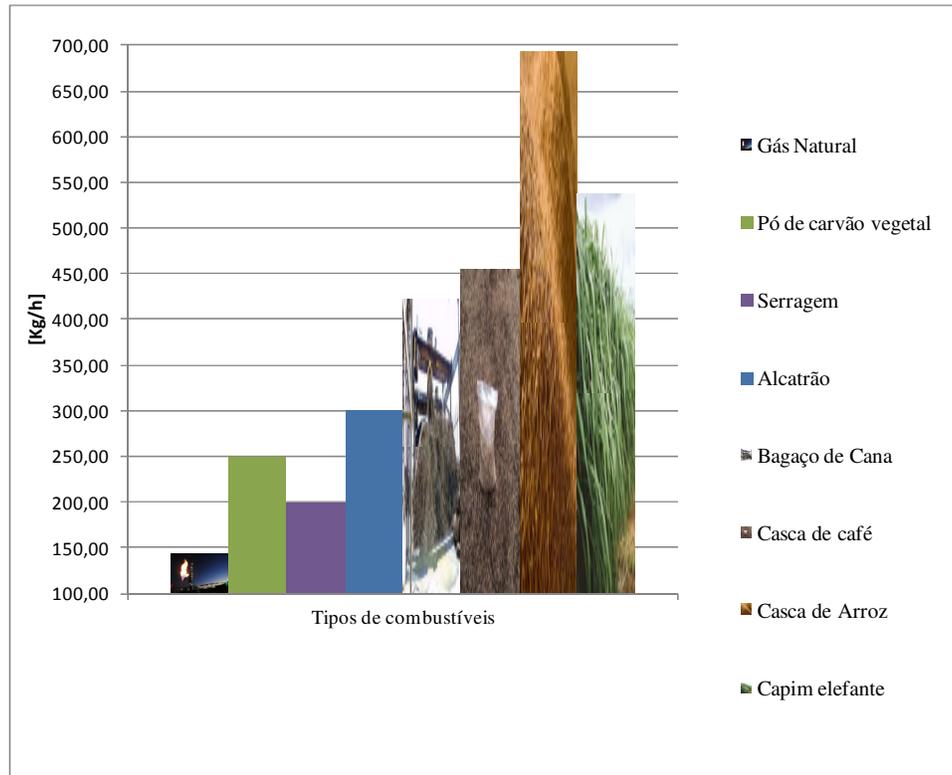


Figura 5.1- Comparação entre consumo de combustível para cogeração.

Assim verificou-se que o teor de umidade e o teor de cinzas implicaram nas diferenças encontradas para a temperatura à saída da caldeira e para a relação ar-combustível.

Verificou-se através das equações (3.40), (3.41), (3.42) e do Anexo (6) que a disponibilidade química e o PCI dos combustíveis foram influenciados pela variação da umidade, sendo que:

- Alcatrão vegetal: Com um aumento de 30% (de 10% para 40%) no teor de umidade, o PCI caiu de 22.393kJ/kg para 15.000kJ/kg e a disponibilidade química caiu de 25.000kJ/kg para 15.500kJ/kg^[73];
- O gás de carbonização: Com um aumento de 20% (de 60% para 80%) no teor de umidade o PCI caiu de 4.472kJ/kg para 2000kJ/kg e a disponibilidade química caiu de 5.500kJ/kg para 2.500kJ/kg^[73];
- O pó de carvão vegetal: Com um aumento de 30% (de 5% para 30%) no teor de umidade o PCI caiu de 29.357kJ/kg para 21.000kJ/kg e a disponibilidade química caiu de 31.000kJ/kg para 23.000kJ/kg^[73];

- A serragem: Com um aumento de 30% (de 10% para 60%) no teor de umidade o PCI caiu de 19.617kJ/kg para 9.500kJ/kg e a disponibilidade química caiu de 21.000kJ/kg para 11.000kJ/kg^[73];

Com relação às biomassas, pode verificar as reduções no PCI e na disponibilidade química:

- Bagaço de cana: Com um aumento de 30 % de umidade o PCI caiu de 12.932,37kJ/kg para 12.604,62kJ/kg e a disponibilidade química caiu de 16.786,87kJ/kg para 16.361,44kJ/kg;
- Casca de Arroz: Com um aumento de 30% de umidade o PCI caiu de 7.853,56kJ/kg para 7.465,14kJ/kg e a disponibilidade química caiu de 8.501,58kJ/kg para 7.797,09kJ/kg;
- Casca de Café: Com um aumento de 30% de umidade o PCI caiu de 12.011,9kJ/kg para 11.520,32kJ/kg e a disponibilidade química caiu de 13.888,87kJ/kg para 13.320,47kJ/kg;
- Capim elefante: Com um aumento de 30% de umidade o PCI caiu de 10.125,55kJ/kg para 9.594,63kJ/kg e a disponibilidade química caiu de 10.726,00kJ/kg para 10.163,00kJ/kg;

Outra comparação entre os combustíveis foi feita pela tabela V.3 que mostra o valor dos combustíveis na unidade de energia:

Tabela V.3-Valor dos combustíveis propostos na unidade de energia.

Combustíveis	Unidades	Gás Natural	Bagaço de cana	Casca de café	Casca de arroz	Capim elefante
PCI	MJ/kg	38,25	12,93	12,01	7,85	10,13
Densidade *	kg/m ³	0,7	600	1300	610	1300
Custos	R\$/kg	1,88	0,31	0,35	0,16	0,12
Custos	USD/MMBTU	16,84	13,83	14,36	13,13	10,08
Custos	TEP	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12

*Combustível briquetado quando sólido.

Os dados do cálculo da temperatura à saída da caldeira, equação (4.1) são representados na tabela V.4

A partir dos resultados vistos na tabela V.4, foi calculado para cada biomassa a nova fração mássica e o número de mols que realmente realizaram a combustão na caldeira pelo anexo 2 e 3.

Tabela V.4 - Cálculo da temperatura à saída da caldeira de acordo com os combustíveis

Tipos de Combustíveis			Gás Natural	Bagaço de Cana	Casca de café	Casca de Arroz	Capim elefante
Parâmetros de Entrada	Símbolos	Unidades					
Teor de Umidade	M	%		6,40	10,00	9,30	10,80
Teor de Cinzas	CZ	%	0	4,40	2,40	20,60	14,95
Coefficiente de correção	[1-M-CZ]	%	1	0,89	0,88	0,70	0,74
Material volátil	VM	%		77,07	68,77	44,37	54,05
Carbono fixo	FC	%		8,21	16,73	11,08	9,10
Enxofre	S	%		0,00	2,10	0,08	1,78
PCS fórmula de Dulong	PCS^[50]	kJ/kg		14.222,74	13.250,96	8.868,66	11.231,55
Carbono	C	%		41,66	37,93	24,82	32,15
Hidrogênio	H ₂	%		5,26	4,63	3,67	3,92
Oxigênio	O ₂	%		41,66	35,04	26,91	29,70
Nitrogênio	N ₂	%		0,80	1,79	0,46	1,51
Enxofre	S	%		0,00	0,21	0,08	0,18
Metano	CH ₄	%	0,64	0,00	0,00	0,00	0,00
Etano	C ₂ H ₆	%	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00
Propano	C ₃ H ₈	%	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Butano	NC ₄ H ₁₀	%	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Poder calorífico inferior	PCI^[58]	kJ/kg	38.247,76	12.932,37	12.011,90	7.853,56	10.125,55
PCI fórmula de Dulong	PCI	kJ/kg	35,95^[60]	13.177,79	12.437,82	8.258,42	10.600,72
Relação Ar-combustível	(A/C)_{t,m}	%	16,83	4,78	4,43	2,94	3,76
Vazão de combustível	mcomb	kg/h	142,61	421,77	454,10	694,53	538,69
Temperatura do vapor à saída caldeira	T	°C	220,44	220,44	220,44	220,44	220,48

As tabelas V.5, V.6, V.7, V.8, V.9, V.10. e V.11 mostram as propriedades termodinâmicas encontradas para cada um dos oito pontos do ciclo de Rankine.

Ponto 4 e 5 (Saída da Caldeira/entrada da turbina):

Tabela V.5 - Cálculo das propriedades do vapor superaquecido à saída da caldeira

Vapor superaquecido	Temperatura [°C]	Pressão [kPa]	Entalpia [kJ/kg]	Entropia [kJ/kg.K]
[71]	220	2318	2802,1	6,2861
Valores Interpolados	220,44	2338,16	2802,21	6,2830
[71]	225	2548	2803,3	6,2503

Ponto 6 (Saída da Turbina/entrada no condensador):

A identificação das propriedades da mistura líquido e vapor saturado são feita pela relação abaixo:

$$h=u+P.v \text{ [J/kg]}^{[71,75]}$$

$$h=(1-x).h_l+x.h_v \text{ }^{[71,75]}$$

$$\text{ou } h=h_l+h_v$$

Onde: x é o título da mistura líquido e vapor saturado e será utilizado o valor de 0,98^[56].

O condensador recebe também entrada de água de um reservatório para a troca térmica ^[56].

Considera-se que a água está a 25°C e 101,3kPa como estado de referências para os cálculos^[71].

As propriedades da água a 25°C e 101,3kPa são: h_0 : 104,9kJ/kg, s_0 : 0,3674kJ/kg, u_0 : 104,88kJ/kg, v_0 : $1,0029.10^{-3}m^3$ ^[71].

Tabela V. 6- Propriedades da mistura líquido e vapor saturado à entrada do condensador.

Mistura líquido e vapor saturado	Temperatura [°C]	Pressão [kPa]	Entalpia [kJ/kg]	Entropia [kJ/kg.K]
[71]	78,2425	7,3837	2526,165	8,10331

Ponto 8 (Saída da Turbina/entrada no aquecedor de água):

A potência gerada pela a turbina é 0,5MW ou 159,5kJ/kg de vapor, considerando a turbina como volume de controle calcula-se as propriedades à saída da turbina.

A equação deve ser dividida pela taxa de vapor(m) em [kg/h] e considerar a turbina como adiabática ($Q=0$).

A partir do valor da entalpia obtida pela primeira lei no volume de controle da turbina calculam-se as demais propriedades por interpolação.

Tabela V.7- Propriedades do vapor aquecido à entrada do aquecedor de água.

Vapor superaquecido	Temperatura [°C]	Pressão [kPa]	Entalpia [kJ/kg]	Entropia [kJ/kg.K]
[71]	75,00	38,58	2636,8	7,67
Valores interpolados	78,24	44,29	2642,70	7,62
[71]	80,00	47	2645,90	7,5939

Ponto 7 (Saída do condensador/entrada na bomba B1):

A água ao passar pelo condensador sofre uma mudança de estado, de mistura de líquido e vapor para líquido saturado. Admite-se que a água à saída do condensador estará à temperatura entre 25 a 40°C.

Nesta condição obtêm as propriedades termodinâmicas da água pela tabela de propriedades termodinâmicas, anexo 3 ^[54,56].

Tabela V.8- Propriedades do líquido saturado à entrada da bomba B1.

Líquido Saturado	Temperatura [°C]	Pressão [kPa]	Entalpia [kJ/kg]	Entropia [kJ/kg.K]
[71]	40	7,3837	167,54	0,5724

Ponto 1 (Saída da Bomba B1/entrada do aquecedor):

O trabalho empregado pela bomba B1 é 0,9MW ou 0,33kJ/kg de vapor, considerando a bomba como volume de controle calcula-se as propriedades à saída da bomba.

A equação deve ser dividida pela taxa de vapor(m) em [kg/h] e considerar a bomba como adiabática ($Q=0$).

A partir do valor da entalpia obtida pela primeira lei no volume de controle da bomba calcula-se as demais propriedades por interpolação.

Tabela V.9- Propriedades do líquido comprimido à entrada do aquecedor.

Líquido comprimido	Temperatura [°C]	Pressão [kPa]	Entalpia [kJ/kg]	Entropia [kJ/kg.K]
[71]	75	38,58	313,93	1,0155
Valores interpolados	76,43	41,04	319,79	1,0322
[71]	80	47,39	334,91	1,0753

Ponto 2 (Saída do aquecedor de água/entrada na bomba B2):

Para a determinação das propriedades à saída do aquecedor, deve-se aplicar a primeira lei considerando-o um volume de controle.

Tabela V.10- Propriedades do líquido saturado à entrada da bomba B2.

Líquido Saturado	Temperatura [°C]	Pressão [kPa]	Entalpia [kJ/kg]	Entropia [kJ/kg.K]
Valores calculados	40	41,04	2389,38	6,01

Ponto 3 (Entrada da Caldeira/Saída da bomba B2):

A água no estado de líquido comprimido que entra na caldeira é calculado, aplicando a primeira lei no volume de controle da caldeira.

O calor fornecido pelo combustível calculado anteriormente é utilizado novamente.
 A bomba utiliza a potência de 11,1kW ou 4,07kJ/kg de água para levar a água até a caldeira.

Tabela V.11- Propriedades do líquido comprimido à entrada da caldeira.

Líquido Comprimido	Temperatura [°C]	Pressão [kPa]	Entalpia [kJ/kg]	Entropia [kJ/kg.K]
Valores calculados	105	1535,92	2402,34	6,01

Comparação dos índices de desempenho do sistema de cogeração:

Os cálculos dos índices de desempenho FUE, FUD, FESR e FASR, tabela V.12, foram feitos com as equações (3.66), (3.67), (3.69) e (3.73) respectivamente descritas no capítulo 3.

As diferenças encontradas para os índices de desempenho são atribuídas ao valor da temperatura à saída da caldeira, que por sua vez está ligada ao teor de umidade e teor de cinzas do combustível, as perdas térmicas durante a combustão na caldeira e a potência requerida.

A partir da demanda de 500kWh no forno elétrico a arco, utilizando o gás natural ou as biomassas observou-se que o aumento de 30% no teor de umidade dos combustíveis sólidos:

- Bagaço de cana: O FUE, fator que mede a capacidade de aproveitamento de calor do combustível pelo sistema, reduziu de 86,04% para 85,76% e o FUD, fator que mede a capacidade de realização de trabalho com o calor do combustível reduziu de 23,88% para 23,81%;
- Casca de Café: O FUE reduziu de 86,04% para 85,71% e o FUD reduziu de 26,81% para 26,79%;
- Casca de Arroz: O FUE reduziu de 86,04% para 85,76% e o FUD reduziu de 28,63% para 27,60%;
- Capim elefante: O FUE reduziu de 86,01% para 85,76% e o FUD reduziu de 29,26% para 29,18%;

Assim pode-se comparar os resultados do trabalho de Silva(2009):

- Com o aumento da umidade do alcatrão (de 10% para 40%) o fator de utilização de energia-FUE reduziu (passou de 86,5% para 85,7%) e o fator de utilização de disponibilidade-FUD (passou de 87,5% para 87,0%) ^[73];
- O aumento da umidade do gás de carbonização (de 60% para 80%) provocou uma redução no fator de utilização-FUE (86,5% para 83,5%) e o fator de utilização de disponibilidade-FUD (passou de 87,5% para 84,6%) ^[73];
- O aumento da umidade do pó de carvão vegetal (de 5% para 30%) provocou uma redução no fator de utilização (86,5% para 85,7%) e o fator de disponibilidade (passou de 87,5% para 87,0%) ^[73];
- Para a serragem, o aumento da umidade de 10% para 60% provocou as mesmas reduções do pó de carvão vegetal ^[73];
- Com o aumento do excesso de ar no alcatrão, gás de carbonização, pó de carvão e serragem (1,0% para 1,6%) o fator de economia de combustível - FESR reduziu (passou de 48% para 47,6%) e o fator economia de disponibilidade de combustível-FASR (passou de 35% para 34,6%) ^[73];

Tabela V.12- Índices de desempenho do sistema de cogeração.

Combustíveis	Índices			
	FUE(%)	FUD(%)	FESR(%)	FASR(%)
Silva <i>et al</i>	86,50	27,90	48,90	35,80
GN	86,04	24,03	47,46	38,00
Bagaço de cana	86,04	23,88	47,46	37,99
Casca de café	86,04	26,81	47,46	37,99
Casca de arroz	86,04	28,63	47,46	37,98
Capim elefante	86,01	29,26	47,46	37,98

O valor total das perdas térmicas, tabela V.13, não foi calculado, foi admitido um valor teórico de acordo com a literatura referenciada neste texto e com o anexo 6 ^[73,78,79].

Os parâmetros utilizados por Silva (2009) vistos na tabela IV.3, determinaram os resultados dos índices de desempenho.

Os valores obtidos pela tabela V.14, mostram a capacidade de cada um dos equipamentos do sistema de cogeração em produzir calor de acordo com o rendimento térmico de primeira lei. A tabela também mostra a capacidade de cada um dos equipamentos em produzir trabalho de acordo com a eficiência de segunda lei. Outra informação é o valor das irreversibilidades geradas em cada um dos equipamentos.

Tabela V.13- Produção térmica líquida na caldeira.

Tipos de Combustíveis			Gás Natural	Bagaço de Cana	Casca de café	Casca de Arroz	Capim elefante
Parâmetros de Entrada	Símbolos	Unidades					
Calor produzido pela caldeira	Q_{comb}	MJ/h	5.454,55	5.454,55	5.454,55	5.454,55	5.454,55
Calor produzido pela caldeira	Q_{comb}	MW	1,52	1,52	1,52	1,52	1,52
Total das Perdas	P	kJ/kg	6.953,44	2.351,11	2.183,76	1.427,78	1.840,82
Total das Perdas	P	kW	275,45	275,45	275,46	275,45	275,45
Prdução líquida de calor da caldeira	$Q_{comb}-Total\ das\ Perdas$	kJ/kg	1.239,69	10.581,27	9.828,14	6.425,78	8.284,72
Custos com combustíveis	R\$	R\$/kg	1,88	0,31	0,35	0,16	0,12
Custo de produção com combustíveis	R\$	R\$/kg	R\$ 268	R\$ 131	R\$ 159	R\$ 111	R\$ 65
Tonelada equivalente de petróleo	Tep	Tep	0,121	0,121	0,121	0,121	0,121

Tabela V.14- Cálculo do Rendimento, eficiência e irreversibilidades dos equipamentos da cogeração.

