

## ANÁLISE TERMOECONÔMICA DO CO-PROCESSAMENTO DE RESÍDUOS EM FORNOS ROTATIVOS DE CLÍNQUER COM PRAQUECEDORES E PRECALCINADORES

**DAGOBERTO C. SILVA\***

**JACI GONÇALVES\***

\*Faculdade de Engenharia de Varginha - FEPESMIG-UEMG, Av. Cel. José Alves 126, Vila Pinto, Varginha-MG CEP 37.100-000 Tel.: (35) 219.5000

**ROGÉRIO J. DA SILVA\*\***

\*\*Departamento de Mecânica - Escola Federal de Engenharia de Itajuba (EFEI), Av. BPS, 1303, Itajuba-MG, CEP 37500-000, E-mail: [rogerio@iem.efei.br](mailto:rogerio@iem.efei.br), Fax: (35) 629.1148, Tel: (35) 629.1238

***Resumo.** A atividade de co-processamento de resíduos industriais representa atualmente uma alternativa viável para a sua destruição com aproveitamento de energia nos fornos rotativos de fábricas de cimento. Este trabalho apresenta os resultados de uma avaliação termoeconômica da atividade de co-processamento em fornos rotativos dotados de preaquecedores e precalcinaidores. Nestes tipos de fornos, os combustíveis primários e secundários, bem como, os combustíveis oriundos de resíduos industriais são introduzidos em dois queimadores. No queimador principal do forno atingem-se temperaturas de chama de 2000°C, e no queimador secundário, temperaturas máximas em torno de 1200°C. Assim, conhecendo-se os tipos de combustíveis e resíduos industriais co-processados, a quantidade de matérias-primas utilizadas, e as características de operação deste forno, avaliou-se este processo de produção de clínquer utilizando-se a teoria termoeconômica, cujos resultados são apresentados e discutidos.*

### 1. INTRODUÇÃO

A termoeconomia, conhecida como a “ciência da economia de energia”, conforme Valero et al. (1994), consiste em estabelecer as bases teóricas que expliquem o processo de formação de custos exergéticos dos produtos, resultantes de processos industriais. Nestes casos, o consumo de energia é uma variável importante na formação do custo final. Com esta fundamentação é possível alcançar procedimentos eficazes para análise, diagnóstico e otimização, tanto do projeto quanto do funcionamento real de tais processos. Com esse método, a partir dos dados de fluxos de exergia é possível obter a quantidade de energia necessária à produção unitária de clínquer ou de cimento, bem como de suas etapas intermediárias. Se conhecidos os custos monetários envolvidos no processo, também é possível obter os custos unitários de produção. Desse modo, são calculados os custos exergéticos que representam as exergias a serem fornecidas ao processo para se obter um produto final, incorporando-se as perdas exergéticas ocorridas no processo e custos exergoeconômicos, que representam os custos monetários envolvidos no mesmo. No caso

específico, será analisado um forno rotativo com preaquecedor de quatro estágios e precalcinador com fornecimento de ar terciário. A otimização energética do processo deve caminhar no sentido de maximizar o valor da eficiência exergetica e de minimizar o valor do custo exergetico unitário.

## 2. EXERGIA

Os valores para a exergia dos sólidos e gases podem ser calculados levando-se em conta a variação da exergia física e química dos compostos sólidos e gasosos. Segundo Kotas (1985) os valores para a exergia dos gases ( $B_g$ ) podem ser calculados por:

$$B_g = n_{mg} \cdot b_{mg}^0 + (T_g - T_0) \cdot \sum_k n_{gk} \cdot cp_{gk}^b \quad (1)$$

Onde: o primeiro termo da Eq. (1) corresponde à parcela de exergia química e o segundo termo, à exergia física;  $n_{mg}$ - número total de moles envolvidos (kmol);  $b_{mg}^0$ - exergia química da mistura (kJ/kmol);  $T_g$ - temperatura do gás (K);  $T_0$ - temperatura de referência (K);  $n_{gk}$ - número de moles de cada substância (kmol).

