

Modelagem e simulação de um reator industrial de apagamento

Ricardo Andreola¹, Osvaldo Vieira², Onélia Aparecida Andreo dos Santos¹ e Luiz Mario de Matos Jorge^{1*}

¹Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, Av. Colombo, 5790, 87020-900, Maringá-Paraná, Brazil. ²Klabin Paraná Papéis, Fazenda Monte Alegre, Telêmaco Borba-Paraná, Brazil. *Author for correspondence. e-mail: lmmj@deq.uem.br

RESUMO. O sistema de reatores de caustificação é responsável pela geração do licor branco e é composto, basicamente, por um reator de apagamento, seguido por vários reatores de caustificação. No reator de apagamento, ocorre a formação de hidróxido de cálcio, segundo a reação: $\text{CaO}_{(s)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{Ca}(\text{OH})_{2(s)}$, e, simultaneamente, a reação de caustificação com a formação de hidróxido de sódio: $\text{Na}_2\text{CO}_{3(aq)} + \text{Ca}(\text{OH})_{2(s)} \rightarrow 2 \text{NaOH}_{(aq)} + \text{CaCO}_{3(s)}$, estendendo-se ao longo de vários reatores de mistura, dispostos em série. Neste sentido, como primeira etapa, foi elaborado e testado um modelo matemático fenomenológico do reator de apagamento em regime transiente, da indústria Klabin Paraná Papéis. O modelo foi obtido a partir de balanços de massa e de energia no reator, resultando num sistema de oito equações diferenciais ordinárias, que foram resolvidas numericamente. As simulações deste modelo, nas condições operacionais da planta, revelam que este é capaz de representar as principais tendências do processo.

Palavras-chave: caustificação, apagamento, modelagem.

ABSTRACT. Modeling and simulation of an industrial slaker reactor. White liquor used in cellulose digesters is produced by the causticizing process that employs a reactor system composed of two main parts: a mixing slaker reactor followed by causticizing reactors. At the slaker reactor, calcium hydroxide is produced, according to the reaction: $\text{CaO}_{(s)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{Ca}(\text{OH})_{2(s)}$. Simultaneously a causticizing reaction occurs with the formation of sodium hydroxide: $\text{Na}_2\text{CO}_{3(aq)} + \text{Ca}(\text{OH})_{2(s)} \rightarrow 2 \text{NaOH}_{(aq)} + \text{CaCO}_{3(s)}$. The latter takes place along several mixing reactors connected in series. An initial step towards building this dynamic mathematic model was taken and tested for the Klabin Paraná Papéis mill slaker reactor, established in Brazil, for modeling purposes. Simulations of the dynamic model at process conditions show that it was able to reproduce the main characteristics of the process. Close agreement with plant measurements was obtained by adjusting one kinetic parameter.

Key words: lime slaker, modeling, causticizing.

O sistema de reatores de caustificação da Klabin Paraná Papéis é responsável pela geração do licor branco utilizado nos digestores de celulose, e é composto por um reator de apagamento, seguido por vários reatores de caustificação dispostos em série. Conforme ilustrado na Figura 1, no reator de apagamento são adicionados continuamente licor verde e cal mediante agitação. A cal, proveniente do forno de calcinação, é composta predominantemente por óxido de cálcio e uma pequena quantidade de carbonato de cálcio. O óxido de cálcio reage instantaneamente com a água, formando hidróxido de cálcio, segundo reação altamente exotérmica: $\text{CaO}_{(s)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{Ca}(\text{OH})_{2(s)}$, com rendimento

máximo em torno de 70%. Por sua vez, o licor verde é composto por uma solução diluída em que predomina o carbonato de sódio, que reage concomitantemente com o hidróxido de cálcio, com a formação de hidróxido de sódio e carbonato de cálcio, segundo a reação: $\text{Na}_2\text{CO}_{3(aq)} + \text{Ca}(\text{OH})_{2(s)} \rightarrow 2 \text{NaOH}_{(aq)} + \text{CaCO}_{3(s)}$. Esta reação é fracamente exotérmica e é conhecida como reação de caustificação. Na saída do reator existem duas correntes distintas: a de lama de cal e a de sólidos inertes denominados “grits”. A lama de cal é composta, basicamente, de uma solução de hidróxido de sódio com carbonato de cálcio em suspensão e é encaminhada para os reatores de

caustificação subseqüentes por gravidade, enquanto os “grits” são encaminhados à saída do reator por meio de uma rosca sem fim inclinada.

