Análise Termoeconômica de uma Central de Cogeração de uma Indústria Siderúrgica

Igor Chaves Belisario

Vitória, Dezembro de 2012

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Análise Termoeconômica de uma Central de Cogeração de uma Indústria Siderúrgica

Autor: Igor Chaves Belisario Orientador: Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos

> Vitória, Dezembro de 2012 E.S. – Brasil

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Análise Termoeconômica de uma Central de Cogeração de uma Indústria Siderúrgica

Autor: Igor Chaves Belisario Orientador: Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos

Curso: **Mestrado em Engenharia Mecânica** Área de Concentração: **Termofluidos**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Vitória, Dezembro de 2012 E.S. – Brasil

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Análise Termoeconômica de uma Central de Cogeração de uma Indústria Siderúrgica

Autor: Igor Chaves Belisario Orientador: Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos

Composição da Banca Examinadora:

Prof. Dr. Felipe Raul Ponce Arrieta – PUC Minas

Prof. Dr. João Luiz Marcon Donatelli – UFES

Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos - UFES

DEDICATÓRIA

Aos pilares da minha vida: Kátia e Saulo.

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer primeiramente à Deus, por sempre me fazer acreditar que quando estou fraco, aí é que sou forte.

À minha família, pelo carinho e por sempre estarem ao meu lado.

Ao meu orientador, Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos, e Prof. Dr. João Luiz Marcon Donatelli, pelo incentivo, apoio, confiança e pela oportunidade de trabalhar ao lado de grandes pessoas.

Aos Engenheiros André Luiz Bonelar e Tarley Rezende Sechin pelo apoio prestado, não só durante o mestrado, mas desde o momento em que os conheci.

Aos amigos do mestrado, Marco Antônio, Pablo, Marcelo, Lucas, Vinicius, Vitor, João Vitor, Anderson, Juliana, Ciro, Erick, Lionel, Leandro, Carla e Camila, pelos bons momentos convividos.

Às funcionárias do departamento de Engenharia Mecânica, Maria José e Andréia, pela ajuda prestada.

À CAPES (Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior), pelo apoio financeiro durante o desenvolvimento deste trabalho.

EPÍGRAFE

Feliz é o homem que conhece o seu limite.

RESUMO

BELISARIO, I. C. (2012), Análise Termoeconômica de uma Central de Cogeração de uma Indústria Siderúrgica, Vitória, 103p. Dissertação (Mestrado em Termofluidos) – Centro Tecnológico, Universidade Federal do Espírito Santo.

Uma indústria siderúrgica que tem em seu parque industrial gases residuais dos processos disponíveis para geração de energia é o foco deste trabalho. Trata-se de uma central de cogeração operando em ciclo rankine, com três aquecedores regenerativos de alimentação fechados e um aberto, cuja função é atender as demandas de energia mecânica (para produção de ar soprado e energia elétrica) e energia térmica (vapor de processo) da usina. A avaliação termoeconômica através de alocação de custos foi aplicada utilizando três modelos termoeconômicos (Modelo E, Modelo E&S e Modelo H&S) além de suas variantes para formulação das equações auxiliares (critérios subproduto e multiproduto) com o intuito de determinar o custo exergético dos produtos finais da planta. Os resultados obtidos foram analisados considerando aspectos gerais da termodinâmica e da cogeração que permitiram o cálculo de eficiências, destruição de exergia nos equipamentos e indicadores de desempenho da planta. Dentre os modelos aplicados, o Modelo E&S apresentou resultados incoerentes com a termodinâmica e com a cogeração enquanto o Modelo E e o Modelo H&S se mostraram os mais satisfatórios para avaliação de centrais de cogeração de indústrias siderúrgicas. A limitação do Modelo E é a inaplicabilidade da desagregação total da planta.

Palavras-chave:

Termoeconomia, cogeração, indústria siderúrgica, custo exergético.

ABSTRACT

BELISARIO, I. C. (2012), Thermoeconomic Analysis of a Cogeneration Plant of a Steel-Making Company, Vitória, 103p. M.Sc. Dissertation – Technolocical Center, Federal University of Espírito Santo.

A steel-making company which has in its industrial field waste gases of internal processes available for power generation is the focus of this work. It's a cogeneration plant operating on rankine cycle, with three closed feedwater heaters and one open feedwater heater, whose function is meet the factory demands of mechanical energy (for production of blown air and electricity) and thermal energy (process steam) The thermoeconomic analysis through cost allocation was applied using three thermoeconomic models (E Model, E&S Model and H&S Model) besides their variants for formulating the auxiliary equations (subproduct and multiproduct criteria) in order to determine the final products exergetic cost of the plant. The results were analyzed considering general aspects of thermodynamics and cogeneration that allowed the calculation of efficiencies, exergy destruction in equipments and plant performance indicators. Among applied models, the E&S Model and H&S Model were the most satisfactory assessment of steel-making company cogeneration plants. The E Model limitation is the inapplicability of total disaggregation of the plant.

Key-words:

Thermoeconomics, cogeneration, steel-making company, exergetic cost.

SUMÁRIO

RESUMO	VII
ABSTRACT	VIII
SUMÁRIO	IX
LISTA DE FIGURAS	XI
LISTA DE TABELAS	XII
SIMBLOGIA	XIII
CAPÍTULO 1 INTRODUÇÃO	17
1.1 TERMOECONOMIA	
1.2 OBJETIVOS	22
1.3 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO	23
CAPÍTULO 2 COGERAÇÃO E SIDERURGIA	25
2.1 ASPECTOS GERAIS DA COGERAÇÃO	25
2.1.1 História	26
2.1.2 A Cogeração no Brasil	27
2.1.3 Tipos de Cogeração	29
2.2 SIDERURGIA	
2.2.1 Contextualização	
2.2.2 Descrição da Usina e do Processo Produtivo do Aço	
2.3 A COGERAÇÃO NO CONTEXTO SIDERÚRGICO	
2.3.1 Gases Siderúrgicos	34
CAPÍTULO 3 MODELAGEM E AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA	
3.1 ESTRUTURA FÍSICA DA CENTRAL DE COGERAÇÃO	
3.2 DEFINIÇÃO E CÁLCULO DA EXERGIA	43

3.2.1 Definições	43
3.2.2 Ambiente de Referência	44
3.2.3 Desagregação da Exergia	46
3.2.4 Avaliação Termodinâmica da Central de Cogeração Siderúrgica	49
3.3 INDICADORES DE DESEMPENHO	51
CAPÍTULO 4 MODELAGEM E ANÁLISE TERMOECONÔMICA	54
4.1 DEFINIÇÕES E CONCEITOS TERMOECONÔMICOS	55
4.1.1 Custo, Insumo e Produto	55
4.1.2 Estrutura Produtiva e Diagrama Produtivo	57
4.1.3 Modelagem Termoeconômica	59
4.1.4 Neguentropia	60
4.2 MODELOS TERMOECONÔMICOS	61
4.2.1 Modelo E	62
4.2.2 Modelo E&S	63
4.2.3 Modelo H&S	63
4.2.4 Equações Auxiliares	63
4.3 MODELAGEM E ANÁLISE TERMOECONÔMICA DA CENTRAL	DE
COGERAÇÃO	64
4.3.1 Modelo E: Exergia Total dos Fluxos Produtivos	64
4.3.2 Modelo E&S: Neguentropia como Fluxo Fictício	70
4.3.3 Modelo H&S: Neguentropia como Parcela da Exergia Física	76
4.4 ANÁLISE COMPARATIVA DOS MODELOS	83
CAPÍTULO 5 CONSIDERAÇÕES FINAIS	91
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	94
APÊNDICES	98

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – <i>Matriz energética brasileira</i>
Figura 2.2 – Participação da cogeração na matriz energética brasileira em capacidade
instalada
Figura 2.3 – <i>Regime bottoming</i>
Figura 2.4 – Regime topping. 30
Figura 2.5 – Fluxograma básico dos processos siderúrgicos em uma usina integrada32
Figura 3.1 – Estrutura física (fluxograma) da central de cogeração siderúrgica
Figura 3.2 – Energia, exergia e anergia
Figura 4.1– Metodologias termoeconômicas54
Figura 4.2 – Representação de junção (esquerda) e bifurcação (direita)58
Figura 4.3 – Unidade produtiva agregada de um sistema de expansão de turbinas e
gerador
Figura 4.4 – Diagrama produtivo da central de cogeração segundo o Modelo E65
Figura 4.5 – Diagrama produtivo da central de cogeração segundo o Modelo E&S71
Figura 4.6 – Diagrama produtivo da central de cogeração segundo o Modelo H&S78
Figura 4.7 – Custo exergético unitário dos produtos finais da central de cogeração84
Figura 4.8 – Custos exergéticos unitários máximos do vapor de processo e energia
elétrica
Figura 4.9 – Solução viável dos custos exergéticos unitários da potência elétrica e do
vapor de processo
Figura 4.10 – Porcentagem de destruição de exergia nos equipamentos da central de

LISTA DE TABELAS

SIMBLOGIA

Maiúsculas

Α	Água de retorno do processo
Ср	Calor específico a pressão constante
Ε	Exergia total de um fluxo
F	Insumo
Н	Entalpia total de um fluxo
Ι	Irreversibilidades
М	Massa molar
Q	Calor em base exergética
R	Constante universal dos gases
S	Neguentropia total de um fluxo
Т	Temperatura
Р	Potência elétrica ou Produto
W	Potência Mecânica

Minúsculas

e	Exergia expecífica
h	Entalpia específica
k	Custo exergético unitário de um fluxo
<i>m</i>	Vazão mássica
р	Pressão

S	Entropia específica
x	Título da mistura água/vapor
у	Fração molar

Gregas

μ	Potencial químico
3	Eficiência
φ	Ineficiência parcial

Sobrescritos

*	Consumo exergético unitário do equipamento
0	Química padrão
С	Parcela cinética
Ε	Referente ao modelo E
E&S	Referente ao modelo E&S
F	Parcela física
H&S	Referente ao modelo H&S
М	Parcela mecânica
Р	Parcela gravitacional
Q	Parcela química
Т	Parcela térmica

Subscritos

0	Referência
С	Combustível, condensador
en	Energético
ex	Exergético
i	Componente de um gás qualquer
	xiv

L	Líquida
n	Equipamento qualquer
S	Soprador
va	Vapor de alta pressão
vb	Vapor de baixa pressão

Abreviaturas

ACEE	Conselho Econômico Americano de Eficiência Energética
AFE	Análise Funcional de Engenharia
AFT	Análise Funcional Termoeconômica
AQAP	Aquecedor de alta pressão
AQBP	Aquecedor de baixa pressão
AQIP	Aquecedor de pressão intermediária
BAC	Bomba de alimentação de caldeira
BC	Bomba de condensado
BE	Bifurcação de exergia
BFG	Gás de alto forno
BH	Bifurcação de entalpia
BP	Bifurcação de potência elétrica
BS	Bifurcação de neguentropia
BV	Bifurcação de vapor
BW	Bifurcação de potência de eixo
С	Condensador
CALD	Caldeira
CDQ	Coke Dry Quenching
COG	Gás de Coqueria
CSN	Compania Siderúrgica Nacional
D	Desaerador
DES	Dessuperaquecedor
EUA	Estados Unidos da América
G	Gerador

GN	Gás Natural
IAPWS	International Association of the Properties of Water and Steam
JE	Junção de exergia
JH	Junção de entalpia
JP	Junção de potência elétrica
JS	Junção de neguentropia
JV	Junção de vapor
JW	Junção de potência de eixo
LDG	Gás de aciaria
MP	Critério do multiproduto para formulação das equações auxiliares
NEA	National Energy Act
OT	Otimização Termoeconômica
PCI	Poder calorífico inferior
PURPA	Public Utilities Regulatory Police
S	Soprador
S_{AF}	Sopro para alto forno
SP	Critério do subproduto para formulação das equações auxiliares.
SPECO	Specific Exergy Costing
<i>T1</i>	1° estágio da turbina
<i>T2</i>	2° estágio da turbina
<i>T3</i>	3º estágio da turbina
<i>T4</i>	4° estágio da turbina
<i>T5</i>	5° estágio da turbina
TCE	Teoria do Custo Exergético
TECE	Teoria Estrutural do Custo Exergético
TGS	Grupo turbo-gerador
V	Vazão de vapor para o processo

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Desde primórdios o homem busca meios de transformar a natureza ao seu redor para garantir sua sobrevivência, seja na busca do alimento (caça e pesca), moradia (cavernas) ou locomoção. Na busca de tais meios, o homem percebeu que a natureza, além de fornecer sustento, poderia fornecer energia para o desempenho de suas atividades diárias. Com o passar dos anos tais meios foram se aperfeiçoando das mais diversas maneiras para sua própria comodidade e para um processo mais eficiente. De barcos a remo a grandes embarcações a motor, carroças a tração animal a automóveis, a energia vem alcançando seu espaço e se transformando em fator primordial à sobrevivência humana.

Pode-se dizer que a obtenção de energia tornou-se uma questão ainda mais significativa no período da Revolução Industrial onde o trabalho maquinário substituiu o trabalho braçal humano e se intensificou no período da Segunda Guerra Mundial que, em caráter tecnológico, contribuiu com relevante parcela no avanço dos processos de conversão térmica. Paralelamente, neste mesmo período, a indústria siderúrgica brasileira alcançava um novo patamar em sua história. Alavancada pela criação da Compania Siderúrgica Nacional (CSN), a produção nacional de aço bruto atingiu a marca de 788 mil toneladas, garantindo a autonomia de produção deste segmento (Instituto Aço Brasil, 2012). Além disso, esse crescimento selou a relação entre cogeração e indústria siderúrgica caracterizada por políticas

governamentais de incentivo não só a cogeração como também, a prática da eficiência energética nas indústrias.

Neste sentido, somente obter energia não é mais suficiente. É necessário que os processos de obtenção de energia sejam mais eficientes tanto no aspecto operacional como também no aspecto ambiental, levando em consideração as oscilações de um instável cenário financeiro. Portanto, as pesquisas neste setor convergem para a descoberta de métodos de se avaliar tais processos energéticos e quantificar seus resultados em pré-análises que sejam satisfatórios aos olhos da sociedade científica atual. Surgem então deste contexto termos técnicos inerentes aos processos de conversão de energia ao qual pessoas que se dedicam a tais estudos estão fadadas a se deparar. Dentre os termos, merece atenção especial a Termoeconomia e a Exergoeconomia.

1.1 TERMOECONOMIA

A Termoeconomia é uma disciplina que vem crescendo mundialmente no campo de avaliação de sistemas térmicos, se mostrando uma ferramenta bastante útil na área de eficiência energética e exergética. Como o próprio nome pressupõe, esta disciplina busca aliar conceitos da termodinâmica juntamente com economia para avaliar qualitativamente e quantitativamente produtos de um sistema térmico baseados nos fluxos e custos gerais tanto do processo em si como dos equipamentos.

Em um sistema de cogeração, por exemplo, é importante saber os custos na formação de cada produto gerado na planta para que os benefícios desses sistemas sejam justificáveis. Para esta avaliação, a alocação de custos é realizada por uma repartição de custos totais entre os produtos finais de uma forma justificável e racional segundo o propósito específico da cogeração: produção combinada de tipos diferentes de energia. Os custos dos produtos finais devem refletir os custos reais envolvidos na produção de cada um (SANTOS, 2005).

Vários são os métodos de alocação de custos que buscam uma forma de correlacionar os produtos finais aos seus custos. Nos últimos anos, muitos autores vêm apontando a

exergoeconomia como o método mais justo de repartição de custos por esse aliar conceitos da segunda lei da termodinâmica (exergia) com princípios da economia, o que permite alocar custos de combustíveis, investimento, operação e manutenção em função da exergia realmente necessárias para sua produção. Portanto, pode-se dizer que a exergoeconomia é uma vertente ou uma abordagem da termoeconomia.

De acordo com Cerqueira (1999) a termoeconomia surgiu da necessidade de se associar as irreversibilidades geradas nos equipamentos isolados com os demais equipamentos da planta térmica através da definição de custos (monetários e exergéticos) associados aos processos de conversão de energia. Até então, as análises eram feitas baseadas unicamente na termodinâmica e careciam de um método mais eficiente para avaliação desses sistemas.

Foi então no ano de 1962 nos EUA que M. Tribus e R. B. Evans, através de seus trabalhos, aliaram os conceitos de termodinâmica e economia, seguidos por trabalhos de R. A. Gaggioli e E. F. Obert, também nos EUA. Em 1970 surgiu a primeira formulação matemática rigorosa da termoeconomia proposta por Y. M. El Sayed e R. B. Evans (CERQUEIRA, 1999).

O advento da termoeconomia se deu então nas décadas de 80 e 90 com o surgimento de diferentes metodologias e abordagens propostas por vários autores nos mais diversos campos de aplicação. Dentre as contribuições da época, podem ser citados os trabalhos de A. Valero e M. A. Lozano (Espanha), G. Tsatsaronis (EUA e Alemanha), M. R. Von Spakovski (Suíça e EUA) e C. A. Frangopoulos (Grécia). Da necessidade de unificação das metodologias propostas, esses autores propuseram o estudo de um mesmo sistema térmico de cogeração já previamente estabelecido, que ficou conhecido como problema CGAM, no qual suas metodologias pudessem ser aplicadas e comparadas buscando um consenso de conceitos e métodos. No entanto, a comparação das metodologias não foi possível visto que cada uma foi aplicada em condições diferentes (SANTOS, 2009).

Apesar do problema CGAM não ter atingido o propósito para o qual foi criado, sua importância na época não deve ser desconsiderada. Em sua tese, c aplicou as principais metodologias e suas variantes em um problema semelhante ao CGAM para calcular os custos dos fluxos internos e produtos. A comparação feita entre as metodologias foram significativas para pontuar as particularidades de cada uma, no que se refere à alocação de custos. Cerqueira

(1999) observou que o custo final dos produtos não dependia da metodologia aplicada e sim da forma como se define a estrutura produtiva do sistema.

Dentre as metodologias termoeconômicas existentes utilizadas para avaliação de sistemas térmicos, duas vertentes podem ser identificadas. A primeira, chamada de Metodologia Estrutural, se fundamenta no conceito da Otimização aliada à Termoeconomia. A segunda, que utiliza a alocação de custos em termos de exergia para determinação dos custos finais dos produtos é denominada Metodologia Exergoeconômica. Da primeira vertente fazem parte a Análise Funcional de Engenharia (AFE) e a Análise Funcional Termoeconômica (AFT). Na segunda vertente estão: a Teoria do Custo Exergético (TCE) e a Exergoeconomia.

A Análise Funcional Termoeconômica (AFT) apresentada por Frangopoulos (1983) tem como característica principal a definição de uma função (produto) para cada unidade do sistema. Essa unidade pode ser um único equipamento, um conjunto de equipamentos ou uma unidade fictícia que se relacionam entre si ou com o ambiente através de seus produtos, que podem ser fluxos materiais ou encargos financeiros devido a serviços. Outra importante característica dessa metodologia é a definição do diagrama produtivo do sistema onde cada unidade é representada por figuras geométricas e seus produtos e insumos representados por linhas direcionais.

A Exergoeconomia é uma metodologia proposta por Tsatsaronis e seus colaboradores (TSATSARONIS, 1993; TSATSARONIS, TAWFIK, *et al.*, 1994; TSATSARONIS e PISA, 1994; BEJAN, TSATSARONIS e MORAN, 1996; KRAUSE e TSATSARONIS, 1997) e requer análises energéticas, exergéticas e econômicas para a determinação dos fluxos em questão bem como dos custos associados à manutenção, operação e aquisição dos equipamentos. Além disso, essa metodologia pode trabalhar tanto com a exergia total como também com a exergia desagregada em suas parcelas (térmica, mecânica e química) dependendo da necessidade do problema. Embora a utilização da exergia desagregada em suas parcelas eleve o grau de complexidade do sistema, os resultados obtidos com essa desagregação são mais detalhados do que somente com a exergia total.