Resultados	Silva et al		
	Índices	η	ϵ
Caldeira	80	30	7334
Turbina	86,7	89,7	141
Bomba	60,8	66,4	3,7
condensador	79,9	48,3	128

Resultados	GN		
	Índices	η	ϵ
Caldeira	82,73	35,96	1119,55
Turbina	57,78	68,19	1087,15
Bomba	50,43	65,77	205,00
condensador	66,00	69,26	10,00

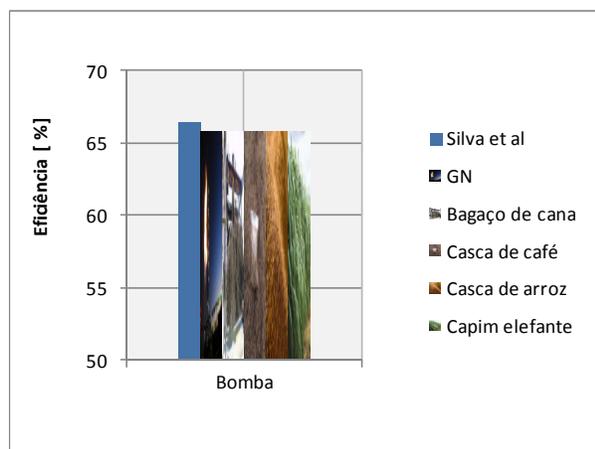
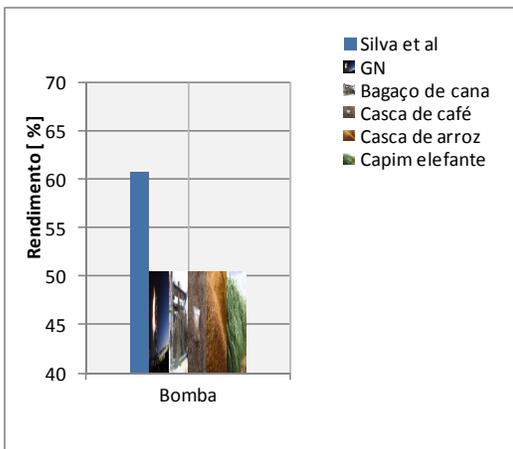
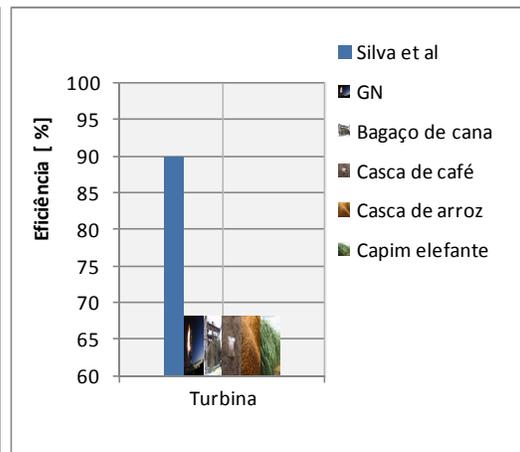
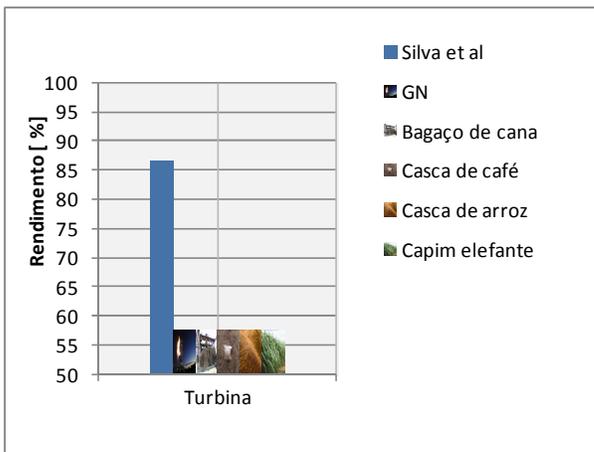
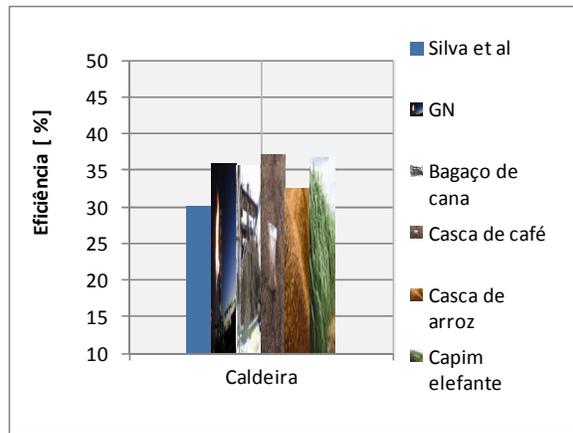
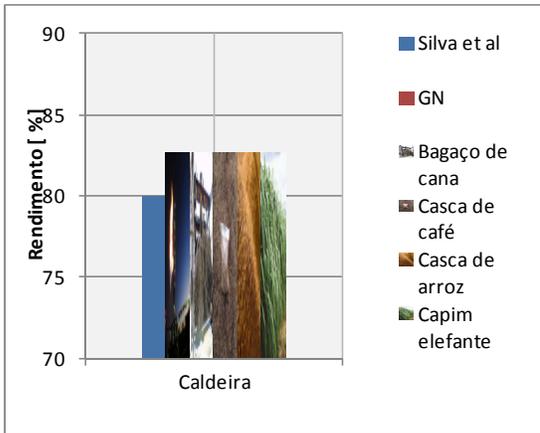
Resultados	Bagaço de cana		
Índices	η	ϵ	I
Caldeira	82,73	35,74	1119,55
Turbina	57,78	68,19	1087,15
Bomba	50,43	65,77	205,00
condensador	66,00	69,26	10,00

Resultados	Casca de café		
Índices	η	ϵ	I
Caldeira	82,73	37,25	1119,55
Turbina	57,78	68,19	1087,15
Bomba	50,43	65,77	205,00
condensador	66,00	69,26	10,00

Resultados	Casca de arroz		
Índices	η	ϵ	I
Caldeira	82,73	32,55	1119,55
Turbina	57,78	68,19	1087,15
Bomba	50,43	65,77	205,00
condensador	66,00	69,26	10,00

Resultados	Capim elefante		
Índices	η	ϵ	I
Caldeira	82,73	36,79	1119,551
Turbina	57,78	68,19	1087,154
Bomba	50,43	65,77	205,00
condensador	66,00	69,26	10,00

A figura 5.2, mostra a comparação entre o rendimento e a eficiência para o estudo de caso e o trabalho proposto.



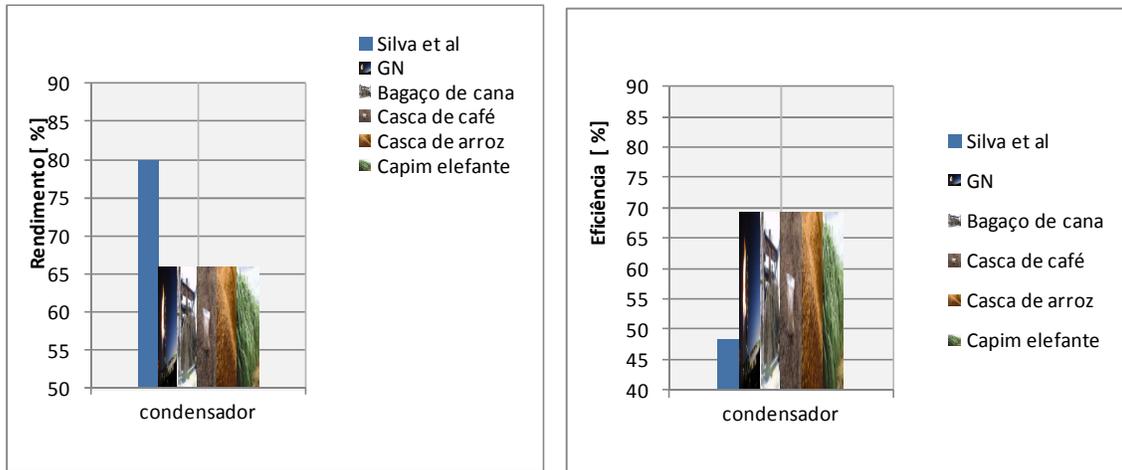


Figura 5.2- Comparação de rendimento e eficiência entre os combustíveis.

Custo dos combustíveis para a produção de energia elétrica:

Em função da vazão mássica calculada, verificou-se o custo de geração de energia para alimentação do forno FEA por tonelada de aço produzida, figura 5.3.

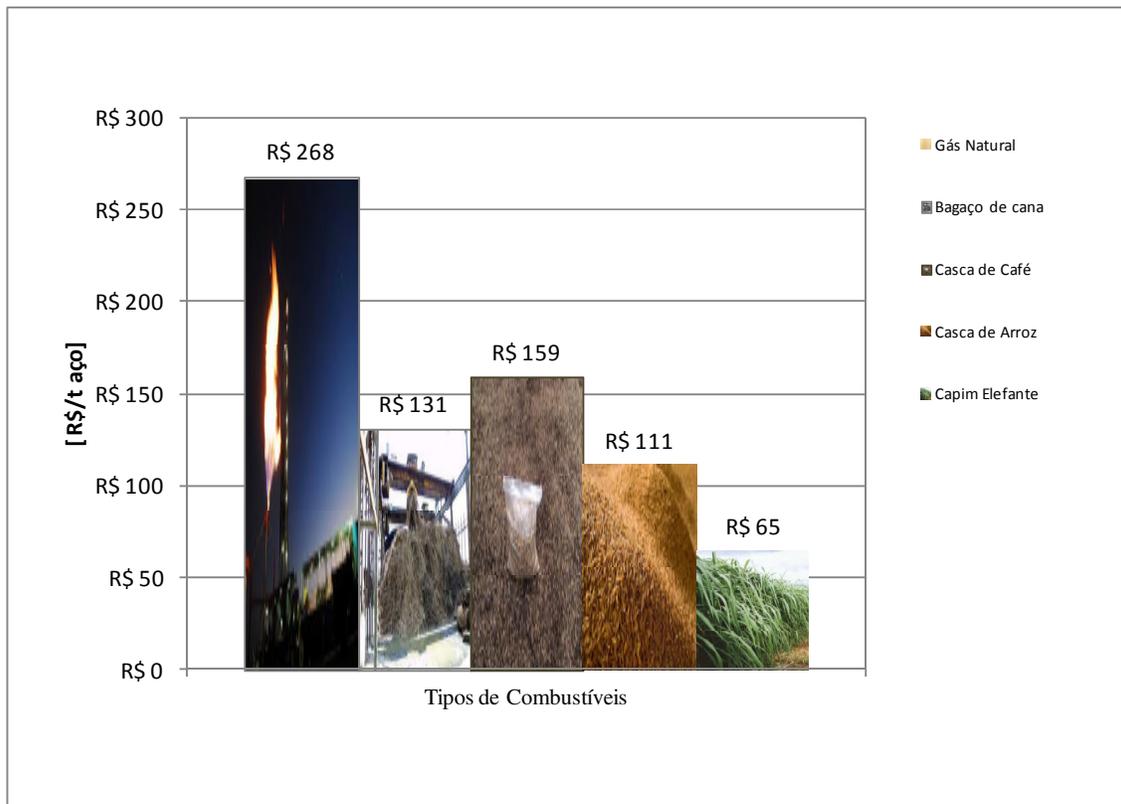


Figura 5.3- Custo de combustíveis para geração de energia elétrica.

Verifica-se que uma diferença máxima de R\$200,00 entre o Gás natural e a biomassa- capim elefante sendo que os preços já incluem o transporte até o ponto de consumo. Mostrando a vantagem econômica da biomassa para geração de energia elétrica em relação ao gás natural.

Produção anual e o Consumo dos combustíveis:

Para verificar a possibilidade de substituição do gás natural pelas biomassas, foi feita uma comparação entre a produção anual obtida da referência bibliográfica para o gás natural e as biomassas e o consumo de gás natural e de biomassas, figura 5.4, para atender a produção de aço do ano de 2012 fabricada pela rota FEA de 8,1 milhões de toneladas, no Brasil.

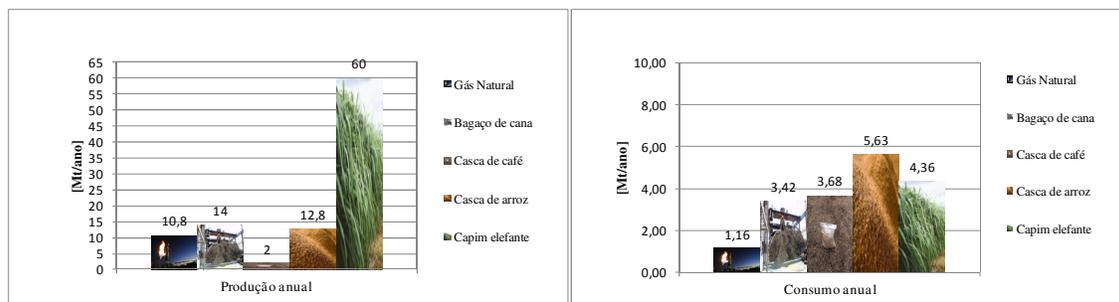


Figura 5.4- Produção anual e o Consumo anual de combustíveis.

Parâmetros dos combustíveis para o aquecimento de ferro-esponja:

A partir dos parâmetros dos combustíveis calculados para a queima na caldeira, foi feito o cálculo das vazões mássica dos combustíveis, a partir dos dados utilizados anteriormente na tabela V.4, para atender o aquecimento de uma corrida de ferro-esponja (105t) com metalização de 98%, tabela V.15^[50].

Neste caso a comparação dos combustíveis foi feita entre o desempenho do gás natural e das biomassas.

Com estes dados foi feito o cálculo do custo de aquecimento em função da vazão mássica calculada, figura 5.5.

Verificou-se uma diferença de até R\$20,00 entre o uso do gás natural e o uso da biomassa-capim elefante.

Verificou-se também que com a opção de aquecimento do ferro-esponja foi possível obter redução no consumo de energia elétrica como pode ser visto na tabela V.15.

Além do custo atual do gás natural ser superior ao das biomassas, outra verificação foi devido à quantidade disponível deste recurso e o seu atual nível de consumo por todos os setores visto na revisão bibliográfica deste texto.

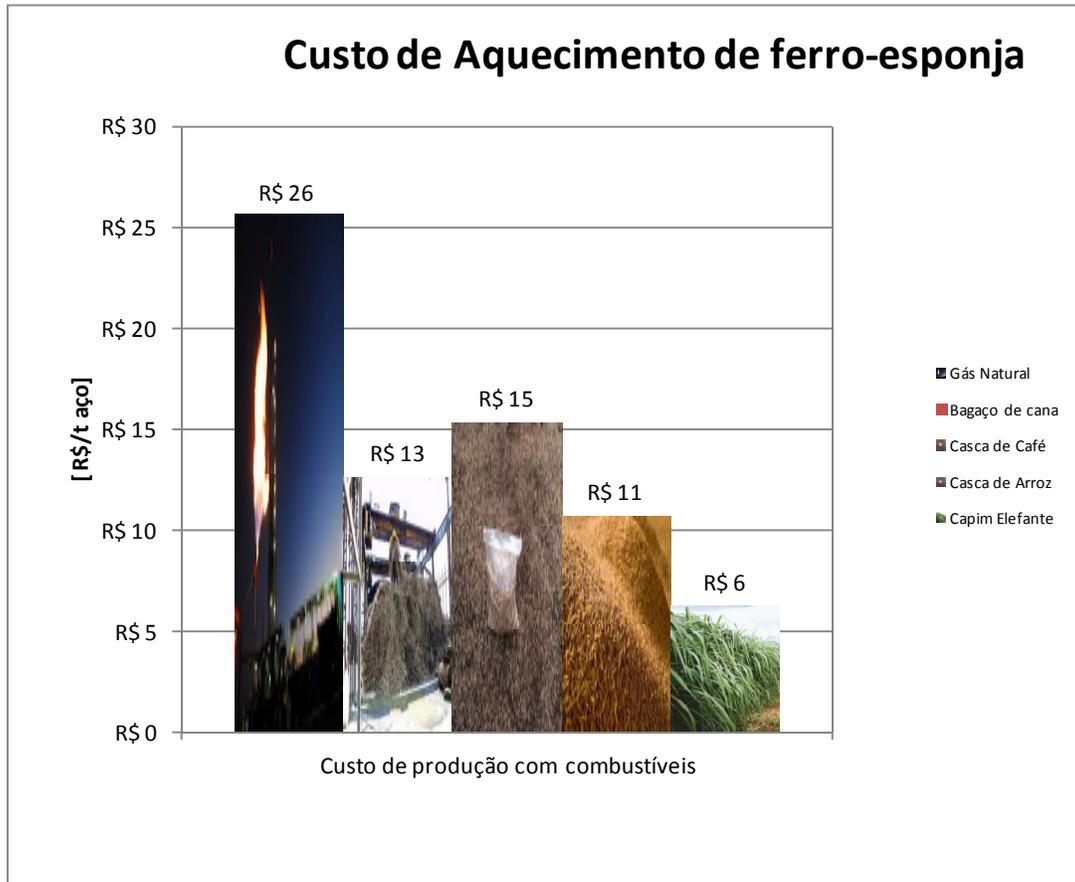


Figura 5.5- Custo de combustível para aquecimento de ferro-esponja em FEA.

Pela figura 5.6 vê-se que o custo com energia elétrica no aquecimento de ferro-esponja via injeção de biomassas foi dez vezes mais barato do que com a cogeração.

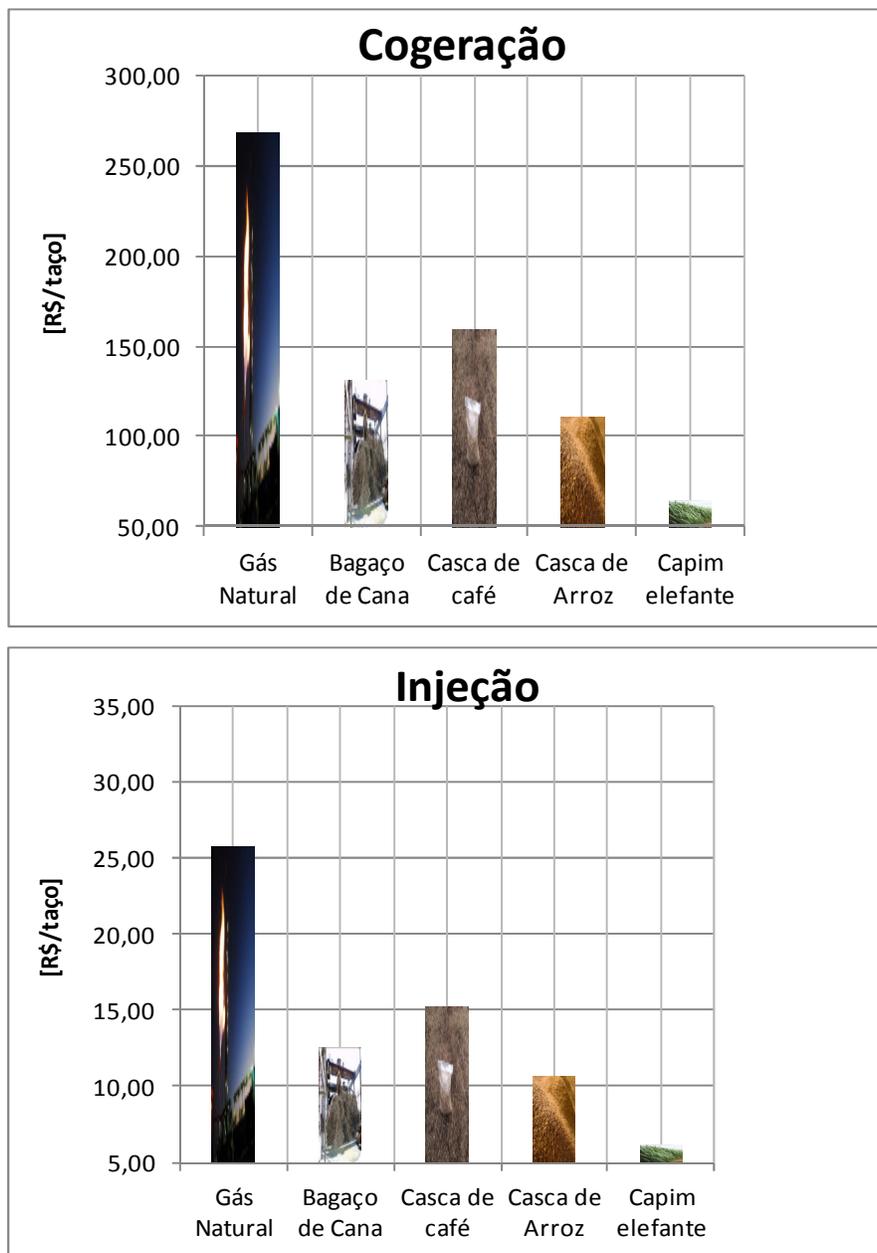


Figura 5.6 - Comparação do custo com energia elétrica entre Cogeração e injeção de biomassa em FEA.

Tabela V.15 Parâmetros dos combustíveis para aquecimento de ferro-esponja.