A exergia química de mistura pode ser calculada conforme a Eq. 2, onde:

$$b_{mg}^0 = \sum_k y_{gk} \cdot b_{gk}^0 + R \cdot T_0 \cdot \sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk}) \quad (2)$$

Sendo que:  $y_{gk}$ - refere-se à fração molar de cada um dos gases presentes na mistura. O valor de  $cp_{gk}^b$  utilizado na Eq. (1) é definido como:

$$cp_{gk}^b = \frac{1}{T_g - T_0} \cdot \left[ \int_{T_0}^{T_g} cp_k dT - T_0 \int_{T_0}^{T_g} \frac{cp_k}{T} dT \right] \quad (3)$$

A exergia química padrão ( $b_{gk}^0$ ) é definida por Szargut (1988), com base na exergia química dos elementos ( $b_{el}^0$ ) e a Energia Livre de Gibbs ( $\Delta G^0$ ), como:

$$b_{gk}^0 = \Delta G^0 + \sum_{el} n_{el} \cdot b_{el}^0 \quad (4)$$

Pelo fato de existir uma intensa transferência de calor e massa entre os sólidos e gases, a composição original dos gases de combustão é alterada ao longo da passagem destes pelo interior da instalação, devido à incorporação do  $CO_2$  oriundo da reação de calcinação do  $CaCO_3$  e da descarbonetação do carbonato de magnésio, bem como pela incorporação de umidade do cru.

A composição do gás de combustão necessária ao cálculo da exergia pode ser obtida através de um balanço estequiométrico das reações de combustão, considerando uma dada porcentagem de oxigênio livre no sistema de exaustão da instalação.

No caso dos sólidos a exergia da mistura, ou cru, é dada por:

$$B_s = n_{ms} \cdot b_{ms}^0 + \sum_k n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k \quad (5)$$

Onde:  $n_{ms}$  - número total de moles dos sólidos;  $b_{ms}^0$  - exergia química;  $n_k$  - número de moles de cada substância;  $h$  e  $h_0$  - entalpias;  $s$  e  $s_0$  - entropias.

A variação de entalpia e entropia dos compostos químicos em função da temperatura é calculada pela Eq. (6) e Eq. (7) abaixo, com  $T_0 = 298,15$  K.

$$(h - h_0) = 4,186 \cdot [A \cdot T_s + B \cdot (10^{-3} \cdot T_s^{-2}) + C \cdot 10^5 \cdot T_s^{-1} + D] \quad (6)$$

$$(s - s_0) = 4,186 \cdot \left[ A \cdot \ln \left( \frac{T_s}{T_0} \right) + 2 \cdot B \cdot 10^{-3} \cdot (T_s - T_0) + C \cdot 5 \cdot 10^4 \cdot (T_s^{-2} - T_0^{-2}) \right] \quad (7)$$

Os coeficientes A, B, C e D, utilizados nas Equações (6) e (7), foram obtidos de Carvalho et al (1977), e a exergia química padrão, no trabalho de Szargut et al (1988).

### 3. CUSTOS EXERGÉTICOS

Para o cálculo dos custos exergéticos é necessário definir os fluxos de calor, trabalho ou matéria, nos volumes de controle, representados por fluxos de materiais sólidos, gases ou exergia, definindo os que atuam como combustível, denominados "Insumos", necessários à fabricação de um determinado produto pelo sistema.

Assim, a exergia de um sistema será dada por:

$$\text{Produto (P)} = \text{Insumo (F)} - \text{Perdas (L)} - \text{Destruição (D)}$$

$$\text{Sistema Exergético} = \text{Subsistemas ou equipamentos} + \text{fluxos de matéria e/ou energia.}$$

A relação entre os fluxos e subsistemas é estabelecida mediante a Matriz de Incidência (Valero et al, 1987).

#### 3.1 Regra de Atribuição de Custos.

Baseado na Teoria Termoeconômica, Valero et al (1986), formularam um procedimento para atribuição de custos. As bases de seu método são transcritas a seguir:

- a) o Custo Exergético de Fluxo ( $B^*$ ), Insumo ( $F^*$ ) ou Produto ( $P^*$ ), é a quantidade real de exergia que tem sido necessária para produzi-lo;
- b) uma análise detalhada da natureza do processo e a definição de F-P-L permite resolver o problema de atribuição de custos;
- c) o custo exergético dos fluxos de entrada em um equipamento deve ser repercutido nos fluxos úteis que deixam o mesmo.

