

# MODELAGEM TERMoeCONÔMICA DE CENTRAL DE COGERAÇÃO: ESTUDO DE CASO<sup>1</sup>

Angela Menin Teixeira de Souza<sup>2</sup>  
Leonardo Ayres Cordeiro<sup>3</sup>  
Lis Nunes Soares<sup>4</sup>

## Resumo

É apresentada a modelagem termoeconômica de uma central de geração termelétrica a gás natural, de 40 MW, desenvolvida com o objetivo de determinar os custos da geração elétrica e do vapor de processo, considerando o custo das destruições exergéticas que ocorrem ao longo do ciclo. Os valores encontrados são comparados aos custos obtidos por meio da análise convencional de custos. Para isto são calculados os custos de capital, considerando que a central opera em regime permanente, bem como os fluxos exergéticos nas diversas etapas da planta. Os custos termoeconômicos encontrados são comparados aos custos econômicos convencionais, observando-se que os primeiros são superiores aos últimos em 6,4%. Esta diferença decorre da precificação da destruição de recursos naturais e seus correspondentes potenciais de geração de trabalho. Representa, assim, as perdas financeiras que ocorrem ao longo do ciclo, quantificadas por ponto de ocorrência, devidas à presença de irreversibilidades nos processos. A redução ou eliminação dessas perdas, além de propiciar um melhor aproveitamento do potencial da planta, irá levar à redução de uso de recursos naturais e de emissões de gases de efeito estufa, contribuindo com as diretrizes internacionais de sustentabilidade.

**Palavras-chave:** Balanço termoeconômico; Exergia; irreversibilidade.

## THERMOECONOMIC MODELING OF A COGENERATION PLANT: CASE STUDY

### Abstract

An electricity and heat cogeneration plant, powered by natural gas, is modeled according to the thermoeconomic theory with the goal of determining the cost of generating 40 MW of electricity and 50 MW of process steam. The cost of exergy destruction occurring throughout the cycle is considered. The values found are compared to the costs obtained by conventional economic analysis costs. Capital costs are identified, assuming the plant operates in steady state, as well as the exergy flows in all stages of the plant. The obtained thermoeconomic costs are compared to conventional economic costs and it can be noticed that thermoeconomic ones are 6.4% higher. This difference comes from the pricing of the destruction of natural resources and their corresponding potential for do work. It represents, therefore, the financial loss that occurs during the cycle, quantified by point of occurrence, due to the presence of irreversibility in the processes. The elimination of those losses, in addition to providing a better use of the potential of the plant, will lead to the reduction of natural resources usage and emissions of greenhouse gases, contributing to international guidelines for sustainability.

**Key words:** Thermoeconomics; Exergy; Irreversibility.

<sup>1</sup> *Contribuição técnica ao 34º Seminário de Balanços Energéticos Globais e Utilidades e 28º Encontro de Produtores e Consumidores de Gases Industriais, 28 a 30 de agosto de 2013, Vitória, ES.*

<sup>2</sup> *Engenheira Eletricista. Dra. Professora. Pontifícia Universidade Católica de Minas Gerais – PUCMinas. Belo Horizonte, Minas Gerais, Brasil.*

<sup>3</sup> *Economista. Doutorando em Economia. Professor. PUCMinas, Belo Horizonte, Minas Gerais, Brasil.*

<sup>4</sup> *Engenheira Mecânica. Dra. Professora. PUCMinas Engenheira da V&M Tubes. Belo Horizonte, Minas Gerais, Brasil.*

# 1 INTRODUÇÃO

Este trabalho é constituído por uma análise termoeconômica de uma central termelétrica de cogeração a gás natural, com o objetivo de determinar os custos da geração elétrica e de calor, considerando o custo das destruições exergéticas que ocorrem ao longo do ciclo. Os valores encontrados são comparados aos custos obtidos por meio da análise convencional de custos.

A metodologia utilizada na análise termoeconômica foi baseada na apresentada por Balestieri,<sup>(1)</sup> exposta a seguir.