Tipos de Combustíveis			Gás Natural	Bagaço de Cana	Casca de café	Casca de Arroz	Capim elefante
Parâmetros de Entrada	Símbolos	Unidades					
Teor de Umidade	M	%		6,40	10,00	9,30	10,80
Teor de Cinzas	CZ	%	0	4,40	2,40	20,60	14,95
Coefficiente de correção	[1-M-CZ]	%	1	0,89	0,88	0,70	0,74
Material volátil	VM	%		77,07	68,77	44,37	54,05
Carbono fixo	FC	%		8,21	16,73	11,08	9,10
Enxofre	S	%		0,00	2,10	0,08	1,78
PCS fórmula de Dulong	PCS^[50]	kJ/kg		14.222,74	13.250,96	8.868,66	11.231,55
Carbono	C	%		41,66	37,93	24,82	32,15
Hidrogênio	H ₂	%		5,26	4,63	3,67	3,92
Oxigênio	O ₂	%		41,66	35,04	26,91	29,70
Nitrogênio	N ₂	%		0,80	1,79	0,46	1,51
Enxofre	S	%		0,00	0,21	0,08	0,18
Metano	CH ₄	%	0,64	0,00	0,00	0,00	0,00
Etano	C ₂ H ₆	%	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00
Propano	C ₃ H ₈	%	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Butano	NC ₄ H ₁₀	%	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Poder calorífico inferior	PCI^[58]	kJ/kg	38.247,76	12.932,37	12.011,90	7.853,56	10.125,55
PCI fórmula de Dulong	PCI	kJ/kg	35,95^[60]	13.177,79	12.437,82	8.258,42	10.600,72
Relação Ar-combustível	(A/C)_{t,m}	%	16,83	4,78	4,43	2,94	3,76
Vazão de combustível	m_{comb}	kg/h	142,61	421,77	454,10	694,53	538,69
Custos com combustíveis	R\$	R\$/kg	1,88	0,31	0,35	0,16	0,12
Preaquecimento de ferro-esponja^[50]	Preaqfe	MWh/corrida	15,30	15,30	15,30	15,30	15,30
Vazão de combustível	m_{comb}	kg/h. corrida	1440,08	4259,08	4585,45	7013,38	5439,71
Custo de produção com combustíveis	R\$	R\$/t	R\$ 26	R\$ 13	R\$ 15	R\$ 11	R\$ 6
Redução de energia elétrica- 98% de metalização	Ree	kWh/t aço	1.019	1.019	1.019	1.019	1.019

6. Conclusões

Gerais:

As análises energética e exergética vistas neste trabalho foram a base para a metodologia de análise de desempenho entre os combustíveis na cogeração de energia elétrica e no aquecimento de ferro-esponja.

Há no Brasil área suficiente para a expansão da produção de biomassas.

Verificou-se que o gás natural pode ser substituído pelos briquetes de biomassas e atender a produção de aço pela Aciaria elétrica.

A produção de aço no Brasil em 2012, pela rota semi integrada (FEA), respondeu por 25% do total de aço produzido, consumindo 14GJ/t de aço de energia a menos em relação a rota integrada.

Através do fator de correção foi possível determinar o PCI, a vazão mássica, a relação ar-combustível e comparar as biomassas com o gás natural.

A umidade e o teor de cinzas das biomassas estudadas foram menores do que os combustíveis do estudo de caso.

Verificou-se também que com a injeção de combustível no FEA tem-se ganhos de qualidade como a redução dos 'pontos frios' entre os eletrodos.

Verificou-se que o gás natural possui um tempo estimado de 2 décadas de duração das reservas brasileiras e um custo superior ao custo das biomassas estudadas.

Podem-se recuperar os gases de exaustão do FEA para preaquecer a sucata e os gases de exaustão da chaminé da caldeira para injeção no FEA, como medida de diminuição de consumo de energia elétrica.

Específicas:

A temperatura de saída do vapor superaquecido utilizando as biomassas foi de 220°C, menor do que com alcatrão, gás de carbonização, pó de carvão e a serragem (320°C).

O consumo de gás natural (142,61kg/h) foi menor do que o consumo de bagaço de cana (421,77kg/h), casca de café (454,1kg/h), casca de arroz (694,53kg/h) e capim elefante (538,69kg/h) na cogeração.

O Total das perdas por irreversibilidades foram menores utilizando as biomassas (2.421,0kW) do que com os combustíveis do estudo de caso(7.606,7kW).

O aumento de umidade (30%) reduziu mais o PCI e a disponibilidade no alcatrão vegetal, no pó de carvão vegetal e na serragem do que no bagaço de cana, na casca de café, na casca de arroz e no capim elefante.

O aumento de umidade (30%) não gerou grandes desvios sobre o FUE e o FUD do bagaço de cana, da casca de arroz, da casca de café e do capim elefante em relação ao gás natural e aos combustíveis do estudo de caso.

O preço de compra do gás natural (1,88R\$/kg) foi maior do que o bagaço de cana (0,31R\$/kg), da casca de café (0,35R\$/kg), a casca de arroz (0,16R\$/kg) e do capim elefante (0,12R\$/kg).

O consumo de gás natural (13,72kg/h), de bagaço de cana (40,56kg/h), de casca de café (43,67kg/h), de casca de arroz (66,79kg/h), de capim elefante (51,88kg/h) por corrida de aço, na injeção foi 10 vezes menor do que o consumo dos mesmos na cogeração.

A energia elétrica respondeu por mais de 50% dos custos de fabricação de aço em uma Aciaria elétrica.

Verificou-se que a injeção de combustível no FEA reduziu o consumo de energia elétrica em uma corrida em 1.019,0kWh.

A injeção de combustível foi 10 vezes mais econômica do que a cogeração de energia elétrica.

O capim elefante foi o combustível com menor custo para a injeção e para a cogeração.

7. Sugestões de trabalhos futuros

Segue como sugestão para trabalhos futuros, a elaboração de um projeto baseado na análise deste texto, para analisar quantitativamente o potencial dos gases de exaustão do FEA e da chaminé da caldeira para preaquecer a sucata e aquecer o ferro-esponja respectivamente. E assim analisar:

O CAPEX de uma Aciaria elétrica;

O MDL de uma Aciaria elétrica;

A qualidade do aço fabricado pelo forno elétrico a arco;

O crédito de carbono obtido pela recuperação dos gases de exaustão;

Comparar economicamente a cogeração de energia elétrica com a recuperação dos gases de exaustão;

Outra sugestão é considerar a mistura dos briquetes de biomassas com outros combustíveis como fonte energética para a injeção em forno elétrico a arco.

8. Referências bibliográficas

[1] **Balanco Energético Nacional 2011**. Resultados Preliminares ano base 2010. Empresa de pesquisa energética - EPE, Ministério de Minas e Energia - MME. Disponível em: <https://ben.epe.gov.br/downloads/Resultados_Pre_BEN_2011.pdf>. Acesso em 20-12-2012.

[2] **Balanco energético nacional 2012**, resultados preliminares de 2011. Rio de Janeiro EPE: 2012.51p.18il.

[3] Disponível em:

<<http://g1.globo.com/jornal-nacional/noticia/2013/03/custos-das-termeletricas-nao-serao-repassados-para-contas-de-luz.html>>. Acesso em: 14-04-2013.

[4] Disponível em:<<http://www.acobrasil.org.br/siderurgiaemfoco/acobrasilinforma15.pdf>>. Acesso em 04-02-2013.

[5] **Assis, C.F.C.** Caracterização de carvão vegetal para sua injeção em Altos-Fornos a carvão vegetal de pequeno porte. 2008. Dissertação (Mestrado em Análise e Seleção de Materiais) – Setor de Engenharia de Materiais, Universidade Federal de Ouro Preto.

[6] Disponível em:

<http://www.gmmle.com.br/Apresentacoes/XXIII_Simposio_Minero_Metalurgico_da_UF_MG_-_CEMET_-_GMMLE_-_19-10-2012.pdf>. Acesso em: 02-03-2013.

[7] **Brito, J.O.** 1993. Reflexões sobre a qualidade do carvão vegetal para uso siderúrgico. IPEF, Piracicaba, 6p. (Circular técnica nº 181).

[8] Disponível em:

<https://sistemas.dnpm.gov.br/publicacao/mostra_imagem.asp?IDBancoArquivoArquivo=7366>. Acesso em: 01-04-2013.

[9] **ASSIS, P.S. et al** Produção de energia através do forno panela. In: 42º Seminário de Aciaria Internacional- ABM, 2011, Rio de Janeiro, Brasil, Anais. p.821-830.18 de Maio de 2011.

[10] **MME-** Ministério de minas de Energia. Balanço energético nacional 2012-ano base 2011. Rio de Janeiro EPE 2012,51p. 18l.

Disponível em:

<https://ben.epe.gov.br/downloads/Resultados_Pre_BEN_2012.pdf>. Acesso 20-01-2013.

[11] **Antero, R.J.;** Assis, P.S. New Process and Application for Biogas in Metallurgy. The Iron and Steel Technology Conference and Exposition, Pittsburgh USA-Maio 2010.

- [12] **Luz, A.B. et al.** Rochas, Minerais e Rotas Tecnológicas para a Produção de Fertilizantes Alternativos. In: Agrominerais para o Brasil. Rio de Janeiro, julho de 2010. CETEM/MCT. p61-88 ISBN 978-85-61121-61-7.
- [13] **Filho, A.B.** O Uso da Biomassa como nova fonte energética mundial. Rochas, Minerais e Rotas Tecnológicas para a produção de fertilizantes alternativos. In: Agrominerais para o Brasil. Rio de Janeiro, julho de 2010. CETEM/MCT. p189-201 ISBN 978-85-61121-61-7.
- [14] **Gomide R.B.** Políticas Governamentais para os combustíveis. Rochas, Minerais e Rotas Tecnológicas para a produção de fertilizantes alternativos. In: Agrominerais para o Brasil. Rio de Janeiro, julho de 2010. CETEM/MCT. p 203-225 ISBN 978-85-61121-61-7.
- [15] **Ferreira, O.C.** Formas de regulação do suprimento da energia elétrica, Economia & Energia- Ecen-Ano XVII N.º88 Janeiro/Março de 2013 ISSN1518-2932.
Disponível em: <http://ecen.com/eee88/eee88p/regulacao_eletrica.htm>. Acesso em 14-01-2013.
- [16] Disponível em: <<http://www.mudancasclimaticas.andi.org.br/node/653>>. Acesso em 5-10-2012.
- [17] **Ebbe, L. et al.** World Wide Views on Global Warming, Comitê Dinamarquês de Tecnologia, p-9-11, 2009, Visões Globais do Clima, setembro, 2009. Disponível em: <www.wwviews.org>. Acesso: 12-09-2012.
- [18] **Revista ABM.** Energia Sustentável. Revista ABM metalurgia materiais & mineração. Vol68, No619, p297-299, setembro/outubro de 2012.
- [19] **Chambriard, M.** Perspectivas para o Gás natural, Agência Nacional de Petróleo (Anp), 17 de outubro de 2012.
- [20] Disponível em: < <http://www.indexmundi.com/commodities/?commodity=natural-gas> >. Acesso em: 02-03-2013.
- [21] Disponível em: < <http://www.comgas.com.br/tarifas.asp>>. Acesso em : 11-04-2013.
- [22] Disponível em:
< <ftp://ftp.fem.unicamp.br/pub/IM338/Gaseif-Cap2.pdf>>. Acesso em 02-03-2013.
- [23] Disponível em:
<<http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=32&tipoHistorico=4&acao=visualizar&idTabela=1325&safra=2011%2F2012&estado=SP>>. Acesso em: 02-03-2013.

[24] **Filho**, A.B. A Geração termoelétrica com a queima do bagaço de cana de açúcar no Brasil, Conab, março de 2011.

[25] Disponível em:

< www.nuca.ie.ufrj.br/infosucro/.../bim_Ribeiro_ExcedenteAcucar.pps>. Acesso em 12-04-2013.

[26] **Jornal a cidade**. Termoelétrica funciona só com bagaço de cana. Disponível em:<http://www.ecoeacao.com.br/index2.php?option=com_content&do_pdf=1&id=5061>. Acesso 18 de jan. 2013.

[27] Disponível em:

<http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/12_12_20_16_01_51_boletimcafe_dezembro_2012.pdf>. Acesso em: 02-03-2013.

[28] **Vale**, A.T. *et al.* Caracterização energética e rendimento da carbonização de resíduos de grãos de café (*Coffea arabica*, L) e de madeira (*Cedrelinga catenaeformis*), DUKE, 26 de outubro de 2007.

[29] Disponível em: <<http://egqnarede.blogspot.com.br/2011/05/casca-do-cafe-tambem-e-fonte-de-energia.html> >. Acesso em 14-12-2012.

[30] Disponível em: <<http://www.capimelefante.org/>>. Acesso em: 15-12-2012.

[31] Disponível em:

<http://www.agronomia.com.br/conteudo/artigos/artigos_capim_elefante>.

Acesso 20-12-2012.

[32] Disponível em:

<<http://epocanegocios.globo.com/Revista/Common/0,ERT131148-16368,00.html>>.

Acesso em: 15-12-2012.

[33] Disponível em:

<http://ambientes.ambientebrasil.com.br/agropecuario/artigo_agropecuario/capim_elefante>

Acesso em: 15-12-2012.

[34] **Vilela. Cerize**. Avaliação de projeto de investimento em usina termelétrica à capim elefante: Uma abordagem pela teoria de opções reais. 2011.

[35] **Fontoura**, C.F.V.T *et al.* Caracterização de cinza obtida por combustão de casca de café.2011.

[36] Disponível em: < <http://www.abq.org.br/cbq/2012/trabalhos/9/552-13845.html> >. Acesso 10-04-2013.

[37] Disponível em: <http://www.vigtech.com.br/index_002.html>. Acesso em 03-03-2013.

[38] **Rodrigues, M.C. et al.** Potencial energético da biomassa da casca de arroz no Brasil. Simpósio ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Campus Campo Mourão. Disponível em:

< www.em.utfpr.edu.br/ocs/index.php/siaut/IIISIAUT/paper/.../32>. Acesso em 10-01-13.

[39] Disponível em: <<http://cienciahoje.uol.com.br/noticias/2009/11/restos-nobres>>. Acesso 20-12-2012.

[40] Disponível em:

<<http://www.embrapa.br/imprensa/noticias/2010/novembro/1a-semana/seminario-sobre-briquetes-de-casca-de-arroz-apresentou-alternativa-energetica-sustentavel/>>.

Acesso 20-12-2012.

[41] **Nogueira, M.F.M et al.** Biomassa energética: Caracterização de biomassa, Escola de combustão.UFPA.2007.

Disponível em:

<http://redenacionaldecombustao.org/escoladecombustao/arquivos/EDC2007/biomassa/Manoel_F_M_Nogueira-Characterizacao_Biomassa.pdf >. Acesso 10-04-2013.

[42] Disponível em:

<<http://www.correiodopovo.com.br/Impresso/?Ano=117&Numero=238&Caderno=0&Noticia=426116> >. Acesso em 03-03-2013.

[43] Disponível em:

<http://www.camara.gov.br/proposicoesWeb/prop_mostrarintegra;jsessionid=0669FE7E62D2B77CBCBF4DC939C7A146.node1?codteor=1040611&filename=Parecer-CME-20-11-2012 >. Acesso em 03-03-2013.

[44] Disponível em: <http://infoener.iee.usp.br/scripts/biomassa/br_briquete.asp>. Acesso em 04-04-2013.

[45] Disponível em:

<<http://www.projetocaatingaviva.com.br/index.php/o-projeto/producao-de-briquetes>>.

Acesso em: 08-04-2013.

[46] Disponível em:

<<http://www.inovacaotecnologica.com.br/noticias/noticia.php?artigo=casca-cafe-fonte-energia-biomassa>>. Acesso em: 14-12-2012.

[47] Disponível em:

<http://www.lippel.com.br/br/briquetagem-de-biomassa.html#.UMtx_uRQSHs>.

Acesso em: 14-12-2012.

- [48] **Felfli**, F.F; Luengo, C.A e Rocha, J.D. Briquetes Torrificados: Viabilidade Técnico-Econômica e Perspectivas no mercado brasileiro. Disponível em:
< <http://www.proceedings.scielo.br/pdf/agrener/n5v1/035.pdf> >. Acesso em 15-04-2013.
- [49] **Gentil**, Luiz Vicente Bocorny. Tecnologia e economia do briquete de madeira. 2008.175 páginas. Tese (Doutorado em Engenharia Florestal). Departamento de Engenharia Florestal/UnB, 2008.
Disponível em: < http://bdtd.bce.unb.br/tesesimplificado/tde_arquivos/46/TDE-2008-09-17T184205Z-3126/Publico/2008_LuizVicenteBocornyGentil_parte1.pdf>. Acesso em: 09-04-2013.
- [50] Disponível em: <<http://www.significados.com.br/fob-e-cif/>>. Acesso em 10-04-2013.
- [51] Contatos pessoais com Dr. Túlio Jardim Raad. <ecoconsultoria.raad@gmail.com>; em 02-04-2013.
- [52] Disponível em:
<<http://carbonosustentavelbrasil.wordpress.com/2009/09/18/briquete-nao-e-bagaco-entenda-a-diferenca/>>. Acesso em 11-04-2013.
- [53] Disponível em:
<<http://comprar-vender.mfrural.com.br/detalhe/briquete-de-palha-de-arroz-74634.aspx>>. Acesso em 11-04-2013.
- [54] Disponível em:
<<http://www.mfrural.com.br/detalhe.asp?cdp=107874&nmoca=briquete-de-serragem-de-eucalipto-e-palha-de-cafe>>. Acesso em: 11-04-2013.
- [55] Disponível em: <
http://www.agronomia.com.br/conteudo/artigos/artigos_producao_de_briquete_de_capim_e_lefante.html>. Acesso em 13-05-2013.
- [56] **Quirino**, W.F, Perspectivas da demanda mundial sobre biomassa para geração de energia limpa. In: Congresso Brasileiro de desenvolvimento Sustentável para a indústria de base florestal, de geração de energia e mineração, 2003. Araxá, Minas Gerais. Disponível em: < www.mundoflorestal.com.br/arquivos/Congresso_Araxa.doc>. Acesso em 11-04-2013.
- [57] Disponível em: < <http://www.ipaussubriquetes.com/>> Acesso em: 08-04-2013.
- [58] **Machado**, M.L.P; Sobrinho, V.P.F.M; Arrivabene L.F. Apostila da ABM- Siderurgia para não Siderurgistas, 2003.

- [59] Disponível em: <http://www.maxwell.lambda.ele.puc-rio.br/18624/18624_3.PDF>. Acesso em: 20-01-2013.
- [60] **Silva**, A.L.C. Elaboração de aço em Forno a arco elétrico. ABM-FEI pós-graduação. 2006.
- Disponível em: <http://equilibriumtrix.net/refino/forno_eletrico_acs_rev4.pdf>. Acesso em 20-02-2013.
- [61] **EPE- Empresa de pesquisa energética**. Caracterização do uso da energia no setor siderúrgico brasileiro. Rio de Janeiro. 2009.
- [62] **AIST 2013**. Electric Arc Furnace Roundup. Bonus Feature. Iron&Steel Technology, Published by AIST USA, vol10, No1, p.140-167, January 2013.
- [63] **Paula**, M.G; Previsão Controversa. Revista ABM metalurgia materiais & mineração. Vol69, No621, p21-22, janeiro/fevereiro de 2013.
- [64] **Revista ABM**. Energia Sustentável. Revista ABM metalurgia materiais & mineração. Vol69, No621, p15-20, janeiro/fevereiro de 2013.
- [65] **Knut**, R; Akif, T. Dogan E. New Generation in Preheating Technology for Electric Arc Furnace Steelmaking. Iron&Steel Technology, Published by AIST USA, vol10, No1, p.90-96, January 2013.
- [66] **Junior**, Dirceu Soares. Análise de Filtros Híbridos Aplicados a um Forno elétrico a Arco. 88 páginas. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica)-UFES/ES.2011.
- [67] **Kempka**, Anderson. Auto redução do ferro-esponja. Uma nova técnica para o aumento da sua qualidade.2008.96paginas. Dissertação (Mestrado em Engenharia) PPGEM- Programa de pós-graduação em Engenharia de Minas, Metalurgia e Materiais-UFRG/PPGEM, 2008.
- [68] Disponível em:
<<http://www.steeluniversity.org/content/html/eng/default.asp?catid=25&pageid=2081271939>>. Acesso em 15-02-2013.
- [69] **John**, Alexandre Libório. Melhorias no desempenho dos injetores supersônicos em operação em um forno a arco elétrico. 2009.105páginas. Dissertação (Mestrado em Engenharia Modalidade profissional, Especialidade Siderurgia)-UFRGS/PPGEM, 2009.
- [70] **Born**, C; Granderath, R. Technical and economic potential for heat recovery in EAF steel plants, Steel times International, vol 36, No8, p.21-25, 2012.
- [71] **Gordon**, J. *et al*. Fundamentos da Termodinâmica Clássica, Editora EDGARD BLUCHER LTDA 4ª EDIÇÃO 1995.