Desta forma, Valero apud (Silva, 1994) definiu algumas proposições básicas para o problema de atribuição de custos, são elas:

Proposição 1: o custo exergético é uma propriedade conservativa e portanto,  $\Sigma B^* = 0$ .

Proposição 2: para as componentes múltiplas do combustível total de um sistema, o custo exergético unitário dos fluxos de saída, deve ser igual ao dos fluxos de entrada.

Proposição 3: se um subsistema tem um produto total formado por vários componentes, então todos eles terão mesmo custo exergético.

Proposição 4: se uma componente do produto tiver vários fluxos de saída, a todos eles se atribuirá o mesmo custo exergético unitário.

Proposição 5: na ausência de uma atribuição externa aos fluxos de perdas do sistema, deve-se atribuir-lhes um custo exergético nulo, uma vez que não têm utilidade posterior.

Proposição 6: na ausência de um valor externo, o custo exergético dos fluxos de entrada ao sistema é igual a sua exergia. Se o fluxo j que entra em qualquer um dos subsistemas, externo à fronteira definida para o sistema, ou seja proveniente do entorno, ou outro subsistema, então:  $B^*_j = B_j$ .

#### 3.2 - Formação da Matriz de Incidência

Considerando um subsistema constituído de vários subsistemas, o balanço de custos exergéticos, baseado na primeira proposição, dos (n) subsistemas que o constituem corresponderá ao sistema de equações:

$$A \times B^* = 0 \quad (8)$$

Uma vez que o número de fluxos (m) é sempre maior que o número de subsistemas (n), a matriz **A** necessitará de (m-n) equações para a resolução do problema de atribuição de custos exergeticos a todos os fluxos. Deve então ser determinada uma matriz  $\alpha$  (m-n, m) e um vetor coluna (m-n) que satisfaça a:

$$\alpha \times B^* = \omega$$

Assim o sistema de equações necessário ao cálculo dos custos exergeticos será dado por:

$$\begin{bmatrix} A \\ \dots \\ \alpha \end{bmatrix} \times B^* = \begin{bmatrix} 0 \\ \dots \\ \omega \end{bmatrix} \quad (9)$$

A matriz e o vetor coluna são determinados segundo as regras de atribuição de custos antes mencionadas. Definido:

$$A = \begin{bmatrix} A \\ \dots \\ \alpha \end{bmatrix} \quad e \quad Y = \begin{bmatrix} -Y^* \\ \dots \\ \omega \end{bmatrix} \quad (10)$$

Fazendo  $Y^* = 0$ , o sistema pode ser escrito de uma forma mais compacta em que:

$$A \times B^* = Y^* \quad (11)$$

Com isto, a matriz será agora de dimensões (m,m), tendo portanto, uma solução única. Conhecidas as exergias dos "m" fluxos, a resolução do sistema dependerá da atribuição externa de valores ao vetor coluna  $Y^*$ , para que os custos exergeticos dos fluxos do sistema possam ser conhecidos. Para avaliar a performance do sistemas considerados, foram usadas as seguintes definições representativas, conforme indicado abaixo:

Irreversibilidade:

$$I = F_i - P_i \quad (12)$$

Eficiência:

$$\eta_B = \frac{P}{F} \quad (13)$$

Inversa da Eficiência:

$$k = \frac{1}{\eta_P} \quad (14)$$

Razão de irreversibilidade:

$$\delta = \frac{I_i}{F_{TP}} \quad (15)$$

Custo exergetico unitário do Insumo:

$$K_{F_i}^* = \frac{F_i^*}{F_i} \quad (16)$$

Custo exergetico unitário do Produto:

$$K_{P_i}^* = \frac{P_i^*}{P_i} \quad (17)$$

#### 4. ANÁLISE TERMOCONÔMICA DE UM FORNO ROTATIVO COM PREAQUECEDOR E PRECALCINADOR COM CO-PROCESSAMENTO DE RESÍDUOS

Em 1988, um estudo realizado na fábrica de Frangey, da Cements Lafarge na França, reportado por François (1991), mostrou-se que num forno rotativo de produção de clínquer, 22% do combustível primário foi substituído por um resíduo industrial. O combustível principal era constituído de 80% de coque e 20% de carvão. As características do combustível principal são apresentadas na Tabela 1. O combustível secundário era um "blend" de resíduos, cujos constituintes e sua porcentagem em peso são mostrados na Tabela 2. A quantidade de combustíveis queimados no forno por kg de clínquer produzido é apresentada na Tabela 3, conforme Ottoboni et al (1998). Com a composição química de cada combustível e a porcentagem em peso de cada elemento, obteve-se a quantidade de cada elemento queimado por tonelada de clínquer. Assim, procurou-se com base nestes dados, avaliar uma instalação de um forno rotativo com preaquecedor e precalcinator, realizando a atividade de co-processamento, utilizando a teoria termoeconômica.

A capacidade de produção da instalação analisada é de 2000 toneladas/dia de clínquer. Cerca de 60% do calor necessário ao processo é introduzido pela queima de combustível no precalcinator e 40% no queimador principal do forno.

Tabela 1- Composição química do carvão e do coque de petróleo usados como combustíveis primários no forno rotativo de clínquer.

Elemento	Carvão (% em peso)	Coque de Petróleo (% em peso)
C	74,6	95,0
H	4,3	1,0
S	1,5	2,5
O	3,6	-
N	1,4	-
H <sub>2</sub> O	0,7	-
Cinzas	13,9	1,5
Compostos Voláteis	20,2	-

Tabela 2 - Composição Química da Mistura de Resíduos

Elemento	% em peso
Cloro	3,48
Metano	32,6
Tolueno	8,9
Xileno	9,9
Dicloreto	2,1
Tetracloro de Carbono	0,8
Orto Diclorobenzeno	2,6
H <sub>2</sub> O	0,83
Cinzas	6,32
Outros elementos	35,95

Tabela 3. Taxa de Alimentação de Combustíveis no Forno

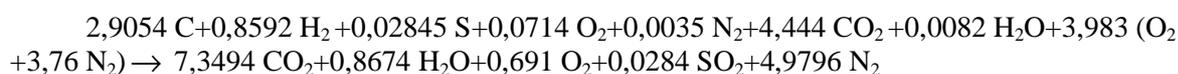
Carvão mineral	19,21 kg/ton. clínquer
Coque de petróleo	76,83 kg/ton. clínquer
Resíduo	32,41 kg/ton. clínquer

Os poderes caloríficos inferiores do carvão e coque foram estimados pela fórmula de Dulong apud Costa (1973) como:

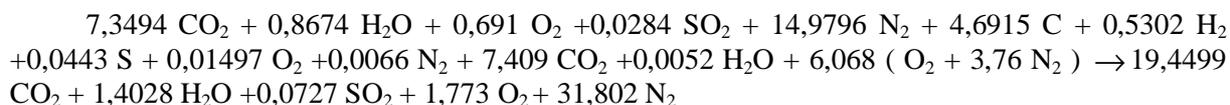
$$PCI = 4,186x \left( 7829xC + 3388x \left( H - \frac{O}{8} \right) + 2212xS \right) \left( \frac{kJ}{kg} \right) \quad (18)$$

## 5. CÁLCULO DAS EXERGIAS ENVOLVIDAS

Considerando os valores apresentados, calculou-se a quantidade de gases formada por tonelada de clínquer (kmol/ton. de clínquer), relativa aos produtos de combustão com cerca de 3% de O<sub>2</sub> livre. Os valores são:



No precalcinador a queima do combustível secundário se realiza em presença dos gases provenientes da combustão no forno, somados ao CO<sub>2</sub> originado na calcinação e do ar terciário. Assim, a composição dos gases na saída do precalcinador com 3% de O<sub>2</sub> livre é a seguinte:



As exergias são calculadas com base nas Equações (1), (2), (3), (4), e (5), para cada ponto dos fluxos conforme esquema da estrutura física do processo (Figura 1), composição dos gases e composição química dos sólidos (Tabela 4), cuja descrição de cada fluxo é apresentada na Tabela 5.