A análise termoeconômica de uma planta incorpora à análise econômica tradicional os custos correspondentes às destruições exergéticas que ocorrem ao longo do processo. Para realizá-la, o primeiro passo é a identificação e quantificação dos custos de capital. Foram estimados os custos das centrais termelétricas de ciclo Rankine, operando com Gás Natural, com base nos custos típicos, apresentados pelo autor, a preços de 1991.

Os balanços termoeconômicos em um volume de controle são feitos a partir da equação (1), de conservação de custos termoeconômicos:

$$\sum_s \dot{B}_{s,k} + \dot{B}_{W,k} = \dot{B}_{Q,k} + \sum_e \dot{B}_{e,k} + \dot{Z}_k \quad (1)$$

Onde:

$$\dot{B}_{i,k} = \dot{B}_i * k_i \text{ (fluxo de exergia * custo unitário do fluxo)}$$

$$\dot{Z}_k = \text{fluxo de custo de capital}$$

Para possibilitar a determinação de todos os custos termoeconômicos, em geral são ainda feitas algumas considerações complementares que integram o que é chamado, na teoria do custo exergético, de critério para partição de custos:

- *Método da extração:* neste método pressupõe-se que, como o objetivo principal da turbina é gerar energia elétrica, o custo do vapor não se altere ao passar por ela.
- *Método da igualdade:* supõe-se que o custo unitário da exergia retirada no processo eletromecânico seja o mesmo do custo exergético unitário do vapor.

O balanço termoeconômico depende de prévia determinação dos valores da exergia química do combustível. Essa exergia é função, primeiramente, da composição desse combustível. A partir da análise imediata do insumo, a literatura técnica fornece equações empíricas para o cálculo da exergia, como a seguinte:<sup>(1)</sup>

$$\tilde{B}_{\text{comb}}^0 = (g_c + 2,892g_{\text{o}_2} - 1,009g_{\text{co}_2} - 1,93g_{\text{h}_2\text{o}} - 0,026g_{\text{co}}) + 1,009B_{\text{qco}_2} + 1,93B_{\text{qh}_2\text{o}} + 0,026B_{\text{qco}} - 0,9052B_{\text{qo}_2} \quad (2)$$

onde  $g_c = -122.967 \text{ kJ/kmol}$  é a função de Gibbs do combustível e os  $g_i$  são as componentes da função de Gibbs de cada elemento dos reagentes e dos produtos de combustão, tomadas nas condições de referência de temperatura e pressão.

Para as misturas gasosas presentes no processo (fluxos de ar, de combustível e de gases exaustos), serão necessários os valores da exergia química e da exergia física.

Essas exergias são calculadas, respectivamente, pelas equações (3) e (4), apresentadas por Kotas:<sup>(2)</sup>

$$\tilde{B}_g^0 = \sum_i x_i \tilde{b}_{0,i} + \tilde{R}T_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad (3)$$

$$(\tilde{B}_{\text{fis}})_g = (T - T_0) \sum_i x_i \tilde{c}_{p,i}^{\varepsilon} + \tilde{R}T_0 \ln\left(\frac{P}{P_0}\right) \quad (4)$$

Onde T e P são as condições termodinâmicas do fluxo em análise e T<sub>0</sub> e P<sub>0</sub> são as condições de referência do meio ambiente. A grandeza  $\tilde{c}_{p,i}^{\varepsilon}$  é a capacidade exérgica isobárica do fluxo nas condições termodinâmicas em que se encontra e é fornecida por Kotas.<sup>(2)</sup> Os valores dessa variável à 473,15K constam da tabela 1.