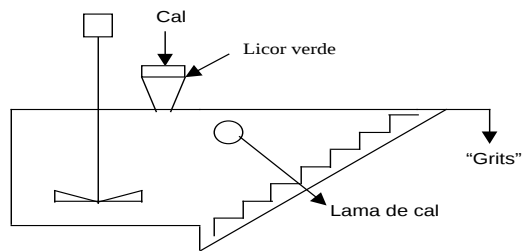


Figura 1. Representação esquemática do reator de apagamento

Modelagem matemática em regime transiente

O modelo matemático foi obtido a partir de balanços de massa por componente, “Equações (1) a (7)”, e de energia, “Equação (8)”, sobre o reator de apagamento, admitindo-se mistura perfeita e volume constante. A consideração de mistura perfeita está baseada no trabalho de Hypponen e Luuko (1984), que mostraram que a distribuição de tempo de residência dos sólidos é igual à do líquido, enquanto a consideração de volume constante é fundamentada no fato de que o reator em estudo possui uma saída de liquor na parte superior do mesmo, conforme pode ser observado na Figura 1, que assegura manutenção de um nível constante.

Tabela 1. Parâmetros térmicos e cinéticos do modelo dinâmico

Parâmetro	Valor
UA	12,46 BTU/(°F min)
k_2	0,333 min ⁻¹
$k_{1,0}$	2100
$k_{2,0}$	0,353

Balanco de energia:

$$V\rho_{lama}Cp_{lama}\frac{dT}{dt} = \Delta H_{licor} + \Delta H_{sólidos} + (-\Delta H_1)Vr_1 + (-\Delta H_2)Vr_2 - UA(T - T_{amb}) - Km_{evap}\Delta H_{evap} \quad (8)$$

onde:

$$K = 0 \text{ se } T < T_{eb} \text{ e } K = 1 \text{ se } T = T_{eb};$$

$$\Delta H_{licor} = Cp_{LV}[(C_{a,0} + C_{b,0} + C_{c,0})q_0(T_{in} - T_{ref}) - (C_a + C_b + C_c)q(T - T_{ref})] \quad ;$$

$$\Delta H_{sólidos} = Cp_{CaO}[w_{CaO,in}(T_{in} - T_{ref}) - \left(\frac{m_{CaO}q}{V}\right)(T - T_{ref})] + Cp_{Ca(OH)_2}[w_{Ca(OH)_2,in}(T_{in} - T_{ref})$$

$$- \left(\frac{m_{Ca(OH)_2,out}q}{V}\right)(T - T_{ref})] + Cp_{CaCO_3}[w_{CaCO_3,in}(T_{in} - T_{ref}) - \left(\frac{m_{CaCO_3,out}q}{V}\right)(T - T_{ref})]$$

$$+ Cp_{inertes}[w_{inertes,in}(T_{in} - T_{ref}) - \left(\frac{m_{inertes,out}q}{V}\right)(T - T_{ref})]$$

A temperatura de operação do reator de apagamento em estudo é muito próxima da temperatura de ebulição da mistura reacional, havendo a possibilidade de alguma perda de energia devido à evaporação, sempre que a temperatura do reator atingir a temperatura de ebulição. Neste sentido, contemplou-se a perda de energia por mudança de fase, conforme “Equação (8)”, admitindo-se que a entalpia e a temperatura de ebulição são idênticas àquelas da água pura na mesma pressão, uma vez que a mistura reacional encontra-se diluída. Os resultados obtidos pela simulação do modelo indicam que a diferença entre a temperatura de ebulição da mistura reacional (212 °F) e da água pura nas mesmas condições de pressão é, no máximo, de 3 °F.