[72] **Souza**, Claudio Silva. Análise exergética do processo de produção de ferro gusa em Altos- fornos: Identificação de oportunidades em redução de emissões de gases de efeito estufa. 124 páginas. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental)- Faculdade ARACRUZ. 2010.

[73] **Silva**, Reginaldo Ferreira. Análise energética e exergética de uma micro central de cogeração inserida em uma planta de carbonização de madeira reflorestada. 181 páginas. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica)-PUC/MG. 2009.

[74] **Schmitz**, F; **AXT**, K.C. Exergia e Ciclos Termodinâmicos, Joinville. Sociedade Educacional de Santa Catarina-SOCIESC, Instituto Superior TUPY- IST. 2009.

[75] **Lima**, R.N.O. Apostila de Máquinas Térmicas-MATI, DSc. Planejamento de Sistemas energéticos. DCTEF-UFSJ. 2003.

[76] **Almeida**, André França. Análise exergética dos ciclos de Rankine e combinado com gaseificação integrada operada a carvão mineral. 117 páginas. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica)-COPPE/UFRJ. 2011.

Disponível em:

<http://objdig.ufrj.br/60/teses/coppe_m/AndreFrancaDeAlmeida.pdf>. Acesso em: 04-03-2013.

[77] **Nogueira**, L.A.H; Nogueira, F.J.H; Rocha, C.R. Conservação de Energia Elétrica. 2. Vapor. 3. Geração de Vapor. 4. Distribuição de Vapor. 5. Utilização de Vapor. I.Título.II,Rio de Janeiro, Eletrobrás.2005.

[78] **Cerqueira**, S.A.A.G, Pinheiro, P.C.C. Método de cálculo do balanço térmico em caldeiras.

Disponível em: <www.demec.ufmg.br/professor/paulocpinheiro/papers/balanco.pdf>.

Acesso em: 02-03-13.

[79] Disponível em:

<http://portal.mte.gov.br/data/files/FF8080812BCB2790012BD52933F650E5/ManualTecnicoCaldeiras_2006.pdf>. Acesso em 04-03-2013.

[80] Disponível em:

<<http://www.caldeirasagricola.com.br/produtos/combustiveis%20alternativos.pdf>>. Acesso em 18-01-13.

[81] Contatos pessoais com o Doutorando Carlos Frederico Campo Assis.< Carlos Frederico C. Assis <carlosfrederic@yahoo.com.br>; Acesso em 10-12-2012.

9. ANEXOS

[1] TARIFAS DA COMGAS PARA CONSUMO DE GÁS NATURAL: SEGMENTO INDUSTRIAL E PARA COGERAÇÃO.

A- Segmento Industrial

Classes	Volume m³/mês	Valores sem ICMS		Valores com ICMS	
		Fixo - R\$/mês	Variável - R\$/m³	Fixo - R\$/mês	Variável - R\$/m³
1	Até 50.000,00 m³	149,26	1,658778	169,61	1,884975
2	50.000,01 a 300.000,00 m³	23.352,76	1,194689	26.537,23	1,357601
3	300.000,01 a 500.000,00 m³	38.921,27	1,142748	44.228,72	1,298577
4	500.000,01 a 1.000.000,00 m³	43.696,81	1,133198	49.655,47	1,287725
5	1.000.000,01 a 2.000.000,00 m³	63.216,26	1,113678	71.836,66	1,265543
6	> 2.000.000,00 m³	97.662,35	1,096455	110.979,94	1,245972

Nota do Faturamento: Cada classe é independente. Aplica-se a cada uma delas um encargo variável e um encargo fixo.

B- Segmento Cogeração

Classes	Volume m ³ /mês	Valores sem ICMS		Valores com ICMS	
		Cogeração de Energia Elétrica destinada ao consumo próprio ou à venda a consumidor final	Cogeração de Energia Elétrica destinada à revenda a distribuidor	Cogeração de Energia Elétrica destinada ao consumo próprio ou à venda a consumidor final	Cogeração de Energia Elétrica destinada à revenda a distribuidor
		Variável R\$/m ³	Variável R\$/m ³	Variável R\$/m ³	Variável R\$/m ³
1	Até 5.000,00 m ³	0,349115	0,344378	0,396722	0,391339
2	5.000,01 a 50.000,00 m ³	0,274165	0,270445	0,311551	0,307324
3	50.000,01 a 100.000,00 m ³	0,236021	0,232819	0,268206	0,264567
4	100.000,01 a 500.000,00 m ³	0,179288	0,176856	0,203736	0,200973
5	500.000,01 a 2.000.000,00 m ³	0,185334	0,182819	0,210607	0,207749
6	2.000.000,01 a 4.000.000,00 m ³	0,167754	0,165477	0,190630	0,188042
7	4.000.000,01 a 7.000.000,00 m ³	0,146787	0,144795	0,166803	0,164540
8	7.000.000,01 a 10.000.000,00 m ³	0,125817	0,124110	0,142974	0,141034
9	> 10.000.000,00 m ³	0,104361	0,102945	0,118592	0,116983
<p>Nota do Faturamento: O cálculo do importe deve ser realizado em cascata, ou seja, progressivamente em cada uma das classes de consumo.</p>					

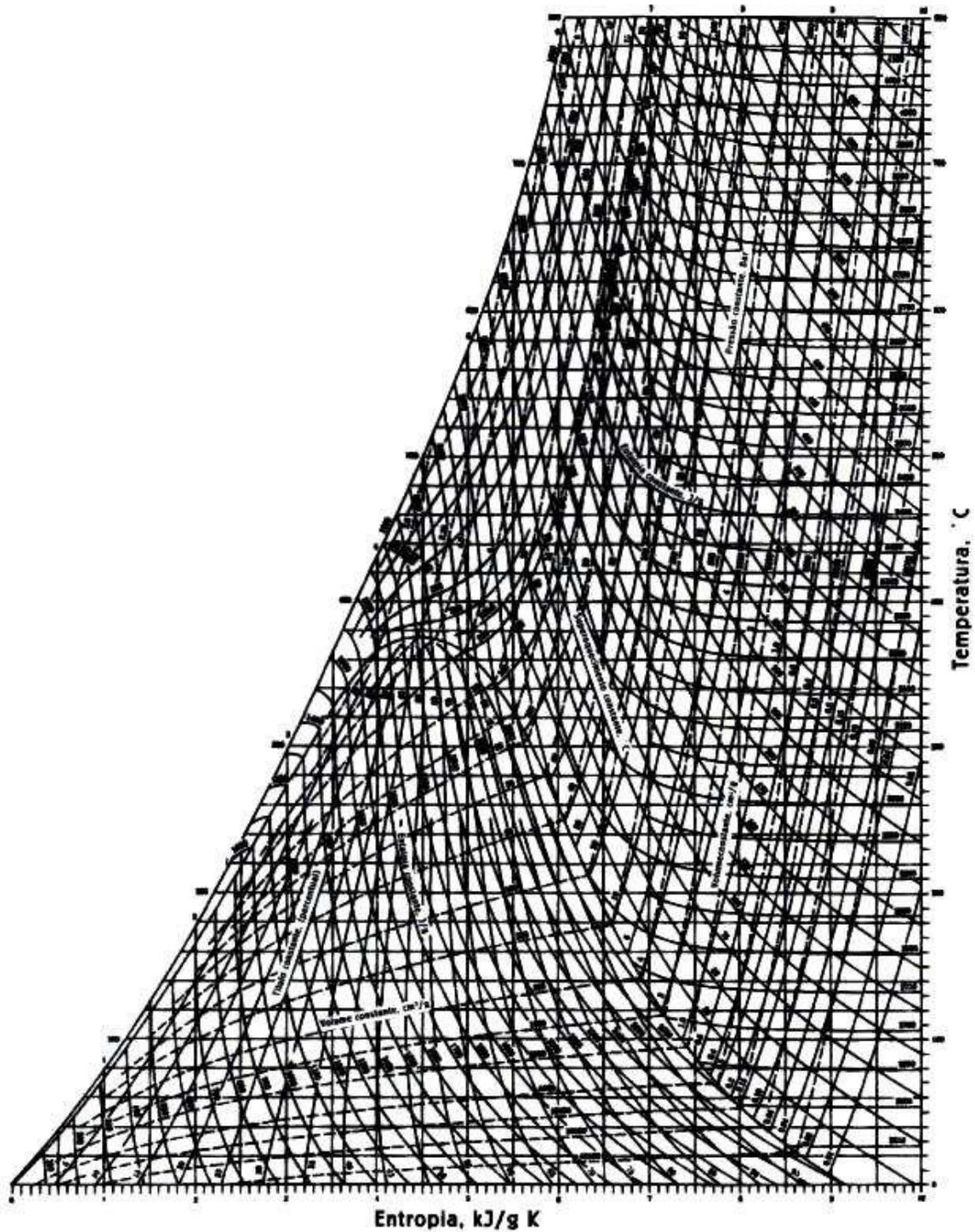
[2] CÁLCULO DO NÚMERO DE MOLS

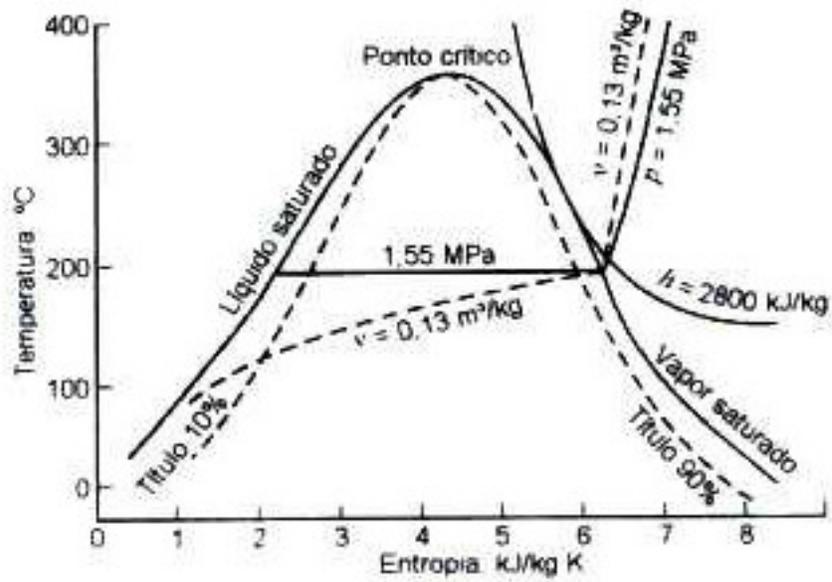
Bagaço de Cana				
Elementos	Símbolos	% em massa	MM(g/mol)	Número de mols (para 100g)
Carbono	C	36,7529	12	3,063
Hidrogênio	H ₂	4,6433	2	2,322
Oxigênio	O ₂	36,7529	32	1,149
Nitrogênio	N ₂	0,7083	28	0,025
Enxofre	S	0	32	0,000
Casca de Café				
Elementos	Símbolos	% em massa	MM(g/mol)	Número de mols (para 100g)
Carbono	C	37,9308	12	3,161
Hidrogênio	H ₂	4,62528	2	2,313
Oxigênio	O ₂	35,04	32	1,095
Nitrogênio	N ₂	1,78704	28	0,064
Enxofre	S	0,21024	32	0,007
Casca de Arroz				
Elementos	Símbolos	% em massa	MM(g/mol)	Número de mols (para 100g)
Carbono	C	25,9128	12	2,159
Hidrogênio	H ₂	3,82836	2	1,914
Oxigênio	O ₂	28,10148	32	0,878
Nitrogênio	N ₂	0,48312	28	0,017
Enxofre	S	0,08784	32	0,003
Capim elefante				
Elementos	Símbolos	% em massa	MM(g/mol)	Número de mols (para 100g)
Carbono	C	33,9039	12	2,825
Hidrogênio	H ₂	4,13424	2	2,067
Oxigênio	O ₂	31,32	32	0,979
Nitrogênio	N ₂	1,59732	28	0,057
Enxofre	S	0,18792	32	0,006

[3] REAÇÕES DE COMBUSTÃO

Reações de combustão do Gás Natural					
0,644	CH ₄ +	1,289	O ₂ =	0,644	CO ₂ + 1,289 H ₂ O
0,080	C ₂ H ₆ +	0,279	O ₂ =	0,159	CO ₂ + 0,239 H ₂ O
0,032	C ₃ H ₈ +	0,161	O ₂ =	0,096	CO ₂ + 0,129 H ₂ O
0,008	C ₄ H ₁₀ +	0,052	O ₂ =	0,032	CO ₂ + 0,040 H ₂ O
Reações de combustão do Bagaço de Cana					
0,0000	S +	0,0000	O ₂ =	0,0000	SO ₂
2,3217	H ₂ +	1,1608	O ₂ =	2,3	H ₂ O
3,0627	C +	3,0627	O ₂ =	3,1	CO ₂
Reações de combustão da Casca de Café					
0,0075	S +	0,0075	O ₂ =	0,0075	SO ₂
2,6400	H ₂ +	1,3200	O ₂ =	2,6	H ₂ O
3,6083	C +	3,6083	O ₂ =	3,6	CO ₂
Reações de combustão da Casca de Arroz					
0,0038	S +	0,0038	O ₂ =	0,0038	SO ₂
2,6150	H ₂ +	1,3075	O ₂ =	2,6	H ₂ O
2,9500	C +	2,9500	O ₂ =	3,0	CO ₂
Reações de combustão do Capim Elefante					
0,0059	S +	0,0059	O ₂ =	0,0059	SO ₂
2,5800	H ₂ +	1,2900	O ₂ =	2,6	H ₂ O
3,2167	C +	3,2167	O ₂ =	3,2	CO ₂

[4] TABELA DE PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS
A-DIAGRAMA TEMPERATURA-ENTROPIA PARA VAPOR D'AGUA
(APENDICE A) ^[71].





B-CALOR ESPECÍFICO

(a)

Solid	C_p kJ/(kg · K)	ρ kg/m³	Liquid	C_p kJ/(kg · K)	ρ kg/m³
Aluminum	0.900	2,700	Ammonia	4.800	602
Copper	0.386	8,900	Ethanol	2.456	783
Granite	1.017	2,700	Refrigerant-12	0.977	1,310
Graphite	0.711	2,500	Mercury	0.139	13,560
Iron	0.450	7,840	Methanol	2.550	787
Lead	0.128	11,310	Oil (light)	1.800	910
Rubber (soft)	1.840	1,100	Water	4.184	997
Silver	0.235	10,470			
Tin	0.217	5,730			
Wood (most)	1.760	350-700			

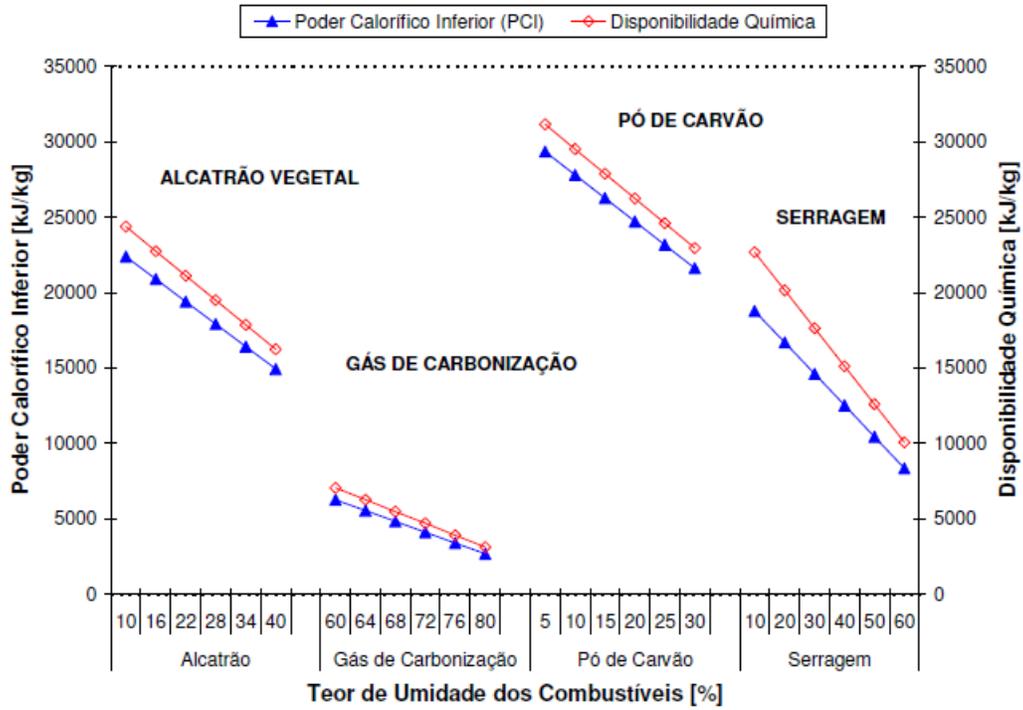
**C-PROPRIEDADES DA ÁGUA SATURADA (LÍQUIDO E VAPOR)-
ENTRADA DE TEMPERATURA [71].**