**Tabela 1.** Capacidade Exérgica Isobárica Média (kJ/lmol.K)<sup>(2)</sup>

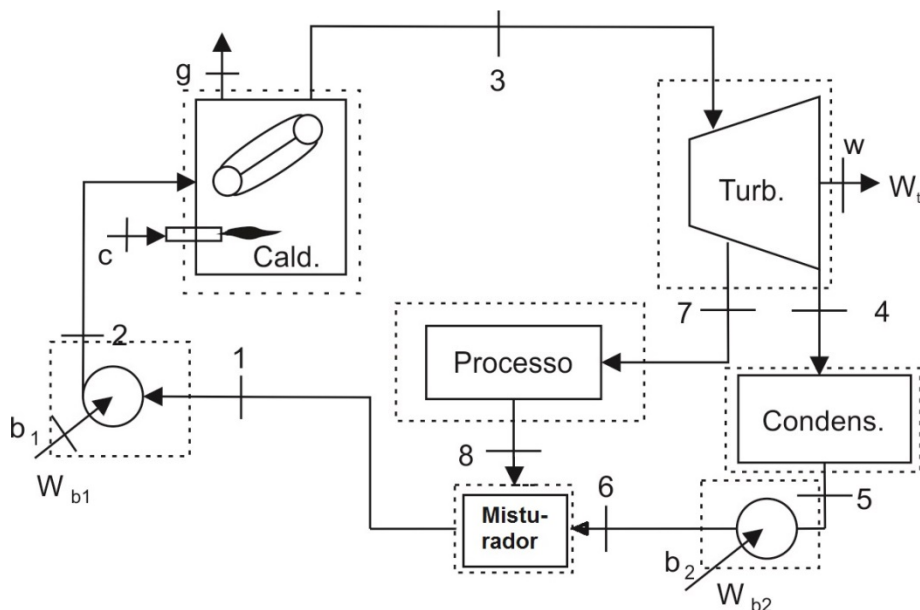
T (K)	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O
473,15	6,34	6,45	9,09	7,22

$\tilde{R}$  é a constante universal dos gases perfeitos,  $\tilde{b}_{0,i}$  é a exérgia química molar e x<sub>i</sub> é a participação volumétrica de cada componente na mistura gasosa.

## 2 MATERIAL E MÉTODOS

Foi analisada uma central de cogeração com a configuração representada na Figura 1, que é um modelo clássico.

É constituída por uma caldeira aquatubular, uma turbina com extração, uma unidade industrial que utiliza o vapor extraído da turbina como fonte térmica (vapor indireto) em seu processo produtivo, um condensador, um misturador de condensados e duas bombas, uma bombeia o fluido na saída do condensador e a outra retorna o fluido para a caldeira completando o ciclo.



**Figura 1.** Esquema da central de cogeração.

A Central opera em regime permanente, com potência térmica de 50 MW, cedida ao processo industrial, e elétrica de 40 MW, constantes na saída. As condições de operação conhecidas estão apresentadas na Tabela 2.

**Tabela 2.** Dados da Central de Cogeração conhecidos

Ponto	Pressão (kPa)	Temperatura (°C)
1	300	
2	3000	
3	3000	500
4	10	x=0,9
5	10	liq. sat.
6	300	
7	500	241
8	300	liq. sat.
g	101	200
c - ar	101	25
c - gás	101	25

O Gás Natural é o combustível utilizado na caldeira, onde é queimado com 10% de excesso de ar.

A eficiência da caldeira é de 90%, e as bombas trabalham ambas com eficiência de 78%.

Para realizar o modelamento termoeconômico, o primeiro passo é a escolha dos volumes de controle (VC) a serem estudados. Foram definidos sete volumes de controle, que estão indicados na figura 1 em linhas tracejadas.

A seguir, é feita uma análise termodinâmica do ciclo, para a determinação de: valores das variáveis de estado termodinâmicas na entrada e saída de cada VC; vazões de fluido em cada linha da planta; potência das bombas.

## 2.1 Análise Termodinâmica do Ciclo

Os dados disponíveis permitem a determinação dos valores de entalpia e de entropia nos pontos 3, 4, 5, 6, 7 e 8 da Figura 1, pois os estados termodinâmicos são conhecidos.

As potências das bombas são calculadas a partir da definição de eficiência, como a relação entre o trabalho realizado e a energia fornecida para o equipamento, conforme expresso pela equação:

$$\dot{W}_b = \frac{\dot{m}v(P_s - P_e)}{\eta_b} \quad (5)$$

onde:

$\dot{m}$  é a vazão de massa

$v$  é o volume específico do fluido,

$P_s$  é a pressão de saída da bomba

$P_e$  é a pressão de entrada na bomba

$\eta_b$  é a eficiência da bomba

Foram encontradas as potências de 168,8 kW e 9,854 kW, respectivamente, para as bombas  $b_1$  e  $b_2$ .