Balanços de massa por componente:

$$\frac{dC_a}{dt} = \frac{1}{V}(q_0C_{a,0} - qC_a) - r_1\left(\frac{PM_a}{PM_{Na_2O}}\right) \quad (1)$$

$$\frac{dC_b}{dt} = \frac{1}{V}(q_0C_{b,0} - qC_b) + 2r_1\left(\frac{PM_b}{PM_{Na_2O}}\right) \quad (2)$$

$$\frac{dC_c}{dt} = \frac{1}{V}(q_0C_{c,0} - qC_c) \quad (3)$$

$$\frac{dm_d}{dt} = w_{d,0} - \frac{m_dq}{V} - Vr_2 \quad (4)$$

$$\frac{dm_e}{dt} = w_{e,0} - \frac{m_eq}{V} - V\left(\frac{PM_e}{PM_{Na_2O}}\right)r_1 + V\left(\frac{PM_e}{PM_d}\right)r_2 \quad (5)$$

$$\frac{dm_f}{dt} = w_{f,0} - \frac{m_fq}{V} + V\left(\frac{PM_f}{PM_{Na_2O}}\right)r_1 \quad (6)$$

$$\frac{dm_g}{dt} = w_{g,0} - \frac{m_gq}{V} \quad (7)$$

A vazão de licor na saída do reator de apagamento pode ser afetada pelo consumo de água na reação de apagamento bem como pela perda desta devido à evaporação. Desta forma, a vazão volumétrica de licor na saída do reator (q) foi avaliada a partir de um balanço de massa para a água, admitindo-se comportamento pseudo-estacionário, conforme a seguinte equação:

$$q = q_0 - \frac{V}{\rho_{H_2O}} \left(\frac{PM_{H_2O}}{PM_{Na_2O}} \right) r_1 - Km_{evap} / \rho_{H_2O} \quad (9)$$

Para descrever a cinética das reações de apagamento, $CaO_{(s)} + H_2O_{(l)} \rightarrow Ca(OH)_{2(s)}$, e de caustificação, $Na_2CO_{3(aq)} + Ca(OH)_{2(s)} \rightarrow 2NaOH_{(aq)} + CaCO_{3(s)}$, “Equações 10 e 11” respectivamente, foram utilizadas as equações propostas por Swanda (1994):

$$r_2 = k_2 (m_d / V) \quad (10)$$

$$r_1 = \left(\frac{PM_{Na_2O}}{PM_a} \right) C_{a,o} \left(\frac{m_e}{V} \right) \left\{ k_1 C_a \left(\frac{PM_{Na_2O}}{PM_a} \right) - k_T [EA]^2 \right\} \quad (11)$$

onde:

$$k_2 = 0,333 \text{ L/min}$$

$$k_1 = k_{1,0} \exp[-1,52(TTA - 7,02) - 11700 / RT] \quad ;$$

$$k_T = k_{2,0} \exp[-0,967(TTA - 7,02) - 9890 / RT] \quad ;$$

$$TTA = C_a \frac{PM_{Na_2O}}{PM_a} + C_b \frac{PM_{Na_2O}}{PM_b} + C_c \frac{PM_{Na_2O}}{PM_c} \quad ;$$

$$EA = C_b \frac{PM_{Na_2O}}{PM_b} + 0,5 C_c \frac{PM_{Na_2O}}{PM_c}$$

Avaliação dos parâmetros térmicos e cinéticos do modelo dinâmico

O modelo dinâmico possui um parâmetro térmico, U , e três parâmetros cinéticos aparentes: k_2 , $k_{1,0}$ e $k_{2,0}$. Um estudo prévio de análise de sensibilidade paramétrica do modelo revelou que $k_{1,0}$ e U são os parâmetros que exercem maior influência sobre as previsões do modelo. Desta forma, foram utilizados os valores de k_2 e de $k_{2,0}$ encontrados em literatura, Swanda (1994); enquanto, o valor de $k_{1,0}$ foi ajustado frente a dados medidos experimentalmente em regime permanente e o valor de U foi estimado a partir das “Equações (12) a (14)”.