Temp. °C <i>T</i>	Sat. press. kPa <i>P_{sat}</i>	Specific volume m ³ /kg		Internal energy kJ/kg			Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/(kg · K)		
		Sat. liquid <i>v_f</i>	Sat. vapor <i>v_g</i>	Sat. liquid <i>u_f</i>	Evap. <i>u_{fg}</i>	Sat. vapor <i>u_g</i>	Sat. liquid <i>h_f</i>	Evap. <i>h_{fg}</i>	Sat. vapor <i>h_g</i>	Sat. liquid <i>s_f</i>	Evap. <i>s_{fg}</i>	Sat. vapor <i>s_g</i>
0.01	0.6113	0.001 000	206.14	0.0	2375.3	2375.3	0.01	2501.3	2501.4	0.000	9.1562	9.1562
5	0.8721	0.001 000	147.12	20.97	2361.3	2382.3	20.98	2489.6	2510.6	0.0761	8.9496	9.0257
10	1.2276	0.001 000	106.38	42.00	2347.2	2389.2	42.01	2477.7	2519.8	0.1510	8.7498	8.9008
15	1.7051	0.001 001	77.93	62.99	2333.1	2396.1	62.99	2465.9	2528.9	0.2245	8.5569	8.7814
20	2.339	0.001 002	57.79	83.95	2319.0	2402.9	83.96	2454.1	2538.1	0.2966	8.3706	8.6672
25	3.169	0.001 003	43.36	104.88	2304.9	2409.8	104.89	2442.3	2547.2	0.3674	8.1905	8.5580
30	4.246	0.001 004	32.89	125.78	2290.8	2416.6	125.79	2430.5	2556.3	0.4369	8.0164	8.4533
35	5.628	0.001 006	25.22	146.67	2276.7	2423.4	146.68	2418.6	2565.3	0.5053	7.8478	8.3531
40	7.384	0.001 008	19.52	167.56	2262.6	2430.1	167.57	2406.7	2574.3	0.5725	7.6845	8.2570
45	9.593	0.001 010	15.26	188.44	2248.4	2436.8	188.45	2394.8	2583.2	0.6387	7.5261	8.1648
50	12.349	0.001 012	12.03	209.32	2234.2	2443.5	209.33	2382.7	2592.1	0.7038	7.3725	8.0763
55	15.758	0.001 015	9.568	230.21	2219.9	2450.1	230.23	2370.7	2600.9	0.7679	7.2234	7.9913
60	19.940	0.001 017	7.671	251.11	2205.5	2456.6	251.13	2358.5	2609.6	0.8312	7.0784	7.9096
65	25.03	0.001 020	6.197	272.02	2191.1	2463.1	272.06	2346.2	2618.3	0.8935	6.9375	7.8310
70	31.19	0.001 023	5.042	292.95	2176.6	2469.6	292.98	2333.8	2626.8	0.9549	6.8004	7.7553
75	38.58	0.001 026	4.131	313.90	2162.0	2475.9	313.93	2321.4	2635.3	1.0155	6.6669	7.6824
80	47.39	0.001 029	3.407	334.86	2147.4	2482.2	334.91	2308.8	2643.7	1.0753	6.5369	7.6122
85	57.83	0.001 033	2.828	355.84	2132.6	2488.4	355.90	2296.0	2651.9	1.1343	6.4102	7.5445
90	70.14	0.001 036	2.361	376.85	2117.7	2494.5	376.92	2283.2	2660.1	1.1925	6.2866	7.4791
95	84.55	0.001 040	1.982	397.88	2102.7	2500.6	397.96	2270.2	2668.1	1.2500	6.1659	7.4159
Sat. press. MPa												
100	0.101 35	0.001 044	1.6729	418.94	2087.6	2506.5	419.04	2257.0	2676.1	1.3069	6.0480	7.3549
105	0.120 82	0.001 048	1.4194	440.02	2072.3	2512.4	440.15	2243.7	2683.8	1.3630	5.9328	7.2958
110	0.143 27	0.001 052	1.2102	461.14	2057.0	2518.1	461.30	2230.2	2691.5	1.4185	5.8202	7.2387
115	0.169 06	0.001 056	1.0366	482.30	2041.4	2523.7	482.48	2216.5	2699.0	1.4734	5.7100	7.1833
120	0.198 53	0.001 060	0.8919	503.50	2025.8	2529.3	503.71	2202.6	2706.3	1.5276	5.6020	7.1296
125	0.2321	0.001 065	0.7706	524.74	2009.9	2534.6	524.99	2188.5	2713.5	1.5813	5.4962	7.0775
130	0.2701	0.001 070	0.6685	546.02	1993.9	2539.9	546.31	2174.2	2720.5	1.6344	5.3925	7.0269
135	0.3130	0.001 075	0.5822	567.35	1977.7	2545.0	567.69	2159.6	2727.3	1.6870	5.2907	6.9777
140	0.3613	0.001 080	0.5089	588.74	1961.3	2550.0	589.13	2144.7	2733.9	1.7391	5.1908	6.9299
145	0.4154	0.001 085	0.4463	610.18	1944.7	2554.9	610.63	2129.6	2740.3	1.7907	5.0926	6.8833
150	0.4758	0.001 091	0.3928	631.66	1927.9	2559.5	632.20	2114.3	2746.5	1.8418	4.9960	6.8379
155	0.5431	0.001 096	0.3468	653.24	1910.8	2564.1	653.84	2098.6	2752.4	1.8925	4.9010	6.7935
160	0.6178	0.001 102	0.3071	674.87	1893.5	2568.4	675.55	2082.6	2758.1	1.9427	4.8075	6.7502
165	0.7005	0.001 108	0.2727	696.56	1876.0	2572.5	697.34	2066.2	2763.5	1.9925	4.7153	6.7078
170	0.7917	0.001 114	0.2428	718.33	1858.1	2576.5	719.21	2049.5	2768.7	2.0419	4.6244	6.6663
175	0.8920	0.001 121	0.2168	740.17	1840.0	2580.2	741.17	2032.4	2773.6	2.0909	4.5347	6.6256
180	1.0021	0.001 127	0.194 05	762.09	1821.6	2583.7	763.22	2015.0	2778.2	2.1396	4.4461	6.5857
185	1.1227	0.001 134	0.174 09	784.10	1802.9	2587.0	785.37	1997.1	2782.4	2.1879	4.3586	6.5465
190	1.2544	0.001 141	0.156 54	806.19	1783.8	2590.0	807.62	1978.8	2786.4	2.2359	4.2720	6.5079
195	1.3978	0.001 149	0.141 05	828.37	1764.4	2592.8	829.98	1960.0	2790.0	2.2835	4.1863	6.4698

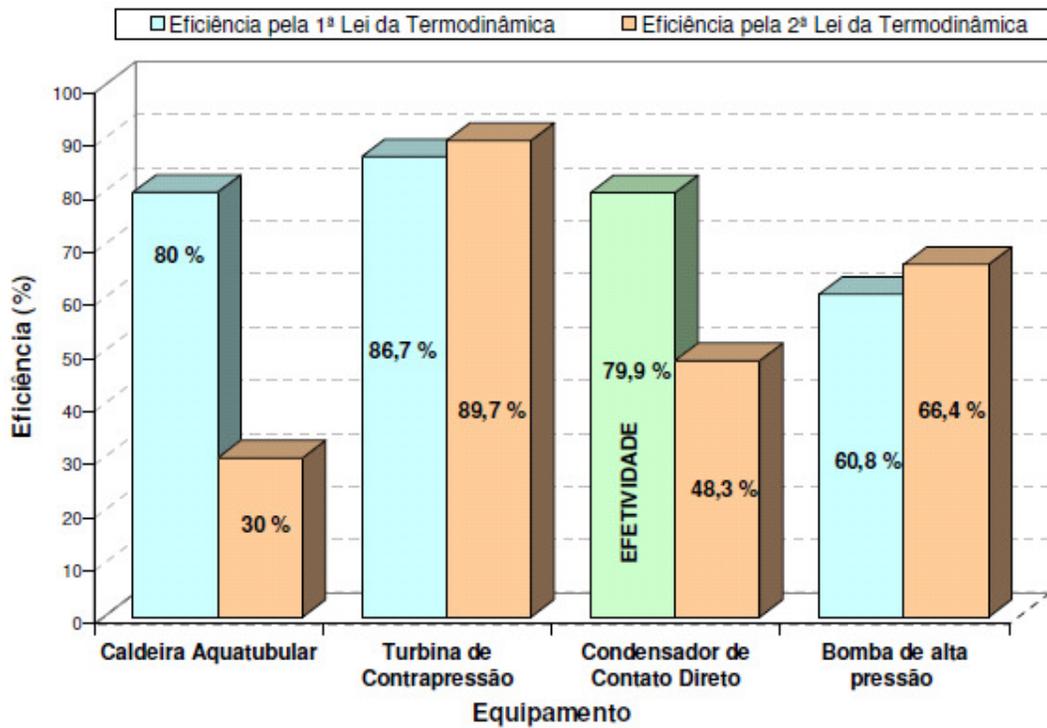
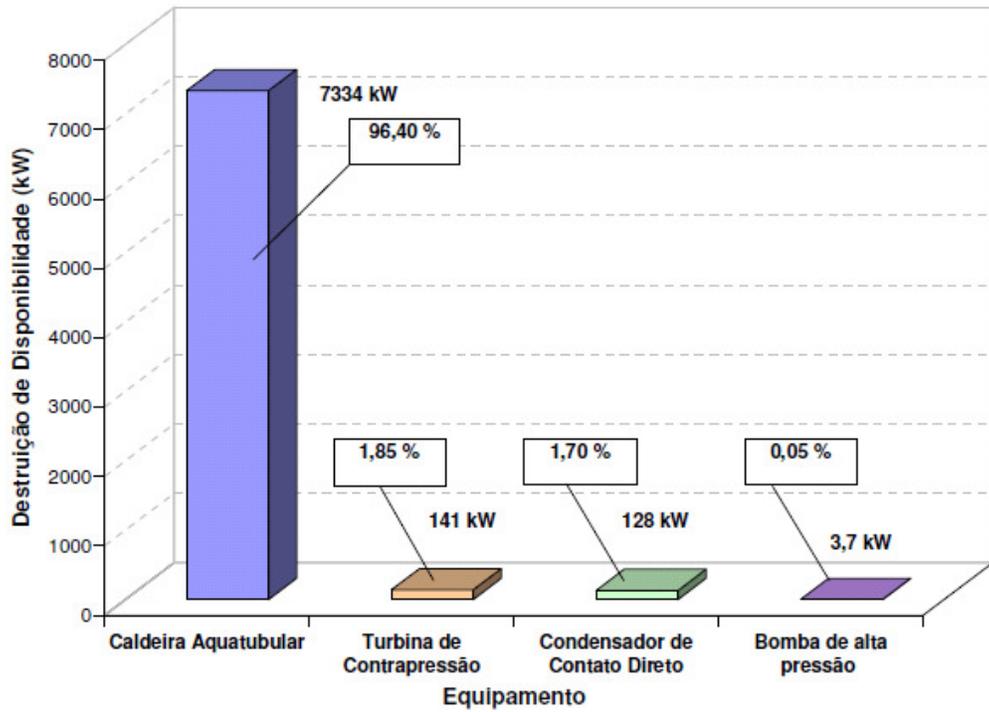
Temp. °C	Sat. press. MPa	Specific volume m ³ /kg		Internal energy kJ/kg			Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/(kg · K)		
		Sat. liquid v_f	Sat. vapor v_g	Sat. liquid u_f	Evap. u_{fg}	Sat. vapor u_g	Sat. liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. vapor h_g	Sat. liquid s_f	Evap. s_{fg}	Sat. vapor s_g
200	1.5538	0.001 157	0.127 36	850.65	1744.7	2595.3	852.45	1940.7	2793.2	2.3309	4.1014	6.4323
205	1.7230	0.001 164	0.115 21	873.04	1724.5	2597.5	875.04	1921.0	2796.0	2.3780	4.0172	6.3952
210	1.9062	0.001 173	0.104 41	895.53	1703.9	2599.5	897.76	1900.7	2798.5	2.4248	3.9337	6.3585
215	2.104	0.001 181	0.094 79	918.14	1682.9	2601.1	920.62	1879.9	2800.5	2.4714	3.8507	6.3221
220	2.318	0.001 190	0.086 19	940.87	1661.5	2602.4	943.62	1858.5	2802.1	2.5178	3.7683	6.2861
225	2.548	0.001 199	0.078 49	963.73	1639.6	2603.3	966.78	1836.5	2803.3	2.5639	3.6863	6.2503
230	2.795	0.001 209	0.071 58	986.74	1617.2	2603.9	990.12	1813.8	2804.0	2.6099	3.6047	6.2146
235	3.060	0.001 219	0.065 37	1009.89	1594.2	2604.1	1013.62	1790.5	2804.2	2.6558	3.5233	6.1791
240	3.344	0.001 229	0.059 76	1033.21	1570.8	2604.0	1037.32	1766.5	2803.8	2.7015	3.4422	6.1437
245	3.648	0.001 240	0.054 71	1056.71	1546.7	2603.4	1061.23	1741.7	2803.0	2.7472	3.3612	6.1083
250	3.973	0.001 251	0.050 13	1080.39	1522.0	2602.4	1085.36	1716.2	2801.5	2.7927	3.2802	6.0730
255	4.319	0.001 263	0.045 98	1104.28	1596.7	2600.9	1109.73	1689.8	2799.5	2.8383	3.1992	6.0375
260	4.688	0.001 276	0.042 21	1128.39	1470.6	2599.0	1134.37	1662.5	2796.9	2.8838	3.1181	6.0019
265	5.081	0.001 289	0.038 77	1152.74	1443.9	2596.6	1159.28	1634.4	2793.6	2.9294	3.0368	5.9662
270	5.499	0.001 302	0.035 64	1177.36	1416.3	2593.7	1184.51	1605.2	2789.7	2.9751	2.9551	5.9301
275	5.942	0.001 317	0.032 79	1202.25	1387.9	2590.2	1210.07	1574.9	2785.0	3.0208	2.8730	5.8938
280	6.412	0.001 332	0.030 17	1227.46	1358.7	2586.1	1235.99	1543.6	2779.6	3.0668	2.7903	5.8571
285	6.909	0.001 348	0.027 77	1253.00	1328.4	2581.4	1262.31	1511.0	2773.3	3.1130	2.7070	5.8199
290	7.436	0.001 366	0.025 57	1278.92	1297.1	2576.0	1289.07	1477.1	2766.2	3.1594	2.6227	5.7821
295	7.993	0.001 384	0.023 54	1305.2	1264.7	2569.9	1316.3	1441.8	2758.1	3.2062	2.5375	5.7437
300	8.581	0.001 404	0.021 67	1332.0	1231.0	2563.0	1344.0	1404.9	2749.0	3.2534	2.4511	5.7045
305	9.202	0.001 425	0.019 948	1359.3	1195.9	2555.2	1372.4	1366.4	2738.7	3.3010	2.3633	5.6643
310	9.856	0.001 447	0.018 350	1387.1	1159.4	2546.4	1401.3	1326.0	2727.3	3.3493	2.2737	5.6230
315	10.547	0.001 472	0.016 867	1415.5	1121.1	2536.6	1431.0	1283.5	2714.5	3.3982	2.1821	5.5804
320	11.274	0.001 499	0.015 488	1444.6	1080.9	2525.5	1461.5	1238.6	2700.1	3.4480	2.0882	5.5362
330	12.845	0.001 561	0.012 996	1505.3	993.7	2498.9	1525.3	1140.6	2665.9	3.5507	1.8909	5.4417
340	14.586	0.001 638	0.010 797	1570.3	894.3	2464.6	1594.2	1027.9	2622.0	3.6594	1.6763	5.3357
350	16.513	0.001 740	0.008 813	1641.9	776.6	2418.4	1670.6	893.4	2563.9	3.7777	1.4335	5.2112
360	18.651	0.001 893	0.006 945	1725.2	626.3	2351.5	1760.5	720.3	2481.0	3.9147	1.1379	5.0526
370	21.03	0.002 213	0.004 925	1844.0	384.5	2228.5	1890.5	441.6	2332.1	4.1106	0.6865	4.7971
374.14	22.09	0.003 155	0.003 155	2029.6	0	2029.6	2099.3	0	2099.3	4.4298	0	4.4298

Press. kPa <i>P</i>	Sat. temp. °C <i>T_{sat}</i>	Specific volume m ³ /kg		Internal energy kJ/kg			Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/(kg · K)		
		Sat. liquid	Sat. vapor	Sat. liquid	Evap.	Sat. vapor	Sat. liquid	Evap.	Sat. vapor	Sat. liquid	Evap.	Sat. vapor
		<i>v_f</i>	<i>v_g</i>	<i>u_f</i>	<i>u_{fg}</i>	<i>u_g</i>	<i>h_f</i>	<i>h_{fg}</i>	<i>h_g</i>	<i>s_f</i>	<i>s_{fg}</i>	<i>s_g</i>
0.6113	0.01	0.001000	206.14	0.00	2375.3	2375.3	0.01	2501.3	2501.4	0.0000	9.1562	9.1562
1.0	6.98	0.001000	129.21	29.30	2355.7	2385.0	29.30	2484.9	2514.2	0.1059	8.8697	8.9756
1.5	13.03	0.001001	87.98	54.71	2338.6	2393.3	54.71	2470.6	2525.3	0.1957	8.6322	8.8279
2.0	17.50	0.001001	67.00	73.48	2326.0	2399.5	73.48	2460.0	2533.5	0.2607	8.4629	8.7237
2.5	21.08	0.001002	54.25	88.48	2315.9	2404.4	88.49	2451.6	2540.0	0.3120	8.3311	8.6432
3.0	24.08	0.001003	45.67	101.04	2307.5	2408.5	101.05	2444.5	2545.5	0.3545	8.2231	8.5776
4.0	28.96	0.001004	34.80	121.45	2293.7	2415.2	121.46	2432.9	2554.4	0.4226	8.0520	8.4746
5.0	32.88	0.001005	28.19	137.81	2282.7	2420.5	137.82	2423.7	2561.5	0.4764	7.9187	8.3951
7.5	40.29	0.001008	19.24	168.78	2261.7	2430.5	168.79	2406.0	2574.8	0.5764	7.6750	8.2515
10	45.81	0.001010	14.67	191.82	2246.1	2437.9	191.83	2392.8	2584.7	0.6493	7.5009	8.1502
15	53.97	0.001014	10.02	225.92	2222.8	2448.7	225.94	2373.1	2599.1	0.7549	7.2536	8.0085
20	60.06	0.001017	7.649	251.38	2205.4	2456.7	251.40	2358.3	2609.7	0.8320	7.0766	7.9085
25	64.97	0.001020	6.204	271.90	2191.2	2463.1	271.93	2346.3	2618.2	0.8931	6.9383	7.8314
30	69.10	0.001022	5.229	289.20	2179.2	2468.4	289.23	2336.1	2625.3	0.9439	6.8247	7.7686
40	75.87	0.001027	3.993	317.53	2159.5	2477.0	317.58	2319.2	2636.8	1.0259	6.6441	7.6700
50	81.33	0.001030	3.240	340.44	2143.4	2483.9	340.49	2305.4	2645.9	1.0910	6.5029	7.5939
75	91.78	0.001037	2.217	384.31	2112.4	2496.7	384.39	2278.6	2663.0	1.2130	6.2434	7.4564
Press. MPa												
0.100	99.63	0.001043	1.6940	417.36	2088.7	2506.1	417.46	2258.0	2675.5	1.3026	6.0568	7.3594
0.125	105.99	0.001048	1.3749	444.19	2069.3	2513.5	444.32	2241.0	2685.4	1.3740	5.9104	7.2844
0.150	111.37	0.001053	1.1593	466.94	2052.7	2519.7	467.11	2226.5	2693.6	1.4336	5.7897	7.2233
0.175	116.06	0.001057	1.0036	486.80	2038.1	2524.9	486.99	2213.6	2700.6	1.4849	5.6868	7.1717
0.200	120.23	0.001061	0.8857	504.49	2025.0	2529.5	504.70	2201.9	2706.7	1.5301	5.5970	7.1271
0.225	124.00	0.001064	0.7933	520.47	2013.1	2533.6	520.72	2191.3	2712.1	1.5706	5.5173	7.0878
0.250	127.44	0.001067	0.7187	535.10	2002.1	2537.2	535.37	2181.5	2716.9	1.6072	5.4455	7.0527
0.275	130.60	0.001070	0.6573	548.59	1991.9	2540.5	548.89	2172.4	2721.3	1.6408	5.3801	7.0209
0.300	133.55	0.001073	0.6058	561.15	1982.4	2543.6	561.47	2163.8	2725.3	1.6718	5.3201	6.9919
0.325	136.30	0.001076	0.5620	572.90	1973.5	2546.4	573.25	2155.8	2729.0	1.7006	5.2646	6.9652
0.350	138.88	0.001079	0.5243	583.95	1965.0	2548.9	584.33	2148.1	2732.4	1.7275	5.2130	6.9405
0.375	141.32	0.001081	0.4914	594.40	1956.9	2551.3	594.81	2140.8	2735.6	1.7528	5.1647	6.9175
0.40	143.63	0.001084	0.4625	604.31	1949.3	2553.6	604.74	2133.8	2738.6	1.7766	5.1193	6.8959
0.45	147.93	0.001088	0.4140	622.77	1934.9	2557.6	623.25	2120.7	2743.9	1.8207	5.0359	6.8565
0.50	151.86	0.001093	0.3749	639.68	1921.6	2561.2	640.23	2108.5	2748.7	1.8607	4.9606	6.8213
0.55	155.48	0.001097	0.3427	655.32	1909.2	2564.5	665.93	2097.0	2753.0	1.8973	4.8920	6.7893
0.60	158.85	0.001101	0.3157	669.90	1897.5	2567.4	670.56	2086.3	2756.8	1.9312	4.8288	6.7600
0.65	162.01	0.001104	0.2927	683.56	1886.5	2570.1	684.28	2076.0	2760.3	1.9627	4.7703	6.7331
0.70	164.97	0.001108	0.2729	696.44	1876.1	2572.5	697.22	2066.3	2763.5	1.9922	4.7158	6.7080
0.75	167.78	0.001112	0.2556	708.64	1866.1	2574.7	709.47	2057.0	2766.4	2.0200	4.6647	6.6847
0.80	170.43	0.001115	0.2404	720.22	1856.6	2576.8	721.11	2048.0	2769.1	2.0462	4.6166	6.6628
0.85	172.96	0.001118	0.2270	731.27	1847.4	2578.7	732.22	2039.4	2771.6	2.0710	4.5711	6.6421
0.90	175.38	0.001121	0.2150	741.83	1838.6	2580.5	742.83	2031.1	2773.9	2.0946	4.5280	6.6226
0.95	177.69	0.001124	0.2042	751.95	1830.2	2582.1	753.02	2023.1	2776.1	2.1172	4.4869	6.6041
1.00	179.91	0.001127	0.1944	761.68	1822.0	2583.6	762.81	2015.3	2778.1	2.1387	4.4478	6.5865
1.10	184.09	0.001133	0.1775	780.09	1806.3	2586.4	781.34	2000.4	2781.7	2.1792	4.3744	6.5536
1.20	187.99	0.001139	0.1633	797.29	1791.5	2588.8	798.65	1986.2	2784.8	2.2166	4.3067	6.5233
1.30	191.64	0.001144	0.1512	813.44	1777.5	2591.0	814.93	1972.7	2787.6	2.2515	4.2438	6.4953

[5]VALORES DO PCI E DA DISPONIBILIDADE QUÍMICA DOS COMBUSTÍVEIS EM FUNÇÃO DO TEOR DE UMIDADE^[73].



