

Modelagem matemática dos perfis de temperatura do gás, do sólido e da parede do forno e dos perfis de concentração das principais espécies químicas presentes no interior do forno rotativo empregado na produção de clínquer

(Mathematical modeling of the temperature profiles of gas, solid, and kiln's wall, and the concentration profiles of the main chemical species present inside the rotary kiln used in clinker production)

D. C. Q. Rodrigues¹, A. P. Soares Jr.², E. F. Costa Jr.¹, A. O. S. Costa¹

¹Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Espírito Santo, CCA/UFES, Campus de Alegre, Alto Universitário, Guararema, ES 29500-000

²Fábrica de Cimento Nassau, Cachoeiro de Itapemirim, ES

diuliacaroline@hotmail.com, atiliopeixoto@hotmail.com, eslyfcjr@yahoo.com.br; andreaosc@yahoo.com.br

Resumo

O cimento é um dos materiais de construção mais utilizados no mundo, sendo o tipo mais comum conhecido como cimento Portland. O processo de fabricação do cimento envolve numerosas e complexas reações endotérmicas e exotérmicas que ocorrem a diferentes temperaturas, o que o torna não trivial. Dessa forma, há um grande interesse na otimização do processo de produção de cimento. A clínquerização é uma das principais etapas da fabricação de cimento e ocorre dentro de forno rotativo. Neste estudo, o processo de produção de clínquer é analisado em um forno rotativo de via seca que atua em contracorrente. Os principais fenômenos envolvidos na obtenção do clínquer são: evaporação da água livre residual da matéria-prima; decomposição do carbonato de magnésio; descarbonatação; formação da fase líquida composta por C_3A e C_4AF ; formação do silicato dicálcico e silicato tricálcico. O principal objetivo deste estudo é a proposta de um modelo matemático que descreve de forma realística o perfil de temperatura e de concentração dos componentes do clínquer ao longo do forno rotativo, desenvolvido a partir de mudanças propostas a um trabalho da literatura. O modelo, composto por equações diferenciais parciais, foi adaptado e implementado em linguagem computacional no programa Mathcad. O modelo proposto foi satisfatório para a descrição do perfil de temperatura e concentração dos componentes do clínquer ao longo de um forno rotativo.

Palavras-chave: clínquer, forno rotativo, modelagem matemática.

Abstract

Cement is one of the most widely used building materials in the world. The best known type of cement is called Portland. The process of cement production involves numerous and complex endothermic and exothermic reactions. This process is non-trivial and occurs under different temperatures. Thus, the optimization of the cement manufacturing is interesting to the industry. Clinkerization is one of the main steps of cement production and it occurs inside the rotary kiln. In this article, the dry process of clinker production is analyzed in a rotary kiln that works in counter flow. The main phenomena involved in the clinker production are: free residual water evaporation of raw material; decomposition of magnesium carbonate; decarbonation; formation of C_3A and C_4AF ; formation of dicalcium silicate and tricalcium silicate. The main objective of this study is to propose a mathematical model that realistically describes the temperature profile and the concentration of clinker components in a rotary kiln. For this, a mathematical model composed of partial differential equations available in the literature has been adapted. The model was solved using the software Mathcad. The proposed model is satisfactory to describe the temperature profile and the concentration profile of the clinker components inside the rotary kiln.

Keywords: clinker, rotary kiln, mathematical modeling.

INTRODUÇÃO

Apesar do aumento contínuo da produção de cimento mundial, a indústria cimenteira ainda enfrenta desafios como a alta demanda de energia para produção, o contínuo aumento do preço dos combustíveis, a complexidade na descrição

do processo e a necessidade de mitigação dos impactos ambientais [1-5]. Dessa forma, há um grande interesse na otimização do processo de produção de cimento [6, 7]. O tipo mais comum de cimento é o cimento Portland, definido como um aglomerado hidráulico, que é obtido basicamente pela trituração de uma mistura de gesso e clínquer [7].

Tabela I - Reações químicas do processo de produção do clínquer [14, 15].

[Table I - Chemical reactions of the clinker production process [14, 15].]

Etapa do processo de clinquerização	Fenômenos envolvidos na clinquerização	Calor de reação (kJ/kg)
Evaporação da água livre residual e da água de combinação das argilas	$H_2O_{(l)} \rightarrow H_2O_{(v)}$	+2443 (a 25 °C)
Descarbonatação ou calcinação	$CaCO_{3(s)} \leftrightarrow CaO_{(s)} + CO_{2(g)}$	+1766 (a 20 °C)
Decomposição do carbonato de magnésio	$MgCO_{3(s)} \rightarrow MgO_{(s)} + CO_{2(g)}$	+1188 (a 20 °C)
Formação da fase líquida	$3CaO_{(s)} + Al_2O_{3(s)} \rightarrow 3CaO \cdot Al_2O_3 (C_3A)$	-15 (a 20 °C)
Formação do silicato dicálcico	$4CaO_{(s)} + Al_2O_{3(s)} + Fe_2O_{3(s)} \rightarrow 4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3 (C_4AF)$	-84 (a 20 °C)
Formação do silicato tricálcico	$2CaO_{(s)} + SiO_{2(s)} \rightarrow 2CaO \cdot SiO_2 (C_2S)$	-717 (a 20 °C)
	$3CaO_{(s)} + SiO_{2(s)} \rightarrow 3CaO \cdot SiO_2 (C_3S)$	-528 (a 20 °C)

Tabela II - Temperaturas das reações químicas de obtenção do clínquer [14].