A Teoria do Custo Exergético foi proposta por Lozano e Valero (1993) e tem como característica a construção de um conjunto de equações em forma matricial para a determinação dos custos dos fluxos do sistema. Os passos para a aplicação da TCE são:

- 1. Determinação da estrutura física;
- 2. Determinação da estrutura produtiva (insumo e produto);
- 3. Determinação dos custos exergéticos e monetários.

Uma variação da Teoria do Custo Exergético (TCE) agrega à essa, o conceito do diagrama produtivo (proposto na Análise Funcional Termoeconômica). A grande vantagem desta nova metodologia é que permite uma visualização da estrutura produtiva dos sistemas através de uma interface gráfica, tornando mais simples a análise termoeconômica de sistemas mais complexos. Esta variação foi chamada de Teoria Estrutural do Custo Exergético (TECE).

Por volta de 2000 uma unificação total das metodologias ainda não existia. Muitas questões ainda estavam em aberto, principalmente a questão dos equipamentos puramente dissipativos que, somente em termos de exergia (Modelo E), era impossível definir um produto para tais equipamentos e resíduos. Uma das formas de resolver essa questão é utilizando a variação da propriedade entropia multiplicada pela negativa da temperatura de referência. A esse termo, dá-se o nome de "neguentropia", o que permite definir um produto para equipamentos puramente dissipativos e isolá-los na estrutura produtiva. Muitos autores, inclusive o dessa dissertação, concordam que o primeiro a propor o termo foi Frangopoulos (1983).

A utilização da neguentropia como fluxo fictício juntamente com a exergia, aqui chamada de Modelo E&S, foi sistematicamente aplicada aos mais diversos tipos de sistemas que possuem em sua composição equipamentos dissipativos. Entretanto, Santos e seus colaboradores (SANTOS, DO NASCIMENTO e LORA, 2006; SANTOS, DO NASCIMENTO, *et al.*, 2008a; SANTOS, DO NASCIMENTO, *et al.*, 2008b) mostraram que a utilização destes dois fluxos em conjunto violava aspectos da segunda lei da termodinâmica, como produto maior que insumo em algumas unidades. Além disso, a utilização do conceito de subproduto, que diz que produtos de uma mesma unidade podem ter custos unitários

diferentes, é obrigatório quando se trata de sistemas com equipamentos dissipativos e não mais opcional.

Percebendo as falhas, Santos (2009) em sua tese de doutorado propôs uma nova abordagem na definição da estrutura produtiva de sistemas térmicos (Modelo H&S) que alia os benefícios da utilização da neguentropia em conjunto com fluxos de entalpia, e não mais exergia total. Santos (2009) mostrou que as inconsistências, limitações e arbitrariedades das metodologias que utilizavam o Modelo E&S foram resolvidas no Modelo H&S. Em outras palavras, o Modelo H&S desagrega a exergia física em suas parcelas entálpica e neguentrópica.

1.2 OBJETIVOS

Esta dissertação tem como objetivo principal, aplicar os conceitos e fundamentos da termoeconomia em um estudo de caso de uma central de cogeração de uma indústria siderúrgica brasileira. As bases que fundamentam esta disciplina são bastante recentes e ainda se encontram em processo de unificação. Como já expostas anteriormente, diversas metodologias existem para se tratar problemas desse cunho, cada qual com suas características.

Uma usina siderúrgica integrada que tem disponível em seu parque, gases residuais de queima para aplicação da cogeração de três produtos (energia mecânica, elétrica e térmica) se mostra como uma oportunidade válida para estudos termoeconômicos no campo siderúrgico. Além do mais, o atual cenário competitivo de mercado energético promove uma corrida na busca de melhores formas de conversão térmica por parte das indústrias dos mais variados segmentos, sendo crucial a identificação e quantificação de perdas no processo.

Dentre os modelos termoeconômicos, a presente dissertação aplica três modelos que consideram (*i*) a exergia total (Modelo E), (*ii*) a neguentropia como fluxo fictício juntamente com a exergia (Modelo E&S) e (*iii*) a neguentropia como parcela da exergia física juntamente com a entalpia (Modelo H&S) além dos critérios de subproduto (SP) e multiproduto (MP)

para formulação das equações auxiliares. O intuito dessa abordagem é comparar os resultados dos modelos e analisar a influência de cada um no processo de formação de custos da planta de cogeração.

As simulações necessárias às análises previstas são realizadas no simulador comercial *Thermoflex*® da empresa americana Thermoflow Inc., a partir do levantamento de dados e parâmetros operacionais de uma central de cogeração siderúrgica obtidos da literatura.

1.3 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

Para atingir os objetivos expostos, além desta introdução, esta dissertação conta ainda com quatro capítulos a saber:

- O Capítulo 2 intitulado A Cogeração no Setor Siderúrgico, apresenta uma abordagem inicial relacionando aspectos gerais da cogeração nos contextos mundial, nacional e siderúrgico bem como o papel da siderurgia no panorama energético brasileiro.
- O Capítulo 3 Modelagem e Avaliação Termodinâmica refere-se aos conceitos gerais da termodinâmica voltados para avaliação de sistemas térmicos que serão aplicados no presente estudo. Na sequência, será apresentada a modelagem no software Thermoflex®, utilizado para a simulação da central de cogeração siderúrgica.
- No Capítulo 4 Modelagem e Análise Termoeconômica se encontra a formulação baseada na disciplina da termoeconomia necessária a aplicação desta mesma no estudo de caso, bem como a definição dos três modelos termoeconômicos (Modelo E, Modelo E&S e Modelo H&S). Ao final do capítulo, os resultados da aplicação dos modelos são comparados e analisados de acordo com referências na literatura e aspectos da termodinâmica e cogeração.

No último capítulo, intitulado *Considerações Finais*, apresenta-se uma síntese dessa dissertação, apontando suas contribuições no âmbito científico além de sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2

COGERAÇÃO E SIDERURGIA

A abordagem feita neste capítulo é base para entendimento do presente trabalho. O que se pretende é apresentar como a cogeração se insere no setor siderúrgico. Todavia, antes de entrar no assunto, apresenta-se de forma sucinta e separado os aspectos gerais da cogeração e da siderurgia no contexto internacional, bem como o processo siderúrgico em si.

2.1 ASPECTOS GERAIS DA COGERAÇÃO

Segundo Balestieri (2002), cogeração é a produção simultânea e sequencial de duas ou mais formas de energia utilizando uma mesma fonte energética (queima de um único combustível). Dentre as formas de energia produzidas tem-se energia térmica e energia mecânica. Em uma central de cogeração siderúrgica, a energia térmica se resume simplesmente ao vapor produzido para o processo enquanto a energia mecânica se utiliza na potência de eixo para a produção de energia elétrica e sopro de ar para o alto forno (no compressor).

Em primeira análise, a vantagem dos sistemas de cogeração está no aproveitamento de rejeitos térmicos da máquina motriz para outras aplicações úteis, promovendo um expressivo aumento da eficiência global do ciclo quando comparada à geração separada de calor e potência. O aproveitamento dos rejeitos térmicos e o método a ser empregado para a geração de potência podem variar com a atividade produtiva, o porte do cogerador e singularidades energéticas de cada país (GUARINELO JÚNIOR, 1997).

2.1.1 História

No final do século XIX e início do século XX, a eletrificação industrial deu início a cogeração no mundo, primeiramente na Europa e em seguida nos EUA. Pode-se dizer que o crescimento de sistemas cogerativos no contexto histórico global esteve intimamente ligado às oscilações no mercado petrolífero. Os combustíveis derivados do petróleo mantiveram seus preços sem poucas oscilações até a década de 70, prejudicando uma possível ascensão desse setor. Com as fortes crises do petróleo em 1973 e 1979 (BARJA, 2006) e a alta no preço dos combustíveis, novas fontes de energia tiveram seu uso intensificado e um redirecionamento dos esforços foi voltado para estudos que envolvessem o uso racional de energia na indústria. Foi neste cenário que o governo americano lançou programas como NEA (*National Energy Act*) e o PURPA (*Public Utilities Regulatory Police*) fornecendo o incentivo necessário à criação de sistemas de cogeração nos EUA. (GUARINELO JÚNIOR, 1997), (TAKAKI, 2006).

A partir deste ponto, países de todo o mundo começaram a procurar meios de incentivar a cogeração, tanto por parte dos próprios governos como por empresas privadas de distribuição de energia, após perceberem benefícios de caráter não só energéticos (o uso maximizado dos insumos energéticos), como também econômicos (redução dos custos de transmissão e distribuição) e ambientais (redução de emissões poluentes).

Lora e Haddad (2006) comentam sobre os aspectos gerais da cogeração em países onde essa se faz presente. Nos EUA, o Conselho Econômico Americano de Eficiência Energética (ACEEE) estima que até final de 2020, a capacidade instalada de geração de energia elétrica por cogeração representará 29% da capacidade total. Na Europa, onde a cogeração representa 10% da energia elétrica produzida, uma redução em 350 milhões de toneladas de CO_2 foi atingida além de uma economia de 1200 PJ/ano de insumos energéticos. Em alguns países da Europa como Holanda, Finlândia e Dinamarca a cogeração é responsável por atender a mais de 30% da demanda de energia elétrica. Na Rússia, apesar do surgimento precoce na década de 50 e da existência de fatores impulsionadores, o desenvolvimento de sistemas de cogeração esbarra na falta de fundos de investimento neste setor.

Portanto, as perspectivas para a cogeração são satisfatórias do ponto de vista energético e mostram um gradativo crescimento de sua utilização no mundo. Apesar dos ganhos energéticos e ambientais já atingidos em alguns países, as pesadas imposições tarifárias praticadas pelos governos, a falta de incentivo por parte de iniciativas privadas e a concorrência com as concessionárias de energia elétrica pode vir a comprometer sua consolidação em outros países.

2.1.2 A Cogeração no Brasil

De acordo com Pousa (2009) o início da cogeração no Brasil se deu no setor sucroalcoleiro devido aos grandes incentivos que a produção do álcool obteve, principalmente após a criação do Programa Nacional do Álcool, o *Pró-Álcool*, intensificados devido às fortes crises do petróleo. Hoje em dia, o grande motivador da criação de projetos de cunho cogerativos está na matriz energética brasileira (Figura 2.1). A predominância do setor hidrelétrico no fornecimento de energia elétrica coloca em questão o risco de um novo "apagão" como os ocorridos em 2005 e 2007. Este fator justifica em parte os esforços que estão sendo feitos para criação de novos projetos de cogeração industrial e comercial para aumentar a participação da cogeração na matriz energética brasileira (Figura 2.2).

Em contrapartida, Barja (2006) ressalta que um dos entraves ao aumento de projetos e instalações de cogeração no Brasil é a elevada carga tributária e os altos preços dos insumos energéticos praticados no país. Apesar dos esforços que estão sendo feitos e da já confirmada vantagem da cogeração sobre a produção separada de eletricidade e calor, investir em um

projeto de cogeração requer uma análise criteriosa do ponto de vista técnico e econômico, levando em consideração aspectos legislativos do setor elétrico brasileiro.



Figura 2.1 – *Matriz energética brasileira*.Fonte: Ministério de Minas e Energia (2011).



Figura 2.2 – Participação da cogeração na matriz energética brasileira em capacidade instalada.

Fonte: Pousa (2009).

Pousa (2009) afirma que a aplicação da cogeração em centrais térmicas convencionais de energia elétrica, onde se perde até 60% da energia fornecida pelo combustível, se torna difícil devido a localização distante dos centros comercias e industriais consumidores de calor, além da sua robustez, tamanho e concepção. Já nas instalações típicas de cogeração as perdas de energia elétrica são menores pois se localizam próximas aos centros consumidores, quando não estão dentro do próprio estabelecimento. Além disso, possuem uma eficiência energética maior devido ao aproveitamento do calor que seria rejeitado. Portanto, em um processo industrial onde haja demanda das duas formas de energia, a cogeração se torna extremamente atrativa.

2.1.3 Tipos de Cogeração

Os tipos de cogeração existentes são classificados de acordo com a ordem de produção de energia mecânica e térmica (potência e calor). Quanto aos tipos de cogeração existentes, podem ser citados o regime *topping* e *bottoming*.

No regime *bottoming* (ou arranjo inferior) primeiramente se produz energia térmica para depois produzir potência elétrica. Este tipo de cogeração se baseia no aproveitamento do calor vindo de processos industriais para produção de vapor e em seguida, expansão em turbinas para geração de potência. A Figura 2.3 mostra um esquema típico de um sistema de cogeração operando sobre o regime *bottoming*.

No regime *topping* (ou arranjo superior) se produz potência elétrica seguido da produção de calor. É típico de máquinas térmicas cuja função é queimar combustível para atender a demanda de eletricidade Os gases de exaustão da máquina são então aproveitados para geração de vapor. Esse tipo de arranjo é mais utilizado em sistemas de cogeração por aproveitar melhor a energia dos insumos. A Figura 2.4 mostra um esquema típico de um arranjo do tipo *topping*.



Figura 2.3 – Regime bottoming.



Figura 2.4 – *Regime topping*.

2.2 SIDERURGIA

A crescente ordem mundial de desenvolvimento dos países emergentes atribui ao setor siderúrgico um importante papel neste novo cenário. Países como Brasil, Rússia, Índia, China e África do Sul vêm passando por um intenso processo de modernização (crescimento econômico), sendo dependente cada vez mais dos setores de indústria de base. Tais setores estão diretamente relacionados à fabricação e consumo do aço nas suas mais diversas formas e composições e garantem a este produto, mercado mundial para os próximos anos.

2.2.1 Contextualização

De acordo com Silva (2004), a palavra "siderurgia" vem do grego e significa "trabalho com ferro". A siderurgia é um ramo da engenharia metalúrgica que estuda os processos de obtenção do aço e suas ligas a partir de minérios de ferro e sucatas de aço e suas ligas.

Segundo o Ministério de Minas e Energia (2011), o ano de 2010 marcou a recuperação das siderúrgicas nacionais, fato esse, comprovado por um crescimento de 23,8% na produção de aço bruto, bem como um incremento de 28,3% no uso industrial do carvão para a geração de elétricidade. Na projeção 2011 – 2021, o Brasil experimentará um expressivo crescimento na produção de aço bruto, com 6,8% de crescimento anual, saltando do atual patamar de 36 milhões para 70 milhões de toneladas de aço. Isso se deve a fatores de crescimento na demanda doméstica, condições macroeconômicas favoráveis associadas à expansão acelerada da construção civil e eventos esportivos previstos para esse decênio. Essa retomada na produção do aço e boas perspectivas para o futuro têm como conseqüência a também alavancagem das centrais siderúrgicas, visto que essas são responsáveis diretas pela produção do aço nos alto fornos.

Ainda no cenário energético brasileiro, dentre os gases residuais de processo, o gás de coqueria - COG - proveniente do processo de coqueificação do carvão mineral, apresenta significativa parcela no consumo de energias no setor de ferro-gusa e aço representando 7,4%. O mais consumido ainda é o coque com expressivos 35,4% (MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA, 2011).

2.2.2 Descrição da Usina e do Processo Produtivo do Aço

A usina siderúrgica em questão se trata de uma usina integrada a coque localizada na região litoral do Espírito Santo. Sua capacidade de produção de aço bruto é em torno de 7,5 milhões de toneladas/ano. Do ponto de vista energético, o sistema de potência da usina possui seis plantas de geração elétrica com capacidade total de produção de 485 MW de energia, o que garante a autossuficiência energética, além de disponibilizar um excedente para a venda.

Além do sistema de potência, a siderúrgica conta com sistemas auxiliares essenciais para o bom funcionamento do processo a serem citados: unidade de fracionamento do ar, sistema de tratamento e distribuição de água e sistema de distribuição de combustíveis (BONELAR e BELISARIO, 2010).

A Figura 2.5, apresenta um esquema dos processos siderúrgicos básicos envolvidos na produção do aço em uma usina integrada.



Figura 2.5 – Fluxograma básico dos processos siderúrgicos em uma usina integrada. Fonte: adaptado de Silva (2004).

O processo siderúrgico tem início no alto forno, com a adição de coque, sínter, minério de ferro e pelotas no topo e ar insuflado pelas ventaneiras na parte inferior. A combustão do coque gera calor e gases redutores que escoam da região inferior para o topo do forno, reduzindo a carga metálica. Desse processo origina-se o gusa, uma mistura líquida composta essencialmente de ferro e carbono, que é matéria prima para a produção de aço na aciaria. Além do gusa, o gás que sai do topo do alto forno – "Blast Furnace Gas" (BFG) - é utilizado para queima em outros processos da usina.

A produção de coque utilizado no alto forno é oriunda da coqueria, onde o carvão é carregado nos fornos sofrendo aquecimento e desprendimento de materiais voláteis que darão origem ao Gás de Coqueria – "Coke Oven Gas" (COG). Do aquecimento, surge o coque que, devido a sua elevada temperatura, deve ser apagado para evitar sua combustão na presença do ar. O método mais tradicional utiliza água para o apagamento. Entretanto um processo mais eficiente chamado de "Coke Dry Quenching" – CDQ, usa-se o processo a seco, que permite uma grande recuperação de energia para a produção de vapor, além de melhorar a qualidade do coque e diminuir a poluição.

Na sinterização, o minério de ferro juntamente com cal, finos de coque e fundentes são enviados à máquina de sínter onde ocorre a combustão dos produtos ricos em carbono gerando uma mistura de calor e gases que irá pré-reduzir o minério. Essa mistura é denominada de sínter.

Na aciaria, o convertedor é carregado inicialmente com sucata e depois gusa. Em seguida, adiciona-se oxigênio puro em sopro vertical no banho metálico. Além do aço, são formados também escória, e o gás de aciaria (LDG).

O aço produzido na aciaria é direcionado às máquinas de lingotamento formando, após resfriamento do aço, os lingotes. Os lingotes são encaminhados para processos posteriores de conformação mecânica onde obterão a forma de placas, chapas finas e grossas, tarugos, tubos entre outras formas, originando o produto final.

2.3 A COGERAÇÃO NO CONTEXTO SIDERÚRGICO

Há mais de um século os fabricantes de aço têm ciência das vantagens da utilização dos gases oriundos dos processos existentes dentro de uma usina siderúrgica para a produção de energia. Porém, a despeito de todos os benefícios, o uso dos gases siderúrgicos em larga escala para geração de energia, não se verificou até metade do século XX. Entretanto, como as usinas siderúrgicas são grandes consumidoras de energia elétrica e diante das diversas crises energéticas enfrentadas nos últimos anos, torna-se imprescindível a geração própria de

energia tendo em vista que é essencial para estas indústrias ter um fornecimento confiável de energia elétrica (BONELAR e BELISARIO, 2010).

Hoje em dia, a utilização de gases siderúrgicos para a produção de energia tem ocupado uma posição de destaque em se tratando de eficiência energética em indústrias brasileiras. De acordo com o PROCEL (2009), o segmento siderúrgico responde por uma economia de 55 R\$/MWh devido a projetos de cogeração. Apesar dos onerosos custos de investimento em equipamentos e melhorias no processo, o retorno econômico é bastante atrativo.

Entretanto, o aproveitamento de gases combustíveis em uma usina siderúrgica não se limita apenas a produção de energia elétrica. A central de cogeração também é responsável por manter o sopro estável para o alto forno e atender a demanda de vapor de processo quando for solicitado, o que justifica o uso do termo cogeração para esta aplicação.

A seguir, serão apresentados os gases siderúrgicos, seus processos de obtenção e as características que definem cada um.

2.3.1 Gases Siderúrgicos

Os gases siderúrgicos, como citado anteriormente, são gerados durante o processo de fabricação do aço. Nas usinas siderúrgicas integradas que adotam a cogeração como modelo energético estes subprodutos são utilizados principalmente como combustível em diversas áreas da usina. Os principais são o BFG "*blast furnace gas*", o COG "*coke oven gas*" e o LDG "*Linz-Donawitz Gas*". A Tabela 2.1 apresenta as características desses gases.