[6] IRREVERSIBILIDADES E EFICIÊNCIA DOS EQUIPAMENTOS DO SISTEMA DE COGERAÇÃO.



Perdas térmicas verificadas no sistema de cogeração proposto	
Perdas de calor sensível associadas aos gases de combustão à saída da caldeira	17,66 %
Perdas de calor associadas à presença de carbono fixo nas cinzas da serragem	0,04 %
Perdas de calor associadas à temperatura das cinzas da serragem	0,03 %
Perdas de calor devido às entradas falsas de ar através de aberturas existentes no invólucro da caldeira	1,56 %
Perdas de calor por radiação	0,48 %
Perdas de calor por convecção	0,19 %
Perdas de calor associadas à presença de carbono fixo nas cinzas do pó de carvão vegetal	0,02 %
Perdas de calor associadas à temperatura das cinzas do pó de carvão vegetal	0,02 %

[7] PRINCIPAIS RESULTADOS OBTIDOS PARA O SISTEMA DE COGERAÇÃO PROPOSTO POR SILVA(2009).

Parâmetro	Valor
Vazão de vapor produzida pela caldeira - (kg/h)	11285
Vazão de vapor disponível para o processo (Ex. secagem de madeira) - (kg/h)	9818
Potência real na turbina - (kW)	1225
Potência elétrica gerada - (kW) (Eficiência do conjunto turbo gerador: 80%)	1102
Fator de Utilização de Energia (FUE) - %	86,5
Fator de Utilização de Disponibilidade (FUD) - %	27,9
Fator de Economia de Energia do Combustível (FESR)	48,5
Fator de Economia de Disponibilidade do Combustível (FASR)	35,8

[8] RELATÓRIO DE PRODUÇÃO DO SEGUNDO SEMESTRE DE 2012 AIST DE FORNOS ELÉTRICOS A ARCO PELO MUNDO [62].

Companhia/Localização	Número de fornos	Ano de início de operação	Fabricante do forno	Tempo de corrida (minutos)	Média da quantidade de calor (ton²)	Equipado com			Diâmetro externo [m]	Capacidade máxima do transformador (kva)	Diâmetro nominal do eletrodo(m)	Composição da carga (%)		Potência (kWh/ton²)	Consumíveis		Sistema de fumos	Tipos de aço produzido	Capacidade total nominal de cada FEA (ton/ano)	Hot Tce (% de quantidade de calor)	
						Com sistema de arrefecimento pressurizado	Sem sistema de arrefecimento pressurizado	Queimadores ox. combustível				Sucata	Aço alternativo		Oxigênio (Nm³/ton²)	Gás natural (Nm³/ton²)					
Argentina																					
Aceros Angelini S.A. Baraco, Buenos Aires	1,00	1990	EME Argentina	180	9,00	Não	Sim	Não	2,40	2500,00	250			530,00				Aço inoxidável com liga de alto e baixo teor	8,00		
Aceros Zapala S.A. Palpalá, Jujuy	2,00		SMS Siemag	150,00	24,00			Não	2,90	4000,00	300,00							Liga de baixo carbono, ferramentas			
Aceros Minal Acicular S.A. Provincia de Santa Fé	1,00	2007,00	Tenova	60,00	105,00	Sim	Não	Sim	6,80	12000,00	600,00	40,00	60,00	480,00	32,00	Não	Baghouse	Liga de baixo carbono	800,00		
	1,00	2007,00	Tenova	60,00	105,00	Sim	Não	Sim	6,80	12000,00	600,00	40,00	60,00	480,00	32,00	Não	Baghouse	Liga de baixo carbono	800,00		
Tenares Siderca SAIC. Campana, Buenos Aires	10(4)	1995,00	Tenova	55,00	80,00	Sim	Não		5,30	60000,00	550,00	60,00	40,00	480,00			Baghouse	OCTG			
	10(5)		SMS Siemag	45,00	80,00	Sim	Não		5,80	90000,00	550,00	60,00	40,00	480,00			Não	Baghouse	OCTG		
Votorantim Aceros S.A. Bragado, Buenos Aires	2,00	1971,00	Danieli	120,00	30,00					15000,00		100,00						Não	Wire rod, Rebar	75,00	
Australia																					
ComSteel Newcastle	1,00	2001	SMS Siemag	70	57,00	Sim	Não	Sim	4,90	35000,00	500	100,00	0,00	382,00				Baghouse	Liga de carbono	325,00	
OneSteel OneSteel Market Mills/Sydney Steel Mills, Sydney	1,00	2009	Tenova	55	73,00	Sim	R,D	Sim	5,50	72000,00	550	92,00	8,00	380,00	27,00	2,90	Baghouse	0,12 a 0,45% de carbono	500,00		
OneSteel OneSteel Steel Melbourne	1,00	1982	Siemens VAL/Danieli	55	82,00	Não	Sim	Sim	5,36x3,3	77000,00	600	100,00	0,00					Baghouse	Reinforcing	660,00	
Brazil																					
Aperam South America Tatuí, Minas Gerais	1,00	1953	USSC	240	32,00	Sim	R,S,D	Não	4,10	7500,00	350	56,00	44,00	517,00			Não	Dry-bag filter	Aço inoxidável	72,00	
	1,00	1959	SMS Siemag	130	29,00	Sim	D	Não	4,40	20000,00	400	56,00	44,00	398,00			Não	Dry-bag filter	Aço inoxidável	138,00	
Arçaraço Recife	1,00	1994	Danieli	50	24,50	Sim	Não	Não		25000,00	400	100,00	0,00		44,00	9,00	Baghouse	Rebar	0,00	11,00	
Apco Finos Piatra Chispa	1,00	1973	SMS Siemag	80	59,00	Sim	Sim	Sim	4,90	54000,00	500	75,00	25,00	410,00	40,00	7,00	Baghouse	Ferramentaria, aço inoxidável	280,00		
Comsteel Maracumã	1,00	1982	SMS Concast	60	20,00	Sim	Não	Não	3,90	18800,00	350	90,00	10,00	475,00	34,00	Não	Baghouse	Baixo e médio carbono	28,00		
Comsteel Santa Cruz	1,00	1972 rev1982	Tenova Core	75	73,00	Não	Sim	Sim	5,40	75000,00	550	90,00	10,00	440,00	56,00	7,80	Baghouse	Baixo, médio, alto e microligado	500,00		
Comsteel São Gonçalo Sapucaia	1,00	1997	SMS Concast Krotas	43	21,00	Sim	R	Não	3,4x3,9	26000,00	400	80,00	20,00	507,00	49,00	Não	Baghouse	Carbono	430,00		
Comsteel São João del-Rei	1,00	1994	Danieli	102	90,00	R,S,D		Não	6,40	76000,00	600	23,00	77,00	583,00	25,00	Não	Baghouse	Liga de baixo carbono	550,00		
Vale do Rio Doce Vitoria	2,00	1980	SMS Siemag	150	82,00	Sim	Não	Não	6,00	45000,00	550	90,00	10,00	500,00	39,00	Não	Baghouse	Liga de carbono	200,00		
Vale do Rio Doce Vitoria	1,00	1976	Tenova	105	72,00		Sim	Sim		38000,00		80,00	20,00	395,00	40,00	7,00	Pulse jet Baghouse	Liga de baixo carbono	271,00		
Vale do Rio Doce Vitoria	1,00	2010	Tenova Consteel	65	140,00	Sim	Não	Sim	6,70	80000,00	550	60,00	40(P)	410,00	27,00	2,00	Pulse jet Baghouse	OCTG	800,00	36,00	
Vale do Rio Doce Vitoria	1,00	1978	SMS Concast	130	25,00	Não	Não	Não	3,60	167900,00	350	80,00	20,00	420,00	1,00	Não	4th hole	Ferramenta de alta velocidade, baixa liga	6,00		
Vale do Rio Doce Vitoria	1,00	1980	SMS Concast	140	23,00	Sim	Não	Não	3,60	202400,00	350	60,00	40,00	450,00	1,00	Não	4th hole	Válvula inoxidável	6,00		
Canada																					
Aceros Minal Comstocker Works Comstocker, Que	10(3)	rev195,1994	Siemens VAI	70	141,00	R,S,E,D	Sim	Sim	6,70	130000,00	600	45,00	55,00	510,00	24,00	Não	Baghouse	Liga de baixo carbono Aluminado	900,00		
	10(4)	rev1985,1994	Siemens VAI	70	141,00	R,S,E,D	Sim	Sim	6,70	130000,00	600	45,00	55,00	515,00	24,00	Não	Baghouse	Liga de baixo carbono Aluminado	900,00		
Comstocker, Que	1,00	1990	SMS Siemag	85	98,00	R,S,E	Não	Sim	6,40	110000,00	600	94,00	6,00	480,00			Baghouse	Liga de carbono	600,00		
Aceros Minal Dofasco Inc. Hamilton, Ont	1,00	1996	Siemens VAI Twin shell		180,00	Sim	Não	Sim	8,20	120000,00	600	100,00	0,00	410,00	40,00	16,00	Baghouse	LCAK, HSLA, estriado	1350,00		
Alcan Steel Mills Tanco, Que	1,00	1963	Canadian Vickers Birkbeck	250	64,00	Não	Não	Não	5,50	24000,00	500	100,00	0,00	520,00	44,00	0,00	Baghouse	Inoxidável	130,00		
Canadian Steel Foundries Ltd. Montreal, Que	1,00	1912	AMAK	960	45,00	Não	Sim	Não	4,00	12000,00	400	50,00	50,00	520,00	32,00	7,10	Baghouse	Liga de baixo carbono, inoxidável e resistente ao calor	63,00		
	1,00	1912	Herault	960	23,00	Não	Sim	Não	3,00	12000,00	350	50,00	50,00	620,00	31,00	6,90	Baghouse	Liga de baixo carbono, inoxidável e resistente ao calor	63,00		
ESCO Ltd. Port Couillard Foundry Port Couillard, B.C	1,00	1958	Tenova Core	90	9,00	sim	R	Não	2,70	7000,00	250			550,00			Hood	Baixa liga, Hardfaced Mo	9,00		
Evraz Regina Steel Regina, Sask	1,00	2007	Siemens VAI	130	133,00	R,S	Não	Sim	6,10	62000,00	600	100,00	0,00	400,00	40,00	4,50	Baghouse	Liga de baixo carbono	520,00	10,00	
	1,00	1981	Empco	132	133,00	R,S	Não	Sim	6,10	67000,00	600	100,00	0,00	420,00	40,00	11,50	Baghouse	Liga de baixo carbono	680,00	10,00	
Gerdau Long Steel North America Cambridge, Ont	1,00	1998	Empco	56	38,00	Não	Sim	Sim	4,60	33000,00	450	100,00	0,00	420,00	44,00	4,80	Baghouse	Liga de baixo carbono	360,00	14,00	
Schäffler, Man	1,00	1990	SMS Siemag	60	54,00	R,S	Não	Sim	4,80	54000,00	500	100,00	0,00	480,00	21,00	4,80	Baghouse	Liga de baixo carbono	360,00	13,00	
Whitby, Ont	1,00	2000	Superior	60	122,00	R,S	Não	Sim	6,60	120000,00	600	100,00	0,00	400,00	27,00	3,80	Baghouse	Carbono	360,00	19,00	
Hamilton Specialty Bar Inc. Hamilton Specialty Bar Division Hamilton, Ont	1,00	1997	Danieli	65	73,00	Sim	Não	Sim	5,80	55000,00	500	100,00	0,00	400,00	38,00	9,50	wheel/brake and pulse jet	Automotive grades	450,00		
Fraco Rollings Mills Ltd. Oronogo, Ont	1,00	2013	Tenova Core (Consteel) Evolution	50	69,00	sim	Não	Sim	4,8x5,4	45000,00	450	100,00	0,00				Baghouse	Liga de baixo carbono	500,00	50,00	
MMEX Steel of Canada Wexford, Ont	1,00	1988	Empco	110	64,00	Sim	Não	Não	5,80	50000,00	500	100,00	0,00	470,00	16,00	0,00	Canopy	Liga inoxidável, Ferramenta	200,00		
MMEX Steel of Canada Wexford, Ont	1,00	1976	Whiting	135	64,00	Sim	Sim	Não	5,20	30000,00	500	100,00	0,00	490,00	16,00	0,00	Canopy	Liga inoxidável, Ferramenta	120,00		
OneSteel Edmonton, Alta	1,00	1974	IHI	91	68,00	R,S	Não	Sim	5,50	546000,00	500	100,00	0,00	425,00	23,00	8,60	4th hole	Liga SBQ, carbono	360,00		
Port Hope Foundry Port Hope, Ont	1,00	1977 rev2007	Tenova Core	90	5,00	Sim	Não	Não	2,40	3400,00	200			520,00			Baghouse	Baixa liga, inoxidável	3,80		
Steel Forge Inc. Sorel, Que	1,00	1940rev2008	Tenova Core	230	37,00	Não	Não	Não	4,60	75000,00	450	100,00	0,00	475,00			Canopy/High house	Liga de carbono, inoxidável	80,00		

Compañía/Localización	Número de fornos	Año de inicio de operación	Fabricante de Furno	Tempo de Corrida (minutos)	Métrica da quantidade de calor (ton')	Equipado com			Capacidade máxima do transformador (kva)	Diámetro nominal do eletrodo (m)	Composição da Carga (%)			Potência (kWh/ton)	Consumíveis		Sistema de coleta de fumos	Tipos de aço produzido	Capacidade total nominal de cada FEA (ton/ano)	Hot Rec (%) de quantidade de calor
						Com sistema de arrefecimento pressurizado	Sem sistema de arrefecimento pressurizado	Queimadores oxí-combustível			Sucata	Aço alternativo	Oxigênio (Na/ton)		Gás natural (Na/ton)					
Chile																				
ESCO Elacmetal S.A. Santiago	1	2007	Whiting		8													Aço líquido		
Chilva AZA Colma, Santiago	1	1998	Tenova	50	58	R,S,E	Não	Sim	45000	500	90	10	390	38		6	Baghouse	Rebar		
Proscor TR TR Santiago	1	1978rev2011	ABB Tenova C	70	15	Não	Sim	Não	10000	350	100	0	465	5		0	4th hole	Bolas de aço para molinos de mineração		
Colômbia																				
Genaro Diaco Diaco, Cali	1,00	1985	Tenova Core	70	30,00	Sim	Não	Sim	19500,00	400	100,00	0,00	450,00	30,00	4,00		Baghouse	Rebar	2500,00	10,00
Diaco	1,00			60	50,00	Sim	Não	Sim	28,00	500	100,00	0,00	420,00	50,00	9,00		Baghouse	Rebar	4000,00	15,00
Tocancipa	1,00	2011	Siemens			Sim	Não	Sim			100,00	0,00					Baghouse	Rebar		
Siderurgia del Occidente Sider, Cali	2,00	1975	Tenova Core	90	34,00	R,S,E	Não	Sim	3,80	11300,00	400	100,00	0,00	420,00	35,00	0,00	Baghouse	Rebar, carbono	1600,00	10,00
Siderurgia Nacional S.A Sideral Sogamoso, Boyaca	1,00	1988	Tenova Core	80	40,00	R,S,E	Não	Sim	3,80	40000,00	450	100,00	0,00	420,00	36,00	0,00	Baghouse	Rebar	3500,00	10,00
Terraco Acasa Manizales	1,00		Whiting	60	32,00	R,S,E	Não	Não	3,80	15000,00	400	100,00	0,00				Baghouse	Rebar	2000,00	10,00
Volcanes Par del Rio, Boyaca	1,00		Tenova Core			Sim	Não	Não									Baghouse	Rebar		
Ecuador																				
Quito																				
Andec Chuquisqui	1,00	2012	Danieli FEA, Tenova Core Consteel	50	35,00	Sim	Não	Sim	3,90	12200,00	450	100,00	0,00				Baghouse	Rebar	2500,00	50,00
Novacero Lasso	1,00	2012	Tenova Core Consteel	70	34,00	R,S,E	Não	Sim	3,80	14000,00	450	100,00	0,00				Baghouse	Rebar, carbono	1800,00	10,00
México																				
Avecer Mital Lazaro Cardenas Lazaro Cardenas, Mich	4,00	1988	NKK	77	222,00	R,S,E	Não	Sim	7,90	190000,00	700	2,00	98(DRI)	586,00	19,00	Não	Baghouse	Aço Carbono	950,00	
Adas S.A Salsitua, Tux	1,00	1988	Danieli	95	70,00		Não		5,50	70000,00	550	100,00		430,00	29,00		Baghouse	Liga de baixo carbono, free cutting	500,00	
Deacero S.A de CV Salsitua, Coahuila	1,00	1986	Danieli	55	54,00	R,S	Não	Sim	4,50	55000,00	500	93,00	7,00	345,00			Baghouse	Carbono	480,00	
Celva, Gu	1,00	1998	Danieli	50	102,00	R,S	Não	Sim	5,50	85000,00	600	93,00	7,00	330,00			Baghouse	Aço carbono de média liga	1120,00	
Genaro Sideral Cidade do México, Mex.	1,00	1985	Whiting	108	52,00	R,S	Não	Sim	4,60	28000,00	400			610,00			Baghouse	Carbono	2000,00	
Grupo San Acero DM S.A San Luis Potosi, SLP	1,00	1993	Danieli	53	54,00	R,S	Não	Sim	4,60	60000,00	500	100,00	0,00	410,00	31,00		Baghouse	Médio carbono e baixa liga	400,00	
Grupo San Acero, San Luis Potosi, SLP	1,00	1973	Herault	90	20,00	R,S	Não	Sim	3,40	12500,00	350	100,00	0,00	480,00	20,00	10,10	Baghouse	Médio carbono	121,00	
	1,00	1973	Whiting	70	20,00	R,S	Não	Sim	3,40	15000,00	350	100,00	0,00	480,00	20,00	10,10	Baghouse	Médio carbono	145,00	
	1,00	1973	Whiting	120	33,00	R,S	Não	Sim	3,40	19000,00	350	100,00	0,00	480,00	20,00	10,10	Baghouse	Médio carbono	150,00	
Talkers y Acero S.A de CV Orizaba, Ver	1,00	1993	Danieli	63	50,00	R,S,E	Não	Sim	4,30	48000,00	500	100,00	0,00	400,00	31,00	8,30	Baghouse	Carbono	310,00	
Tenova Tama Veraacruz, Ver	1,00	2012	Tenova	70	160,00	Sim	Não	Sim	7,60	120000,00	600	70,00	15,00	390,00	30,00	10,20	Pulse jet Baghouse	OCTG	800,00	
Terraco México BarRod Division Apodaca, N.L.	1,00	1993	Danieli	60	100,00	R,S	Não	Sim	5,80	70000,00	600	100,00	0,00	365,00	34,00	6,60	Baghouse	Médio carbono	600,00	
BarRod Division Puebla, Pue	1,00	1998	Siemens Vair(DC-shaft)	60	132,00	R,S		Sim	7,10	140000,00	650	50,00	50(DRI)	570,00			Baghouse	Baixo e alto carbono	1330,00	
Flat Products Division Monterrey, N.L.	1,00	1998	Danieli(DC)		136,00	R,S		Sim	7,30	208000,00		30,00	70(DRI)	435,00	45,00		Baghouse	HSLA, silicon, L.C AK, baixo e médio carbono, API grades	825,00	44,00
	1,00	1995	Siemens Vair(DC)		136,00	R,S		Sim	7,30	156000,00	700	50,00	50(DRI)				Baghouse	HSLA, silicon, L.C AK, baixo e médio carbono, API grades	825,00	
Peru																				
Corporacion Acero Pasco Pasco	1,00	2004	Danieli	45	36,00	R,S,E	Não	Sim			60,00	40,00	500,00	0,00	0,00			Rebar	320,00	
Genaro Siderperu Charbote	1,00	2004	Tenova Core	60	32,00	R,S,E	Não	Sim	4,30	30000,00	450	100,00	0,00	389,00	43,00	8,90	Baghouse	Rebar	3000,00	23,00
Trinidad e Tobago																				
Avecer Mital Point Lisas Point Lisas, Couva	2,00	1980	SMS Siemag	129	114,00		R,S		6,40	80000,00	600	12,00	88(DRI)	640,00	12,00	0,00	Baghouse, filtro	Drawing, wetling w/c, carbono in 0,83 rebar		
Estados Unidos																				
	1,00	1953 rev198	Tenova Core	240	82,00	R	Não	Sim	4,5,5,2	18000,00	400	100,00	0,00	549,00			Baghouse	Aço carbono líquido	41,00	
A Finkl e Sons Chicago, Ill.	1,00	1953 rev1984	Tenova Core	270	82,00	R	Não	Não	4,5,5,2	16000,00	350	100,00	0,00	549,00			Baghouse	Aço carbono líquido	41,00	
	1,00	2011	Tenova Core	58	75,00	Sim	Não	Sim	5,80	75000,00	350	100,00		446,00	30,00	5,80	Baghouse	Alta liga	410,00	15,50
AK Steel Corp. Butler Operation Butler, Pa.	3,00	1969	Swindell-Dressler	230	159,00	R,S	Não	Não	6,70	56000,00	600	100,00	0,00	451,00	14-32	3,20	Dust collector		275,00	
	1,00	2010	SMS Siemag		161,00	R,S	Não	Sim		170000,00	700	100,00	0,00				Baghouse	Silicon steel	908,00	
	1(08)	1963	American Bridge	180	122,00	Sim	R	Sim	6,10	28000,00	500	70,00	30,00	443,00	6,00	0,00	DE	Aço inoxidável	272,00	
	1(09)	1989	Vöest-Alpine	168	122,00	Sim	R	Sim	6,70	49000,00	600	70,00	30,00	443,00	6,00	0,00	DE	Aço inoxidável	363,00	
Allegany Technologies Inc. ATI Allegheny Ludlum Brackenridge(Pa) Works Brackenridge, Pa.	1,00	2003	Danieli	140	100,00	R,S			6,10	55000,00	600	100,00	0,00	528,00	0,00	0,00	Baghouse	Aço inoxidável especial	204,00	
ATI Millen, Pa. Millen, Pa.	2,00	1980	Tenova Core	90	100,00	S	N	N	7,30	95200,00	600	85,00	15,00	484,00	0,00	0,00	Baghouse	Aço inoxidável	363,00	
American Cast Iron Pipe Co. Birmingham, Ala.	2,00	1954	Tenova Core	120	2,00		N	N	1,70	1200,00	150			647,00	0,00	0,00	Baghouse	Liga de baixo carbono, resistant e ao calor e corrosão oxidável el 12-16% Mn		
	1,00	1954	Whiting	120	4,50		N	N	2,10	2800,00	200			639,00	0,00	0,00	Baghouse	Liga de baixo carbono, resistant e ao calor e corrosão oxidável el 12-16% Mn		
	1,00	1954	American Bridge	120	14,00		N	N	3,30	7500,00	350			643,00	0,00	0,00	Baghouse	Liga de baixo carbono, resistant e ao calor e corrosão oxidável el 12-16% Mn		
	1,00	1954	SMS Siemag	45	64,00	Sim	N	N	9,30	70000,00	700						Baghouse	Aço ductil		