A aplicação da Primeira Lei da Termodinâmica (Conservação de Energia) e a elaboração de balanços de massa (equação da continuidade) permitem que sejam obtidos os fluxos de vapor e de água desejados e os estados termodinâmicos em todos os demais pontos. O estado termodinâmico no ponto 1 fica estabelecido desde que seja encontrada a entalpia neste ponto, pois a pressão, outra variável de estado, foi fornecida. Para isto, aplica-se a expressão:  $h_1 \cdot m_1 = h_8 \cdot m_8 + h_6 \cdot m_6$

A Tabela 3 apresenta os valores de pressão, temperatura, vazão mássica, entalpia e entropia nas entradas e saídas dos volumes de controle, encontrados com o método descrito.

**Tabela 3.** Configuração termodinâmica do ciclo

Ponto	Pressão (kPa)	Temperatura (°C)	Vazão (kg/s)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)
1	300	85,03	47,23	356,4	1,135
2	3000	85,38	47,23	359,9	1,137
3	3000	500	47,23	3457	7,236
4	10	x=0,9	26,23	2345	7,399
5	10	45,81	26,23	191,8	0,6492
6	300	45,84	26,23	192,2	0,6495
7	500	241	21	2942	7,236
8	300	133,5	21	561,4	1,672
g	101	200			
c - ar	101	20			
c - GN	101	20			

Na sequência devem ser calculadas as vazões de combustível, de ar de combustão e de gases exaustos, bem como as respectivas propriedades termodinâmicas.

Para isto, é necessário conhecer a composição do gás utilizado. A composição média do gás natural vendido no Brasil é regulamentada pela Agência Nacional de Petróleo – ANP, podendo variar dentro de limites pré-estabelecidos. Garcia<sup>(3)</sup> apresenta a composição típica dos gases de diversas origens no país. Em todas, a maior presença é de metano, seguida pelo etano. Em pequenas quantidades aparecem vários outros, como propano, gás carbônico, nitrogênio, oxigênio. Neste estudo foi considerado o Gás Natural procedente de Guamaré – Rio Grande do Norte, como apresentado na Tabela 4.

**Tabela 4.** Características Típicas do Gás Natural de Guamaré – RN<sup>(3)</sup>

Característica	Valor
Composição (% vol)	
Metano (CH <sub>4</sub> )	83,22
Etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	11,11
Propano (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0,53
Gás carbônico (CO <sub>2</sub> )	3,03
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	2,11
Poder Calorífico Inferior – PCI	
kcal/kg	10.617
kcal/m <sup>3</sup> a 0°C	8.932
kcal/m <sup>3</sup> a 20°C	8.322
Massa Molecular	18,84
Densidade	
kg/m <sup>3</sup> a 0°C	0,8412
kg/m <sup>3</sup> a 20°C	0,7838

Com os dados dos pontos 2 e 3 da tabela 2, é determinada a energia cedida pela caldeira à água, no processo de vaporização. Esta quantidade é:

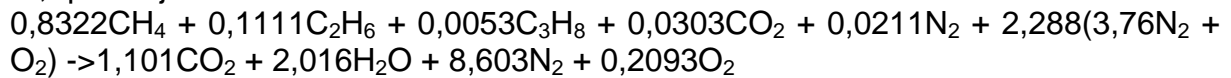
$$\dot{Q}_{cald} = 146,298 \text{ MW}$$

Como a eficiência da caldeira é de 90%, as energias recebida do combustível e perdida através da chaminé pelos gases exaustos, são, respectivamente:

$$\dot{Q}_{comb} = 162,553 \text{ MW e } \dot{Q}_{gases} = 16,255 \text{ MW}$$

Conhecido o Poder Calorífico Inferior – PCI do combustível a 20°C, tabela 3, pode ser determinada sua vazão, que é de 4,673 m<sup>3</sup>/s.