[Table II - Temperatures of the chemical reactions of clinker production [14].]

Temperatura	Reação química
Acima de 800 °C	Início do processo de fabricação de CaO
Entre 800 e 1200 °C	Formação do C ₂ S
Entre 1095 e 1205 °C	Formação do C ₃ A e C ₄ AF
Entre 1260 e 1455 °C	Formação do C ₃ S a partir do C ₂ S com quase extinção da cal livre (CaO) Cristalização da fase líquida do C ₃ A e do C ₄ AF.
Entre 1455 e 1300 °C	Os silicatos C ₂ S e C ₃ S praticamente não sofrem alterações tanto na forma como na composição

Dessa forma, uma das principais etapas do processo de obtenção do cimento é a etapa de clinquerização, também chamada de sintetização, onde o clínquer é formado [8-10]. A clinquerização ocorre dentro do forno rotativo e envolve numerosos e complexos processos físicos (mudanças de fases) e químicos (reações endotérmicas e exotérmicas) [10-13]. Os principais componentes do clínquer são C₃S (3CaO.SiO₂), C₂S (2CaO.SiO₂), C₃A (3CaO.Al₂O₃) e C₄AF (4CaO.Al₂O₃.Fe₂O₃). Na Tabela I são apresentadas as reações intermediárias de obtenção do clínquer e seus respectivos calores de reação e na Tabela II têm-se as faixas de temperaturas em que as espécies químicas que compõem o clínquer são formadas.

O processo de produção de clínquer pode ser feito por via seca ou úmida [14]. Na produção por via seca, a mistura de aglomerados e agregados é moída totalmente seca e alimenta o forno em forma de pó. Em contrapartida, no processo por via úmida a mistura é alimentada no forno com cerca de 30 a 40% de umidade, em forma de lama [10, 16]. No presente trabalho será estudada a produção de clínquer por via seca, atualmente utilizada em praticamente toda a produção brasileira de cimento [17]. O forno rotativo de via seca pode ser dividido em cinco zonas: zona de aquecimento, zona de calcinação, zona de transição, zona de queima e zona de resfriamento [18, 19]. A posição das zonas ao longo do forno depende da temperatura e das reações químicas sendo efetuadas nos sólidos [20]. O perfil de temperatura ao longo do forno rotativo usualmente não pode ser medido diretamente, uma vez que tradicionalmente não há

sensores instalados no interior do equipamento [18]. Tem-se unicamente à disposição alguns medidores imprecisos e indiretos. Dessa forma, estimar o perfil de temperatura ao longo do forno é um importante objeto de estudo.

No trabalho de Spang [20] foi desenvolvido um modelo dinâmico composto por equações diferenciais parciais, que descrevem os balanços de massa e energia do sistema. Este modelo é capaz de prever os perfis de concentração e temperatura ao longo de um forno rotativo de via seca que opera em contracorrente [20]. Um modelo de chama do combustível também foi desenvolvido objetivando quantificar a quantidade de energia fornecida ao sistema [20]. As equações que compõem este modelo são apresentadas no Anexo pelas Equações 1 a 29. Os resultados obtidos mostraram-se qualitativamente adequados ao comportamento de fornos reais, porém o estado de regime permanente não foi atingido em [20]. O presente trabalho tem como principal objetivo desenvolver um modelo matemático que apresente uma facilidade de adaptação à realidade industrial. Isto porque, em alguns casos, nem sempre é possível alimentar diretamente o modelo matemático com as informações reportadas da fábrica, o que dificulta a aplicação direta desta ferramenta na rotina da planta industrial. Objetivando-se a obtenção de um modelo matemático mais realístico, o modelo de chama proposto na literatura foi substituído pela adoção de uma quantidade constante de energia alimentada, como será detalhado posteriormente. Neste trabalho é usado como ponto de partida o modelo de Spang [20].

MÉTODOS

No modelo de Spang [20] não foi considerada a variação temporal da temperatura do gás ao longo do tempo (Equação 13 do Anexo). Objetivando uma descrição mais detalhada do processo, foi feita uma adaptação no balanço de energia do gás (Equação 13 do Anexo), adicionando-se um termo de variação da temperatura do gás ao longo do tempo. Ressalta-se que essa modificação é necessária para se avaliar, em trabalhos futuros, as respostas do forno a perturbações nas condições de entrada. Assim, a Equação 13 foi substituída pela Equação A.