Tabela 4. Composição química elementar do cru e clínquer para o forno rotativo de via seca com precalcinador "Flash" NSF-IHI e preaquecedor de 4 estágios [kmol /kg de clínquer]

Elemento do Cru	Entrada do 1º Estágio	Entrada do Precalcinador	Entrada do forno	Compostos do clínquer	Saída do forno
CaCO <sub>3</sub>	0,011853	0,011853	0,004444	C <sub>2</sub> S	0,001240
SiO <sub>2</sub>	0,003562	0,003562	0,003631	C <sub>3</sub> S	0,002391
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,000563	0,000563	0,000584	C <sub>3</sub> A	0,000464
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,000087	0,000087	0,000093	C <sub>4</sub> AF	0,000143
MgCO <sub>3</sub>	0,000485	-	-	MgO	0,000490
CaO	-	-	0,007408	CaO livre	0,000159
SO <sub>3</sub>	0,000079	0,000079	0,000084	K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000071
K <sub>2</sub> O	0,000119	0,000119	0,000123	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000016
Na <sub>2</sub> O	0,000027	0,000027	0,000028	TiO <sub>2</sub>	0,000039
TiO <sub>2</sub>	0,000023	0,000023	0,000023	CaSO <sub>4</sub>	0,000030
H <sub>2</sub> O	0,001605	-	-	-	-
MgO	-	0,000485	0,000490	-	-

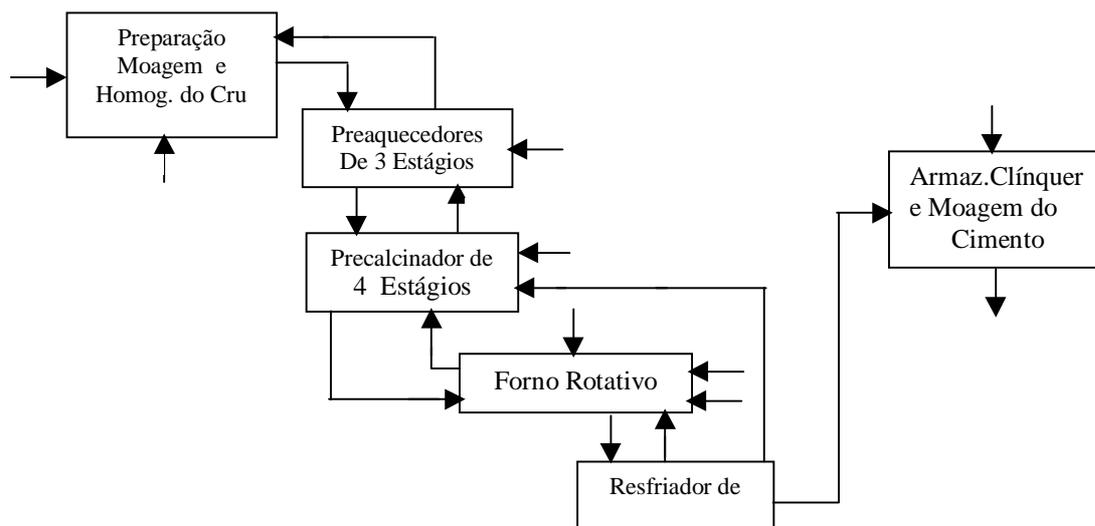


Figura 1- Esquema da estrutura física do processo de via seca com forno rotativo dotado de preaquecedor e precalcinador com duto de ar terciário.

Com base na teoria termoeconômica e nas regras de atribuição de custos, obtém-se a matriz de incidência [A] e o vetor coluna [Y\*] os quais são apresentados em seguida, juntamente com as equações de atribuição de valores de custos unitários.