Para encontrar as vazões de ar e dos gases de queima, é requerida a reação de queima do gás com a composição mostrada na tabela 3e com 10% de excesso de ar, qual seja:



Através dessa equação e considerando os gases como ideais, ou seja, o volume molar é de 22,4 litros, são calculadas as vazões de ar e combustível:

$$\dot{m}_{ar} = 50,89 \text{ m}^3/\text{s} \text{ e } \dot{m}_{gases} = 55,75 \text{ m}^3/\text{s}$$

O próximo passo é a elaboração dos balanços energéticos e exergéticos em cada volume de controle. A elaboração do balanço exergético exige o cálculo prévio das exergias de entrada e de saída em cada fluxo presente em cada volume de controle. A exergia de uma substância é composta por um componente químico e outro físico. No entanto, à exceção da caldeira, nos demais volumes o único fluido presente é a água. Sendo assim é desnecessária a consideração da componente química da exergia, pois irá se cancelar nos balanços entre entradas e saídas. Já na caldeira, ocorrem reações que alteram a natureza química das substâncias, fazendo com que os fluxos gasosos de entrada e de saída tenham composição diferente. Neste caso, a exergia química de cada fluxo deve ser encontrada.

As exergias químicas das substâncias são tabeladas na bibliografia disponível. A Tabela 5 apresenta os dados para os componentes do gás combustível e do gás de exaustão.

**Tabela 5.** Exergia químicas dos gases<sup>(2,4)</sup>

Compo- nente	Massa mole- cular M	Nº de moles/mo- l de com- bustível	Nº de Gibbs (g <sub>i</sub> ) <sup>1</sup> kJ/kmol	Exergia química molar (B <sub>i</sub> ) <sup>4</sup> kJ/kmol	Exergia química total kJ/kmol de comb.	Partici- pação volume- trica xi
<i>combustível</i>						
CH <sub>4</sub>	16	0,8322		831.650	692.099,1	0,8322
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,1111		1.495.840	166.187,8	0,1111
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,0053		2.154.000	11.416,2	0,0053
CO <sub>2</sub>	44	0,0303		19.870	602,061	0,0303
N <sub>2</sub>	28	0,0211		720	15,192	0,0211
Total		1		-	-	1
<i>produtos da combustão</i>						
CO <sub>2</sub>	44	1,101	-394.380	19.870	21.876,87	0,092294
H <sub>2</sub> O	18	2,016	-237.180	9.500	19.152	0,168996
N <sub>2</sub>	28	8,603	0	720	6.194,16	0,721166
O <sub>2</sub>	32	0,2093	0	3.970	830,921	0,017545
Total		11,9293	-	-	-	1

A exergia química molar de combustíveis gasosos é encontrada com o emprego da equação (2). Os valores das funções g<sub>i</sub> necessários ao cálculo da exergia química do combustível também estão disponíveis na Tabela 5.

Substituindo os valores da tabela na equação, encontra-se:

$$\tilde{B}_{comb}^0 = 761.740 \text{ kJ/kmol}$$

Sendo a vazão de combustível de 4,673 m<sup>3</sup>/s e considerando que o mol ocupa 22,4 litros, ou 22,4 m<sup>3</sup>/kmol,

$$B_{\text{comb}}^0 = \frac{761.740}{22,4} = 34.006,25 \text{ kJ/m}^3$$

e:

$$\dot{B}_{\text{comb}}^0 = 34.006,25 * 4,673 = 158.911,21 \text{ kW}$$

As exergias químicas do ar de combustão e dos fumos são calculadas a partir da equação (3), sendo utilizados os dados de tabelas de exergia química de substâncias, apresentadas por Szargut, Morris e Steward.<sup>(4)</sup>

Para fins de cálculo, a composição do ar atmosférico é considerada como sendo de 21% de oxigênio e 79% de nitrogênio. Assim, a exergia química do ar é de 1.402,5 kJ/kmol.