$$A_g C_{pg} \rho_g v_g \left(\frac{\partial T_g}{\partial z} \right) = \beta_1 (T_w - T_g) + \beta_2 (T_s - T_g) - C_{pg} \rho_g A_g \left(\frac{\partial T_g}{\partial t} \right) + q_r \quad (A)$$

$$T_g(L, t) = T_{gi}$$

O modelo de chama originalmente descrito em [20] (Equações 17, 18 e 19 do Anexo) foi substituído pela adoção de uma quantidade de energia fornecida ao forno. Assim, a utilização do modelo pelo profissional da indústria tornou-se mais direta. Neste trabalho, foi proposta uma alimentação de energia, resultante da queima do combustível, constante e igual a 1489,5 kW/m (1,55 x 10⁶ BTU/ft.h). Este valor, ajustado por tentativa e erro, aproxima-se dos valores usualmente praticados na indústria. O modelo resultante é então composto pelas Equações 1-12, 14-16 e 20-30 (Anexo). O novo modelo foi resolvido utilizando-se os dados de entrada propostos em [20], especificados na seção Nomenclatura (somente as variáveis relacionadas ao modelo de chama não foram utilizadas). Inicialmente na resolução do modelo foi utilizado o método de discretização por diferenças finitas para transformar as equações diferenciais parciais (EDPs) que compõem o modelo em equações diferenciais ordinárias (EDOs). Para tanto, foram definidos 40 pontos de discretização ao longo do comprimento do forno rotativo. A discretização dos pontos foi feita de acordo com o fluxo de entrada do gás e dos sólidos no forno (Fig. 1).

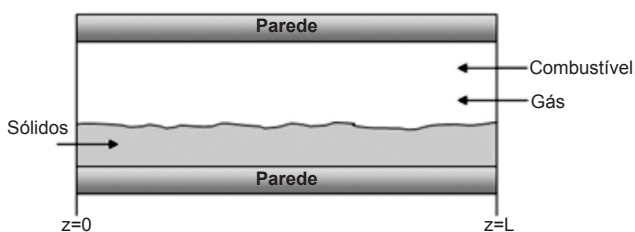


Figura 1: Volume de controle empregado na modelagem matemática do forno rotativo (adaptado de [20]).

[Figure 1: Volume control used in the mathematical modeling of the rotary kiln (adapted from [20]).]

As equações relacionadas aos sólidos foram discretizadas utilizando-se aproximação por *diferença para trás* uma vez que o sólido é alimentado no início do forno ($z=0$). Já nas equações relacionadas ao gás foi utilizada a aproximação por *diferença para frente*, uma vez que o gás é alimentado

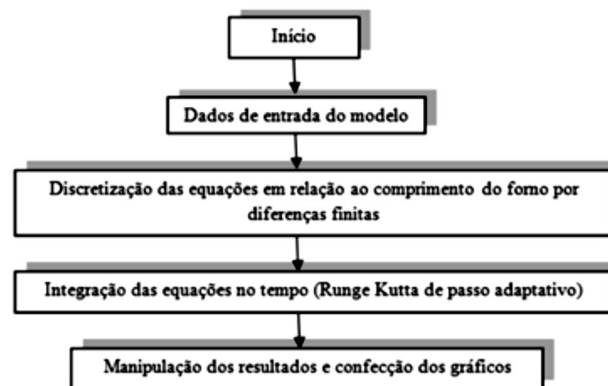


Figura 2: Representação esquemática do algoritmo adotado para a resolução do modelo matemático.

[Figure 2: Schematic representation of the algorithm used to solve the mathematical model.]

no final do forno ($z=L$). As equações diferenciais ordinárias, em função do tempo, resultantes da discretização foram resolvidas pelo método de integração numérica de Runge Kutta com passo variável para controle do erro, sendo a tolerância estabelecida como 10⁻⁷. A resolução do modelo foi implementada no programa computacional Mathcad, disponível no laboratório de pesquisa MOP (Grupo de Pesquisas em Modelagem e Otimização de Processos) do CCA/UFES. O fluxograma apresentado na Fig. 2 contém uma representação esquemática do algoritmo proposto para a resolução do modelo estudado.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Foram feitas sucessivas integrações nas equações do novo modelo proposto até que não foram mais observadas variações entre os resultados obtidos, caracterizando assim o alcance do estado de regime permanente do forno rotativo. Os perfis obtidos para as temperaturas do gás (T_g), do sólido (T_s) e da parede do forno rotativo (T_w), ao longo do comprimento do mesmo são apresentados na Fig. 3. As temperaturas do gás, do sólido e da parede aumentam no decorrer do comprimento do forno até um valor máximo que coincide com a zona de queima do forno e em seguida decaem. Tal resultado é coerente com o funcionamento do processo real. Os perfis de comportamento obtidos para as temperaturas são similares aos obtidos em [20]. Porém, os valores finais de temperatura apresentam variações que podem ser explicadas pelo alcance do regime permanente de operação, que não é simulado no trabalho original. A temperatura da zona de queima pode variar entre fornos, mas esta corresponde a aproximadamente 1693 K (1420 °C) [19]. Percebe-se que os picos de temperatura referentes à zona de queima, apresentados na Fig. 3, estão ligeiramente mais elevados do que o que geralmente é esperado para um forno. Porém, vale ressaltar que os valores obtidos no presente trabalho, para a zona de queima do forno, estão consideravelmente mais próximos dos valores esperados do que os obtidos em [20]. O perfil de concentração de CaCO₃