Como o reator de apagamento não se encontra isolado e a temperatura no meio reacional é superior à temperatura atmosférica, é esperado que haja transferência de calor para o meio ambiente. Esta perda de calor é regida por um coeficiente global de troca térmica (U) que representa uma resistência térmica equivalente ($R_{eq} = 1/U$), composta pela

associação de três resistências térmicas distintas: na mistura reacional ($R_{int} = 1/h_{int}A$); na parede do reator ($R_w = e/A_{lm}k_w$) e do meio externo ($R_{ext} = 1/h_{ext}A$); ou seja:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_{ext}A} + \frac{e}{A_{lm}k_w} + \frac{1}{h_{int}A} \quad (12)$$

O coeficiente interno de transferência de calor por convecção (h_{int}) foi obtido a partir da “Equação (13)”, apresentada por Lydersen (1979), utilizando-se as propriedades físicas da água pura, pois o meio reacional é composto por uma solução aquosa diluída.

$$\frac{h_{int}D}{k_f} = C \left(\frac{\rho n D_{agitador}^2}{\mu} \right)^{2/3} (Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (13)$$

A dissipação de calor para o meio externo se dá por convecção natural entre as paredes do reator e o ar circundante. Desta forma, o coeficiente de transferência de calor externo (h_{ext}) foi avaliado a partir da “Equação (14)”, apresentada por Kreith (1983).

$$\frac{h_{ext}D}{k_f} = 0,13 (Gr Pr)^{1/3} \quad (Gr > 10^9) \quad (14)$$

A partir das equações apresentadas acima, foram estimados os coeficientes de transferência de calor por convecção externo: $h_{ext} = 1,843 \times 10^{-2} \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{°F} \cdot \text{min}$ e interno: $h_{int} = 5,731 \times 10^2 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{°F} \cdot \text{min}$. A seguir, foram avaliadas as três resistências térmicas envolvidas no processo: $R_{int} = 1,548 \times 10^{-4} \text{ °F} \cdot \text{min/Btu}$; $R_w = 7,3 \times 10^{-4} \text{ °F} \cdot \text{min/Btu}$ e $R_{ext} = 8,02 \times 10^{-2} \text{ °F} \cdot \text{min/Btu}$, indicando que a transferência de calor entre a parede do reator e o meio externo é a etapa limitante; conseqüentemente, $R_{eq} \approx R_{ext}$ e $U.A = 12,46 \text{ Btu/°F} \cdot \text{min}$. Os valores dos parâmetros térmicos e cinéticos utilizados nas simulações encontram-se agrupados na Tabela 1.

Avaliação da taxa de água evaporada (m_{evap})

Para o cálculo da taxa de evaporação (m_{evap}) partiu-se do modelo representado pelas “Equações (1) a (11)” sem os termos de acúmulo de massa e de energia (Regime Permanente), fixando-se a temperatura de saída do reator em 212°F, que corresponde à temperatura de ebulição da mistura reacional. Desta forma, foi gerado um sistema de 8 equações algébricas, resolvidas com o auxílio de uma rotina disponível na biblioteca IMSL do FORTRAN 4.0, denominada NEQNF. O valor obtido para m_{evap} foi de 96,0 lb/min. Para fins de simulação do modelo

em regime transiente, admitiu-se que a taxa de evaporação é a mesma daquela avaliada em regime permanente.