Sendo a vazão do ar de 50,89 m<sup>3</sup>/s, a exergia química do fluxo é:

$$\dot{B}_{\text{ar}}^0 = \frac{1.402,5}{22,4} * 50,89 = 3.186,30 \text{ kW}$$

A exergia total de entrada do combustível e ar de combustão é:

$$\dot{B}_c = 158.911,21 + 3.186,30 = 162.097,51 \text{ kW}$$

Utilizando os dados da tabela 4, por kmol de gases gerados, a exergia química calculada é:  $\tilde{B}_g^0 = 2.013,56 \text{ kJ/kmol}$

A vazão dos fumos é de 55,75 m<sup>3</sup>/s, logo:

$$\dot{B}_g^0 = \frac{2.013,56}{22,4} * 55,75 = 5.011,43 \text{ kW}$$

As exergias físicas do combustível, do ar de combustão e dos gases exaustos devem ser adicionadas às exergias químicas encontradas para a obtenção das exergias totais dos fluxos.

Tanto o combustível como o ar de combustão são alimentados nas condições ambientes. Sendo assim, as respectivas exergias físicas são nulas. Resta encontrar a exergia física dos fumos, que deixam a caldeira à pressão atmosférica e a 200°C. A exergia física de uma mistura gasosa é calcula pela equação (4):

A capacidade exergética isobárica do fluxo nas condições termodinâmicas em que se encontra e é fornecida por Kotas<sup>(2)</sup> e consta de Tabela 5.

Com os dados de composição encontrados, e considerando a temperatura de exaustão dos gases de 200°C, a exergia física dos fumos é:

$$(\tilde{B}_{\text{fis}})_g = 1.348,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 3.357,18 \text{ kW}$$

O fluxo total de exergia dos fumos é, então:

$$\dot{B}_g = (\dot{B}_{\text{fis}})_{\text{fumos}} + \dot{B}_{\text{fumos}}^0 = 5.011,43 + 3.357,18 = 8.368,61 \text{ kW}$$

Com relação ao ciclo água/vapor, os balanços de energia e exergia, considerando, para a água, valores de referência para entalpia = 84,03 kJ/kg e entropia = 0,2965 kJ/kg.K, relativos a condições ambientais de temperatura = 273,15 K e pressão =

101,34 kPa, pode-se aplicar, para cada ponto de 1 a 8 indicado na figura 1, as seguintes equações de energia e exergia:

$$\dot{E}_i = \dot{m}_i(h_i - h_0) \text{ (kW)} \quad (6)$$

$$\dot{B}_i = \dot{m}_i[(h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0)] \text{ (kW)} \quad (7)$$

Obtém-se:

**Tabela 6.** Energia e Exergia da Água ao Longo do Ciclo

ponto	Energia (kW)	Exergia (kW)
1	12864,03	2046,65
2	13029,34	2186,15
3	159305,37	69779,75
4	59305,24	8417,78
5	2826,81	299,81
6	2837,30	308,15
7	74964,55	35158,54
8	10024,77	2134,70

## 2.2 Análise Termoeconômica

Para os cálculos termoeconômicos, é necessário que os custos de capital sejam desagregados por volume de controle. A partir dos dados de Balestieri,<sup>(1)</sup> foram estimados os seguintes custos para os equipamentos:

- Caldeira de 170 t<sub>vapor</sub>/hora: 8,1 milhões US\$
- Turbina: 18,4 milhões US\$

Há ainda a considerar a bomba de recalque, que retorna água para a caldeira, e a bomba existente na saída do trocador de calor, que eleva a pressão da água à mesma do condensado retornado do processo industrial.

- Bomba de recalque – b1: 350 mil US\$
- Bomba do trocador de calor – b2: 25 mil US\$

Aos custos dos equipamentos, devem ser aplicados percentuais para que outros custos envolvidos no projeto sejam considerados:<sup>(1)</sup>

- Contingências: 20%
- Projeto de engenharia: 15%
- Modificações em instalações: 10%
- Administração de obras; 5%

Há, portanto, um acréscimo de 50% sobre os custos dos equipamentos.

Com base nos dados acima, a estimativa dos custos de investimento é:

- Caldeira: US\$ 12,15 milhões
- Turbina: US\$ 27,6 milhões
- Bomba – b2: US\$ 525 mil
- Bomba – b1: US\$ 37,5 mil

Considera-se também que:

- a planta trabalha 7800 horas por ano;
- a vida útil dos equipamentos é de 30 anos;
- a taxa de avaliação econômica é de 12% a.a.