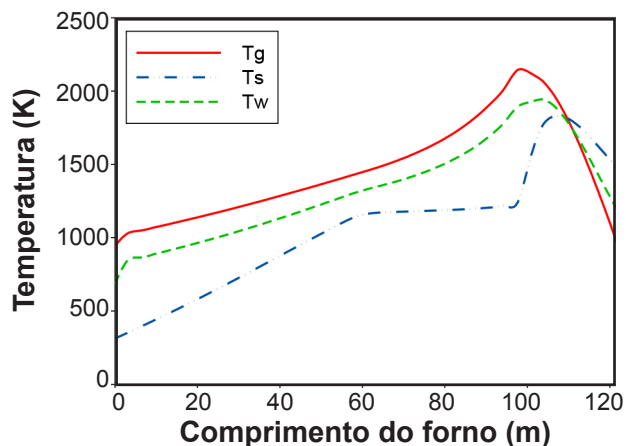


Figura 3: Perfil das temperaturas do gás, do sólido e da parede do forno rotativo em regime permanente.

[Figure 3: Temperature profiles of gas, solid and rotary kiln's wall at steady state.]

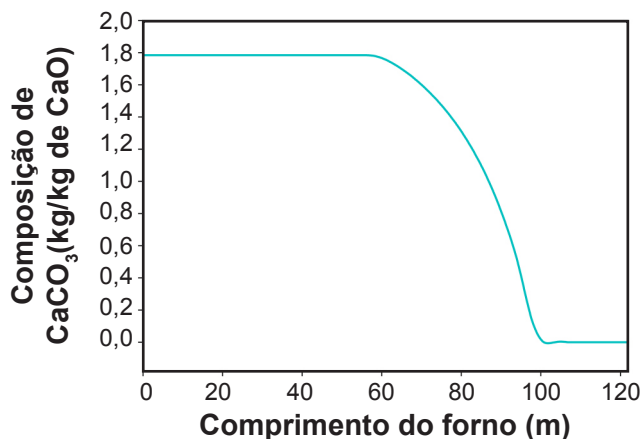


Figura 4: Perfil de concentração do CaCO_3 no forno rotativo em regime permanente.

[Figure 4: Concentration profiles of CaCO_3 in the rotary kiln at steady state.]

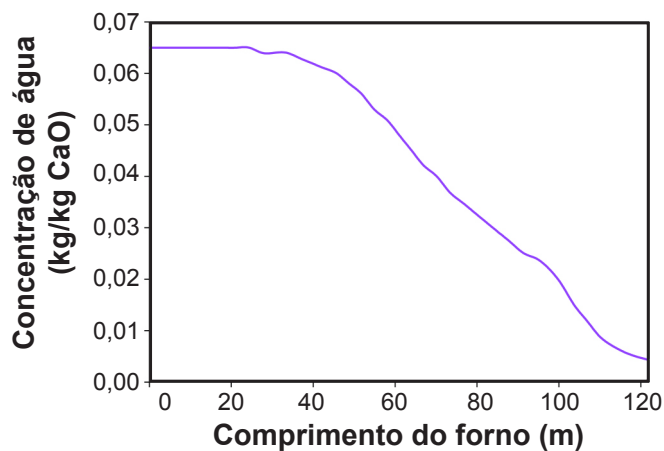


Figura 5: Perfil de concentração de água no forno rotativo em regime permanente.

[Figure 5: Concentration profile of water in the rotary kiln at steady state.]

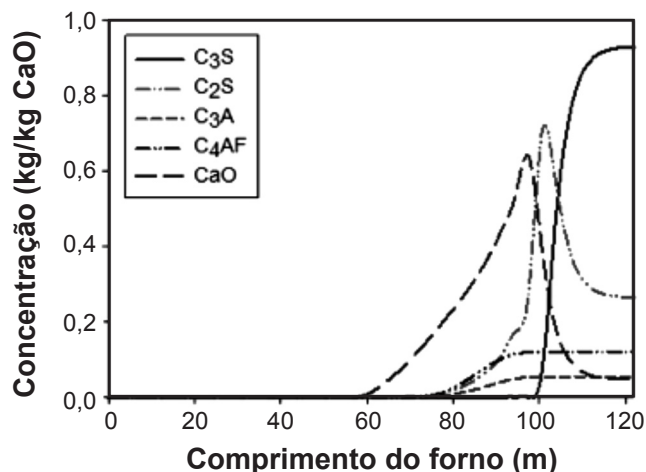


Figura 6: Perfis de concentração de C_3S , C_2S , C_3A , C_4AF e CaO no forno rotativo no estado de regime permanente.