<u>CAPACTEDÍSTICA</u>	ELEMENTO			
CARACTERISTICA	BFG	COG	LDG	UNIDADE
Poder Calorífico Inferior	803	4362	2160	kcal/Nm ³
Densidade Relativa	1,06	0,352	1,03	-
Massa Específica	1,37	0,454	1,33	kg/Nm³
Relação Ar/Gás	0,646	4,658	3,83	-
Limites de Inflamabilidade	35 - 73,5	7,2 - 21,7	12,5 - 75	m ³ de ar/ m ³ de gás

Tabela 2.1 – Características dos gases siderúrgicos.

Fonte: Bonelar e Belisario (2010).

O gás BFG é gerado no alto forno durante o processo de redução do ferro para produção do gusa, que ocorre após uma série de reações químicas de redução e fusão dos materiais. Uma etapa que antecede ao alto forno, mais importante para maior eficiência do processo de redução é a dos regeneradores de ar. Este equipamento é responsável por pré-aquecer o ar que é enviado para as ventaneiras utilizando uma parcela do combustível gerado no próprio alto forno, conseguindo uma economia considerável de combustível. Após o processo de redução, o gás formado sobe em direção ao topo onde os dutos coletores de saída enviam-no para os sistemas de limpeza primária e secundária. A limpeza primária consiste em eliminar parcialmente a poeira, por via seca (coletor de pó), já a limpeza secundária consiste na passagem do gás pelos despoeiradores a úmido e pelo separador de neblina. Em seguida, o BFG é armazenado e enviado aos consumidores da usina. A composição química do BFG está sintetizada na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Composição química do BFG.

ELEMENTO	V(%)
N_2	48,00
H_2	4,50
CO	24,00
CO_2	23,50

Fonte: Bonelar e Belisario (2010).

O gás COG é obtido na coqueria através do processo de transformação do carvão mineral em coque. Primeiramente, o carvão é aquecido a altas temperaturas em câmaras fechadas na ausência de ar. No aqueciemento, ocorre a quebra das moléculas orgânicas do carvão dando origem ao coque, gás de coqueria e outros compostos. Tanto a qualidade do coque como a do COG dependem da origem do carvão e seu teor de impurezas. A Tabela 2.3 mostra a composição química do COG.

ELEMENTO	V(%)			
N_2	2,77			
H_2	61,82			
O_2	0,26			
CO	6,63			
CO_2	1,56			
35				

Tabela 2.3 – *Composição química do COG*.
ELEMENTO	V(%)
CH_4	23,14
C_2H_2	0,1
C_2H_4	1,78
C_2H_6	0,48
C_3H_8	0,47
$C_{4}H_{10}$	0,03
C_6H_6	0,8
C_7H_8	0,04
H_2S	0,12

Tabela 2.3 – Composição química do COG (continuação).

Fonte: Bonelar e Belisario (2010).

O gás LDG é gerado na aciaria durante o sopro de oxigênio nos convertedores. Neste processo ocorre a oxidação do carbono presente no ferro-gusa, gerando a elevação da temperatura do metal e a eliminação dos elementos indesejáveis no aço. No convertedor, são formados o aço, escória e o gás de aciaria (LDG). Assim, o que determina o início da recuperação do gás LDG são os teores de CO e O₂ após o início do sopro de oxigênio nos convertedores. A Tabela 2.4 mostra a composição química do LDG.

ELEMENTO	V (%)
СО	70,27
N_2	14,54
CO_2	13,77
H_2	1,3
O_2	0,12

Tabela 2.4 – Composição química do LDG.

Fonte: Bonelar e Belisario (2010).

De acordo com Bonelar e Belisario (2010) os gases residuais dos processos de obtenção do aço são armazenados em reservatórios denominados gasômetros com o objetivo de maximizar a recuperação destes gases e manter estável o processo de distribuição dos mesmos aos consumidores internos. O aproveitamento desses gases subprodutos em processos internos da usina assegura o consumo mínimo de outras fontes de combustíveis derivados de petróleo, principalmente do gás natural (GN).

CAPÍTULO 3

MODELAGEM E AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA

A avaliação termodinâmica de sistemas de potência tem como base a determinação das propriedades intensivas dos fluxos de trabalho envolvidos no sistema. A termodinâmica enuncia que, para sistemas compressíveis simples como a água, qualquer duas propriedades intensivas independentes definem um estado termodinâmico, e como isso, as demais propriedades podem ser determinadas através de polinômios ou tabelas termodinâmicas (MORAN e SHAPIRO, 2002). No campo industrial, é de praxe utilizar pressão e temperatura para definir o estado de um fluxo de matéria, pois estas são frequentemente empregadas para monitoramento dos processos e requerem instrumentação adequada para sua medição. Os simuladores de processo, nesse aspecto, se mostram de grande utilidade no cálculo dos balanços de massa e energia. Entretanto, tais simuladores não determinam todas as propriedades termodinâmicas necessárias a uma avaliação completa da planta, sendo requeridas outras ferramentas de cálculo.

A seguir será apresentado o estudo de caso referente à central de cogeração a vapor de uma indústria siderúrgica com dados obtidos da literatura (BONELAR e BELISARIO, 2010; SILVA, 2004; DONATELLI, 1993). Os dados serão utilizados para simulação de um ponto de operação da planta no *software Thermoflex*® com o intuito de realizar os balanços de massa e energia tal como definir pressão, temperatura e vazão mássica de todos os fluxos do

sistema. Em seguida será realizada uma abordagem exergética direcionada a sistemas térmicos, apresentando os conceitos e definições pertinentes ao cálculo da exergia específica para cada tipo de fluxo. As propriedades específicas entalpia e entropia da água e do vapor de água foram determinadas pelo suplemento *steamtable* instalado no Excel® 2003. Por último, são discutidos os indicadores de desempenho mais empregados na avaliação termodinâmica de sistemas térmicos de cogeração.

3.1 ESTRUTURA FÍSICA DA CENTRAL DE COGERAÇÃO

Na siderurgia, a principal função de uma central termelétrica é a manutenção do sopro estável para o alto forno. O equipamento responsável por atender essa função é o soprador que envia ar comprimido para o alto forno. A turbina de condensação e extração é acionada pela expansão do vapor entre as paletas da mesma que faz girar o eixo onde estão conectados o gerador e o soprador. Dentre outras atribuições, a central termelétrica, deve suprir a demanda de vapor da usina em situações onde o principal fornecedor de vapor de processo-CDQ - não for suficiente. A energia elétrica produzida no gerador é consumida internamente e o excedente, vendido.

O sistema de vapor da central estudada está representado na Figura 3.1. O ciclo termodinâmico é o rankine regenerativo, com três aquecedores de alimentação fechados de alta, média e baixa pressão (AQAP, AQIP e AQBP) e um aquecedor de alimentação aberto (desaerador), responsáveis pelo pré aquecimento da água antes da entrada na caldeira, o que confere um substancial aumento de eficiência no ciclo. O desaerador também é responsável pela retirada de gases presentes no fluido de trabalho, que possam vir a prejudicar a operação da central de cogeração.

O processo se inicia com a entrega de vapor da caldeira para a turbina de condensação e extração de cinco estágios. A 1ª extração envia vapor ao dessuperaquecedor, responsável pelo controle das condições de entrega de vapor de processo (temperatura e pressão), sendo parte



Figura 3.1 – *Estrutura física (fluxograma) da central de cogeração siderúrgica.*

do vapor desviado para alimentar o lado quente do aquecedor de alta pressão. A 2^a, 3^a e 4^a extrações alimentam respectivamente o desaerador, e aquecedores de pressão intermediária e aquecedor de baixa pressão. A exaustão da turbina envia condensado que sofreu a última expansão na turbina para o condensador. Após ser arrefecido por água do mar, uma bomba de condensado (BC) extrai o fluxo do condensador para aquecimento nos aquecedores regenerativos de baixa pressão e pressão intermediária. Após o processo de desaeração, a água é succionada pela bomba de alimentação de caldeira (BAC). Parte do fluxo da BAC é desviado para o dessuperaquecedor e irá controlar as condições do vapor de processo e a outra parte segue para o aquecedor de alta pressão, onde ocorre a última troca térmica antes de entrar na caldeira. Na caldeira, ar e combustíveis são injetados nos queimadores onde os combustíveis liberam energia e gases de exaustão que trocam calor com a água de alimentação, produzindo vapor superaquecido.

A combustão na caldeira ocorre com a queima de uma mistura dos gases COG e BFG na proporção de 5/95 em volume. Esta proporção é mantida para se garantir a estabilidade da chama de queima dentro da fornalha devido ao baixo PCI do BFG. Para o cálculo da proporção em unidade mássica, deve ser considerada a massa específica dos gases.

Para a simulação do modelo físico adotado utilizou-se os dados operacionais da planta retirados de literaturas anteriores. As características e composição dos gases siderúrgicos já foram apresentadas no capítulo anterior (Tabela 2.1, 2.2, 2.3 e 2.4). As condições de entrada dos combustíveis na caldeira estão descritas na Tabela 3.1.

COMBUSTÍVEI	PRESSÃO	TEMPERATURA	VAZÃO
	[bar]	[°C]	[kg/s]
BFG	1,013	43	60
COG	1,013	38	1

Tabela 3.1 – Condição de queima dos combustíveis siderúrgicos.

Fonte: Adaptado de Bonelar e Belisario (2010).

A Tabela 3.2 apresenta os principais parâmetros que foram utilizados para simular um ponto de operação da planta.

PARÂMETRO	VALOR	UNIDADE
Vazão de vapor na entrada da turbina	70	kg/s
Temperatura de vapor na entrada da turbina	510	°C
Pressão de vapor na entrada da turbina	86	bar
Temperatura da água de alimentação de caldeira	195	°C
Pressão da água de alimentação de caldeira	93	bar
Vazão de ar soprado para o alto forno	152	kg/s
Vazão de vapor para processo	4	kg/s
Potência elétrica nos bornes do gerador	35	MW

Tabela 3.2 – *Condição típica de operação da central de cogeração a vapor.*

O *Thermoflex*® é um software da empresa Thermoflow Inc. que permite a modelagem e simulação estática de sistemas térmicos dos mais variados tipos, desde ciclos combinados a sistemas térmicos de potência em geral. A interface gráfica juntamente com uma vasta biblioteca de aproximadamente 100 componentes térmicos e seis diferentes fluidos de trabalho permite o usuário criar sua própria configuração do sistema. Isso torna o *software* uma ferramenta bastante flexível e adequada ao presente estudo.

Primeiramente, o modelo da central siderúrgica foi representado no *software* utilizando os componentes da biblioteca conectados pelos fluidos necessários ao fechamento do ciclo (água pura, ar e gases, combustível e água do mar). Após a implementação do modelo, todos os dados de entrada foram então inseridos para a caracterização dos equipamentos existentes bem como dos combustíveis utilizados. O Apêndice A apresenta um descritivo das etapas básicas necessárias à simulação no *Thermoflex*®, complementadas com figuras e comentários que auxiliam no entendimento da simulação em si. Neste mesmo apêndice, se encontram as simulações que foram realizadas neste trabalho. A Tabela 3.3 mostra os principais fluxos físicos da central a vapor que foram obtidos através da simulação da central de cogeração siderúrgica. Os fluxos físicos são os mesmos considerados na Figura 3.1.

FLUX	OS FÍSICOS (Figura 3.1)	x	p	Т	'n
N°	DESCRIÇÃO	[-]	[bar]	[°C]	[kg/s]
1	Vapor		86,00	510,00	70,00
2	Vapor		40,00	398,15	7,99
3	Vapor		40,00	398,15	62,01
4	Vapor		5,91	183,69	3,27
5	Vapor		5,91	183,69	58,75
6	Água/Vapor	0,99	3,02	133,77	2,56
7	Água/Vapor	0,99	3,02	133,77	56,18
8	Água/Vapor	0,96	1,59	113,13	6,93
9	Água/Vapor	0,96	1,59	113,13	49,25
10	Água/Vapor	0,88	0,10	45,83	49,25
11	Água		0,10	45,83	62,75
12	Água		7,17	51,36	62,75
13	Água		7,03	107,63	62,75
14	Água		1,59	113,13	9,49
15	Água/Vapor	0,13	0,10	45,83	9,49
16	Água		6,89	128,27	62,75
17	Água		3,02	133,77	2,56
18	Água/Vapor	0,04	1,59	113,13	2,56
19	Água		6,89	158,24	71,59
20	Água		94,88	160,58	1,59
21	Água		94,88	160,58	70,00
22	Água		93,02	195,87	70,00
23	Água		16,00	201,37	5,58
24	Água/Vapor	0,08	6,89	164,33	5,58
25	Vapor		16,00	201,37	9,58
26	Vapor		16,00	201,37	4,00
27	Vapor		16,00	201,37	5,58
28	Ar		1,01	25,00	59,45
29	Combustível		1,01	42,74	61,67
30	Água do Mar		1,01	22,00	2616,40
31	Água do Mar		1,01	32,00	2616,40
32	Ar		1,01	25,00	152,00
33	Ar		5,00	218,35	152,00

Tabela 3.3 – Descrição dos principais fluxos físicos da central de cogeração a vapor.

Antes de ser distribuída para a usina, a potência elétrica fornecida pelos bornes do gerador deve atender primeiramente os consumos auxiliares da central. A Tabela 3.4 mostra o consumo elétrico de cada equipamento da própria central em kW.

EQUIPAMENTO	CONSUMO	
CALD	600,9	kW
BC	78,12	kW
BAC	1176,5	kW
С	319,3	kW

Tabela 3.4 – Consumo elétrico auxiliar dos equipamentos da central.

3.2 DEFINIÇÃO E CÁLCULO DA EXERGIA

Com o passar do tempo, a qualidade da energia passou a ser de extrema relevância em análise de sistemas térmicos, e não somente a quantidade dela. Em aspectos termodinâmicos, isso significa dizer que enquanto a 1ª Lei da Termodinâmica faz referência à conservação de energia em processos de conversão a 2ª Lei da Termodinâmica limita tais processos, identificando perdas e destruição de uma parcela da energia.

3.2.1 Definições

Em sua Tese de Doutorado, Lozano (1987) abrange uma interessante postulação do surgimento do termo exergia, não só fazendo referência aos autores que contribuíram com estudos sobre o assunto, mas também como se deu a inserção desse conceito no contexto histórico mundial, ressaltando aspectos econômicos e energéticos da Europa e dos EUA no período pós Segunda Guerra Mundial.

Segundo Donatelli (1993), a palavra exergia foi primeiramente empregada por Z. Rant em 1956 com o intuito de uniformizar a nomenclatura para diferentes termos e expressões que vinham sendo utilizadas na época, como energia útil, capacidade de realizar trabalho e disponibilidade de energia.

Vários autores então sugeriram definições mais abrangentes para o termo exergia. Kotas (1985) define que a exergia é o padrão da qualidade da energia, igual ao máximo trabalho útil que pode ser obtido de uma dada forma de energia utilizando os parâmetros do ambiente (p_0 ,

 T_0) como referência. Já Szargut, Morris e Steward (1988) determinam que exergia é a quantidade de trabalho obtido quando uma massa é trazida até um estado de equilíbrio termodinâmico com os componentes do meio ambiente, através de processos reversíveis, envolvendo interações apenas com componentes do meio ambiente. Para Tsatsaronis (1993) exergia é o máximo trabalho útil que pode ser obtido de um portador de energia, imaginando que esse portador de energia seja levado até as condições ambientes num processo reversível.

A exergia é uma parte da energia realmente útil e que interessa num processo de conversão energética sendo a outra parte inevitavelmente perdida. Essa última foi definida por alguns autores como "anergia" (Figura 3.2) e seu uso não é muito difundido nos trabalhos atuais. Aos que se dedicam à estudos de processos de conversão térmica, portanto, fica claro que existe uma diferença entre os termos energia e exergia e essas não podem se confundir.



Figura 3.2 – Energia, exergia e anergia.

3.2.2 Ambiente de Referência

Independente do conceito utilizado, todas as definições de exergia envolvem o estado morto como fator preponderante no cálculo do máximo trabalho obtido. Desta forma, em sistemas térmicos, quanto mais afastado o estado de um sistema estiver do estado em que o estado morto se encontra, maior será o trabalho que poderá ser obtido por um processo de conversão reversível. Ao se levar o sistema de seu estado termodinâmico atual para o estado morto diz-se que esse atingiu o equilíbrio, podendo esse ser equilíbrio restrito (térmico e mecânico) ou equilíbrio irrestrito (térmico, mecânico e químico). Sotomonte (2009) afirma que devido à complexidade do ambiente físico real, é necessário a criação de um modelo idealizado, chamado de ambiente de referência, através da união dos reservatórios de energia, volume e massa cujo estado intensivo é definido pela temperatura ambiente (T_0), pressão atmosférica (p_0) e potenciais químicos ($\mu_{i,0}$), respectivamente. Nesta situação, não existem gradientes de temperatura, pressão e potencial químico, energia cinética e potencial que permitam qualquer tipo de interação (térmica, mecânica ou química) (MARTÍNEZ, 2004) que resulte em trabalho entre as várias partes que compõe o ambiente (KOTAS, 1985).

Existem várias formas de descrever o ambiente de referência apresentadas, cada qual com sua particularidade. Szargut *et al* (1988) propõe um modelo de ambiente de referência o qual seja o mais próximo possível do ambiente físico real onde cada elemento químico possui uma substância de referência padrão para o cálculo da exergia. Dessa forma, o ar atmosférico seria composto por substâncias de referência e sua exergia seria nula.

Para este trabalho, o ambiente de referência adotado será então o modelo proposto por Szargut e fica definido de acordo com a Tabela 3.5. Para simplificação da análise, o modelo do ambiente não considera a participação do argônio na composição química do ar de referência. A umidade adotada é de 68%.

PROPRIEDADE	SÍMBOLO	VALOR	UNIDADE
Pressão ambiente	p_0	1,013	bar
Temperatura ambiente	T_{0}	25	$^{\circ}C$
Composição química (vol)			
	N_2	77,34	%
	O_2	20,50	%
	CO_2	0,03	%
	H_2O	2,13	%

Tabela 3.5 – Ambiente de referência para cálculo de exergia.

3.2.3 Desagregação da Exergia

Apresentada a definição de exergia, pode-se definir agora as parcelas que compõe a mesma, conforme Equação (3.1).

$$E = E^{F} + E^{Q} + E^{C} + E^{P}$$
(3.1)

Nas análises de sistemas térmicos geralmente as magnitudes dos efeitos cinéticos (E^{C}) e gravitacionais (E^{P}) são desprezíveis se comparadas às demais parcelas (ALCONCHEL, 1988). A exergia torna-se, então, a soma das parcelas física (E^{F}) e química (E^{Q}). De acordo com Santos (2005), em ciclos a vapor a exergia total dos fluxos de água e vapor é calculada desprezando sua parcela química visto que, a composição química do fluxo de trabalho não é alterada. Conhecendo-se os estados do fluxo e do ambiente, utiliza-se a Equação (3.2) para o cálculo da exergia do fluxo.

$$E = E^{F} = \dot{m} \cdot e^{F} = \dot{m} \cdot \left[(h - h_{0}) - T_{0} \cdot (s - s_{0}) \right]$$
(3.2)

A condição de referência adotada para o cálculo da exergia do fluxo tem relativa importância tendo em vista que, quando seu estado é o mesmo do ambiente seus valores de entalpia (h_0) e entropia (s_0) se anulam. Em termodinâmica, os valores das propriedades podem variar de acordo com a referência adotada, mas a variação de um estado para o outro deve ser sempre a mesma, sendo essa variação o real interesse em avaliações de sistemas térmicos.