Custo Exergético Unitário - Equações.

$$\frac{B_4^*}{B_4} = \frac{B_5^* + B_6^*}{B_5 + B_6}, -x_1 = -\frac{B_4}{B_5 + B_6} \quad (19)$$

$$\frac{B_6^*}{B_6} = \frac{B_8^* + B_9^* + B_{10}^*}{B_8 + B_9 + B_{10}}, -x_2 = -\frac{B_4}{B_8 + B_9 + B_{10}} \quad (20)$$

$$\frac{B_9^*}{B_9} = \frac{B_{15}^*}{B_{15}}, -x_3 = -\frac{B_9}{B_{15}} \quad (21)$$

$$\frac{B_{10}^*}{B_{10}} = \frac{B_{12}^* + B_{13}^* + B_{14}^* + B_{15}^*}{B_{12} + B_{13} + B_{14} + B_{15}}, -x_4 = -\frac{B_{10}}{B_{12} + B_{13} + B_{14} + B_{15}} \quad (22)$$

$$\frac{B_{16}^*}{B_{16}} = \frac{B_{17}^*}{B_{17}}, -x_5 = -\frac{B_{16}}{B_{17}} \quad (23)$$

O vetor coluna Y\*, que representa os valores externos dados para os fluxos de entrada do processo de via seca com precalcinador e preaquecedor de ciclones, tem os seguintes valores não nulos:

$$W_1=B_1; W_2=B_2; W_3=B_5; W_4=B_8; W_5=B_{12}; W_6=B_{13}; W_7=B_{14}; W_8= B_{18}.$$

Resolvendo o sistema de equações é possível obter o valor dos custos exergéticos de cada um dos fluxos definidos no sistema. Na Tabela 6 são apresentados os valores de exergia, custos exergéticos e custos exergéticos unitários para cada ponto dos fluxos. A definição de



energia elétrica para acionamento dos moinhos. O conteúdo exergético do produto também é aumentado em função do preaquecimento, calcinação e clínquerização, onde na saída do forno alcança o seu maior valor. No resfriador de clínquer, o custo exergético cai consideravelmente, ao se transferir parte da exergia contida no clínquer em parte para o ar secundário e para o ar terciário de combustão no precalcinador, os quais são preaquecidos no momento do processo de resfriamento do clínquer. A eficiência, o custo unitário e a taxa de irreversibilidade, bem como o custo exergético do "Produto" e do "Insumo", e custos exergéticos unitários são mostrados na Tabela 8.

As duas etapas que possuem baixa eficiência exergética, correspondem a equipamentos com processos dissipativos como moinhos e misturadores. Nas demais etapas incluem-se os efeitos das altas temperaturas dos gases residuais. Nota-se também uma menor eficiência nos equipamentos onde ocorrem as reações químicas de calcinação e clínquerização.

Tabela 6. Resultados do Cálculo do Valor dos Fluxos de Exergia, Custos Exergéticos e Custos Unitário para um Forno com Precalcinador e Preaquecedor.

Ponto	Exergia ( B ) [kJ/ton. clínquer]	Custo Exergético ( B* ) [kJ/ton. clínquer]	$K^* = (B^*/B)$
1	163040	163000	0,999
2	163860	163900	1,000
3	234946	1007700	4,289
4	417228	680800	1,632
5	66060	66100	1,001
6	1070186	1788000	1,671
7	744025	2181000	2,931
8	2110104	2110100	0,999
9	338480	2024700	5,982
10	571652	911700	1,595
11	1404257	5439500	3,873
12	51890	51900	1,000
13	1440739	1440700	0,999
14	355	400	1,126
15	202571	1211700	5,981
16	1908435	7232400	3,790
17	1054431	3996000	3,790
18	170070	170100	1,000
19	1044006	4166100	3,990

Tabela 7. Definição de Insumo, Produto e Perdas na Instalação Analisada.

I	Subsistema	Insumo ( F )	Produto (P)
1	Prepar., moagem e homog. Do cru	2+4	3-1
2	Preaquecedor ( 3 estágio )	6+5+4	7-3
3	Precalcinador + 4º estágio	10+9+8+6	11-7
4	Forno Rotativo	15+14+13+12-10	16-11
5	Resfriador de Clínquer	16-17	15+9
6	Armaz., transp. e moagem de cimento	18	19-17
	PLANTA	2+5+8+12+13+14+18	19-1

## 7. COMENTÁRIOS FINAIS

A termoeconomia é uma ferramenta que permite uma análise precisa de cada etapa de produção, verificando-se um aumento no custo exergético de um produto através do processo

produtivo. Sendo assim, pode-se verificar quais equipamentos apresentam maior contribuição no consumo global de energia de uma instalação de processo, merecendo então maior atenção para melhoria de sua performance. Neste processo inclui-se também a reação endotérmica de calcinação, geradora de grande irreversibilidade, e que merece maiores estudos. Utilizando esta mesma metodologia, e computando-se valores econômicos, pode-se encontrar ainda os custos econômicos que retratam o impacto de mudanças introduzidas no processo, no custo final de energia utilizada no processo de produção.