[Figure 6: Concentration profiles of C_3S , C_2S , C_3A , C_4AF and CaO in the rotary kiln at steady state.]

ao longo do comprimento do forno em regime permanente, apresentado na Fig. 4, é similar ao perfil obtido em [20]. Tem-se uma alta concentração de CaCO_3 no início do forno rotativo que diminui ao longo de seu comprimento até que atinge o valor zero, marcando assim o início da zona de queima do forno (Fig. 4). Esse perfil de concentração já era esperado para o CaCO_3 , uma vez que durante o processo de clinquerização assume-se que todo o CaCO_3 sofre a descarbonatação gerando o CaO e que na zona de queima do forno este composto é consumido ao reagir com outros compostos para formar os componentes do clínquer. O perfil de concentração de água, na composição dos sólidos, ao longo do comprimento do forno em regime permanente é apresentado na Fig. 5. Mais uma vez o resultado obtido é similar ao perfil obtido em [20]. Percebe-se que no início do forno há uma concentração de água proveniente da umidade dos sólidos alimentados e que ao longo do forno essa concentração diminui, sendo ao final do forno bem próxima de zero. A água evaporada passa a ser parte da composição dos gases presentes no interior do forno.

Os perfis de concentração de C_3S , C_2S , C_3A , C_4AF e CaO ao longo do comprimento do forno no estado de regime permanente são apresentados na Fig. 6. No início do forno, como ainda não houve reação, a concentração dos compostos formadores do clínquer é zero. À medida que as reações de clinquerização ocorrem, tem-se um aumento da concentração dos produtos e, conseqüentemente, a diminuição da concentração dos reagentes ao longo do forno. Vale ressaltar que os componentes do clínquer são gerados ao longo do processo em proporções diferentes uns dos outros e as reações de obtenção dos componentes do clínquer são dependentes da reação de descarbonatação do CaCO_3 . Os perfis de concentrações obtidos para os componentes do clínquer são similares aos do trabalho de Spang [20]. Percebe-se, no entanto, que nos resultados obtidos no presente trabalho, a concentração de CaO ao final do forno não alcança o valor zero como parece ser alcançado

em [20]. Variações entre as curvas e seus formatos podem ser atribuídas ao fato do modelo descrito no presente trabalho alcançar o estado estacionário de funcionamento do forno, o que não é atingido em [20].

CONCLUSÕES

O modelo empregado neste estudo é capaz de descrever os perfis de temperatura e de concentração dos componentes do clínquer ao longo do forno rotativo. Para isto, empregou-se como ponto de partida o modelo proposto por Spang [20]. Neste estudo foram feitas adaptações no modelo original com o objetivo de aprimorar a descrição do processo e facilitar a adaptação do modelo à realidade operacional. Os resultados obtidos indicam que tais modificações se mostraram eficientes, uma vez que os perfis de temperatura obtidos se aproximam mais da realidade do que os perfis obtidos no trabalho anterior. Além disso, a simplificação realizada no processo de queima do combustível não comprometeu o desempenho do modelo, uma vez que os perfis obtidos estão coerentes com os fenômenos inerentes ao processo e se aproximam dos perfis obtidos anteriormente.

NOMENCLATURA

	Descrição	Valor	Unidade
#	Normalização de massa em relação a CaO		
a_n	Constante de proporcionalidade para D	0,0538	
A	$\#Al_2O_3/\#CaO$		
A_g	Área de gás em uma determinada seção transversal		ft ²
A_i	Valor inicial de alimentação de $Al_2O_3/\#CaO$	0,0469	$\#/\#CaO$
A_F	Fator pré-exponencial do combustível	$5,6 \times 10^{10}$	1/h
A_s	Área do sólido em uma determinada seção transversal		ft ²
A_w	Área da parede em uma determinada seção transversal		ft ²
A_1	Fator pré-exponencial do $CaCO_3$	$1,64 \times 10^{35}$	1/h
A_α	Fator pré-exponencial do C_3S	$4,8 \times 10^8$	1/h
A_β	Fator pré-exponencial do C_2S	$1,48 \times 10^9$	1/h
A_γ	Fator pré-exponencial do C_3A	$3,0 \times 10^{10}$	1/h
A_δ	Fator pré-exponencial do C_4AF	$3,0 \times 10^{12}$	1/h
A_ω	Fator pré-exponencial da água	$7,08 \times 10^7$	1/h
C	Óxido de cálcio (CaO)		
C_F	Quantidade de combustível disponível normalizada		
C_{pg}	Calor específico do gás	0,28	Btu/ $\#^\circ R$
C_{ps}	Calor específico do sólido	0,28	Btu/ $\#^\circ R$
C_{pw}	Calor específico da parede	0,28	Btu/ $\#^\circ R$
C_2S	$2CaO.SiO_2$		