Companhia/Localização	Número de fornos	Ano de início de operação	Fabricante do Forno	Tempo de Corrida(minutos)	Média da quantidade de calor (ton/°)	Equipado com				Diâmetro externo (m)	Capacidade máxima do transformador (kva)	Diâmetro nominal do eletrodo(m)	Composição da Carga(%)			Consumíveis		Sistema de coleta de fumos	Tipos de aço produzido	Capacidade total nominal de cada FEA (ton/ano)	Hot Rec(% de quantidade de calor)
						Com sistema de arrefecimento pressurizado	Sem sistema de arrefecimento pressurizado	Oxidadores oxid-combustível	Potência (kWh/ton)				Origem(Nat/ton)	Gás natural (Nat/ton)	Sucata	Aço alternativo					
																	Consumíveis				
Arcelor Mittal Group Arcelor Mittal LaPlata Steel Corp. LaPlata La	1.00	2006	Empco Danick Arms Yssel Alpes	55	70.00	R,S,ED	N	Sim	5.50	6000.00	600	100.00	0.00	435.00	54.00	8.90	Baghouse	Carbono	62000		
Arcelor Mittal Coasavale Bethlehem Lackers Plate Div. Coasavale Pa	1.00	1985	American Bridge	86	150.00	R,S,ED	N	Sim	6.70	6700.00	600	100.00	0.00	418.00	35.00	9.50	Baghouse	Liga de carbono e inoxidavel	798.00		
Arcelor Mittal Georgetown Georgetown,S.C.	1.00	1969 rev2000	SMS Siemag Ver Superior Machine	78	77.00	R,S	N	N	5.80	6500.00	500	47.00	53.00	574.00	26.00	0.00	AAF baghouse,DE hoods in roof	Baixo carbono	454.00		
	1.00	1969 rev2000	SMS Siemag Ver Superior Machine	78	77.00	R,S	N	N	5.80	6200.00	500	47.00	53.00	574.00	26.00	0.00	AAF baghouse,DE hoods in roof	Baixo carbono	454.00		
Arcelor Mittal Indiana Harbor Works East Chicago,Ind.	1.00	1970 rev2000	Siemens VAI	105	113.00	R,S		Sim	6.70	6000.00	600	75.00	25.00	509.00	22.00		Baghouse	LCAK, result, baixa liga	454.00		
Arcelor Mittal Vinton El Paso, Texas.	1.00	2003	Siemens VAI	100	32.00	Sim	N	Sim	3.70	2000.00	350	100.00	0.00	459.00	28.00	4.20	Baghouse	Rebar,rounds,grinding balls	113.00		
	1.00	2003	Siemens VAI	120	32.00	sim	N	Sim	3.70	2000.00	350	100.00	0.00	492.00	28.00	4.20	Baghouse	Rebar,rounds,grinding balls	113.00		
Arcelor Mittal Shehon Works Shehon,Pa.	1.00	1994	NKK-United(DC)	60	127.00	Sim	N	N	7.00	12000.00	750	87.00	13.00	441.00	29.00	0.00	Baghouse	Liga de carbono	998.00		
Arkansas Steel Associates Newport,Ak.	1.00	1994	Whiting	50	45.00	R,S,E	N	Sim	4.60	3300.00	450			498.00			DE baghouse	Carbono	118.00		
Bradken Engineered Products Aichison,Kan.	1.00	1958	Whiting	150	23.00	N	N	N	3.80	7500.00	350			500.00			Siderdrift	Carbono, baixa liga	64.00		
	1.00	1940	Tenova Core	180	6.00	N	N	N	2.70	2500.00	250			758.00			Siderdrift	Carbono, baixa liga	64.00		
	1.00	1946	Tenova Core	180	12.00	N	N	N	3.40	4000.00	350			563.00			Siderdrift	Carbono, baixa liga	64.00		
	1.00	1981	Whiting	150	13.00	N	N	N	3.40	6000.00	350			582.00			Siderdrift	Carbono, baixa liga	64.00		
Carpenter Technology Corp. Reading,Pa.	4.00	1955	Swindell-Dresler		15.00	N	N	N	3.40	4000.00	350			480.00			Baghouse	Liga inoxidavel	136.00		
	1.00	1956	Swindell-Dresler		15.00	N	N	N	3.70	6000.00	350			480.00			Baghouse	Liga inoxidavel	136.00		
	1.00	1982 ver 1999	Tenova Core		38.00	S	N	N	4.10	1680.00	400			442.00			Baghouse	Liga inoxidavel	136.00		
Cascade Steel Rolling Mills McMinnville,Ore.	1.00	2005	Danick	60	87.00	R,S	N	sim	5.80	8500.00	600	99.00	1.00	452.00			Baghouse	Rebar,baixa e alta carbonos	635.00	13.00	
Champion Steel Co. Orwell,Ohio.		1968	Wellman	240	5.00	R	N	N	2.60	2800.00	200			738.00				Ferramenta,liga inoxidavel,carbono	5.00		
Charter Manufacturing Co. Inc. Charter Steel Saakville,Wis Saakville,Ohio. Cleveland works Cleveland,Ohio.	1.00	1991	Siemens VAI(DC),ver SMS Siemag	78	91.00	Sim		Sim	5.20	6500.00	700	90.00	10(HB)	396.00	35.00	4.40	DE, baghouse	Liga de carbono	467.00		
Chicago Heights Steel Chicago Heights, Ill.		1967	Danick	60	70.00	Sim	N	Sim	5.20	7500.00	600	90.00	10.00	429.00	35.00	4.40	Baghouse	SBQ, alto carbono	590.00	19.00	
Columbus Steel Castings Columbus,Ohio.	1.00	1965	Swindell-Dresler	120	34.00	R,S	N	N	4.10	3500.00	400	100.00	0.00	525.00	6.00	0.00	4th hole e roof canopy	Baixo liga de carbono	113.00		
	1.00	1978	Swindell-Dresler	120	27.00	R,s	N	N	3.80	2100.00	400	100.00	0.00	522.00	6.00	0.00	4th hole e roof canopy	Baixo liga de carbono	100.00		
CMC Steel Group Birmingham,Al.	1.00	1964	NKK-United(DC) ver Superior Machine	50	77.00	Sim	N	Sim	5.90	7920.00	700	100.00	0.00	425.00	38.00	2.90	Baghouse	Manchete,estrutura,ENR,A e liga	635.00	10-35	
Covox S.C.	1.00	1992-2012	Empco ver Superior Machine	59	86.00	R,S,ED		Sim	5.50	8000.00	550	100.00	0.00	447.00	42.00	10.90	Baghouse	Rebar, merch bar	726.00	7-11	
Mesa,Aric.	1.00	2009	Danick FEA,Tenova Core Constel	55	35.00	R,S	N	Sim	4.70	3000.00	450	100.00	0.00	350.00	31.00	2.70	Baghouse	Rebar	254.00	45	
Seguin, Texas	1.00	2008	Superior Machine	63	109.00	R,S,E	N	Sim	6.70	8000.00	600	100.00	0.00	402.00	33.00	6.70	Baghouse DE e canopy	Rebar, estrutural, shapes, MBQ e SBQ bites	907.00	4-8	
Crucible Materials Corp. Crucible Spec Metals Div. Syracuse, N.Y.	1.00	1973rev1988	Tenova Core	135	36.00	N	N	N	4.60	2000.00	350			544.00			4th hole	T-300,T-400 válvula, Aço ferramenta de alta velocidade	45.00		
EVRAZ Claymont Steel Claymont,Del.	1.00	1989	Swindell-Dresler	140	168.00	R,S	N	Sim	6.70	4500.00	600	100.00	0.00	468.00	45.00	8.00		Carbono e plate	363.00		
EVRAZ Rocky Mountain Steel Mills Pueblo,Colo.	1.00	2007	Siemens VAI	90	127.00	R,S,E	N	N	6.70	6700.00	600	99.00	1.00	463.00	45.00	8.00	Baghouse	Liga de carbono	363.00		
	1.00	973 ver 1199	Siemens VAI	90	127.00	R,S,E	N	N	6.70	6700.00	600	99.00	1.00	463.00	35.00	0.00	Baghouse	Liga de carbono	544.00		
Flintkilly Elwood City,Pa.	1.00	1968	Tenova Core		23.00	R,S	N	Sim	4.00	1250.00	400			543.00			Wet scrubber	Baixa liga,Ferramenta inoxidavel, liga de cobre, liga de níquel	82.00		
Elwood Quality Steek Co. New Castle,Pa.	1.00	1985	SMS Siemag	50	41.00	R,S	N	Sim	4.30	4200.00	450	100.00	0.00	472.00	21.00	4.10	4th hole baghouse	Carbono, liga,ferramenta e serie 400 inoxidavel	399.00		
Elwood National Steel Irvine,Pa.	2.00	1962	American Bridge	210	41.00	N	P	N	4.60	1800.00	400	100.00	0.00	516.00	0.00	0.00	Siderdrift	Carbono para inoxidavel	53.00		
Five Forge and Steel Inc. Erie,Pa.		1966	American Bridge	150	68.00	S	N	N	5.50	3000.00	500	100.00	0.00	596.00	11.00	0.00	4th hole baghouse	Carbono, liga, inoxidavel, ferramenta	159.00		
		1966	American Bridge	270	32.00	N	N	N	4.10	1000.00	350	100.00	0.00	711.00			Baghouse	Carbono, liga, inoxidavel, ferramenta	32.00		
		1966	American Bridge	60	68.00	Sim	N	N	1800.00	350	100.00	0.00	441.00			Baghouse	Carbono, liga, inoxidavel, ferramenta	159.00			
Esco Corp. Newton,Mss.	1.00	1979	Tenova Core	90	7.00	R	N	N	2.90	5000.00	250			480.00			Baghouse	Baixa liga e manganes	9.00		
	1.00	1971	Swindell-Dresler	90	7.00	R	N	N	2.90	4800.00	250			480.00			Baghouse	Baixa liga e manganes	9.00		

Compañía/Localización	Número de fornos	Año de inicio de operación	Fabricante del Furno	Tempo de Corrida (minutos)	Métrica de cantidad de calor (ton')	Equipo con			Diámetro externo (m)	Capacidad máxima del transformador (kva)	Diámetro nominal del electrodo (m)	Composición de carga (%)			Consumibles		Sistema de colecta de fumos	Tipos de aço producido	Capacidad total nominal de cada FEA (ton/año)	Hot Rec (%) de cantidad de calor
						Con sistema de arrefecimiento pressurizado	Sin sistema de arrefecimiento pressurizado	Oxidadores oxid-combustivel				Sucata	Aco alternativo	Potencia (kWh/ton)	Oxígeno (Nw/ton)	Gás natural (Nw/ton)				
Portland, Ore.	1.00	1942	Tenova Core	90	8.00	R.S	N	N	2.70	4000.00	300						Bighouse	Baixa liga e manganes	9.00	
	1.00	1949	Tenova Core	90	5.00	R.S	N	N	2.40	3000.00	200						Bighouse	Baixa liga	13.00	
	1.00	1956	Tenova Core	90	5.00	R.S	N	N	2.40	3000.00	250						Bighouse	Baixa liga	13.00	
Genas Long Steel North America Genas Beaumont Steel Mill Beaumont, Texas.	1.00	1976	SMS Siemg. ver Superior Machine	120	113.00	R.S	N	Sim	6.70	66000.00	600			409.00	37.00	8.00	DEboots	Aço carbono para wire rod	608.00	20.00
Genas Cartersville Steel Mill Cartersville, Ga.	1.00	1990	SMS Siemg. ver Superior Machine	54	104.00	R.S	N	N	6.70	85000.00	600	100.00	0.00	464.00	22.00	0.00	Bighouse	Carbono	771.00	13.00
Genas Charlotte Steel Mill Charlotte, N.C.	1.00	1989 ver 2011	Siemens Via ver Superior Machine, Tenova Comsteel	46	37.00	R.S	N	N	5.00	40000.00	500	100.00	0.00	370.00	37.00	2.90	DE	Carbono	408.00	80.00
Genas Dowdiddle Steel Mill Petersburg, V.A.	1.00		Siemens Vacubath	48	136.00	R.S	N	Sim	6.70	120000.00	600	100.00	0.00	347.00	38.00	12.80	Bighouse	Estrutural	1.09	13.00
Genas Jacksonville Steel Mill Baldwin, Fla.	1.00	2006	Ducadi	71	83.00	R.S	N	Sim	5.80	65000.00	600	90.00	10.00	427.00	35.00	6.00	DE	Carbono	544.00	27.00
Genas Knoxville Steel Mill Knoxville, Tenn.	1.00	2000	Tenova Comsteel	51	59.00	R	N	N	5.40	60000.00	500	100.00	0.00	400.00	33.00	0.00	Bighouse	Carbono	431.00	48.00
Genas Midlothian Steel Mill Midlothian, Texas.	1.00	1975	Empco rev Siemens Via	78	141.00	R.S	N	Sim	5.86,7	115000.00	600	100.00		418.00	41.00		Bighouse	Estrutural shapes, rebar, merchant quality	771.00	6.00
	1.00	1981	Superior Machine	60	141.00	R.S	N	Sim	6.78,5	138000.00	600	100.00	0.00	498.00	41.00	0.00	Bighouse	Merchant e estrutural liga especial de carbono	1043.00	10.00
Genas Rancho Cucamonga Steel Mill Rancho Cucamonga, Calif. Genas Steel Springs Steel Mill Sand Springs, Okla.	1.00	1986	Siemens Via	75	104.00	R,S,ED	N	Sim	6,7	100000.00	600	100.00	0.00	498.00	26.00		Bighouse	Rebar	680.00	
		1957	Tenova Core	90	75.00	R,S,E	N	N	5.50	52000.00	550			509.00			DE canopy hood	Liga carbono	272.00	
		1970	Tenova Core	90	75.00	R,S,E	N	N	5.50	52000.00	550			509.00			DE canopy hood	Liga carbono	272.00	
Genas Sayreville Steel Mill Sayreville, N.J.	1.00	1994	Tenova Comsteel SMS Siemg	52	77.00	R.S	N	N	6.40	809000.00	600	100.00	0.00	393.00	34.00	3.00	Amrexx	Carbono	680.00	53.00
Genas St Paul Steel Mill St Paul, Minn.	1.00	1994	Siemens Vac(DC)	70	86.00	R.S	N	N	6.00	808800.00	700	95.00	5.00		29.00		DEcarbono	Liga carbono	544.00	16-21
Genas Wilton Steel Mill Wilton, Iowa.	1.00	1976	Whiting	110	73.00	R.S	N	Sim	5.10	31000.00	500	100.00	0.00	493.00	38.00		DE canopy hood reverse air bighouse	SBO, aço carbono	299.00	12.00
Genas Special Steel North America Genas Arkansas, Ark.	2.00	1984 rev 1999	Tenova Core	108	54.00	R.S	N	Sim	4.60	40000.00	450	90.00	10(PLHB)	439.00	14.00	2.50	Direct roof canopy	SBO, aço carbono	227.00	0.00
Genas Jackson Jackson, Mich.	2.00	1974	Tenova Core	120	41.00	R	N	Sim	4.30	27000.00	450	100.00	0.00	521.00	12.00	2.20	Direct roof canopy	SBO, aço carbono	136.00	0.00
Genas Monroe Monroe, Mich.	1.00	1980	Whiting	95	113.00	R,S	N	Sim	6.10	75000.00	600	100.00	0.00	32.00	8.00	DE canopy	Liga carbono	544.00	12.00	
Colburn Steel Co. Chemt, Ky.	2.00	1995	NKK/SMS Siemg	60	172.00	Sim	Sim	Sim	7.90	247500.00	750	60.00	40.00	442.00	32.00	2.90	Bighouse	Carbono	1361.00	
Harrison Steel Castings Co. Africa, Ind.	1.00	1951	Hercult	148	7.00	N	N	N	2.70	7500.00	250			509.00			Siderdraft	Liga de baixo carbono	15.00	
	1.00	1974	Tenova Core	150	18.00	N	N	N	3.40	10000.00	350			467.00			Siderdraft	Liga de baixo carbono	36.00	
	1.00	1992	Tenova Core	150	18.00	N	R	N	3.40	12500.00	350			533.00			Siderdraft	Liga de baixo carbono	36.00	
Haynes International Inc. Kokomo, Ind.	1.00	1948	Tenova Core		5.00	N	N	N	2.70	2750.00	250						Bighouse	Ligas cobalto, niquel		
	1.00	1963	Swindell-Dressler	80	14.00	N	N	N	3.40	7200.00	350			536.00			Bighouse	Ligas cobalto, niquel	18.00	
Hensley Industries Dallas, Texas	1.00	1987	Tenova Core	70	5.00	N	R	N	2.10	4000.00	200	100.00	0.00	510.00			Bighouse	Liga de baixo carbono inoxidável e resistente ao calor	15.00	
	1.00	1989	Universal	70	5.00	N	R	N	2.10	4000.00	200	100.00	0.00	510.00			Bighouse	Liga de baixo carbono inoxidável e resistente ao calor	15.00	
Hoganes Corp. Colliatin, Tenn.	1.00	1980 rev 1998	SMS Siemg	65	54.00	R.S	N	N	4.60	45000.00	450	100.00	0.00	467.00			DE Bighouse	Atomized iron e baixa liga	300.00	
Imbeco Elwood City, Pa.	1.00	1978	Tenova Core	240	13.00	N	S	N	6.40	9000.00	600						Bighouse	Inoxidável	25.00	
Kentucky Electric Steel Inc. Ashland, Ky.	2.00	1981 rev 1998	Tenova Core	60	47.00	R.S	N	Sim	4.60	25000.00	450	95.00	5.00	465.00	26.00	115.00	4th hole	Liga de carbono	272.00	
Kovach Steel Casting Inc. Knoxville, Iowa.	1.00	1976	Whiting	72	9.00	N	N	N	2.70	5000.00	250			556.00			Bighouse	1020 to CF8M	34.00	
Keystone Steel & Wire Co. Peoria, Ill.	1.00	1998	Amentfab, Siemens Via	70	163.00	R,S,ES,t	N	Sim	6.70	110000.00	600	100.00	0.00	420.00	38.00	6.40	Canopy furnace evacuation	carbono	907.00	
R.O Steel Foundry & Machine San Antonio, Texas.		1979	Whiting	55	5.00	Sim	N	N	2.40	4050.00	250	50.00		490.00	4.00	0.00	Siderdraft	Liga de baixo carbono	16.00	
Robeco Metal Powder of America Inc. Seymour, Pa.		1989	Whiting	110	15.00	R.S	N	Sim	3.70	18000.00	300			484.00	18.00	4.70	Bighouse	Liga de baixo carbono	57.00	