Tabela 8. Resultados do cálculo de eficiência e custo, nos subsistemas de produção para o forno com Precalcinador e Preaquecedor.

VC	Insumo (F) kJ/ton clínquer	Produto (P) kJ/ton clínquer	Irrevers. (I) kJ/ton clínquer	$\eta_B$	K	$\delta$	$K_{Fi}^*$	$K_{Pi}^*$
1	581088	71906	509181	0,124	8,06	0,054	1,454	11,747
2	719018	509078	209939	0,708	1,412	0,022	1,632	2,305
3	1950050	660232	1289818	0,338	2,958	0,137	1,671	4,935
4	1123903	504177	619725	0,448	2,230	0,066	1,595	3,556
5	854003	202571	651432	0,237	4,216	0,069	3,789	5,981
6	170070	10425	159644	0,061	16,393	0,017	1,000	16,316
Sistema	4003079	880966	3122113	0,220	4,544	0,332	1,000	4,544

## 8. REFERÊNCIAS

- CARVALHO, J.L.R. et al., 1977, "Dados Termodinâmicos para Metalurgistas", Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte – MG.
- COSTA, E.C. Física Industrial. Editora Globo, 1973.
- FRANÇOIS, D., 1991, "Influence de L'Incineration Sur Les Émissions et le Piégeage des Éléments Lourds et des Métaux", Ciments, Bétons, Prâtres, Chaux, N° 790, 03, 1991, pp.161-164.
- KOTAS, T.J. The Exergy Method of Thermal Plant Analysis. Butterworths, Great Britain, 1985.
- OTTOBONI, A.P., SOUZA, I., MENON, G.J., and SILVA, R.J. "Efficiency of Destruction of Waste Used in the Co-incineration in the Rotary Kilns." Energy Conversion Management, Elsevier Science Ltd, Pergamon, Vol. 39, No 16-18, PP 1899-1909, Great Britain, 1998.
- SILVA, R.J. ; " Análise Energética de Plantas de Produção de Cimento Portland." Tese de Doutorado. Universidade de Campinas, Faculdade de Mecânica, Campinas-SP, Brasil, 1994.
- SZARGUT, J.,MORRIS, D.R.,STEWART, F.R.; " Exergy Analysis of Thermal Chemical and Metallurgical Processes. "Hemisphere Publishing Corporation, USA, 1988.
- VALERO,A; GUALLAR, J., MUÑOZ, M.; "The Exergetic Cost and Cogeneration Plant." Second Law Analysis of Thermal Systems, ASME Book I00236, 1987, pp. 123-130.
- VALERO, A; LOZANO, M.A, MUÑOZ, M.; "A General Theory of Exergy Saving". ASME, WAM, AES- Vol.2.3, 1986, pp.1-21.

### **THERMOECONOMIC ANALYSIS OF THE INDUSTRIAL WASTE CO-PROCESSING IN ROTARY KILNS CLINKER WITH PREHEATERS AND PRECALCINERS**

*The activity of the industrial waste co-processing represents today a viable alternative to destruction with use of energy in the rotary kilns of the cement plants. This work presents the results of a thermo-economic evaluation of the co-processing activity in rotary kilns with preheats and precalciners. In this type of kiln, the primary and secondary fuels, as well the fuel derived of industrial waste are introduced in this burners. In the kiln's principal burners, the temperature of flame reaches 2000 °C, and in the secondary burner the maximum temperature is around 1200 °C. Thus, known the type of fuel and industrial waste in co-processing, the quantities of raw mix utilised, and the characteristics of kiln's operations, it was evaluated the clinker production process utilising the thermo-economic theory, which the results are presented and discussed.*

**KEYWORDS:** Co-processing, Rotary kilns, Industrial waste, Thermo-economic theory.