O Fator de Recuperação de Capital (FRC) calculado com os dados levantados é igual a 0,1241 ao ano, ou seja, o período de recuperação de capital é de 8,055 anos. Na sequência são determinados os fluxos financeiros, por equipamento, considerando os valores dos investimentos, o tempo de recuperação de capital calculado e o tempo anual de operação da planta. A esses custos são adicionados os custos operacionais. Para determiná-los foi adotado o custo de combustível de



US\$ 11,8/GJ<sup>(5)</sup> e o preço da energia elétrica comprada de R\$ 0,24/kWh. A Tabela 7 apresenta os custos encontrados.

**Tabela 7.** Fluxos Financeiros na Planta (R\$/s)

Equipamento	Custo de investimento	Custo operacional	Custo total
Caldeira	0,1128	4,0	4,113
Turbina	0,2563	-	0,2563
Bomba B1	0,00487	0,011	0,011
Bomba B2	0,000348	0,0007	0,0007

Para executar os balanços termoeconômicos em cada um dos sete volumes que compõem o sistema, é aplicada a equação (1), de conservação de custos termoeconômicos.

As sete equações obtidas são:

- Na bomba b1:  $k_2\dot{B}_2 = k_1\dot{B}_1 + k_{b1}\dot{B}_{b1} + \dot{Z}_{b1}$
- Na caldeira:  $k_3\dot{B}_3 = k_2\dot{B}_2 + k_c\dot{B}_c + k_g\dot{B}_g + \dot{Z}_{cald}$
- Na turbina:  $k_4\dot{B}_4 + k_w\dot{B}_w + k_7\dot{B}_7 = k_3\dot{B}_3 + \dot{Z}_{turb}$
- No condensador:  $k_5\dot{B}_5 = k_4\dot{B}_4$
- Na bomba b2:  $k_6\dot{B}_6 = k_5\dot{B}_5 + k_{b2}\dot{B}_{b2} + \dot{Z}_{b2}$
- No processo:  $k_7\dot{B}_7 = k_8\dot{B}_8$
- No ponto de encontro dos condensados:  $k_1\dot{B}_1 = k_6\dot{B}_6 + k_8\dot{B}_8$

Para completar o cálculo, são necessárias considerações sobre o custo do tratamento do gás efluente da caldeira. Vamos, neste caso, considerar que não é feito tratamento e, portanto o custo das emissões é nulo. ( $k_g=0$ ).

Podemos ainda considerar que os custos dos vapores que saem da turbina são iguais:  $k_4=k_7$ .

### 3 RESULTADOS

Os custos de produção de energia elétrica e do vapor para uso industrial obtidos com os métodos termoeconômicos da extração e da igualdade constam da Tabela 8.

**Tabela 8.** Custos dos produtos da planta de cogeração

unidade	Método da extração		Método da igualdade	
	$k_7$	$k_w$	$k_7$	$k_w$
R\$/kJ	0,00005894	0,00004502	0,00005228	0,00005228
R\$/kWh	0,2122	0,1621	0,1882	0,1882

A análise econômico-financeira tradicional foi feita com as mesmas considerações quanto ao regime de operação da planta e quanto aos custos de capital. Conforme esperado, o custo termoeconômico, por agregar o custo da destruição exergética, é superior ao custo calculado tradicionalmente em 6,4%, para o período de amortização dos investimentos.

Sendo o prazo de amortização é de 8,055 anos, o valor anual de amortização é de 10.509.776,54 R\$/ano. Com os preços de energia elétrica e de gás natural adotados, o custo anual de energia é de R\$ 113.402.036,90/ano. Este custo, adicionado ao custo de investimento leva a um custo total de investimento, de R\$ 124.246.253,83/ano. Assim, o custo do kWh de energia elétrica gerada e do vapor

vendido durante os 8,055 primeiros anos será de 0,1769 R\$/kWh. Nos anos subsequentes, com o investimento já pago, o custo do kWh cai para 0,162 R\$/kWh, As Tabelas 9 e 10 apresentam, respectivamente, os fluxos de caixa correspondentes ao método tradicional e ao método termoeconômico da igualdade.