Companhia/Localização	Número de fornos	Ano de início de operação	Fabricante do forno	Tempo de Corrida(mínutos)	Média da quantidade de calor (ton')	Equipado com			Diâmetro externo (m)	Capacidade máxima do transformador (kva)	Diâmetro nominal do eletrodo(m)	Composição da carga(%)		Consumíveis		Sistema de coleta de fumos	Tipos de aço produzido	Capacidade total nominal de cada FEA (ton/ano)	Hot Rec(% de quantidade de calor)	
						Com sistema de arrefecimento pressurizado	Sem sistema de arrefecimento pressurizado	Queimadores oxid-combustível				Sucata	Aço alternativo	Potência (kWh/ton)	Oxigênio(Nm³/ton)					Gás natural (Nm³/ton)
Larobe Specialty Steel Larobe,Pa.	1963	American Bridge	210	23,00	N	N	N	3,70	12500,00	400	100,00	0,00	543,00			4th hole	Liga ferramenta	14,00		
	1999	J.T. Cullen/Swindell	160	32,00	Sim	N	N	4,10		400	100,00	0,00	591,00			4th hole	Liga ferramenta	37,00		
Lehigh Specialty Melting Johnstown,Pa.	2,00	1981	Tenova Core	85	136,00	Sim	N	Sim	7,30	120000,00	600	95,00	5,00	461,00	32,00	8,80	Baghouse	Liga de carbono	680,00	
Whetstone Larobe (Pa.) Plant Larobe,Pa.	1,00	1971	Tenova Core		34,00	Sim	N	N	4,00	20000,00	400						Sideritifa	Liga de carbono	54,00	
Le Tourneau Inc. Longview,Texas.	1(E)	1973 ver.2007	Tenova Core	180	23,00	S	N	N	4,00	9500,00	350	100,00	0,00	489,00			Baghouse	HSLA	56,00	
	1(E)	1973 ver.2008	Tenova Core	180	23,00	S	N	N	4,00	9300,00	350	100,00	0,00	489,00			Baghouse	HSLA	56,00	
Maynard Steel Casting Milwaukee,Wis.	1(64)	1942	Tenova Core	150	5,00	Sim	N	N	2,40	2000,00	250		600,00			Baghouse	Liga de carbono	6,00		
	1(65)		Whiting	120	5,00	Sim	N	N	2,40	3500,00	250		600,00			Baghouse	Liga de carbono	6,00		
	1(66)	1962	Tenova Core	120	7,00	Sim	N	N	2,70	4000,00	250		571,00			Baghouse	Liga de carbono	8,00		
	1(67)	1969	Tenova Core	180	18,00	N	N	N	3,40	10000,00	350		556,00			Baghouse	Liga de carbono	16,00		
NLMK, Indiana Ponasa,Ind.	1,00	1997	Danadi	60	118,00	R,S,ED	N	Sim	6,70	12000,00	600	80,00	20,00	457,00	35,00	8,00	Baghouse	HSLA	680,00	12,00
North America Hogardt Holtzville,Pa.	1,00	2001	Tenova Core ver Siemens VairNKK		45,00	R,S	N	Sim	4x5	30000,00	450	100,00					Power steel	300,00	10,00	
North America Stainless Chen,Ky.	1,00	2002	SMS Siemens	60	140,00					155000,00									800,00	
	1,00	2007	Siemens Vair																800,00	
North Star MacScope Dela,Ohio.	1,00	1996	Siemens Vair(twin shell shaft), ver Superior Machine	38	171,00	Sim	N	Sim	7,60	140000,00	600	78,00	22,00	372,00	50,00		Shaft	Flat roll	1630,00	40,00
Nucor Corp. Nucor Steel Arioma Kingma,Ariz.		1996	Siemens Vair(shaft)	55	91,00	R,S	N	Sim	7,30	80000,00	700	100,00	0,00	330,00	79,00	15,90	DE canopy	LCAK	454,00	
Nucor Steel Arkansas Hickman,Md.	2,00	1993	SMS Siemens(DC)	40	141,00	N	R,S,E	Sim	7,30	81000x2	750	70,00	30,00	368,00	42,00	4,00	Baghouse	HSLA	1361,00	39,00
Nucor Steel Auburn Inc. Auburn,N.Y.	1,00	1975/2006	SMS sierng	48	64,00	R,S,E	N	Sim	5,30	45000,00	450	100,00	0,00	427,00	41,00	7,00	Baghouse	Liga baño carbono	499,00	21,00
Nucor Steel Berkeley Huger,S.C.	2,00	1996	SMS Siemens(DC)	40	154,00	R,S	Sim	Sim	7,60	180000,00	800	65,00	35,00	366,00	41,00	4,80	Water-cooled duct	Hot band	1558,00	47,00
Nucor Steel Birmingham Bn, Birmingham,Ala.	1,00	1998	Tenova Core	55	54,00	S		Sim	4,60	45000,00	450	100,00	0,00	461,00			Reverse	Carbono	454,00	3,00
Nucor Steel Decaturm LLC, Trinity,Ala.	2,00	1997	NKK-SEDC) Ver SMS Siemens	52	150,00				7,30	(2)x75000	750	60-70	30-40	343-398	34-44	3,7-6,4	Baghouse	Carbono	2449,00	27,00
Nucor Steel Herford County, ColdEN,C.	1,00	2000	Tenova Consteel SMS(DC)	43	150,00	N	R,S	Sim	7,30	88000,00	750	95,00	5(P)	385,00	48,00	4,10	Baghouse	Plate	1542,00	48,00
Nucor Steel Indiana Crawfordsville,Ind.	2,00	1989	ABB-Pacha	46	118,00	N	R,S	Sim	6,70	90000x2	600	83,00	17,00	408,00	38,00	3,80	Baghouse	HSLA	1179,00	46,00
Nucor Steel Jackson Inc. Jackson,Miss.	1,00	2009	Tenova Core	48	53,00	Sim	N	Sim	5,10	48000,00	450	100,00		476,00	35,00	6,60	Baghouse	Liga de carbono	454,00	17,00
Nucor Steel Inc. Bourbonais,Il.	1,00	1990	Danadi	42	74,00	R,S	N	N	5,80	73000,00	550	100,00	0,00	454,00	29,00	0,00	Baghouse	Carbono	726,00	18,00
Nucor Steel Marion Inc. Marion,Ohio.	1(A)	1998	Tenova Core	45	48,00	S	R	Sim	4,70	45000,00	450		530,00	32,00		Baghouse	Liga de carbono	399,00	4,00	
Nucor Steel Memphis Inc. Memphis,Tenn.	1,00	2008	Danadi	50	91,00	N	Sim	Sim	6,70	120000,00	600	100,00	0,00	401,00	45,00	6,40	Baghouse	SBQ	1,09	40,00
Nucor Steel Nebraska Norfolk,Neb.	1,00	1997	SMS Siemens(DC)vs in shell	45	95,00	Sim	N	Sim	6,30	90000,00	700	98,00	2,00	442,00	32,00	6,40	Baghouse	HSLA	907,00	38,00
Nucor Steel Seattle Inc. Seattle,Wash.	1,00	1995	Siemens Vair	53	100,00	R,S	N	Sim	6,60	92000,00	550	100,00	0,00	413,00	35,00	9,50	Baghouse	Carbono	762,00	5,00
Nucor Steel South Carolina Dorffington,S.C.	1,00	1993	Tenova Consteel SMS Siemens(DC)	60	109,00	N	R,S	N	7,30	337000x2	700	100,00	0,00	352,00	38,00		Baghouse	SBQ	907,00	67,00
Nucor Steel Texas Jewett,Texas.	1,00	2005	SMS Concast	30	91,00	N	Sim	Sim	6,70	110000,00	600	100,00	0,00	407,00	30,00	5,20	Baghouse	Liga de baño carbono	1,09	25,00
Nucor Tuscakosa Tuscakosa,Ala.	2,00	1996	SMS Siemens(DC)vs in shell	42	122,00	R,S,E		Sim	7,10	96000,00	700	72,00	28,00	409,00	42,00	7,40	Baghouse	HSLA	1,09	15,00
Nucor Steel Utha Plymouth,Utha.	2,00	1981	American Bridge UCAR,Siemens Vair	45	51,00	N	R,S,ELS	Sim	4,60	35000,00	500		439,00	32,00	6,20	Baghouse	Liga de baño carbono	454,00	2,00	
Nucor Yamto Steel Co. Blytheville,Ark.	2,00	1988	SMS Siemens	37	109,00	N	R,S,E	Sim	6,70	110000,00	600	90,00	10,00	396,00	45,00	6,30	Baghouse	Carbono	1,27	17,00
Republic Steel Carroll, Ohio.	1,00	1995	Swindell-Dressler, Tenova Core Danadi	110	200,00	R,S	N	Sim	7,90	110000,00	600	100,00	0,00	424,00	36,00	6,00	Baghouse	SBQ	953,00	
	2,00	1952	American Bridge	290	91,00	N	N	N	6,10	20000,00	500	100,00	0,00	615,00			Baghouse	Liga de carbono	272,00	
RG steel Wheeling Subsidiary, Ohio.		2004	Tenova Consteel		254,00	R,S,E	N	Sim	8,50	140000,00	700	70,00	30,00	0,00			Baghouse	Plate	0,00	36,00

Companhia/Localização	Número de fornos	Ano de início de operação	Fabricante do Forno	Tempo de Corrida (minutos)	Média da quantidade de calor (ton')	Equipado com			Diâmetro externo (m)	Capacidade máxima do transformador (kva)	Diâmetro nominal do eletrodo (m)	Composição da Carga (%)			Consumíveis			Sistema de coleta de fumos	Tipo(s) de aço produzido	Capacidade total nominal de cada FEA (ton/ano)	Hot Heat (% de quantidade de calor)		
						Consistência de arrefecimento pressurizado	Sem sistema de arrefecimento pressurizado	Queimadores oxid-combustível				Sucata	Aço alternativo	Potência (kWh/ton)	Oxigênio (Nm/ton)	Gás natural (Nm/ton)							
SSAB Americas Asis,Al.	1.00	2001	Siemens Vau twin shell	48	159,00	R,S,E	N	Sim	7,60	14000,00	600	100,00	0,00	358,00	41,00	5,20		4th hole	Carbono	1,27			
Montpelier,Iowa.	1.00	1997	SMS Siemens	55	141,00	R,S	N	Sim	7,30	140000,00	750	92,00	8(P)	407,00	40,00	9,50		Pulse jet	Baghouse	Carbono	1,13		
Sandusky International Inc. Sandusky,Ohio.	1.00	1956	Tenova Core	180	9,00	N	R	N	2,70	3125,00	250			556,00				Full hoods	baghouse	Carbono	4,00		
	1.00	1956 rev199	Tenova Core	180	9,00	N	R	N	2,70	3125,00	250			556,00				Full hoods	baghouse	Carbono	4,00		
Severstal North America Columbus,Miss.	2.00	2007	SMS Siemens	165	150,00	R,S,E	N	Sim			750	80,00	20,00					Baghouse	Hot and cold rolled sheet galvanneal		1,36		
Standard Steel Burnham Burnham,Pa.	1.00	1962	Tenova Core		35,00	N	N	N	4,30	10000,00	400							Siderdraft	Liga carbono		54,00		
	1.00	1965	American Bridge		35,00	N	N	N	4,40	15000,00	400							Siderdraft	Liga carbono		39,00		
	1.00	1971 rev200	Tenova Core		65,00	S	N	N	5,20	30000,00	450							Siderdraft	Liga carbono		116,00		
Steel Dynamics Inc. Butler,Ind.	1.00	1995	Siemens Vau twin shell, ver Superior Machine	52	150,00	R,S	N	Sim	7,30	120000,00	600	85,00	15,00	424,00	35,00			Baghouse	Baixo medio carbono		1,00	45,00	
	1.00	1998	Siemens Vau twin shell, ver Superior Machine	52	150,00	R,S	N	Sim	7,30	120000,00	600	85,00	15,00	424,00	35,00			Baghouse	Baixo medio carbono		1,00	45,00	
Columbia City,Ind.	2.00	2002	SMS Siemens	48	109,00	Sim		Sim	6,70	120000,00	600	95,00	5,00	413,00	38,00	9,50	Reverse air	Estrutural					
Huntington,W.Va.	2.00	1979 rev199	Tenova Core	150	59,00	S	N	N	45,70	25N01 28N02	450	95,00		551,00		7,10		Ohio Ferroalloy	Liga carbono		91,00		
Pittsboro,Ind.	1.00	1998	SMS Siemens	75	91,00	Sim	N	Sim	6,10	80000,00	600		0,00	440,00	19,00			DE Baghouse	SBQ		454,00		
Romoke,Va.	1.00	1975	Whiting	108	40,00	S	N	N	4,30	25000,00	350	100,00		528,00				Siderdraft	Carbono		145,00		
	1.00	1996	Danieli	72	83,00	R,S	N	Sim	55,50	56000,00	550		0,00	416,00		7,20		Pulse jet	Baghouse	Carbono		499,00	
Sterling Steel Co.LLC Sterling,III.		1971	Tenova Core	195	336,00	R,S	N	N	9,80	174590,00	700		0,00	529,00	41,00			Wet scrubber	Carbono		608,00		
	108	2000	Siemens Vau	100	331,00	R,S	Sim	Sim	9,80	188000,00	700	100,00		430,00				Baghouse	Carbono		1,27		
Texas Steel Co. Fort Worth,Texas.		1923	Tenova Core	174	6,00	N	R	N	2,70	2500,00	250	100,00		537,00				Baghouse	Carbono		14,00		
	1.00	1942	Tenova Core	144	13,00	N	R	N	3,00	6000,00	250			485,00				Baghouse	Carbono		23,00		
The Tinkens Co. Faircrest Plant Canton,Ohio.	1.00	1985	SMS siemens	70	171,00	R,S,E	N	Sim	7,30	120000,00	650	100,00	0,00	385,00	36,00	3,10		4th hole	Carbono		807,00	30,00	
Harrison Plant Canton,Ohio.	1.00	1971	Swadlow-Dresser	110	122,00	S	R,S	N	6,70	54000,00	600	100,00	0,00	542,00				Siderdraft	Carbono		907,00		
	1.00	1976	Swadlow-Dresser	110	122,00	S	R,S	N	6,70	40000,00	600	100,00	0,00	542,00				Siderdraft	Carbono		907,00		
TMK IPSCO Koppel Steel Beaver Falls,Pa.	1.00	1984	SMS Siemens	72	77,00	R,S	N	Sim	5,80	67000,00	600	100,00	0,00	486,00	29,00	8,00		Siderdraft	Carbono		499,00	0,00	
Unico Electric Steel Corp. Carnegie,Pa.	1.00	1966 rev199	Tenova Core		54,00	N	N	N	4,40	12500,00	400	100,00	0,00	589,00				DE Baghouse	Carbono			0,00	
Universal Stainless & Alloy Products Bridgeville,Pa.	1.00	1961	American Bridge Ver SMS Siemens	150	45,00	R,S	N	N	4,60	30000,00	450		0,00	544,00				Siderdraft	Feramenta		95,00		
United States Steel Corporation Lone Star Steel Inc. Lone Star,Texas.		1976	Whiting	75	54,00	R,S	N	Sim	4,90	34500,00	450	100,00	0,00	503,00	19,00			Baghouse	Feramenta		240,00		
V&M Star Youngston,Ohio.	1.00	1999	Siemens Vau Ver Superior Machine	52	82,00	R,S	N	Sim	6,10	70000,00	600	92,00	8(P)	434,00	27,00	536,00		Baghouse	OCTG		590,00		
Vahonus Slater Stainless Inc. Fort Wayne,Ind.	1.00	1942	Tenova Core	165	15,00	N	N	N	3,40	5000,00	350	90,00		510,00				Baghouse	Inoxidável		18,00		
	1.00	1995	Tenova Core UCAR	165	18,00	N	Sim	N	3,70	18000,00	350	90,00		600,00				Baghouse	Inoxidável		68,00		
Uruguay																							
Uruguay	1.00	2006	Tenova	60	20,00	R,S,E	N	Sim	3,50	12000,00	350	100,00		446,00	38,00	10,50			Rebar		85,00	14,00	
Venezuela																							
Sider Caracas.	6.00		SMS Siemens		200,00																		
	5.00		SMS Siemens		150,00																		