C_3A	$2CaO.Al_2O_3$		
C_4AF	$2CaO.Al_2O_3.Fe_2O_3$		
d_0	% de oxigênio disponível		
D_0	Coefficiente de difusão do oxigênio		
E_F	Constante de ativação do combustível	$2,45 \times 10^4$	(Btu/(lbmol))
E_1	Constante de ativação do $CaCO_3$	$3,46 \times 10^5$	(Btu/(lbmol))
E_α	Constante de ativação do C_3S	$1,10 \times 10^5$	(Btu/(lbmol))
E_β	Constante de ativação do C_2S	$8,3 \times 10^4$	(Btu/(lbmol))
E_γ	Constante de ativação do C_3A	$8,33 \times 10^4$	(Btu/(lbmol))
E_δ	Constante de ativação do C_4AF	$7,95 \times 10^4$	(Btu/(lbmol))
E_ω	Constante de ativação da água	$1,807 \times 10^4$	(Btu/(lbmol))
f1	Coefficiente de condução do gás para a parede	4	(Btu/(h(ft) ² °F))
f2	Coefficiente de condução do sólido para o gás	4	(Btu/(h(ft) ² °F))
f3	Coefficiente de condução da parede para o sólido	4	(Btu/(h(ft) ² °F))
f4	Coefficiente de condução da parede para o ar externo	0,7	(Btu/(h(ft) ² °F))
F	$\#Fe_2O_3/\#CaO$		
F_i	Valor inicial de $\#Fe_2O_3/\#CaO$	0,0469	$\#/\#CaO$
G_F	Quantidade de combustível por hora	53000	$\#/h$
h_0	Fração de radiação não absorvida	0,0758	
k	Condutividade térmica da parede	0,9	(Btu/(h(ft) ² °F))
K_F	Velocidade de reação do combustível		1/h
k_1	Velocidade de reação do $CaCO_3$		1/h
k_α	Velocidade de reação do C_3S		1/h
k_β	Velocidade de reação do C_2S		1/h
k_γ	Velocidade de reação do C_3A		1/h
k_δ	Velocidade de reação do C_4AF		1/h
k_ω	Velocidade de reação-água		1/h
L	Comprimento do forno	400	ft
M	Peso molecular referente ao índice subscripto		
M_{Cl}	Peso molecular do carbono		lb
P	Pressão		Btu/ft ²
p	Ângulo da superfície sólida	$3\pi/2$	Radianos
qc	Calor gerado pelas reações químicas		(Btu/(ft ³ h))
qF	Calor gerado pela queima do combustível		(Btu/(ft h))
R	Constante universal dos gases	1,987	Btulbmol ⁻¹ R ⁻¹
Q	Calor gerado ou em movimento		

r_F	Tamanho da partícula de combustível	10^{-2}	ft
r_1	Raio interno do forno	5	ft
r_2	Raio externo do forno	6	ft
r_3	Raio de transferência de calor na seção corrente	5	ft
R_ω	Velocidade de reação da água		[h ⁻¹]
S	#SiO ₂ /#CAO		
S _i	Valor inicial de #SiO ₂ /#CAO	0,3398	#/#CAO
T _a	Temperatura externa do forno	561,7	°R
T _g	Temperatura do gás		°R
T _{gi}	Temperatura de entrada do gás	1700	°R
T _s	Temperatura do sólido	562	°R
T _w	Temperatura da parede		°R
v _g	Velocidade do gás	40000	ft/h
v _s	Velocidade do sólido	-150	ft/h
z	Distância ao longo do forno		ft
α	#C ₃ S/#CAO		
β	#C ₂ S/#CAO		
$\beta_1, \beta_2, \beta_3, \beta_4$	Coefficientes de transferência de calor		(Btu/(h°R))
γ	#C ₃ A/#CaO		
δ	#C ₄ AF/#CaO		
ΔH_ξ	Calor de reação do CaCO ₃	1275	Btu/#CaCO ₃
ΔH_F	Calor de reação do combustível	-14000	Btu/#CaCO ₃
ΔH_α	Calor de reação do C ₃ S	11	Btu/#C ₃ S
ΔH_β	Calor de reação do C ₂ S	-381	Btu/#C ₂ S
ΔH_ω	Calor de reação da água	970	Btu/#água
ϵ_g	Coefficiente de radiação - gás	0,273	
ϵ_s	Coefficiente de radiação - sólido	0,500	
ϵ_w	Coefficiente de radiação - parede	0,751	
ξ	# CaCO ₃ /#CaO		
ξ_i	Valor inicial de alimentação de #CaCO ₃ /#CaO	1,784	#/#CaO
ρ_F	Densidade do combustível		#/#ft ³
ρ_g	Densidade do gás	0,05	#/#ft ³
ρ_s	Densidade do sólido	56	#/#ft ³
ρ_w	Densidade da parede	112	#/#ft ³
ψ	#CO ₂ /#CaO		
ω	#água/#CaO		
ω_i	Valor inicial de #água/#CaO	0,0649	#/#CaO

AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem ao CNPq pela bolsa de produtividade DTI e à FAPES pela bolsa Pesquisador Capixaba.