**Tabela 9.** Fluxo de caixa- método tradicional

ANO	GERAÇÃO	INVESTIMENTO	ENERGIA E GÁS	SALDO DE CAIXA
0		-84.656.250,00		-84.656.250,00
1	168.480.000,00	10.509.776,54	113.736.477,29	44.233.746,17
↓	Valores idênticos para geração e saldo de caixa do ano 1 até o ano ↓			
9	168.480.000,00	578.037,70	113.736.477,29	54.165.485,01
10	168.480.000,00		113.736.477,29	54.743.522,71
↓	Valores idênticos para geração e saldo de caixa do ano 10 até o ano ↓			
30	168.480.000,00		113.736.477,29	54.743.522,71

**VPL R\$ 303.895.666,40**

**TIR 52,66%**

**Tabela 10.** Fluxo de caixa – método termoeconômico da igualdade

ANO	GERAÇÃO	CUSTO DE CAPITAL	SALDO DE CAIXA
0			-84.656.250,00
1	168.480.000,00	132.116.400,00	36.363.600,00
↓	Valores idênticos para geração e saldo de caixa do ano 1 até o ano ↓		
9	168.480.000,00	121.568.499,00	46.911.501,00
10	168.480.000,00	120.954.600,00	47.525.400,00
↓	Valores idênticos para geração e saldo de caixa do ano 10 até o ano ↓		
30	168.480.000,00	120.954.600,00	47.525.400,00

**VPL R\$ 216.518.223,62**

**TIR 44,00%**

#### 4 DISCUSSÃO

A diferença dos fluxos de caixa acima nos traz algumas reflexões. Podemos a princípio dizer que a diferença entre o custo apontado pelo método termoeconômico da igualdade de R\$ 0,1882 /kWh e o custo apontado pelo método tradicional de R\$ 0,1769 /kWh é o que se paga pela destruição exergética. Neste projeto, esse valor é de R\$ 0,0113 /kWh, ou R\$ 7.932.600,00 por ano.

Esta diferença não inviabiliza o investimento, pois, em ambos os fluxos de caixa o Valor Presente Líquido – VPL, é positivo. No entanto, levando em consideração a destruição exergética, há uma redução de 16,44% na Taxa Interna de Retorno - TIR, que indica uma redução no valor do retorno financeiro sobre o capital investido.

Não houve a intenção de fazer aqui julgamentos de valores, mas de apontar a metodologia capaz de mensurar a destruição exergética causada pelos processos produtivos. A partir daí inúmeras possibilidades se abrem, tais como diretrizes para políticas públicas, para preços de mercado, para opções de produção e consumo conscientes e sustentáveis, dentre tantas outras.

## 5 CONCLUSÕES

A análise realizada possibilitou a identificação e a quantificação das irreversibilidades ocorridas na planta de cogeração.

Através da metodologia de análise termoeconômica foi possível associar, a essas irreversibilidades, custos financeiros. Os valores encontrados podem cumprir dois diferentes papéis:

- Identificar o custo total de produção com vistas à determinação de preços de venda dos produtos;
- Identificar os pontos de menor eficiência do processo e sua participação na formação de custo. O trabalho pode ser usado como subsídio para a escolha dos pontos que devem ser abordados para melhoria do processo.

## REFERÊNCIAS

- 1 BALESTIERI, J.A.P. Cogeração – Geração combinada de eletricidade e calor. Florianópolis: Editora da UFSC, 2002
- 2 KOTAS, T.J. The exergy method of thermal plant analysis. Malabar, Florida: Krieger Publishing Co., 1995
- 3 GARCIA, R. Combustíveis e combustão industrial. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2002
- 4 SZARGUT, J.; MORRIS, D.R.; STEWARD, F.R. Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical processes. Estados Unidos: Hemisphere Publishing Corporation, 1988
- 5 Fato Industrial, Sistema FIEMG, 19 de dezembro de 2012:  
<http://www.sistemafiemg.com.br/fatoindustrial/index.php/noticias/ler/676>