A exergia física é a exergia dada quando uma substância em um estado específico é trazida ao estado morto, envolvendo tanto temperatura como pressão (equilíbrio restrito). Dessa forma, a exergia física pode ser ainda dividida em exergia térmica (E^T) e mecânica (E^M) de acordo com a Equação (3.3).

$$E^F = E^T + E^M \tag{3.3}$$

A exergia térmica (E^T) é a parcela da exergia devido ao desequilíbrio de temperatura da substância com o meio ambiente enquanto a exergia mecânica (E^M) refere-se ao desequilíbrio de pressão. Para estar em total equilíbrio com o ambiente o equilíbrio irrestrito também deve ser atingido. Do contrário, ainda existe um potencial de trabalho a ser realizado. Esse potencial foi definido por Kotas (1985) como sendo o trabalho obtido quando o sistema alcança as condições ambientes mediante processos que envolvem tanto transferência de calor (sistemas reativos) como intercâmbio de substâncias com o ambiente (sistemas não reativos). Nesse ponto, fica claro que em ciclos de potência à vapor a exergia química não se faz presente pela inexistência de reações que transformem o fluxo de trabalho nem da alteração da composição química do mesmo. Portanto, a exergia química estará presente em casos onde houver liberação de energia através de reações químicas como em turbinas a gás, queimadores e processos de combustão em geral.

Quando um sistema em equilíbrio restrito atinge o equilíbrio irrestrito sua exergia química é calculada pela Equação (3.4).

$$E^{Q} = \sum n_{i} (\mu_{i} - \mu_{i,0})$$
(3.4)

Em se tratando de mistura de gás ideal, Kotas (1985) definiu que a exergia química é calculada com base na exergia química padrão (e_i^0) de cada componente/substâncias *i* e é dada pela Equação (3.5).

$$E^{Q} = \frac{\dot{m}}{\sum y_{i} \cdot M_{i}} \cdot \sum y_{i} \cdot \left[e_{i}^{0} + R \cdot T_{0} \cdot \ln(y_{i})\right]$$
(3.5)

A Equação (3.5) permite o cálculo da exergia química mesmo quando os componentes do fluxo de trabalho não fazem parte do ambiente de referência adotado (ar atmosférico), como é o caso da grande maioria dos combustíveis gasosos industriais. De acordo com Lozano e Valero (1993), a exergia química de combustíveis não tem uma variação significativa com a mudança das condições ambientes. A exergia física pode ser desprezada se comparada a exergia química de um combustível em situações de baixa temperatura. Dessa forma, a

exergia dos gases siderúrgicos pode ser aproximada para a exergia química unicamente. A tabela apresenta o valor da exergia química padrão (e_i^0) para os componentes/substâncias presentes nos gases siderúrgicos.

COMPONENTE	e_i^0
	[kJ/kmol]
H_2	238.490
N_2	690
CO	275.430
CO_2	20.140
O_2	3.970
CH_4	836.510
C_2H_6	1.504.360
C_3H_8	2.163.190
C_2H_4	1.366.610
C_6H_6	3.305.350
C_7H_8	3.952.550
C_2H_2	1.269.310
H_2S	804.770
C_4H_{10}	2.818.930

Tabela 3.6 – Exergia química padrão dos constituintes dos gases siderúrgicos.

Em muitas outras situações de análise térmica o fluxo de trabalho é composto totalmente por substâncias que fazem parte do estado morto adotado. Nesses casos, Moran e Shapiro (2002) determinam que o cálculo da exergia química pode ser então procedido utilizando apenas a fração molar do componente na mistura (y_i) e a fração molar do mesmo componente no ambiente de referência ($y_{i,0}$) como mostra a Equação (3.6).

$$E^{Q} = \frac{\dot{m}}{\sum y_{i} \cdot M_{i}} \cdot \sum y_{i} \cdot R \cdot T_{0} \cdot ln\left(\frac{y_{i}}{y_{i,0}}\right)$$
(3.6)

A exergia física para misturas de gases ideais é definida pela Equação (3.7).

$$E^{F} = \frac{\dot{m}}{\sum y_{i} \cdot M_{i}} \cdot \left[\sum y_{i} \int_{T_{0}}^{T} Cp_{i} \cdot dT - T_{0} \sum y_{i} \int_{T_{0}}^{T} \frac{Cp_{i}}{T} \cdot dT + R \cdot T_{0} \cdot ln\left(\frac{p}{p_{0}}\right) \right]$$
(3.7)

Como já foi dito, a exergia física é a soma da exergia térmica com a exergia mecânica. Pela Equação (3.7), consegue-se identificar duas parcelas distintas: a primeira, envolvendo somente a temperatura e a segunda, somente a pressão. Pela definição, essas parcelas são a exergia térmica e a exergia mecânica, respectivamente, e para gases ideais suas equações são definidas por:

$$E^{T} = \frac{\dot{m}}{\sum y_{i} \cdot M_{i}} \cdot \sum y_{i} \int_{T_{0}}^{T} Cp_{i} \cdot \left(1 - \frac{T_{0}}{T}\right) \cdot dT$$
(3.8)

$$E^{M} = \frac{\dot{m}}{\sum y_{i} \cdot M_{i}} \cdot R \cdot T_{0} \cdot ln\left(\frac{p}{p_{0}}\right)$$
(3.9)

De acordo com Santos (2009), a desagregação da exergia em suas parcelas térmica, mecânica e química não oferece nenhum tipo de vantagem do ponto de vista da alocação de custos do condensador em relação a exergia total, alem de se mostrar de difícil aplicação em centrais a vapor. Por isso, a desagregação da exergia em suas parcelas térmica, mecânica e química não é avaliada neste trabalho.

3.2.4 Avaliação Termodinâmica da Central de Cogeração Siderúrgica

O simulador *Thermoflex*[®], apesar dos inúmeros resultados de saída fornecidos para avaliar sistemas térmicos, apresenta somente a entalpia específica (h) de seus fluxos internos, em termos de propriedades termodinâmicas. Por isso, tanto a entalpia como as demais propriedades termodinâmicas foram determinadas pelo suplemento *steamtable* do EXCEL[®] tendo como justificativa manter uma única base de cálculo. Este suplemento permite utilizar as formulações da IAPWS-95 e IAPWS-97 para o cálculo das propriedades da água e do vapor. Para esse estudo foi utilizado a formulação IAPWS-95. Para o cálculo da exergia específica dos fluxos de água utilizou-se a Equação (3.2). As principais propriedades termodinâmicas dos fluxos físicos da central estão contidas na Tabela 3.7. Os fluxos de ar 28 e 32 estão nas condições ambientes e por isso suas propriedades específicas (h, s e e) são nulas. As entalpias dos fluxos 29 e 33 (combustível e ar de entrada no soprador, respectivamente) foram retiradas do *Thermoflex*[®] e sua entropia calculada com a Equação

(3.2.) apenas para conhecimento dessas propriedades. A propriedade desses fluxos que realmente interessa para as análises termoeconômicas é a exergia específica e esta foi calculada com as Equações 3.2, 3.5, 3.6 e 3.7.

FLUXO		'n	h	S	е
(Figura 3.1)	DESCRIÇAU	[kg/s]	[kJ/kg]	[kJ/kg.K]	[kJ/kg]
0 (ref)	Água	0,00	104,84	0,367	0,00
1	Vapor	70,00	3416,26	6,716	1418,47
2	Vapor	7,99	3209,00	6,762	1197,40
3	Vapor	62,01	3209,00	6,762	1197,40
4	Vapor	3,27	2814,21	6,896	762,66
5	Vapor	58,75	2814,21	6,896	762,66
6	Água/Vapor	2,56	2706,32	6,943	640,91
7	Água/Vapor	56,18	2706,32	6,943	640,91
8	Água/Vapor	6,93	2612,27	6,987	533,65
9	Água/Vapor	49,25	2612,27	6,987	533,65
10	Água/Vapor	49,25	2291,49	7,232	139,93
11	Água	62,75	214,37	0,720	4,29
12	Água	62,75	215,62	0,721	5,22
13	Água	62,75	451,72	1,392	41,30
14	Água	9,49	498,37	1,515	51,37
15	Água/Vapor	9,49	498,29	1,610	22,83
16	Água	62,75	539,31	1,616	62,09
17	Água	2,56	562,53	1,674	67,87
18	Água/Vapor	2,56	562,35	1,680	65,97
19	Água	71,59	668,06	1,925	98,62
20	Água	1,59	683,38	1,938	110,04
21	Água	70,00	683,38	1,938	110,04
22	Água	70,00	837,29	2,280	162,12
23	Água	5,58	858,55	2,344	164,34
24	Água/Vapor	5,58	858,92	2,362	159,28
25	Vapor	9,58	2793,32	6,421	883,46
26	Vapor	4,00	2793,32	6,421	883,46
27	Vapor	5,58	2793,32	6,421	883,46
28	Ar	59,45	0,00	0,000	0,00
29	Combustível	61,67	3287,11	0,046	3273,22
32	Ar	152,00	0,00	0,000	0,00
33	Ár	152,00	198,53	0,040	186,13

Tabela 3.7 – Propriedades termodinâmicas específicas dos fluxos físicos da central de cogeração siderúrgica.

Estes dados serão utilizados no próximo capítulo para a definição da estrutura produtiva de cada modelo temoeconômico. Antes disso, apresenta-se os indicadores de desempenho termodinâmicos que serão empregados para avaliação dos sistemas térmicos.

3.3 INDICADORES DE DESEMPENHO

A análise do desempenho de um equipamento ou mesmo de um processo termodinâmico é definido com o objetivo de comparar os resultados obtidos com valores tidos como referência. Em outros aspectos, esse conceito pode ser estendido ao "grau de perfeição", ou o quanto um processo ou equipamento se aproxima de um ideal. É sobre essas expressões que se definem muitos dos indicadores de desempenho na termodinâmica utilizados para a avaliação de sistemas térmicos.

Além de balanços de massa e energia, muitos simuladores de processos atualmente disponíveis para avaliação de sistemas térmicos, contam com o procedimento de cálculo dos rendimentos termodinâmicos embutidos em seus resultados de análise. Neste aspecto, o *Thermoflex*®, apresenta indicadores como e*lectric efficiency, heat rate, CHP efficiency* e *PURPA efficiency*, sendo esses dois últimos específicos para sistemas de cogeração. Entretanto, esses indicadores são avaliados unicamente em termos de energia o que restringe a uma análise mais completa sobre a ótica da segunda lei da termodinâmica. Donatelli (1993), afirma que os rendimentos exergéticos devem ser utilizados em conjunto com os rendimentos energéticos, e não substituí-los.

De forma geral, a eficiência de um processo termodinâmico é definida pela relação entre produtos (P) e insumos (F) e é dada pela Equação (3.10):

$$\varepsilon = \frac{P}{F} \tag{3.10}$$

Dessa equação, a termodinâmica enxerga duas formas de se avaliar processos, baseadas na 1^a e 2^a Lei, que levam em consideração o tipo de fluxo a ser utilizado para o cálculo do rendimento. A eficiência energética (ε^{en}) utiliza a energia para o cálculo dos fluxos dos insumos e produtos enquanto a eficiência exergética (ε^{ex}) utiliza os mesmos fluxos só que em termos de exergia. As eficiências energética e exergética estão representadas na Equação (3.11) e Equação (3.12), respectivamente.

$$\varepsilon^{en} = \frac{P_{en}}{F_{en}} \tag{3.11}$$

$$\varepsilon^{ex} = \frac{P_{ex}}{F_{ex}} \tag{3.12}$$

A diferença entre as Equações (3.11) e (3.12) reside no fato de que a eficiência exergética considera a qualidade do fluxo em questão, levando em conta a destruição da exergia nos processos termodinâmicos. Para Kotas (1985), essa eficiência é chamada de eficiência exergética racional e é definida como sendo a relação entre um efeito desejado e o insumo necessário para se conseguir tal efeito.

Como já foi dito, as Equações (3.10), (3.11) e (3.12) podem ser aplicadas a qualquer tipo de análise termodinâmica, seja ela de processos ou de equipamentos. Além desses, esta dissertação lidará com o desempenho de ciclos termodinâmicos para critérios de comparação com a literatura. Para atingir maior clareza e entendimento, tais equações precisam ser expandidas, identificando todos os produtos e insumos do ciclo.

Neste caso, a central siderúrgica produz sopro para o alto forno (S_{AF}) , vapor de processo (V) e potência elétrica (P_L) utilizando a queima dos combustíveis (BFG e COG). Para a utilização das Equações (3.11) e (3.12), estes fluxos devem estar na base correspondente e com isso, podem ser escritas na Equação (3.13) e Equação (3.14), respectivamente.

$$\varepsilon_{ciclo}^{en} = \frac{P_L + \dot{m}_{33}(h_{33} - h_{32}) + \dot{m}_{26}(h_{26} - h_0)}{\dot{m}_C P C I_C}$$
(3.13)

$$\varepsilon_{ciclo}^{ex} = \frac{P_L + \dot{m}_{33}(e_{33} - e_{32}) + \dot{m}_{26}(e_{26} - e_0)}{\dot{m}_C E_C}$$
(3.14)

Outra forma de se avaliar o desempenho de equipamentos é a analise da destruição de exergia devido às irreversibilidades (*I*). Quando os equipamentos em questão não envolvem fluxos de perda de exergia para o ambiente, as irreversibilidades de um equipamento "*n*" são obtidas com a Equação (3.15). Outro indicador bastante utilizado é a ineficiência parcial (φ_n) representado pela equação Equação (3.16).

$$I_n = F_n - P_n \tag{3.15}$$

$$\varphi_n = \frac{I_n}{F_{ciclo}} \tag{3.16}$$

A ineficiência parcial representa a contribuição de cada equipamento para a destruição de exergia do ciclo. Os indicadores de desempenho aqui apresentados serão aplicados ao ciclo termodinâmico no Capítulo 4, juntamente com a modelagem termoeconômica.

CAPÍTULO 4

MODELAGEM E ANÁLISE TERMOECONÔMICA

Desde o ano de 1972, várias metodologias termoeconômicas se desenvolveram e adquiriram características que as separaram em dois grupos (Figura 4.1): a primeira se dedica a alocação de custos (Teoria do Custo Exergético e Exergoeconomia) e a segunda objetiva a otimização de sistemas térmicos (Análise Funcional Termoeconômica e Análise Funcional de Engenharia). A Teoria do Custo Exergético (TCE) e a Análise Funcional Termoeconômica (AFT) foram então unificadas na Teoria Estrutural do Custo Exergético (TECE) enquanto a Exergoeconomia foi generalizada na SPECO (do inglês *Specific Exergy Costing*), de acordo com Santos (2009).



Figura 4.1– Metodologias termoeconômicas.

Apesar das tentativas de unificações e generalizações, um consenso ainda não existe sobre a questão dos equipamentos dissipativos, da utilização da estrutura produtiva e do tipo de fluxo (físico ou produtivo) a ser contabilizado na análise. Hoje, pode-se falar que as críticas feitas às metodologias ao longo dos anos e as inúmeras discussões entre seus idealizadores culminaram não na unificação das metodologias, mas sim na definição de três modelos termoeconômicos de sistemas térmicos em função das magnitudes usadas para valorização dos fluxos (SANTOS, 2009).

Neste capítulo, serão introduzidos os três modelos termoeconômicos e suas variações (Modelos E, E&S-SP, E&S-MP, H&S-SP e H&S-MP) que serão aplicados para avaliação termoeconômica da central siderúrgica, apontando suas características, semelhanças e divergências quanto aos resultados obtidos. Para a aplicação desses modelos, alguns conceitos referentes às analises termoeconômicas devem ser apresentados.

4.1 DEFINIÇÕES E CONCEITOS TERMOECONÔMICOS

4.1.1 Custo, Insumo e Produto

Hoje em dia, é muito comum associar o conceito de custo a bases monetárias. Pelo próprio significado da palavra, este conceito é mais amplo quando se considera "que tipo" de recurso foi utilizado para fabricar um produto, seja ele um recurso material (quilogramas de plástico necessários a fabricação de uma garrafa), um recurso ambiental (volume de CO₂ emitidos na atmosfera para produção de uma chapa de aço) ou mesmo um recurso energético (kJ de energia necessária ao aquecimento de um litro de água).

Por exemplo, em uma determinada planta térmica o custo de um fluxo é dado pela quantidade de recursos externos que devem ser fornecidas a planta para a formação daquele fluxo (SANTOS, 2009). Estes recursos externos podem ser contabilizados tanto em base monetária, como em base exergética. O tipo de fluxo a ser utilizado neste trabalho é o produtivo representado pela variação de dois fluxos físicos de acordo com a Equação (4.1).

$$E_{i:j} = E_i - E_j \tag{4.1}$$

A Equação (4.1) representa o cálculo para um fluxo produtivo de exergia $(E_{i:j})$. Dependendo do tipo de modelo, os fluxos ainda podem ser de neguentropia $(S_{i:j})$ ou entalpia $(H_{i:j})$.

Nesse aspecto, o custo exergético unitário de um fluxo $(k_{i:j})$ é dado pela quantidade de recursos exergéticos necessários para a formação de uma unidade do fluxo produtivo, obtido usando o balanço de equações de custo segundo Equação (4.2).

$$\sum \left(E_{i:j} k_{i:j} \right) = 0 \tag{4.2}$$

É importante salientar que a Equação (4.2) é utilizada para se montar o balanço de custos de cada unidade da estrutura produtiva. Quando se trata de custos monetários, o valor do lado direito da equação é referente à valorização externa devido a encargos financeiros de investimento, operação e manutenção das unidades reais. Para balanço de custos exergéticos, assume-se que o custo exergético unitário dos insumos da planta é equivalente a unidade e o custo das perdas é zero. É intuitivo pensar que todos os demais fluxos internos da planta tenham custo unitário maior que a unidade pois se trata de um processo de distribuição e acumulação de custos, diretamente relacionado a destruição de exergia no ciclo, ou seja, a exergia efetivamente gasta para produzi-los. Entretanto, será visto adiante que alguns modelos termoeconômicos obtêm custos exergéticos unitários menores que a unidade, chegando a contradizer as consolidadas leis da termodinâmica.

Ainda sobre o ponto de vista da termodinâmica, cada unidade da estrutura física possui uma função definida. Para realizar essa função, esta unidade precisa consumir um determinado insumo. Os fluxos que não foram aproveitados pelo sistema são tidos como perdas para o ambiente. Em um ciclo, o papel de uma bomba se resume a elevação da pressão de um fluido de trabalho utilizando-se de energia elétrica. Uma caldeira necessita de energia elétrica, combustível e ar para promover a mudança de fase da água e super aquecê-la. Portanto, para montar a estrutura produtiva, é preciso definir a função de cada componente, identificando seus insumos (F) e produtos (P). A eficiência exergética do equipamento (ε) e as irreversibilidades (I) do processo foram definidas pelas Equações (3.12), (3.14) e (3.15). Dessa forma, é fácil observar que o consumo exergético unitário do equipamento (k^*) é o inverso da eficiência exergética e é dado por:

$$k^* = \frac{F}{P} = \frac{1}{\varepsilon} \tag{4.3}$$

4.1.2 Estrutura Produtiva e Diagrama Produtivo

A definição da estrutura produtiva está diretamente relacionada ao conceito de insumo e produto. Para se definir o processo de formação de custos é preciso definir a função de cada unidade de modo que o sistema de equações determine a relação entre as unidades e entre as unidades e o ambiente. De acordo com Uche (2000), para quantificar o custo dos fluxos principais do sistema térmico, é preciso definir um modelo termoeconômico que permita considerar a finalidade produtiva dos subsistemas que compõe o sistema.

As estruturas produtivas definidas pelas metodologias termoeconômicas diferem com relação ao tipo de fluxo utilizado e do direcionamento que se dá para tratar o equacionamento dos modelos (fluxos físicos ou uma variação deles), conforme Santos (2009). Algumas metodologias representam a estrutura produtiva na forma de tabelas que explicitam os insumos e produtos de cada equipamento. Cerqueira (1999) afirma que a grande diferença entre as metodologias termoeconômicas é a maneira como definem a estrutura produtiva e esta é fator essencial para se determinar o custo final dos produtos.

A utilização do diagrama produtivo para análise do processo de formação de custos é uma característica da vertente estrutural da Teoria do Custo Exergético, originalmente proposta pelas metodologias funcionais (SANTOS, 2009) que também utiliza fluxos produtivos e não mais os próprios fluxos físicos do sistema, como fazem a TCE e a SPECO. Esta forma de representação dispensa a utilização da estrutura produtiva em forma de tabelas, pois o diagrama é montado com base na função produtiva de cada equipamento.