Simulação e análise do modelo dinâmico

O modelo dinâmico é composto por oito equações diferenciais ordinárias, decorrentes dos balanços de massa e de energia, “Equações (1) a (8)” e duas equações cinéticas para as reações de apagamento e caustificação, “Equações (10) e (11)”; além da “Equação (9)” para a estimativa da vazão de licor na saída do reator. O modelo assim composto foi resolvido numericamente pela sub-rotina SDRIV2 disponível em Kahaner *et al.* (1989), que utiliza os métodos de Gear e Adams-Moulton respectivamente, podendo selecionar automaticamente um ou outro método, dependendo de tratar-se de um problema “stiff” ou não, a partir das condições iniciais apresentadas na Tabela 2. A relação das propriedades físico-químicas (Swanda, 1994), bem como condições de operação utilizadas para simulação do modelo, encontram-se nas Tabelas 3 e 4, respectivamente.

Tabela 2. Condições iniciais para integração do modelo

Variável [*]	Valor Inicial
C_a	4,9942 lb/ft ³ (como Na ₂ O)
C_b	0,7179 lb/ft ³ (como Na ₂ O)
C_c	2,0127 lb/ft ³ (como Na ₂ O)
m_d	4733,6 lb
m_e	0,0 lb
m_f	0,0 lb
m_g	747,5 lb
T	190,4 °F

* (a) Na₂CO₃; (b) NaOH; (c) Na₂S; (d) CaO; (e) Ca(OH)₂; (f) CaCO₃; (g) sólidos inertes.

Tabela 3. Propriedades físico-químicas

ΔH_1	- 28,6 BTU/lb
ΔH_2	- 450 BTU/lb
ρ_{lama}	75 lb / ft ³
C_{pLV}	0,952 BTU / lb °F
C_{pLama}	0,870 BTU / lb °F
C_{pCaO}	0,197 BTU / lb °F
$C_{pCa(OH)2}$	0,312 BTU / lb °F
C_{pCaCO3}	0,225 BTU / lb °F
T_{eb} da mistura reacional	212 °F

Conforme se constata pela análise das Figuras 2, 6 e 7, o modelo dinâmico representou satisfatoriamente o comportamento do reator industrial de apagamento, com relação à temperatura, ao álcali ativo (AA) e ao álcali total titulável (TTA), medidos à saída do reator em condição de regime permanente, mediante o ajuste de apenas um parâmetro ($k_{1,0}$). Enquanto todas as concentrações levam em torno de doze minutos para alcançar o regime permanente (Figuras 3 a 7), a

temperatura do meio reacional (Figura 2) demora cerca de duzentos e cinquenta minutos para atingir a mesma condição.

Tabela 4. Dimensões e condições de operação do reator de apagamento

Volume útil do reator	1469,09 ft ³
Diâmetro interno do reator	15,75 ft
Altura do reator	10,47 ft
Diâmetro do agitador	5,74 ft
Velocidade de agitação	56 rpm
Área de troca térmica	676,3 ft ²
Vazão de licor verde	78,75 ft ³ /min
Temperatura do licor verde	190,4°F
Vazão de cal	333,89 lb/min
Temperatura da cal	225 °F
Disponibilidade de CaO na cal	87,8%
Temperatura ambiente	60 °F

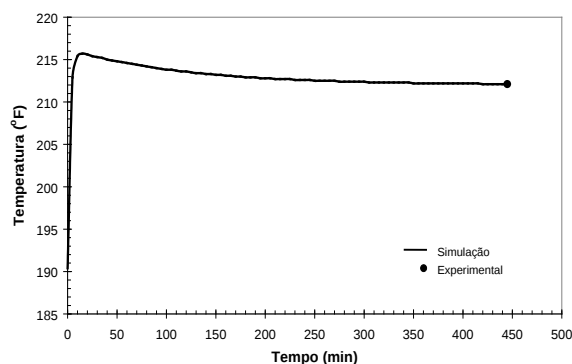


Figura 2. Perfil de temperatura no reator ao longo do tempo

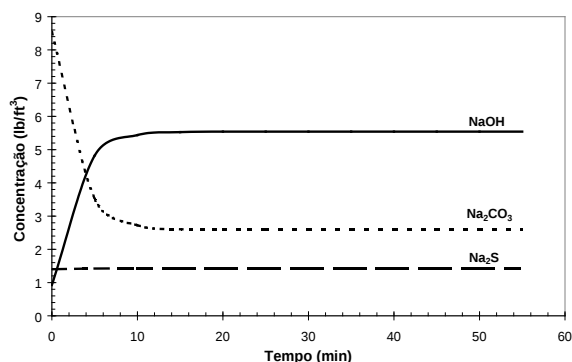


Figura 3. Concentrações de hidróxido, carbonato e sulfeto de sódio ao longo do tempo