APÊNDICE

Balanço de massa dos componentes envolvidos na produção de clínquer:

Água

$$\frac{\partial \omega}{\partial t} = -R_\omega - v_s \frac{\partial \omega}{\partial z}, \quad R_\omega = \begin{cases} K_\omega \omega & \omega \leq 0.1 \\ K_\omega & \omega > 0.1 \end{cases} \quad (1)$$

$$\omega(0, t) = \omega_i$$

CO₂:

$$\frac{\partial \Psi}{\partial t} = \frac{A_s \rho_s M_\Psi}{A_g \rho_g M_C} k_1 \xi - v_g \frac{\partial \Psi}{\partial z}, \quad \Psi(L, t) = 0 \quad (2)$$

CaCO₃:

$$\frac{\partial \xi}{\partial t} = -k_1 \xi \frac{M\xi}{M_C} - v_s \frac{\partial \xi}{\partial z}, \quad \xi(0, t) = \xi_i \quad (3)$$

C₃S:

$$\frac{\partial \alpha}{\partial t} = \frac{M\alpha}{M_C} k_\alpha(C) \beta - v_s \frac{\partial \alpha}{\partial z}, \quad \alpha(0, t) = 0 \quad (4)$$

C₂S:

$$\frac{\partial \beta}{\partial t} = \frac{M\beta}{2M_C} k_\beta(C^2) S - \frac{M\beta}{M_C} k_\alpha(C) \beta - v_s \frac{\partial \beta}{\partial z}, \quad \beta(0, t) = 0 \quad (5)$$

C₃A:

$$\frac{\partial \gamma}{\partial t} = \frac{M\gamma}{3M_C} k_\gamma(C^3) A - v_s \frac{\partial \gamma}{\partial z}, \quad \gamma(0, t) = 0 \quad (6)$$

C₄AF:

$$\frac{\partial \delta}{\partial t} = \frac{M\delta}{4M_C} k_\delta(C^4) AF - v_s \frac{\partial \delta}{\partial z}, \quad \delta(0, t) = 0 \quad (7)$$

Fe₂O₃:

$$\frac{\partial F}{\partial t} = -\frac{M_F}{4M_C} k_\delta(C^4) AF - v_s \frac{\partial F}{\partial z}, \quad F(0, t) = F_i \quad (8)$$

Al₂O₃:

$$\frac{\partial A}{\partial t} = -\frac{M_A}{4M_C} k_\delta(C^4) AF - \frac{M_A}{4M_C} k_\gamma(C^3) A - v_s \frac{\partial A}{\partial z}, \quad A(0, t) = A_i \quad (9)$$

SiO₂:

$$\frac{\partial S}{\partial t} = -\frac{M_S}{2M_C} k_\beta S(C^2) - v_s \frac{\partial S}{\partial z}, \quad S(0, t) = S_i \quad (10)$$

CaO:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -k_1 \xi - k_\alpha C \beta - k_\beta S(C^2) - k_\gamma C^3 A - k_\delta C^4 AF - v_s \frac{\partial C}{\partial z}, \quad C(0, t) = 0 \quad (11)$$

Combustível (carvão/óleo):

$$\frac{\partial C_F}{\partial z} = \frac{1}{\rho_g v_g} \left[\frac{\Psi^M C_1 (PM_a)^2}{\rho_F M_{O_2} (RT_g)^2} \right] k_F d_0 C_F, \quad C_F(L, t) = C_{Fi} \quad (12)$$

Balanço de energia:

Gás:

$$A_g C_{pg} \rho_g v_g \left(\frac{\partial T_g}{\partial z} \right) = \beta_1 (T_w - T_g) + \beta_2 (T_s - T_g) + q_f \quad (13)$$

$$T_g(L, t) = T_{gi}$$

Sólido:

$$A_s C_{ps} \rho_s v_s \left(\frac{\partial T_s}{\partial z} \right) = \beta_2 (T_g - T_s) + \beta_3 (T_w - T_s) - C_{ps} \rho_s A_s \left(\frac{\partial T_s}{\partial t} \right) + A_s q_c \quad (14)$$

$$T_s(0, T) = T_{si}$$

Parede do forno:

$$A_w C_{pw} \rho_w \left(\frac{\partial T_w}{\partial t} \right) = \beta_1 (T_g - T_w) + \beta_3 (T_s - T_w) + \beta_4 (T_a - T_w) \quad (15)$$

Calor geral da reação de sintetização do clínquer:

$$q_c = \frac{\rho_s}{(1+A_i+F_i+S_i)} [-\Delta H_\xi k_1 \xi - \Delta H_\omega R_\omega - \Delta H_\beta k_\beta S(C^2) - \Delta H_\alpha k_\alpha C \beta] \quad (16)$$