Além das unidades reais representadas por retângulos, os diagramas produtivos contam com equipamentos fictícios auxiliares representados por losangos e círculos, chamados de junções e bifurcações. As junções são utilizadas quando uma unidade possui mais de um insumo, que se juntam na junção e formam um único insumo. Já as bifurcações são utilizadas quando uma unidade possui mais de um produto definido. A Figura 4.2 mostra as unidades fictícias utilizadas em diagramas produtivos.



Figura 4.2 – *Representação de junção (esquerda) e bifurcação (direita).*

Portanto, o diagrama produtivo representa uma complementação gráfica da estrutura produtiva que auxilia na construção do modelo termoeconômico e torna mais amigável a análise da função produtiva de cada subsistema da planta.

Outra questão muito discutida entre os termoeconomicistas refere-se ao nível de desagregação da estrutura produtiva. O objetivo de se fazer uma alocação de custos em sistemas energéticos está na determinação dos custos finais dos produtos, segundo um nível adequado de desagregação do sistema que permita a análise completa do processo de formação de custos do mesmo. A título de exemplo, cita-se que uma turbina de dois estágios de expansão (TA e TB) ligados pelo eixo a um gerador elétrico (G) pode ser agregado em um único subsistema no diagrama produtivo (Figura 4.3) de acordo unicamente com o critério do analista, visto que não há interesse em saber os custos internos destas unidades. Tomando a exergia como base de cálculo, o insumo da unidade de expansão é a diferença entre as exergia do vapor de alta pressão e do vapor de baixa pressão ($E_{va:vb}$) e seu produto é a potência elétrica de saída do gerador. Sotomonte (2009), desagregou a caldeira de uma usina supercrítica a carvão em quatro subsistemas visando analisar o processo de formação de

custos internamente. No presente trabalho, as válvulas de expansão presentes no ciclo foram agregadas aos seus respectivos aquecedores de alimentação fechados.



Figura 4.3 – Unidade produtiva agregada de um sistema de expansão de turbinas e gerador.

4.1.3 Modelagem Termoeconômica

Uma modelagem termoeconômica é a elaboração de um sistema de equações na forma matricial que represente o processo de formação de custos de um sistema térmico. Para este equacionamento, é importante definir a estrutura produtiva do sistema, identificando insumos e produtos de cada unidade que a forma.

Lozano e Valero (1993) enumeraram um conjunto de postulados na Teoria do Custo Exergético para se definir o sistema de equações do modelo termoeconômico com o intuito de determinar os custos dos fluxos do sistema. Esses custos podem ser custos exergoeconômicos (monetários) ou somente custos exergéticos do sistema dependendo do tipo de análise que se deseja fazer. A modelagem termoeconômica adotada neste trabalho segue o seguinte procedimento:

- Os custos exergéticos ou monetários, por serem quantidades conservativas, permitem escrever uma equação para cada unidade do sistema (real ou fictícia);
- Na ausência de informações externas, atribui-se custo exergético unitário igual a um para insumos externos (combustíveis, por exemplo);

- Todos os custos gerados no processo devem ser incluídos nos custos finais dos produtos, o que se traduz na atribuição de custo zero a todas as perdas.
- Se o produto de uma unidade for formado por mais de um fluxo do mesmo tipo, os custos exergéticos unitários desses fluxos serão iguais.

Seguindo este procedimento, consegue-se montar um sistema de equações na forma matricial dada pela (4.4) onde os custos exergéticos unitários são as incógnitas e devem ser determinadas por operações matriciais.

$$[A] \cdot [x] = [b] \tag{4.4}$$

A matriz "A" é a matriz quadrada de valorização interna onde estão todos os fluxos internos e produtos finais da estrutura produtiva do sistema. O vetor coluna "x" representa os custos exergéticos unitários (adimensionais) a ser determinado e o vetor coluna "b" é o vetor da valorização externa que contém os insumos externos da planta. O vetor dos custos exergéticos unitários são obtidos com a matriz inversa " A^{-1} " multiplicada pelo vetor coluna de valorização externa "b".

O sistema de equações montado a partir das unidades da estrutura produtiva, por vezes, não são suficientes para se determinar a solução única do sistema. Para isso, são necessárias equações auxiliares que tornem o sistema um sistema possível de ser determinado. Quando se trata de custos monetários, os critérios utilizados para se determinar equações auxiliares são definidos por Santos (2005), como critérios baseados em aspectos financeiros. Para custos exergéticos, utilizam-se os critérios de subproduto (SP) e multiproduto (MP) que serão abordados juntamente com os modelos termoeconômicos no item 4.2.

4.1.4 Neguentropia

Em termoeconomia, algumas metodologias são baseadas na exergia total dos fluxos e não permitem a definição de uma função produtiva para os equipamentos puramente dissipativos presentes em sistemas térmicos. Na termodinâmica, esses equipamentos puramente dissipativos têm a função de reduzir a propriedade entropia do fluido de trabalho, restituindoo ao seu estado inicial do ciclo. Esta similaridade levou alguns autores a aplicarem o conceito de "redução de entropia" a análises termoeconômicas que envolvessem condensadores e caldeiras de recuperação definindo ser esta, a função produtiva desses equipamentos. A este conceito, Frangopoulos (1987) deu o nome de neguentropia. Hoje em dia, a neguentropia é entendida como a "negativa da entropia" e é definida como

$$S = -T_0 \cdot \dot{m} \cdot s \tag{4.5}$$

onde " T_0 " representa a temperatura de referência, " \dot{m} " a vazão mássica e "s" a entropia específica do fluido de trabalho. Além de definir um produto para os equipamentos dissipativos, a neguentropia também permitiu dar um tratamento aos resíduos.

Nesse aspecto, a neguentropia vem sendo muito usada em ciclos térmicos que contenham equipamentos dissipativos, ora como fluxo fictício (SOTOMONTE, 2009; POUSA, 2009) no Modelo E&S, ora como parcela da exergia física (SANTOS, 2009) no Modelo H&S, dependendo da metodologia empregada. De forma geral, os equipamentos que reduzem a entropia do fluido de trabalho têm neguentropia como produto e os equipamentos que aumentam entropia consomem neguentropia.

4.2 MODELOS TERMOECONÔMICOS

As metodologias criadas para alocação de custos em sistemas energéticos se desenvolveram baseadas no conceito de que a exergia por si só, era suficiente para definir estruturas produtivas. Os equipamentos dissipativos mudaram esse conceito introduzindo a neguentropia como parcela fictícia da exergia, garantindo a resolução de problemas termoeconomicos, mas trazendo consigo inconsistências. Por fim, a neguentropia passou a ser utilizada juntamente com a entalpia.

As análises termoeconômicas passaram a ser aplicadas de tal forma que algumas características se tornaram comuns entre elas:

- A desagregação da exergia em suas parcelas (térmica, mecânica e química) é uma característica opcional de todas as metodologias;
- A estrutura produtiva (definição da função produtiva de cada equipamento) é uma característica necessária a aplicação das metodologias e na forma gráfica (diagrama produtivo) facilita sua visualização;
- Os fluxos produtivos envolvendo o fluido de trabalho são definidos em termos de variações das magnitudes dos fluxos físicos que atravessam as unidades do sistema;
- A modelagem termoeconômica é baseada em equações de custo em cada equipamento (real ou fictício);
- Produtos com fluxos de mesma natureza que saem de uma mesma unidade têm o mesmo custo unitário;
- Produtos finais e insumos externos são calculados em termos de exergia total.

Dentre essas semelhanças, pode-se dizer que a grande diferença das metodologias é quanto ao tipo de fluxo produtivo utilizado (exergia, entalpia e neguentropia). Sendo assim, três modelos podem ser aplicados para avaliação termoeconômica de sistemas térmicos: Modelo E, Modelo E&S e Modelo H&S.

4.2.1 Modelo E

O Modelo E é baseado na exergia total do fluido de trabalho. É recomendado quando o sistema em estudo não possui equipamentos cuja função produtiva não pode ser definida unicamente em termos de exergia total. Caso se utilize esse modelo onde existe equipamentos

dissipativos, o equipamento dissipativo deve ser alocado juntamente a outro equipamento da estrutura física com função definida. Por isso, o condensador é agregado à turbina (SERRA, 1994).

4.2.2 Modelo E&S

O modelo E&S utiliza, além dos fluxos de exergia total, a neguentropia. Diferente do Modelo E, este modelo pode ser aplicado a sistemas com equipamentos dissipativos tais como ciclos a vapor com condensadores, ciclos combinados com caldeiras de recuperação e ciclos brayton em geral. Para a formulação das equações auxiliares, esse modelo utiliza o critério de subproduto (SP).

4.2.3 Modelo H&S

Na modelagem termoeconômica utilizando o Modelo H&S, a estrutura produtiva é montada utilizando a exergia desagregada nas parcelas de entalpia e neguentropia. Para formular as equações auxiliares, o Modelo H&S é adepto ao critério de multiproduto (MP). Pode modelar qualquer tipo de sistema. Entretanto, não possui um produto definido para válvulas de expansão (processos isoentálpicos).

4.2.4 Equações Auxiliares

Para a formulação das equações auxiliares, pode ser utilizado o critério suproduto (SP) ou multiproduto (MP). O critério SP determina que cada equipamento de um sistema térmico tem uma função principal e todos os demais produtos são consequências do processo. Ou seja, se o equipamento possui mais de um fluxo de saída, um deles é produto e os outros são considerados subprodutos. Os custos dos subprodutos são assumidos como o mesmo custo do produto de um equipamento cuja função produtiva seja somente produzir aquele fluxo. Já o critério MP define que todos os fluxos que saem de uma mesma unidade são produtos da

mesma e por isso possuem o mesmo custo unitário. Este critério está fundamentado no conceito de que fluxos que saem de um mesmo equipamento estão sujeitos às mesmas irreversibilidades envolvidas na sua produção e também os mesmos custos monetários do equipamento.

Como já foi enfatizado, cada modelo é adepto a um critério. Neste trabalho, os critérios multiproduto e subproduto serão aplicados ao Modelo E&S e Modelo H&S, respectivamente, apenas com o intuito de avaliar a sensibilidade dos modelos aos critérios observando os custos finais da planta para cada caso.

4.3 MODELAGEM E ANÁLISE TERMOECONÔMICA DA CENTRAL DE COGERAÇÃO

4.3.1 Modelo E: Exergia Total dos Fluxos Produtivos

Como já foi dito, algumas metodologias utilizam a exergia total dos fluxos do próprio sistema. A Figura 4.4 mostra o diagrama produtivo do ciclo de vapor da central de cogeração siderúrgica (Figura 3.1) considerando apenas exergia total dos fluxos internos.

O diagrama produtivo segundo o Modelo E foi construído baseado no conceito de que cada equipamento da planta possui um produto e um insumo definidos em termos de fluxos exergéticos. Os equipamentos que possuem mais de um produto (BAC, DES e G) apresentam bifurcações em sua saída e os que possuem mais de um insumo (CALD, D, AQ BP, AQ AP, DES e T5-C), junções em sua entrada. Os equipamentos que aumentam a exergia do fluido de trabalho são produtores de exergia e os que reduzem a exergia do fluido de trabalho têm exergia como insumo. Do lado esquerdo da Figura 4.4 estão os equipamentos que somente contribuem para o aumento de exergia do fluido de trabalho (CALD, BAC e BC) além dos equipamentos que tanto aumentam como diminuem a exergia (D, AQ BP, AQ IP e AQ AP). Do lado direito da Figura 4.4 se encontram os equipamentos que somente consomem exergia do mesmo (T1, T2, T3, T4 e T5-C).



Figura 4.4 – Diagrama produtivo da central de cogeração segundo o Modelo E.

Os fluxos produtivos dos equipamentos que aumentam a exergia do ciclo se unem em uma junção (JE) e são distribuídos aos consumidores por uma bifurcação (BE). Além dos fluxos internos de exergia da água, estão presentes os fluxos de potência elétrica (P_i) e de eixo (W_i), além dos produtos finais da planta (S_{AF} , P_L e V). Os fluxos externos são a exergia do combustível (Q_C) e a água de retorno de processo (A_0).

Alguns equipamentos como a bomba de alimentação de caldeira (BAC) e o dessuperaquecedor (DES) se relacionam particularmente e diretamente com outros equipamentos, além do ciclo em geral. A BAC, além do produto $E_{21:19}$, produz o fluxo $E_{20:19}$ que é insumo para o dessuperaquecedor. Este último tem como produtos o fluxo $E_{27:24}^{20}$, que é insumo para o AQ AP e o fluxo $E_{26:0}^{2}$, insumo para a produção do vapor de processo.

Neste ponto, surge então a desvantagem da aplicação do Modelo E em análises termoeconômicas de centrais a vapor: o condensador (C), por ser um equipamento dissipativo, não possui um produto definido em termos de exergia e deve ser alocado juntamente ao último estágio de expansão da turbina, formando uma unidade composta por dois equipamentos (T5-C). Esse procedimento impossibilita a análise do processo de formação de custos no condensador como unidade separada, tornando o Modelo E impraticável ao diagnóstico e otimização local de sistemas que envolvam equipamentos dissipativos por não se ter um produto definido para estes equipamentos (SERRA, 1994).

Os produtos e insumos de cada unidade estão representados no diagrama produtivo composto pelos fluxos físicos da planta (P, W, A, Q) e também por variações dos fluxos de exergia ($E_{i:j}$) do fluido de trabalho em cada equipamento. Os fluxos produtivos baseados na variação de exergia dos fluxos físicos são calculados seguindo a notação da Equação(4.6) e Equação (4.7).

$$E_{i:j} = \dot{m}_i (e_i - e_j) \tag{4.6}$$

$$E_{i:j'} = \dot{m}_j (e_i - e_j)$$
(4.7)

Foi preciso definir outra notação para se determinar a função produtiva do dessuperaquecedor e do aquecedor de alta pressão, que se relacionam entre si e com o ciclo em geral, conforme já citado. A Equação (4.8) determina o procedimento de cálculo dos fluxos produtivos destes equipamentos baseado na variação de exergia dos fluxos físicos que atravessam os mesmos e de um rateio de vazões mássicas relacionadas aos processos.

$$E_{i:j}^{k} = \dot{m}_{k} \left(\frac{\dot{m}_{i}}{\dot{m}_{25}} \right) (e_{i} - e_{j})$$
(4.8)

Com a estrutura produtiva definida e os fluxos produtivos determinados, monta-se o sistema de equações de custo. As equações são geradas para cada unidade da estrutura produtiva, seja ela real ou fictícia considerando os postulados (apresentados no Item 4.1.3) embasados na TCE de Lozano e Valero (1993). Ao todo foram formuladas 15 equações para unidades reais e 3 equações auxiliares (JE, JW, JV) envolvendo os custos exergéticos unitários ($k_{i:j}$) dos fluxos de exergia dos equipamentos, tanto reais como fictícios. A Tabela 4.1 apresenta as equações.

O custo exergético unitário da água de retorno (k_{A_0}) foi considerado nulo. Apesar de representado no diagrama produtivo, não é necessário representá-lo no balanço de custo das unidades visto que sua exergia é nula. Para finalizar, os custos exergéticos unitários dos produtos que saem de uma mesma unidade são iguais.

Tabela 4.1 – Sistema de equações do diagrama produtivo segundo Modelo E	(continua)	١.
--	------------	----

CALD	$k_{1:22}E_{1:22} - k_{P_{CALD}}P_{CALD} = k_C Q_C$
BAC	$k_{20:19}E_{20:19} + k_{21:19}E_{21:19} - k_{P_{BAC}}P_{BAC} = 0$
BC	$k_{12:11}E_{12:11} - k_{P_{BC}}P_{BC} = 0$
D	$k_{19:16}, E_{19:16}, - k_{24:19}E_{24:19} - k_{4:19}E_{4:19} = 0$

AQBP	$k_{13:12}E_{13:12} - k_{8:15}E_{8:15} - k_{18:15}E_{18:15} = 0$
AQIP	$k_{16:13}E_{16:13} - k_{6:18}E_{6:18} = 0$
AQAP	$k_{22:21}E_{22:21} - k_{27:24}^2 E_{27:24}^2 - k_{27:24}^{20} E_{27:24}^{20} = 0$
DES	$k_{27:24}^{20}E_{27:24}^{20} + k_{26:0}^{20}E_{26:0}^{20} - k_{20:19}E_{20:19} - k_{2:25}E_{2:25} = 0$
T1	$k_{W_{T1}}W_{T1} - k_{1:3}E_{1:3} = 0$
T2	$k_{W_{T2}}W_{T2} - k_{3:5}E_{3:5} = 0$
Т3	$k_{W_{T3}}W_{T3} - k_{5:7}E_{5:7} = 0$
T4	$k_{W_{T4}}W_{T4} - k_{7:9}E_{7:9} = 0$
T5-C	$k_{W_{T5}}W_{T5} - k_{9:10}E_{9:10} - k_{10:11}E_{10:11} - k_{15:11}E_{15:11} - k_{P_C}P_C = 0$
G	$k_{P_L}P_L + k_{P_{CALD}}P_{CALD} + k_{P_{BAC}}P_{BAC} + k_{P_{BC}}P_{BC} + k_{P_C}P_C - k_{W_G}W_G = 0$
S	$k_{S_{AF}}S_{AF} - k_{W_S}W_S = 0$
JE-BE	$\sum (k_{i:j} \cdot E_{i:j})_{BE} - \sum (k_{i:j} \cdot E_{i:j})_{JE} = 0$
JW-BW	$k_{W_G}W_G + k_{W_S}W_S - k_{W_{T_1}}W_{T_1} - k_{W_{T_2}}W_{T_2} - k_{W_{T_3}}W_{T_3} - k_{W_{T_4}}W_{T_4} - k_{W_{T_5}}W_{T_5} = 0$
JV	$k_V V - k_{26:0}^2 E_{26:0}^2 - k_{26:0}^{20} E_{26:0}^{20} = 0$

Tabela 4.1 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo Modelo E (conclusão).

Resolvendo o sistema de equações que representa o diagrama produtivo do Modelo E obtém-se a Tabela 4.2, que apresenta os valores para cada fluxo do diagrama produtivo bem como seus respectivos custos exergéticos unitário e total. Os produtos finais do sistema (sopro, vapor de processo e energia elétrica) se encontram ao final da Tabela, para facilitar visualização.

FLUXO (Figura 4.4)	VALOR	CUSTO EXERGÉTICO	
	EXERGÉTICO	Unitário	Total
$E_{1:3}$	15.475,25	2,41	37354,89
$E_{1:22}$	87.944,80	2,32	203709,15
$E_{2:25}$	2.507,72	2,41	6053,27
$E_{3:5}$	26.958,28	2,41	65073,18
$E_{4:19}$	2.168,73	2,41	5234,98
$E_{5:7}$	7.152,50	2,41	17265,04
$E_{6:18}$	1.472,44	2,41	3554,23
$E_{7:9}$	6.025,62	2,41	14544,94
$E_{8:15}$	3.540,56	2,41	8546,37
$E_{9:10}$	19.391,19	2,41	46807,38
$E_{10:11}$	6.680,26	2,41	16125,14
$E_{12:11}$	58,62	4,10	240,50
$E_{13:12}$	2.263,89	3,89	8813,05
$E_{15:11}$	176,00	2,41	424,85
$E_{16:13}$	1.304,74	2,72	3554,23
$E_{18:15}$	110,48	2,41	266,68
$E_{19:16}$,	2.292,43	2,64	6051,72
$E_{20:19}$	18,16	4,43	80,44
$E_{21:19}$	799,40	4,43	3541,53
$E_{22:21}$	3.645,16	3,13	11403,60
$E_{24:19}$	338,35	2,41	816,74
$E^{2}_{26:0}$	2.947,20	2,41	7114,10
$E^{20}_{\ \ 26:0}$	586,64	4,88	2862,10
$E^{2}_{\ 27:24}$	3.368,89	2,41	8131,99
$E^{20}_{\ \ 27:24}$	670,57	4,88	3271,61
WT1	14.507,91	2,57	37354,89
WT2	24.481,11	2,66	65073,18
WT3	6.338,73	2,72	17265,04
WT4	5.283,89	2,75	14544,94
WT5	15.798,15	4,07	64340,36
WG	36.233,22	2,99	108344,52
WS	30.176,56	2,99	90233,90
P_{BC}	78,12	3,08	240,50
P_{BAC}	1.176,50	3,08	3621,97
P_{C}	319,30	3,08	983,00
P_{CALD}	600,90	3,08	1849,93
P_L	33.018,00	3,08	101649,13
V	3.533,84	2,82	9976,20
S_{AF}	28.028,95	3,22	90233,90

 Tabela 4.2 – Custo exergético unitário e total dos fluxos produtivos segundo o Modelo E.

4.3.2 Modelo E&S: Neguentropia como Fluxo Fictício

Para se definir o diagrama produtivo da planta com condensador isolado do quinto estágio de expansão da turbina é preciso utilizar a neguentropia como fluxo fictício juntamente com a exergia para se definir a função produtiva de cada equipamento. A Figura 4.5 mostra o diagrama produtivo da central de cogeração siderúrgica segundo o Modelo E&S.

Primeiramente, ressalta-se a diferença entre o Modelo E e o Modelo E&S. O condensador (C) pode ser visto agora isolado no diagrama produtivo, com seu produto definido pelos dois fluxos neguentrópicos ($S_{10:11}$ e $S_{15:11}$) além de insumos de exergia e potência. Uma junção de neguentropia (JS) recebe todos os fluxos de produtos de equipamentos que reduzem a entropia do fluido de trabalho e uma bifurcação (BS) os distribui aos equipamentos que aumentam a entropia do fluido. Além do condensador, todos os aquecedores de alimentação (D, AQ BP, AQIP e AQAP) e o dessuperaquecedor (DES) diminuem a entropia do fluido de trabalho, e de acordo com a definição, injetam neguentropia no sistema.

Os fluxos de exergia presentes no Modelo E&S são os mesmos do Modelo E. Com exceção do gerador, soprador e condensador, todos os demais equipamentos da estrutura física contribuem para aumentar a entropia do fluido de trabalho e por isso, têm fluxos de neguentropia como insumo. As unidades que reduzem a entropia do fluido (D, AQBP, AQIP, AQAP, DES e C) produzem fluxos de neguentropia para o ciclo ou para outros subsistemas. Os equipamentos que tanto produzem como consomem fluxos de neguentropia (aquecedores de alimentação aberto e fechados e dessuperaquecedor) são os mesmo que possuem fluxos de exergia como insumo e produto. Além dos fluxos produtivos definidos pelas variações de exergia dos fluxos físicos (Equações (4.6), (4.7) e (4.8)) que cruzam os equipamentos se torna necessário definir fluxos produtivos em termos de variações de entropia dadas pelas Equações (4.9), (4.10) e (4.11).



Figura 4.5 – *Diagrama produtivo da central de cogeração segundo o Modelo E&S.*
$$S_{i:j} = -T_0 \cdot \dot{m}_i \cdot (s_i - s_j) \tag{4.9}$$

$$S_{i:j'} = -T_0 \cdot \dot{m}_j \cdot (s_i - s_j)$$
(4.10)

$$S_{i:j}^{k} = -T_0 \cdot \dot{m}_k \left(\frac{\dot{m}_i}{\dot{m}_{25}}\right) \cdot (s_i - s_j)$$
(4.11)

O sistema de equações (Tabela 4.3) é obtido através de equações de balanço em cada unidade do diagrama produtivo (Figura 4.5), de forma análoga ao Modelo E. Para diferenciar dos custos dos fluxos de exergia $(k_{i:j})$, os custos exergéticos unitários dos fluxos de neguentropia serão representados por " $k'_{i:j}$ ". Nas bifurcações existentes com um mesmo tipo de fluxo (BE, BS, BW e BP) é atribuído o mesmo custo unitário aos produtos que saem do mesmo. Entretanto, algumas unidades (D, AQBP, AQAP, AQIP, DES e JV) possuem mais de um tipo de fluxo de saída (exergia e neguentropia). Neste caso, utilizam-se os critérios de atribuição de custos de subproduto (E&S-SP) e multiproduto (E&S-MP) para definir o restante das equações auxiliares necessárias à determinação do sistema de equações.

CALD	$k_{1:22}E_{1:22} - k_{P_{CALD}}P_{CALD} - k'_{1:22}S_{1:22} = k_C Q_C$
BAC	$k_{20:19}E_{20:19} + k_{21:19}E_{21:19} - k'_{20:19}S_{20:19} - k'_{21:19}S_{21:19} - k_{P_{BAC}}P_{BAC} = 0$
BC	$k_{12:11}E_{12:11} - k'_{12:11}S_{12:11} - k_{P_{BC}}P_{BC} = 0$
D	$k_{19:16}, E_{19:16}, + k'_{24:19}S_{24:19} + k'_{4:19}S_{4:19} - k_{24:19}E_{24:19} - k_{4:19}E_{4:19} - k'_{19:16}, S_{19:16}, = 0$
AQBP	$k_{13:12}E_{13:12} + k'_{8:15}S_{8:15} + k'_{18:15}S_{18:15} - k_{8:15}E_{8:15} - k_{18:15}E_{18:15} - k'_{13:12}S_{13:12} = 0$
AQIP	$k_{16:13}E_{16:13} + k'_{6:18}S_{6:18} - k_{6:18}E_{6:18} - k'_{16:13}S_{16:13} = 0$
AQAP	$k_{22:21}E_{22:21} + k'_{27:24}S_{27:24}^2 + k'_{27:24}S_{27:24}^{20} - k_{27:24}^2E_{27:24}^2 - k_{27:24}^{20}E_{27:24}^{20} - k'_{22:21}S_{22:21} = 0$
DES	$k_{27:24}^{20}E_{27:24}^{20} + k_{26:0}^{20}E_{26:0}^{20} + k'_{20:19}S_{20:19} + k'_{2:25}S_{2:25} - k_{20:19}E_{20:19} - k_{2:25}E_{2:25} - k'_{27:24}S_{27:24}^{20}$ $- k'_{26:0}^{20}S_{26:0}^{20} = 0$
T1	$k_{W_{T1}}W_{T1} - k_{1:3}E_{1:3} - k'_{3:1}S_{3:1} = 0$

Tabela 4.3 – Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo E&S (continua).

T2	$k_{W_{T2}}W_{T2} - k_{3:5}E_{3:5} - k'_{5:3}S_{5:3} = 0$
Т3	$k_{W_{T3}}W_{T3} - k_{5:7}E_{5:7} - k'_{7:5}S_{7:5} = 0$
T4	$k_{W_{T4}}W_{T4} - k_{7:9}E_{7:9} - k'_{9:7}S_{9:7} = 0$
Т5	$k_{W_{T5}}W_{T5} - k_{9:10}E_{9:10} - k'_{10:9}S_{10:9} = 0$
С	$k'_{10:11}S_{10:11} + k'_{15:11}S_{15:11} - k_{10:11}E_{10:11} - k_{15:11}E_{15:11} - k_{P_C}P_C = 0$
G	$k_{P_L}P_L + k_{P_{CALD}}P_{CALD} + k_{P_{BAC}}P_{BAC} + k_{P_{BC}}P_{BC} + k_{P_C}P_C - k_{W_G}W_G = 0$
S	$k_{S_{AF}}S_{AF} - k_{W_S}W_S = 0$
JE-BE	$\sum (k_{i:j} \cdot E_{i:j})_{BE} - \sum (k_{i:j} \cdot E_{i:j})_{JE} = 0$
JS-BS	$\sum (k'_{i:j} \cdot S_{i:j})_{BS} - \sum (k'_{i:j} \cdot S_{i:j})_{JS} = 0$
JW-BW	$k_{W_G}W_G + k_{W_S}W_S - k_{W_{T_1}}W_{T_1} - k_{W_{T_2}}W_{T_2} - k_{W_{T_3}}W_{T_3} - k_{W_{T_4}}W_{T_4} - k_{W_{T_5}}W_{T_5} = 0$
JV-BV	$k_V V + k_{26:0}^{\prime 2} S_{26:0}^2 + k_{26:0}^{\prime 20} S_{26:0}^{20} - k_{26:0}^2 E_{26:0}^2 - k_{26:0}^{20} E_{26:0}^{20} = 0$

Tabela 4.3 – Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo E&S (conclusão).

O critério SP (E&S-SP) determina que todos os fluxos de neguentropia produzidos por equipamentos que também produzam exergia (D, AQBP, AQIP, AQAP, DES e JV) são subprodutos. Neste caso, o único equipamento cuja única função produtiva é somente reduzir a entropia do fluido de trabalho é o condensador (C). Sendo assim, o custo exergético unitário destes fluxos (subprodutos) é igual ao custo da neguentropia produzida pelo condensador. O dessuperaquecedor produz tanto fluxos de exergia ($E^{20}_{26:0}$ e $E^{20}_{27:24}$) como de neguentropia ($S_{2:25}$ e $S_{20:19}$). Os fluxos de exergia são os produtos principais deste equipamento e por isso, assumem o mesmo custo exergético unitário entre si na equação do balanço de custo deste equipamento. Já os fluxos de neguentropia produzidos são subprodutos e assumem, portanto, o mesmo custo unitário dos produtos neguentrópicos do condensador.

O critério de multiproduto (E&S-MP) considera que todos os fluxos que saem de uma mesma unidade são produtos daquele equipamento, independente do tipo de fluxo de saída

(exergia ou neguentropia). Além das bifurcações que contém um só tipo de fluxo (BE, BS, BW e BP) as bifurcações auxiliares dos equipamentos reais e fictícios que produzem tanto exergia como neguentropia (D, AQBP, AQIP, AQAP, DES e JV) determinam o mesmo custo unitário para estes fluxos. Por exemplo, os fluxos de neguentropia produzidos pelo desaerador ($S_{4:19}$ e $S_{24:19}$) têm o mesmo custo unitário da exergia produzida pelo mesmo ($E_{19:16}$). Para o dessuperaquecedor, todos os fluxos produzidos possuem o mesmo custo exergético unitário.

O critério SP foi criticado por Cerqueira (1999) como sendo ambíguo em sua interpretação além de não ser fundamentado em nenhuma justificativa teórica. De acordo com a definição, um sistema que não possua um equipamento cuja função produtiva seja unicamente produzir neguentropia não pode utilizar o critério subproduto, como é o caso de uma planta dual com turbina a vapor de contrapressão (SANTOS, 2009).

Na Tabela 4.4 observa-se que alguns custos exergéticos unitários (de ambos os critérios utilizados E&S-SP e E&S-MP) são menores que a unidade. Pode-se adiantar que tais valores indicam que os produtos de algumas unidades são maiores que seus insumos, o que contradiz a segunda lei da termodinâmica. Esse assunto será discutido no Item 4.4 juntamente com a análise dos outros resultados.

		CUSTO EXERGÉTICO							
FLUXO (Figura 4.5)	VALOR	Unitário	[kW/kW]	Total [kW]					
([k W]	E&S-SP	E&S-MP	E&S-SP	E&S-MP				
$E_{1:3}$	15.475,25	2,63	2,68	40.707,46	41.520,46				
$E_{1:22}$	87.944,80	2,52	2,81	221.687,28	247.402,83				
$E_{2:25}$	2.507,72	2,63	2,68	6.596,54	6.728,29				
$E_{3:5}$	26.958,28	2,63	2,68	70.913,45	72.329,70				
$E_{4:19}$	2.168,73	2,63	2,68	5.704,82	5.818,75				
$E_{5:7}$	7.152,50	2,63	2,68	18.814,56	19.190,32				
$E_{6:18}$	1.472,44	2,63	2,68	3.873,22	3.950,58				
$E_{7:9}$	6.025,62	2,63	2,68	15.850,34	16.166,89				
$E_{8:15}$	3.540,56	2,63	2,68	9.313,40	9.499,40				
$E_{9:10}$	19.391,19	2,63	2,68	51.008,30	52.027,02				

Tabela 4.4 – Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E&S (continua).

		CUSTO EXERGÉTICO							
FLUXO (Figura 4 5)	VALOR	Unitário	[kW/kW]	Total	[kW]				
(11guit 1.5)	[kW]	E&S-SP	E&S-MP	E&S-SP	E&S-MP				
$E_{10:11}$	6.680,26	2,63	2,68	17.572,36	17.923,31				
$E_{12:11}$	58,62	4,18	4,40	244,80	257,92				
$E_{13:12}$	2.263,89	4,36	1,17	9.876,92	2.648,61				
$E_{15:11}$	176	2,63	2,68	462,98	472,22				
$E_{16:13}$	1.304,74	3,00	1,11	3.908,19	1.452,51				
$E_{18:15}$	110,48	2,63	2,68	290,62	296,42				
$E_{19:16}$,	2.292,43	2,90	1,20	6.639,36	2.757,46				
$E_{20:19}$	18,16	4,51	4,77	81,80	86,66				
$E_{21:19}$	799,4	4,51	4,77	3.601,39	3.815,20				
$E_{22:21}$	3.645,16	3,47	1,49	12.654,58	5.442,87				
E _{24:19}	338,35	2,63	2,68	890,04	907,81				
$E^{2}_{26:0}$	2.947,20	2,63	2,68	7.752,58	7.907,41				
$E^{20}_{\ \ 26:0}$	586,64	5,54	4,66	3.251,91	2.733,55				
$E^{2}_{\ 27:24}$	3.368,89	2,63	2,68	8.861,83	9.038,82				
$E^{20}_{\ \ 27:24}$	670,57	5,54	4,66	3.717,20	3.124,67				
W_{TI}	14.507,91	2,82	2,89	40.895,27	41.976,33				
W_{T2}	24.481,11	2,92	3,00	71.394,38	73.497,10				
W_{T3}	6.338,73	2,99	3,09	18.972,55	19.573,82				
W_{T4}	5.283,89	3,03	3,13	15.994,34	16.516,45				
W_{T5}	15.798,15	3,27	3,40	51.705,87	53.720,29				
W_G	36.233,22	3,00	3,09	108.554,03	112.003,08				
W_S	30.176,56	3,00	3,09	90.408,38	93.280,90				
P_{BC}	78,12	3,08	3,18	240,97	248,62				
P_{BAC}	1.176,50	3,08	3,18	3.628,97	3.744,28				
P_{C}	319,3	3,08	3,18	984,90	1.016,19				
P _{CALD}	600,9	3,08	3,18	1.853,51	1.912,40				
$S_{3:1'}$	967,33	0,19	0,47	187,80	455,87				
<i>S</i> _{1:22}	92.583,30	0,19	0,47	17.974,55	43.631,21				
$S_{2:25}$	812,74	0,19	4,66	157,52	3.787,11				
$S_{5:3'}$	2.477,17	0,19	0,47	480,93	1.167,40				
$S_{4:19}$	4.840,60	0,19	1,20	938,17	5.822,53				

 Tabela 4.4 – Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E&S (continua).

	CUSTO EXERGÉTICO									
FLUXO (Figura 4.5)	VALOR	Unitário [kW/kW]	Total	[kW]					
(= -8)	[kW]	E&S-SP	E&S-MP	E&S-SP	E&S-MP					
S _{7:5'}	813,77	0,19	0,47	157,99	383,50					
S _{6:18}	4.018,27	0,19	1,11	778,79	4.473,37					
$S_{9:7'}$	741,74	0,19	0,47	144,00	349,55					
$S_{8:15}$	11.111,42	0,19	1,17	2.153,54	12.999,65					
$S_{10:9'}$	3.593,04	0,19	0,47	697,57	1.693,27					
S _{10:11}	95.617,90	0,19	0,20	18.531,98	18.913,41					
S _{12:11}	19,74	0,19	0,47	3,83	9,30					
<i>S</i> _{13:12}	12.551,59	0,19	0,47	2.436,82	5.915,12					
S _{15:11}	2.519,23	0,19	0,20	488,26	498,31					
S _{16:13}	4.191,49	0,19	0,47	813,76	1.975,30					
S _{18:15}	53,58	0,19	1,17	10,38	62,68					
S _{19:16} ,	5.786,58	0,19	0,47	1.123,43	2.727,01					
S _{20:19}	6,2	0,19	4,66	1,20	28,90					
S _{21:19}	273,07	0,19	0,47	53,01	128,69					
S _{22:21}	7.128,19	0,19	0,47	1.383,90	3.359,26					
S _{24:19}	726,26	0,19	1,20	140,76	873,58					
$S^{2}_{26:0}$	6.021,51	0,19	0,99	1.167,05	5.958,26					
S ²⁰ 26:0	1.198,57	0,19	0,99	232,30	1.185,98					
S ² _{27:24}	5.629,99	0,19	1,49	1.091,16	8.406,57					
S ²⁰ 27:24	1.120,64	0,19	1,49	217,19	1.673,32					
P_L	33.018,00	3,08	3,18	101.845,69	105.081,60					
V	3.533,84	2,72	0,99	9.605,15	3.496,72					
S_{AF}	28.028,95	3,23	3,33	90.408,38	93.280,90					

Tabela 4.4 – Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E&S (conclusão).

4.3.3 Modelo H&S: Neguentropia como Parcela da Exergia Física.

Por fim, aplica-se o Modelo H&S à planta a vapor (Figura 3.1). Os fluxos de neguentropia como parcela da exergia física juntamente com a entalpia são utilizados para se definir a

estrutura produtiva dos equipamentos da unidade consequentemente seu diagrama produtivo (Figura 4.6).



Figura 4.6 – Diagrama produtivo da central de cogeração segundo o Modelo H&S.

A estrutura produtiva do Modelo H&S para o ciclo a vapor é semelhante a do Modelo E&S. A única diferença é que os fluxos produtivos de exergia ($E_{i:j}$) são substituídos pelos respectivos fluxos de entalpia ($H_{i:j}$). Os equipamentos que produzem fluxos de entalpia (CALD, BAC, BC, D, AQBP, AQIP, AQAP e DES) são os mesmo que aumentam a exergia do fluido no Modelo E&S. O mesmo ocorre para os equipamentos que consomem entalpia (D, AQBP, AQIP, AQAP, DES, T1, T2, T3, T4, T5). Os fluxos entálpicos produzidos são unidos por uma junção de entalpia (JH) e distribuídos aos equipamentos consumidores por uma bifurcação de entalpia (BH), como pode ser visualizado no diagrama produtivo. Para calcular estes fluxos de entalpia, utiliza-se as Equações (4.12), (4.13) e (4.14).

Conforme já mencionado, para o Modelo H&S, que trata a exergia física desagregada em suas parcelas entálpica e neguentrópica, os únicos fluxos do sistema que são contabilizados em termos de exergia total são os fluxos externos (Q_C) e produtos finais (P_L , S_{AF} e V). O sistema de equações do Modelo H&S está representado na Tabela 4.5 onde cada unidade (real ou fictícia) possui uma equação. Nas equações de custo, " $k_{i:j}$ " são os custos relativos aos fluxos de entalpia enquanto" $k'_{i:j}$ " referem-se aos fluxos de neguentropia.

$$H_{i:j} = \dot{m}_i \cdot (h_i - h_j) \tag{4.12}$$

$$H_{i:j'} = \dot{m}_j \cdot (h_i - h_j)$$
(4.13)

$$H_{i:j}^{k} = \dot{m}_{k} \left(\frac{\dot{m}_{i}}{\dot{m}_{25}} \right) \cdot (h_{i} - h_{j})$$
(4.14)

Assim como Santos (2009) fez em sua Tese de Doutorado, as equações auxiliares foram também montadas considerando o critério subproduto (Modelo H&S-SP) apenas para comparação com os resultados dos outros modelos utilizados. Neste caso, a atribuição de custos utilizando o critério de subproduto força os subprodutos de neguentropia de algumas unidades (D, AQBP, AQIP, AQAP e DES) a assumir o mesmo custo unitário do produto do condensador considerando que a principal função deste equipamento é produzir fluxos de neguentropia para o sistema.