Modelo de chama:

$$q_f = \frac{G_f(-\Delta H_F)}{(\rho_g v_g)} \left[\frac{\Psi^M C_1 (PM_a)^2}{\rho_s M O_2 (RT_g)^2} \right] k_F d_0 C_F \quad (17)$$

$$d_0 = 1 - \frac{k_F}{\left(\frac{D_0^3}{r_f^2} \right) + k_F} \quad (18)$$

$$D_0 = a_0 T_g^{\frac{3}{2}} \quad (19)$$

Coefficientes de velocidade de reação:

$$k_i = A_i \exp \left(\frac{-E_i}{RT_i} \right) \quad (20)$$

sendo, $i=1, \alpha, \beta, \gamma, \delta, \omega$

$$k_F = \frac{3}{r_F} A_F \exp \left(\frac{-E_F}{RT_g} \right) \quad (21)$$

Coefficientes de transferência de calor:

$$\beta_1 = r_1 p [f_1 + 1,73 \times 10^{-9} (1 - h_0) \varepsilon_g \varepsilon_w (T_g^2 + T_w^2) (T_g + T_w)] \quad (22)$$

$$\beta_2 = 2r_1 \sin \left(\frac{p}{2} \right) [f_2 + 1,73 \times 10^{-9} \varepsilon_g \varepsilon_s (T_g^2 + T_s^2) (T_g + T_s)] \quad (23)$$

$$\beta_3 = r_1 (2\Pi - p) [f_3 + 1,73 \times 10^{-9} h_0 \varepsilon_w \varepsilon_s (T_w^2 + T_s^2) (T_w + T_s)] \quad (24)$$

$$\beta_4 = 2\Pi f_4 r_2 \quad (25)$$

$$h = 1 + \frac{2h_0 \sin \left(\frac{p}{2} \right)}{2\Pi - p} \quad (26)$$

Coefficientes de área do forno:

$$A_g = \frac{r_1^2}{2} (p - \sin p) \quad (27)$$

$$A_s = \frac{r_1^2}{2} (2\Pi - p + \sin p) \quad (28)$$

$$A_w = 2\Pi (r_2^2 - r_1^2) \quad (29)$$

REFERÊNCIAS

- [1] A. Atmaca, R. Yumruta, Appl. Therm. Eng. **66**, 1-2 (2014) 435.
- [2] E.M. Gartner, D.E. Macphee, Cem. Concr. Res. **41**, 7 (2011) 736.
- [3] K.T. Kaddatz, M.G. Rasul, R. Azad, Procedia Eng. **56** (2013) 413.
- [4] K.S.B. Mujumbara, K.V. Ganesha, S.B. Kulkarnia, V.V. Ranade, Chem. Eng. Sci. **69**, 9 (2007) 2590.
- [5] M. Schneider, M. Romer, M. Tschudin, H. Bolio, Cem. Concr. Res. **41**, 7 (2011) 642.
- [6] Z. Utlu, Z. Sogut, A. Hepbasli, Z. Oktay, Appl. Therm. Eng. **26**, 17-28 (2006) 2479.
- [7] E. Copertaro, P. Chiariotti, D. Estupinan, A. Alvaro, N. Paone, B. Peters, G.M. Revel, Powder Technol. **275** (2015) 131.
- [8] K. Atsonios, P. Grammelis, S.K. Antiohos, N. Nikolopoulos, E. Kakaras, Fuel **153** (2015) 210.
- [9] D.C.Q. Rodrigues, A.P. Soares JR., E.F. Costa JR., A.O.S. Costa, Cerâmica **59** (2013) 302.
- [10] R. Saidur, M.S. Hossaina, M.R. Islama, H. Fayaz, H.A. Mohammed, Renewable Sustainable Energy Rev. **15**, 5 (2011) 2487.
- [11] H.M. Souza, A.P. Soares JR., E.F. Costa JR., A.O.S. Costa, Cerâmica **61** (2015) 23.
- [12] A.A. Boateng, P.V. Barr, Pergamo **6** (1995) 2131.
- [13] M.C.C. Silva, "Relações entre microestrutura, composição, resistência à ruptura e moabilidade de clínqueres de cimento Portland", Diss. Mestrado, Eng. Metalúrgica e de Materiais, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ (2007).
- [14] L.G. Paula, "Análise Termoeconômica do Processo de Produção de Cimento Portland com Co-Processamento de Misturas de Resíduos", Diss. Mestrado, Conversão de Energia, Universidade F. de Itajubá, Itajubá, MG (2009).
- [15] J.M. Smith, H.C. Van Ness, M.M. Abbott, Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química, 5ª Ed., Editora LTC, Rio de Janeiro, RJ (2007).
- [16] J.J. DelCoz Díaz, F. Mazón, N. Rodríguez, D. García, F.J. Suárez, Finite Elements Analysis Design **39**, 1 (2002) 17.
- [17] Y. Kihara, G. Visedo, Associação Brasileira de Cimento Portland, Disponível em: <http://www.abcp.org.br/conteudo/imprensa/a-industria-do-cimento-e-o-desenvolvimento-do-brasil#.VQLvgo7F9NP>. Acesso em: 19 maio 2015.
- [18] K.S. Stadler, J. Poland, E. Gallestey, Control Eng. Practice **19**, 1 (2011).
- [19] V.C. Duarte, "Estudo da Transferência de Calor em Fornos Rotativos da Indústria de Cimento, utilizando o Método de Elementos Finitos", Diss. Mestrado Eng. Mecânica, Universidade F. de Itajubá, Itajubá, MG (1999).
- [20] H.A. Spang, Pergamon Press **8**, 3 (1972) 309. (Rec. 04/09/2015, Rev. 20/11/2015, Ac. 15/12/2015)