CALD	$k_{1:22}H_{1:22} - k_{P_{CALD}}P_{CALD} - k'_{1:22}S_{1:22} = k_C Q_C$
BAC	$k_{20:19}H_{20:19} + k_{21:19}H_{21:19} - k'_{20:19}S_{20:19} - k'_{21:19}S_{21:19} - k_{P_{BAC}}P_{BAC} = 0$
BC	$k_{12:11}H_{12:11} - k'_{12:11}S_{12:11} - k_{P_{BC}}P_{BC} = 0$
D	$k_{19:16}, H_{19:16}, + k'_{24:19}S_{24:19} + k'_{4:19}S_{4:19} - k_{24:19}H_{24:19} - k_{4:19}H_{4:19} - k'_{19:16}, S_{19:16} = 0$
AQBP	$k_{13:12}H_{13:12} + k'_{8:15}S_{8:15} + k'_{18:15}S_{18:15} - k_{8:15}H_{8:15} - k_{18:15}H_{18:15} - k'_{13:12}S_{13:12} = 0$
AQIP	$k_{16:13}H_{16:13} + k'_{6:18}S_{6:18} - k_{6:18}H_{6:18} - k'_{16:13}S_{16:13} = 0$
AQAP	$k_{22:21}H_{22:21} + k_{27:24}'S_{27:24}^2 + k_{27:24}'S_{27:24}^{20} - k_{27:24}^2H_{27:24}^2 - k_{27:24}'H_{27:24}^{20} - k_{22:21}'S_{22:21} = 0$
DES	$k_{27:24}^{20}H_{27:24}^{20} + k_{26:0}^{20}H_{26:0}^{20} + k'_{20:19}S_{20:19} + k'_{2:25}S_{2:25} - k_{20:19}H_{20:19} - k_{2:25}H_{2:25} - k'_{27:24}S_{27:24}^{20}$ $- k'_{26:0}^{20}S_{26:0}^{20} = 0$
T1	$k_{W_{T1}}W_{T1} - k_{1:3}H_{1:3} - k'_{3:1}S_{3:1} = 0$
T2	$k_{W_{T2}}W_{T2} - k_{3:5}H_{3:5} - k'_{5:3}S_{5:3} = 0$
Т3	$k_{W_{T3}}W_{T3} - k_{5:7}H_{5:7} - k'_{7:5}S_{7:5} = 0$
T4	$k_{W_{T4}}W_{T4} - k_{7:9}H_{7:9} - k'_{9:7}S_{9:7} = 0$
Т5	$k_{W_{T5}}W_{T5} - k_{9:10}H_{9:10} - k'_{10:9}S_{10:9} = 0$
С	$k'_{10:11}S_{10:11} + k'_{15:11}S_{15:11} - k_{10:11}H_{10:11} - k_{15:11}H_{15:11} - k_{P_C}P_C = 0$
G	$k_{P_L}P_L + k_{P_{CALD}}P_{CALD} + k_{P_{BAC}}P_{BAC} + k_{P_{BC}}P_{BC} + k_{P_C}P_C - k_{W_G}W_G = 0$
S	$k_{S_{AF}}S_{AF} - k_{W_S}W_S = 0$
JH-BH	$\sum (k_{i:j} \cdot H_{i:j})_{BE} - \sum (k_{i:j} \cdot H_{i:j})_{JE} = 0$
JS-BS	$\sum (k'_{i:j} \cdot S_{i:j})_{BS} - \sum (k'_{i:j} \cdot S_{i:j})_{JS} = 0$
JW-BW	$k_{W_G}W_G + k_{W_S}W_S - k_{W_{T1}}W_{T1} - k_{W_{T2}}W_{T2} - k_{W_{T3}}W_{T3} - k_{W_{T4}}W_{T4} - k_{W_{T5}}W_{T5} = 0$
JV-BV	$k_V V + k_{26:0}^{\prime 2} S_{26:0}^2 + k_{26:0}^{\prime 20} S_{26:0}^{20} - k_{26:0}^2 H_{26:0}^2 - k_{26:0}^{20} H_{26:0}^{20} = 0$

Tabela 4.5 – Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo H&S.

A Tabela 4.6 mostra os custos exergéticos dos fluxos produtivos segundo o Modelo H&S utilizando ambos os critérios de atribuição de custos.

		CUSTO EXERGÉTICO								
FLUXO (Figura 4.6)	VALOR	Unitári	o [kW/kW]	Total	[kW]					
(Pigura 4.0)	[kW]	H&S-SP	H&S-MP	H&S-SP	H&S-MP					
$H_{1:3}$	14.507,91	2,63	2,63	38.133,32	38.114,65					
$H_{1:22}$	180.528,11	2,58	2,58	465.439,62	465.537,29					
$H_{2:25}$	3.320,46	2,63	2,63	8.727,67	8.723,39					
$H_{3:5}$	24.481,11	2,63	2,63	64.347,38	64.315,86					
$H_{4:19}$	7.009,33	2,63	2,63	18.423,66	18.414,64					
$H_{5:7}$	6.338,73	2,63	2,63	16.661,03	16.652,87					
$H_{6:18}$	5.490,71	2,63	2,63	14.432,05	14.424,98					
$H_{7:9}$	5.283,89	2,63	2,63	13.888,43	13.881,63					
$H_{8:15}$	14.651,97	2,63	2,63	38.511,98	38.493,12					
$H_{9:10}$	15.798,15	2,63	2,63	41.524,64	41.504,30					
$H_{10:11}$	102.298,17	2,63	2,63	268.885,61	268.753,94					
$H_{12:11}$	78,36	3,79	3,78	296,62	296,54					
$H_{13:12}$	14.815,48	2,90	2,86	42.916,97	42.438,40					
$H_{15:11}$	2.695,23	2,63	2,63	7.084,28	7.080,81					
$H_{16:13}$	5.496,23	2,72	2,76	14.941,15	15.180,30					
$H_{18:15}$	164,06	2,63	2,63	431,21	431,00					
$H_{19:16'}$	8.079,01	2,71	2,75	21.870,00	22.246,84					
$H_{20:19}$	24,36	4,03	4,03	98,09	98,15					
$H_{21:19}$	1.072,47	4,03	4,03	4.318,23	4.321,21					
$H_{22:21}$	10.773,36	2,90	2,86	31.293,89	30.771,33					
$H_{24:19}$	1.064,61	2,63	2,63	2.798,28	2.796,91					
$H^{2}_{26:0}$	8.968,71	2,63	2,63	23.573,81	23.562,26					
$H^{20}_{\ \ 26:0}$	1.785,21	3,65	3,49	6.518,89	6.231,69					
$H^{2}_{27:24}$	8.998,88	2,63	2,63	23.653,11	23.641,53					
$H^{20}_{\ \ 27:24}$	1.791,21	3,65	3,49	6.540,82	6.252,65					
W_{TI}	14.507,91	2,82	2,82	40.867,92	40.850,28					
W_{T2}	24.481,11	2,91	2,91	71.350,19	71.321,31					
W_{T3}	6.338,73	2,99	2,99	18.961,51	18.954,21					
W_{T4}	5.283,89	3,03	3,02	15.985,28	15.979,27					
W_{T5}	15.798,15	3,27	3,27	51.681,97	51.665,45					
W_G	36.233,22	2,99	2,99	108.490,99	108.449,34					
W_S	30.176,56	2,99	2,99	90.355,88	90.321,19					
P_{BC}	78,12	3,08	3,08	240,83	240,73					
P_{BAC}	1.176,50	3,08	3,08	3.626,87	3.625,47					

 Tabela 4.6 – Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo H&S (continua).

			CUSTO E	CUSTO EXERGÉTICO					
FLUXO	VALOR	Unitário	[kW/kW]	Total [kW]					
(Figura 4.0)	[kW]	H&S-SP	H&S-MP	H&S-SP	H&S-MP				
P _C	319,3	3,08	3,08	984,33	983,95				
P_{CALD}	600,9	3,08	3,08	1.852,43	1.851,72				
$S_{3:1'}$	967,33	2,83	2,83	2.734,60	2.735,63				
$S_{1:22}$	92.583,30	2,83	2,83	261.727,97	261.826,35				
$S_{2:25}$	812,74	2,82	3,49	2.293,64	2.837,05				
$S_{5:3'}$	2.477,17	2,83	2,83	7.002,82	7.005,45				
$S_{4:19}$	4.840,60	2,82	2,75	13.660,72	13.329,35				
$S_{7:5'}$	813,77	2,83	2,83	2.300,48	2.301,34				
S _{6:18}	4.018,27	2,82	2,76	11.340,02	11.098,26				
$S_{9:7'}$	741,74	2,83	2,83	2.096,85	2.097,64				
$S_{8:15}$	11.111,42	2,82	2,86	31.357,69	31.828,25				
$S_{10:9'}$	3.593,04	2,83	2,83	10.157,33	10.161,15				
S _{10:11}	95.617,90	2,82	2,82	269.844,67	269.712,63				
$S_{12:11}$	19,74	2,83	2,83	55,79	55,81				
S _{13:12}	12.551,59	2,83	2,83	35.482,66	35.496,00				
$S_{15:11}$	2.519,23	2,82	2,82	7.109,55	7.106,07				
$S_{16:13}$	4.191,49	2,83	2,83	11.849,13	11.853,58				
$S_{18:15}$	53,58	2,82	2,86	151,20	153,47				
$S_{19:16}$,	5.786,58	2,83	2,83	16.358,36	16.364,51				
S _{20:19}	6,2	2,82	3,49	17,50	21,65				
$S_{21:19}$	273,07	2,83	2,83	771,94	772,23				
S _{22:21}	7.128,19	2,83	2,83	20.151,01	20.158,59				
S _{24:19}	726,26	2,82	2,75	2.049,59	1.999,87				
$S^{2}_{26:0}$	6.021,51	2,82	2,77	16.993,39	16.682,71				
$S^{20}_{\ \ 26:0}$	1.198,57	2,82	2,77	3.382,51	3.320,67				
S ² _{27:24}	5.629,99	2,82	2,86	15.888,48	16.080,62				
$S^{20}_{\ \ 27:24}$	1.120,64	2,82	2,86	3.162,58	3.200,83				
P_L	33.018,00	3,08	3,08	101.786,55	101.747,46				
V	3.533,84	2,75	2,77	9.716,79	9.790,57				
S_{AF}	28.028,95	3,22	3,22	90.355,88	90.321,19				

Tabela 4.6 – Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo H&S

(conclusão).

Pela Tabela 4.6 observa-se que todos os custos exergéticos unitário dos fluxos produtivos do Modelo H&S, idependente do critério utilizado (SP ou MP), possuem valores maiores que a unidade.

4.4 ANÁLISE COMPARATIVA DOS MODELOS

O principal objetivo da alocação de custos em sistemas energéticos é repartir os custos totais da planta para os produtos finais seguindo um critério racional, seja ele termodinâmico ou puramente econômico. A Tabela 4.7 mostra os custos exergéticos unitários dos produtos finais da central de cogeração para cada modelo termoeconômico aplicado.

	CUSTO I	//kW]	
MODELO	Potência Elétrica	Vapor de Processo	Sopro
	(k_{PL})	(k_V)	(k_{SAF})
Е	3,079	2,823	3,219
E&S - SP	3,085	2,718	3,226
E&S - MP	3,183	0,989	3,328
H&S – SP	3,083	2,750	3,224
H&S – MP	3,082	2,771	3,222

 Tabela 4.7 – Custo exergético unitário dos produtos finais da central de cogeração.

O custo exergético unitário do sopro é 4,54% maior que o da potência elétrica em todos os modelos pois as irreversibilidades presentes no soprador são maiores que as do gerador. Além do mais, observa-se que há uma relação direta entre o custo da energia elétrica e o custo do sopro já que ambos têm o mesmo insumo (energia mecânica). Em se tratando de cogeração, os custos obtidos a partir da energia mecânica (k_{PL} e k_{SAF}) e da energia térmica (k_V) variam inversamente.

A comparação dos custos exergéticos unitários dos produtos finais da central, considerando os três modelos termoeconômicos (E, E&S, H&S) e suas variações (SP e MP) também pode ser feita em forma de gráfico, conforme Figura 4.7. Os eixos das abscissas e ordenadas são representados pelo custo unitário do vapor de processo e da potência elétrica, respectivamente. O modelo que apresenta o maior custo exergético unitário da eletricidade e, consequentemente, o menor custo exergético unitário para o vapor de processo é o Modelo E&S-MP.



Figura 4.7 – Custo exergético unitário dos produtos finais da central de cogeração.

Como já foi apontado por Santos (2009), a falha do modelo E&S está em considerar, de forma implícita, o fluxo de neguentropia duas vezes nas estruturas produtivas das unidades e se torna mais visível com o critério MP. Quando a neguentropia é utilizada como fluxo fictício os equipamentos que aumentam a entropia do fluido (consomem neguentropia) são penalizados por consumirem o mesmo fluxo duas vezes, sobrecarregando seus custos. É o que ocorre com os equipamentos do sistema de expansão do ciclo (T1, T2, T3, T4, T5). Por outro lado, os equipamentos que diminuem entropia do fluido (produzem neguentropia), neste caso o processo da usina que consome vapor, são favorecidos duas vezes com conseqüente diminuição do custo de seu produto, o vapor de processo.

As Equações (4.15), (4.16), (4.17) e (4.18) mostram as eficiências exergéticas do quinto estágio da turbina e do condensador para os Modelos E&S e H&S. Pela Equação (4.15) a eficiência da turbina T5 é dada pela relação produto-insumo onde o produto é a potência mecânica (W_{T5}) e o insumo é a soma dos fluxos de exergia e neguentropia ($E_{9:10}$ e $S_{10:9t}$). Desmembrando a exergia em suas parcelas entálpica e neguentrópica, consegue-se observar que o fluxo neguentrópico está sendo contabilizado duas vezes na estrutura produtiva, retornando uma eficiência para a turbina T5 de 68,73% para o Modelo E&S contra 81,47% do Modelo H&S, Equação (4.17), que é a mesma eficiência para o Modelo E.

$$\varepsilon_{T5}^{E\&S} = 100 \cdot \frac{W_{T5}}{E_{9:10} + S_{10:9'}} = 100 \cdot \frac{W_{T5}}{(H_{9:10} - S_{9:10}) + S_{10:9'}} = 100 \cdot \frac{W_{T5}}{(H_{9:10} + S_{10:9'}) + S_{10:9'}}$$
(4.15)

$$\varepsilon_{c}^{E\&S} = 100 \cdot \frac{S_{10:11} + S_{15:11}}{P_{c} + E_{10:11} + E_{15:11}} = 100 \cdot \frac{S_{10:11} + S_{15:11}}{P_{c} + (H_{10:11} - S_{10:11}) + (H_{15:11} - S_{15:11})}$$
(4.16)

$$\varepsilon_{T5}^{H\&S} = 100 \cdot \frac{W_{T5}}{H_{9:10} + S_{10:9'}} = \frac{W_{T5}}{H_{9:10} - S_{9:10}} = \frac{W_{T5}}{E_{9:10}} = \varepsilon_{T5}^{E}$$
(4.17)

$$\varepsilon_c^{H\&S} = 100 \cdot \frac{S_{10:11} + S_{15:11}}{P_c + H_{10:11} + H_{15:11}} \tag{4.18}$$

Já o condensador tem sua eficiência do Modelo E&S dada pela Equação (4.16) com o produto definido pelos fluxos ($S_{10:11}$) e ($S_{15:11}$) e insumo sendo a soma da potência do condensador (P_C) com os fluxos de exergia ($E_{10:11}$) e ($E_{15:11}$). Isso acarreta em um produto muito maior que o insumo, gerando uma absurda eficiência de 1367,66%. Apesar de resolver o problema da função produtiva do condensador, este modelo fere a segunda lei da termodinâmica que diz que a eficiência de um equipamento não pode ser maior que 100%, conseguido somente em processos reversíveis (MORAN e SHAPIRO, 2002). Já para o Modelo H&S, a eficiência do condensador é coerente com a termodinâmica pois resulta no valor de 93,19%, menor que 100%. A Tabela 4.8 mostra as irreversibilidades e as eficiências dos equipamentos existentes no ciclo além das ineficiências parciais e destruição da exergia por equipamento.

No Modelo E&S, as eficiências exergéticas dos trocadores de calor contabilizam uma parcela neguentrópica tanto em seus produtos como em seus insumos, pois esses equipamentos reduzem a entropia do fluido pelo lado do vapor e aumentam a mesma pelo lado da água. Nesse sentido, somente o dessuperaquecedor (DES) tem sua eficiência reduzida enquanto todos os demais (D, AQBP, AQIP e AQAP), aumentada pelo Modelo E&S. Se comparado ao Modelo E, este fato provoca o aumento do custo da potência elétrica e consequentemente a diminuição do custo do vapor de processo. A sensibilidade dessas variações depende do critério utilizado para formular as equações auxiliares (SP ou MP).

EQUIPAMENTO	IRREVERSIBILLIDADES [kW]		% DE IRREVERSIBILIDADE [%]		EFICIÊNCIA EXERGÉTICA [%]			INEFICIÊNCIA PARCIAL [%]				
	E	E&S	H&S	Е	E&S	H&S	Е	E&S	H&S	Е	E&S	H&S
CALD	114515,32	207098,62	114515,32	83,42	143,54	83,42	43,44	29,81	61,19	56,73	1,03	56,73
BAC	358,94	638,21	358,94	0,26	0,44	0,26	69,49	56,16	75,34	0,18	0,00	0,18
BC	19,50	39,23	19,50	0,01	0,03	0,01	75,04	59,91	80,07	0,01	0,00	0,01
D	214,65	434,38	214,65	0,16	0,30	0,16	91,44	94,76	98,45	0,11	0,00	0,11
AQBP	1387,15	2773,74	1387,15	1,01	1,92	1,01	62,01	82,88	94,93	0,69	0,01	0,69
AQIP	167,70	340,92	167,70	0,12	0,24	0,12	88,61	93,98	98,27	0,08	0,00	0,08
AQAP	394,30	771,86	394,30	0,29	0,53	0,29	90,24	93,09	97,80	0,20	0,00	0,20
DES	1268,67	2768,95	1268,67	0,92	1,92	0,92	49,77	42,85	77,60	0,63	0,01	0,63
T1	2.477,17	1.934,67	2.477,17	0,70	1,34	0,70	93,75	88,23	93,75	0,48	0,01	0,48
T2	813,77	4.954,33	813,77	1,80	3,43	1,80	90,81	83,17	90,81	1,23	0,02	1,23
Т3	741,74	1.627,54	741,74	0,59	1,13	0,59	88,62	79,57	88,62	0,40	0,01	0,40
T4	3.593,04	1.483,47	3.593,04	0,54	1,03	0,54	87,69	78,08	87,69	0,37	0,01	0,37
T5	7.175,57	7.186,08	7.175,57	2,62	4,98	2,62	81,47	68,73	81,47	1,78	0,04	1,78
С	1.040,40	- 90.961,56	1.040,40	5,23	-63,05	5,23	-	1367,66	93,19	3,55	-0,45	3,55
G	2.147,61	1.040,40	2.147,61	0,76	0,72	0,76	97,13	97,13	97,13	0,52	0,01	0,52
S	2.477,17	2.147,61	2.477,17	1,56	1,49	1,56	92,88	92,88	92,88	1,06	0,01	1,06

Tabela 4.8 – Irreversibilidades, eficiências exergéticas, destruição de exergia e ineficiências parciais dos equipamentos da central de cogeração siderúrgica..

Em processos reais (irreversíveis) o custo exergético unitários dos fluxos internos deve ser maior que a unidade. O fato de se ter na estrutura produtiva do Modelo E&S unidades (condensador) com insumo maior que produto justifica a obtenção de custos exergéticos unitários de fluxos internos menores que a unidade. Entretanto, esses tipos de custo são inadmissíveis do ponto de vista da termodinâmica. Para os Modelos E e H&S, os custos unitários obtidos foram todos maiores que a unidade, sendo dessa forma, aceitáveis do ponto de vista da termodinâmica.

Além disso, quando utiliza o critério multiproduto (E&S-MP) para formular as equações auxiliares do balanço de custos da central a vapor, o Modelo E&S contradiz a já conhecida vantagem econômica da cogeração sobre a produção separada de energia elétrica e vapor de processo. Santos (2009) afirma que os custos do calor e da energia elétrica obtidos pelas metodologias termoeconômicas pertencem à reta solução de alocação de custos na cogeração limitadas pelos custos máximos unitários desses produtos obtidos com a produção separada de ambos.

A reta solução específica para esse estudo de caso foi obtida através de simulações no *Thermoflex*® da produção separada de vapor de processo e potência. Para o cálculo do custo exergético unitário máximo da energia elétrica ($k_{PLmáx}$), considerou-se a mesma planta de cogeração do presente estudo sem a extração de vapor para o processo, ou seja, todo o vapor que seria entregue ao processo segue para a linha de expansão nas turbinas. Para a produção de vapor, foi simulado um sistema com a caldeira da central de cogeração produzindo vapor nas mesmas condições de entrega do vapor de processo. O custo exergético máximo do vapor ($k_{Vmáx}$) é obtido então pela Equação (4.19).

$$k_{Vm\acute{a}x} = \frac{E_C + k_{PLm\acute{a}x}(P_{CALD} + P_{BAC})}{E_{vapor}}$$
(4.19)

Nesta equação, o custo exergético unitário máximo da energia elétrica $(k_{PLmáx})$ é o mesmo custo obtido pela produção separada de potência. Com isso, obteve-se um $k_{PLmáx}$ de 3,084 e $k_{Vmáx}$ de 3,369, como pode ser visualizado na Figura 4.8.



Figura 4.8 – Custos exergéticos unitários máximos do vapor de processo e energia elétrica.

Comparando-se a Figura 4.7 com a Figura 4.8 percebe-se que o custos unitários obtidos com o Modelo E&S para os critérios MP e SP (k_{PL} =3,183 e 3,085, respectivamente) ultrapassam o limite estabelecido pela reta solução geral ($k_{PLmáx}$ =3,084), contradizendo a vantagem da cogeração. Todos os demais pares de custos obtidos com os outros modelos pertencem à reta solução viável para alocação de custos na cogeração.

Vale ressaltar que quando o Modelo E&S utiliza o critério subproduto (E&S-SP) muitos fluxos internos continuam com custo unitário menor que a unidade, já que este fato é uma característica do modelo e não do critério. Os custos unitários dos produtos finais obtidos, apesar de fora da reta solução, estão próximos dos limites estabelecidos pela produção separada de calor e potência. Isso ocorre porque o critério subproduto impõe aos fluxos de neguentropia produzidos o mesmo custo exergético unitário do produto do condensador (0,19 kW), o que suaviza as variações dos custos de potência elétrica e vapor de processo. Nos resultados de Santos (2009) o Modelo E&S-SP apresentou valores aceitáveis considerando os limites estabelecidos pela produção separada de calor e potência.

A Figura 4.9 mostra os custos exergéticos unitários da potência elétrica e do vapor bem como os limites máximos para estes valores. Independente do critério utilizado para a formulação das equações auxiliares, o Modelo H&S obteve resultados coerentes tanto por parte da termodinâmica como da termoeconomia. O mesmo, no entanto, não pode ser

afirmado para o Modelo E&S que mostrou resultados fora dos limites esperados, independente do critério utilizado.



Figura 4.9 – Solução viável dos custos exergéticos unitários da potência elétrica e do vapor de processo.

A análise exergética do ciclo (Figura 3.1) apresentada neste trabalho introduz os indicadores de desempenho apresentados (Item 3.3) como uma oportunidade de avaliação de performance real do ponto de vista da termodinâmica. Os custos da eletricidade dos modelos termoeconômicos (com exceção do Modelo E&S-MP) ficaram próximos ao custo da potência elétrica produzida pela planta de potência de referência ($k_{PLmáx}$) pois a planta produz majoritariamente energia elétrica e sopro (energia mecânica) em detrimento do vapor de processo (energia térmica).

Do total de recursos exergéticos que entraram no ciclo (201.859,22 kW), 31,99% (eficiência exergética) foram convertidos em produtos finais (sopro, vapor de processo e energia elétrica) o que indica uma destruição total de exergia de 137.278,43 kW. Já a eficiência energética do ciclo, pela Equação (3.14) retorna um valor de 36,72%. A Figura 4.10 mostra a porcentagem de destruição de exergia do ciclo em cada sistema considerado segundo o Modelo E e o Modelo H&S. Do total de irreversibilidades do ciclo, a caldeira responde por 83,42% da destruição de exergia. O restante (16,58%) está concentrado no sistema de

expansão (6,26%), condensador (5,23%), sistema de eixo (2,32%), sistema regenerativo (1,58%), dessuperaquecedor e bombas (1,20%).

Como foi verificado na Tabela 4.8, a análise de destruição de exergia nos subsistemas da central apresentaram os mesmos resultados para o Modelo E e H&S pois se trata de uma análise de exergia total e desagregada, respectivamente. O modelo E&S, que trata a neguentropia como fluxo fictício apresentou resultados incoerentes do ponto de vista termodinâmico. A caldeira apresentou uma destruição de exergia de mais de 140% enquanto o condensador apresentou irreversibilidade negativa (-90.961,56 kW), o que é impossível.



Figura 4.10 – Porcentagem de destruição de exergia nos equipamentos da central de cogeração siderúrgica segundo Modelos E e H&S.

CAPÍTULO 5

CONSIDERAÇÕES FINAIS

Em se tratando de aspectos energéticos, a cogeração vem ganhando relativa importância no cenário mundial e brasileiro. Suas vantagens e benefícios creditam aos seus empregadores ganhos diretos em termos econômicos e ambientais. As siderúrgicas, por sua vez, aproveitam de seus próprios processos internos, gases residuais combustíveis para geração de diferentes formas de energia que serão consumidas de acordo com a demanda da usina, sendo uma delas (o sopro) extremamente importante á fabricação direta do aço. Com isso, além de se enquadrarem no conceito de cogeração, essas usinas se mostram uma boa oportunidade para estudo e aplicação de análises termoeconômicas.

Nesse contexto, apesar de sua recente história, a termoeconomia provou ser uma ferramenta valiosa tanto para analises de perdas em processos de conversão de energia como para a determinação dos custos finais de uma planta, mostrando-se flexível quanto aos diferentes tipos de casos que podem ser estudados. Nesse trabalho, a alocação de custos foi aplicada a uma central de cogeração de uma usina siderúrgica com o objetivo de avaliar o custo exergético dos produtos finais da planta. Foram utilizados três modelos (Modelo E, Modelo E&S e Modelo H&S) e seus variantes (critérios SP e MP) além de análises

termodinâmicas com o auxílio do *software Thermoflex*®. Os resultados obtidos foram comparados entre si e estão sumarizados abaixo:

- O Modelo E&S com ambos os critérios apresentou custos exergéticos unitários fora dos limites da reta solução geral, diferente dos demais modelos. Seus fluxos internos se mantiveram menores que a unidade, o que é impossível pelas leis da termodinâmica. O Modelo E&S com o critério MP se mostrou o mais divergente dos modelos enquanto que o Modelo E&S com o critério SP suaviza os resultados mas não os tornam coerentes com a cogeração. A violação das leis da termodinâmica se deve ao modelo utilizado e não aos critérios.
- O Modelo H&S apresentou valores coerentes tanto com a vantagem da cogeração como com as leis da termodinâmica. Apesar de este modelo ser adepto ao critério MP, a utilização de ambos os critérios mostrou que os custos finais variam ligeiramente um do outro, sendo que o critério MP apresenta resultados mais próximos do Modelo E.
- O Modelo E apresentou resultados também coerentes com as referências, mas confirmou uma questão que já era esperada: não é possível definir um produto para o condensador utilizando apenas exergia total. Na estrutura produtiva este equipamento deve ser alocado juntamente com outro equipamento, o que impossibilita análises em separado da formação de seus custos internos e aplicações de otimização local e diagnóstico.

Apesar de ter alcançado os objetivos propostos no Capítulo 1, esta dissertação identificou oportunidades de se realizar diversos outros estudos de termoeconomia aplicada a indústrias siderúrgicas, abrangendo não só a central de cogeração como também aspectos gerais da usina.

No que tange a complementação deste trabalho, sugere-se a análise termoeconomica da central de cogeração com a caldeira desagregada em subsistemas. Isso permitiria analisar o processo de formação de custos dentro deste equipamento bem como investigar os subsistemas (fornalha, superaquecedores, economizador, banco de tubos e pré-aquecedores de ar) que mais contribuem para a destruição de exergia dentro deste equipamento. Além disso,

indentifica-se a oportunidade de aplicar análises dos custos monetários envolvidos na fabricação dos produtos finais da planta, através de um levantamento dos custos totais tanto dos equipamentos como dos combustíveis. O levantamento de custos dos combustíveis deve ser realizado através de uma análise termoconômica de alocação de custos na coqueria e no alto forno (setores onde os gases são formados), identificando todos os custos necessários a formação dos gases, desde insumos externos até custos de equipamentos.

Como sugestão para trabalhos futuros, recomenda-se a aplicação de um estudo termoeconômico de diagnóstico e otimização nas centrais de cogeração das indústrias siderúrgicas. O diagnóstico, neste aspecto, é capaz de identificar malfunções nos equipamentos constituintes da central além de predizer ganhos efetivos que seriam obtidos através da correção dessas malfunções. A otimização busca determinar um ponto de operação da planta que reflita na minimização dos custos dos produtos finais. Além disso, a alocação de custos poderia ser aplicada em toda usina com o objetivo de distribuir todos os insumos consumidos internamente nos processos para todos os produtos finais da usina, o que inclui o aço.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ARENA, A. P.; BORCHIELLINI, R. Application of Different Productive Structures for Thermoeconomic Diagnosis of a Combined Cycle Power Plant. Int. J. Therm. Sci. (1999) 38, 601-612, 1999.

AGUDELO, A.; VALERO, A.; TORRES, C. Allocation of Waste Cost in Thermoeconomic Analyses. **Energy**, n. 45, p. 634-643, 2012.

ALCONCHEL, J. A. Modelizacion exergética de ciclo de vapor en plantas termoelectricas. Tesis Doctoral: Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales, Universidad de Zaragoza, Zaragoza, 1988.

BALESTIERI, J. A. P. **Cogeração:** Geração Combinada de Eletricidade e Calor. Florianópolis: UFSC, 2002.

BARJA, G. J. A. **A cogeração e sua inserção ao sistema elétrico**. Dissertação de Mestrado: Departamento de Engeharia Mecanica, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 2006.

BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. **Thermal Design & Optmization**. New York, NY: John Wiley & Sons, 1996.

BILGEN, E. Exergetic and engeneering analyses of a gas turbine based cogeneration systems. **Energy**, n. 25, p. 1215-1229, 2000.

BOHORQUEZ, W. O. I. Análise termoenergética, econômica e ambiental da repotenciação e conversão de UTEs com ciclo rankine para ciclo combinado. Dissertação de Mestrado: Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, MG, 2007.

BONELAR, A. L. D. S.; BELISARIO, I. C. Estudo sobre rendimento das caldeiras da ArcelorMittal Tubarão após enriquecimento de O2. Monografia: Centro Tecnológico, Universidade federal do Espírito Santo, Vitória, ES, 2010.

CERQUEIRA, S. A. A. D. G. Metodologias de análise termoeconômica de sistemas. Tese de Doutorado: Faculdade de Engenharia Mecanica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 1999.

DONATELLI, J. L. M. Análise termodinâmica aplicada a central termelétrica da CIA Siderúrgica de Tubarão - CST. Dissertação de Mestrado: Escola Federal de Engenharia de Itajubá, Itajubá, MG, 1993.

FRANGOPOULOS, C. A. **Thermoeconomic functional analysis:** A method for optimal design or improvement of complex thermal systems. Tese de Doutorado: Georgia, Institute of Technology, Atlanta, Ga, 1983.

FRANGOPOULOS, C. A. Thermo-economic functional analysis and optimization. **Energy**, v. 12, n. 7, p. 563-571, 1987.

GONÇALVES, L. P.; ARRIETA, F. R. P. An exergy cost analyses of a cogeneration plant. **Thermal Engineering**, v. 9, p. 28-34, 2009.

GUARINELO JÚNIOR, F. F. Avaliação termoeconomica de um sistema de cogeração proposto para um pólo industrial. Dissertação de Mestrado: Faculdade de Engenharia Mecânica, Campinas, SP, 1997.

INSTITUTO Aço Brasil. www.acobrasil.org.br, 2012. Acesso em: 25 outubro 2012.

KOTAS, T. J. **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis**. London: Edit. Butterworths, 1985. 295 p.

KRAUSE, A.; TSATSARONIS, G. Thermoeconomic and exergoeconomic evaluation of the humid-air turbine cycle. **TIES 97 - Thermodinamic analysis and improvement of energy systems**, Beijing, China, 1997.

LAZZARETTO, A.; TSATSARONIS, G. SPECO: Systematic and general methodology for calculating efficiencies and costs in thermal systems. **Energy**, n. 31, p. 1257-1289, 2006.

LORA, E. E. S.; HADDAD, J. Geração Distribuída: Aspectos Tecnológicos, Ambientais e Institucionais. Rio de Janeiro: Interciência, 2006.

LOZANO, M. A. Metodologia para el analisis exergetico de calderas de vapor en centrales termicas. Tesis Doctoral: Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales de la Universidad de Zaragoza, Zaragoza, 1987.

LOZANO, M. A.; VALERO, A. Theory of exergetic cost. **Energy**, v. 18, n. 9, p. 939-960, 1993.

MARTÍNEZ, J. A. **Análisis exergético de nuevos ciclos de potência**. Tesis Doctoral: Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales de Madrid, Madrid, 2004.

MERT, M. S. et al. Exergoeconomic analysis of a cogeneration plant in an iron and steel factory. **Energy**, n. 46, p. 78-84, 2012.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. Balanço Energético Nacional 2011: ano base 2010. Brasília, DF. 2011.

MODESTO, M.; NEBRA, S. A. Analysis of a repowering proposal to the power generation system of a steel mill plant through the exergetic cost method. **Energy**, n. 31, p. 3261-3277, 2006.

MODESTO, M.; NEBRA, S. A. Exergoeconomic analysis of the power generation system using blast furnace and coken oven gas in a brazilian steel mill. **Applied Thermal Engineering**, n. 29, p. 2127-2136, 2009.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N. **Princípios de Termodinâmica para Engenharia**. 4^a. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2002.

POUSA, A. C. Análise termo-exergoecoômica e financeira de um sistema de cogeração, eletricidade e água gelada, aplicado a um centro comercial. Dissertação de Mestrado: Pontífica Universidade Católica de Minas Gerais, Belo Horizonte, MG, 2009.

PROCEL. Eficiência Energética na Indústria: O que foi feito no Brasil, oportunidades de redução de custos e experiência profissional. Brasília. 2009.

SANTOS, J. J. C. S. Avaliação Exergoeconômica das Tecnologias para a Produção Combinada de Eletricidade e Água Dessalinizada. Dissertação de Mestrado: Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, MG, 2005.

SANTOS, J. J. C. S. Aplicação da Neguentropia na Modelagem Termoeconêmica de Sistemas, Itajubá, 2009.

SANTOS, J. J. C. S. et al. On the neguentropy application in thermoeconomics: a fictitious or an exergy component flow. **ECOS 2008**, Cracow, Poland, v. 1, p. 253-260, 2008a.

SANTOS, J. J. C. S. et al. On the productive structure for the residues cost allocation in a gas turbine cogeneration plant. **ECOS 2008**, Cracow, Poland, v. 2, p. 641-648, 2008b.

SANTOS, J. J. C. S.; DO NASCIMENTO, M. A. R.; LORA, E. E. S. On the thermoeconomic modeling for cost allocation in a dual-purpose power and desalination plant. **ECOS 2006**, Crete, Greece, v. 1, p. 441-448, 2006.

SERRA, L. **Optimización exergoeconômica de sistemas térmicos**. Tesis Doctoral: Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza, Zaragoza, 1994.

SILVA, M. M. Repotenciamento em sistemas de geração de potência na indúdtria siderúrgica utilizando análise termoeconômica. Tese de Doutorado: Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 2004.

SOTOMONTE, C. A. R. Análise exergética, termoeconomica e ambiental de uma usina termoelétrica supercrítica a carvão mineral. Dissertação de Mestrado: Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, MG, 2009.

SZARGUT, J.; MORRIS, D. R.; STEWARD, F. R. Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Process. New York: Hemisphere Publishing Co, 1988. 330 p.

TAKAKI, A. T. Análise do aproveitamento do gás natural em plantas de cogeração e trigeração de energia em indústrias frigoríficas. Dissertação de Metrado: Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira da Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho", Ilha Solteira, SP, 2006.

TSATSARONIS, G. Thermoeconomic Analysis and Optimization of Energy System. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 115, n. 1, p. 227-257, 1993.

TSATSARONIS, G. et al. Exergetic compariosn of 2 KRW-based IGCC power-plants. Journal of Engeneering for Gas Turbines and Power, v. 116, n. 2, p. 291-299, 1994.

TSATSARONIS, G.; PISA, J. Exergoeconomic evaluation and optimization of energy system - application on the CGAM problem. **Energy**, v. 19, n. 3, p. 287-321, 1994.

UCHE, J. Análisis termoconómica y simulación de una planta combinada de producción de agua y energía. Tesis Doctoral: Deapartamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza, Zaragoza, 2000.

VON SPAKOVSKY, M. R. Application of engineering functional analysis to the analysis and optimization of the CGAM problem. **Energy**, v. 19, n. 3, p. 343-364, 1994.

YAO, H. et al. Exergoeconomic analysis of a combined cycle system utilizing associated gases from steel production process based on structural theory of thermoeconomics. **Applied Thermal Engineering**, n. 51, p. 476-489, 2013.

APÊNDICES

APÊNDICE A – SIMULAÇÕES NO THERMOFLEX

Para se realizar uma simulação no *Thermoflex*® algumas etapas devem ser seguidas. A Figura A.1 abaixo mostra o procedimento necessário à simulação.



Figura A.1 – Etapas básicas para se construir um modelo de simulação no thermoflex®.

Etapa 1: Montagem do sistema. Os equipamentos do sistema são escolhidos na biblioteca, alocados no supervisório do *software*, e conectados por linhas que representam os fluxos disponíveis para trabalho.

Transição 1-2: Checagem do sistema. Confere se todos os equipamentos estão conectados.

Etapa 2: Editar dados de entrada. Os dados de entrada dos componentes são inseridos no sistema através de um duplo clique no equipamento que se deseja editar. Cada equipamento

possui sua própria caracterização quanto ao tipo e quantidade de entradas necessárias à simulação.

Transição 2-3: Checagem das entradas. Confere se não há nenhuma incoerência nos dados inseridos dos equipamentos. Se não houver nenhum tipo de inconsistência, o programa inicia as iterações. Do contrário, uma tela de avisos aponta as inconsistências e sugere correções.

Etapa 3: Cálculo do sistema: O *Thermoflex*® inicia a simulação através do cálculo da modelagem do sistema. Uma tela é exibida no supervisório apresentando o progresso das iterações até que a convergência seja atingida.

Transição 3-4: Mensagens de aviso e erros: Esta transição alerta o usuário para possíveis erros de cálculo da modelagem e/ou avisos quando existir alem de apontar ações de correção.

Etapa 4:Resultados. Nesta última etapa os resultados são exibidos na forma de texto em tabelas e gráficos dos equipamentos além de balanços de massa e energia e demais resultados obtidos com a modelagem.

Na sequencia, são apresentadas as simulações que foram realizadas no trabalho no ambiente do *thermoflex*[®].



Figura A.2 – *Simulação no Thermoflex*® *da central de cogeração siderúrgica.*



Figura A.3 – Simulação no thermoflex® da central termelétrica para determinação do custo exergético máximo da energia elétrica.



Figura A.4 – Simulação no Thermoflex® do gerador de vapor para determinação do custo exergético máximo do vapor de processo.