Nos primeiros instantes, cerca de 12 minutos, ocorre praticamente a totalidade da reação química, com uma acentuada liberação de calor, conforme se pode constatar pelo rápido aumento da temperatura do meio reacional neste período (Figura 2), ultrapassando a sua temperatura de ebulição (212 °F). Este fato deve estar associado à hipótese de que a taxa de evaporação em regime permanente é igual à taxa de evaporação em regime transiente; contudo, se assim fosse, a temperatura do meio reacional em regime transiente jamais poderia ultrapassar a

temperatura de 212°F, revelando que esta hipótese não é adequada. Entretanto, observa-se na mesma figura que a máxima temperatura atingida foi de 215,7°F, resultando numa diferença máxima de temperatura de 3,7°F, o que indica que, apesar de esta hipótese não ser realista, pode ser utilizada como uma boa aproximação.

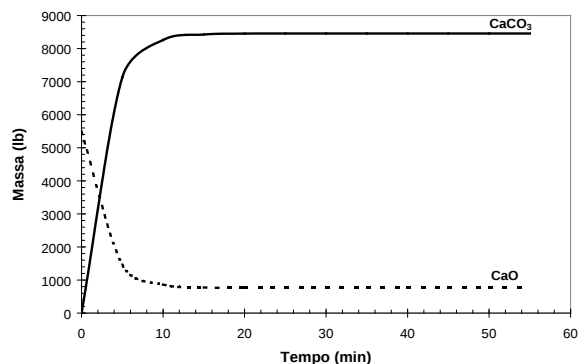


Figura 4. Massa de carbonato e óxido de cálcio ao longo do tempo

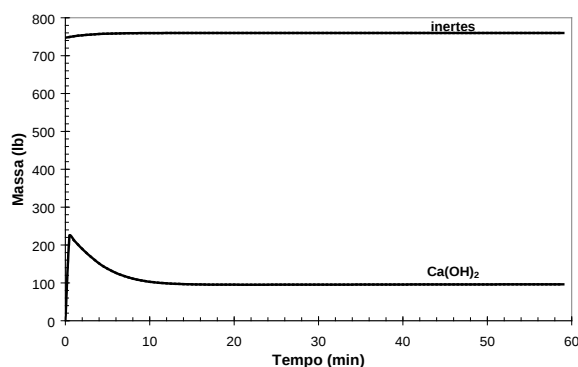


Figura 5. Massas inertes e hidróxido de cálcio ao longo do tempo

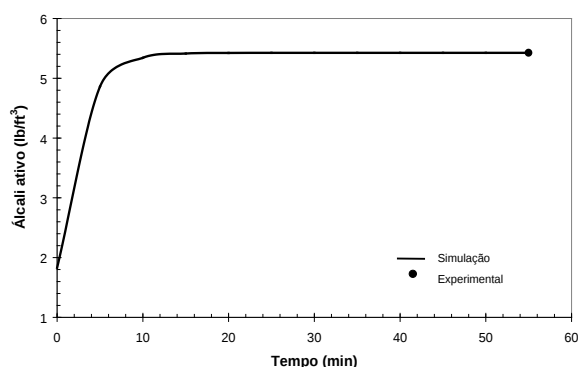


Figura 6. Concentração do álcali ativo, como Na₂O, ao longo do tempo

Tanto o consumo de carbonato de sódio como a geração de hidróxido de sódio são elevados nos primeiros instantes de reação, atingindo rapidamente as suas respectivas concentrações de regime

permanente: 2,59 e 5,54 lb/ft³, em aproximadamente doze minutos; enquanto, a concentração de sulfeto de sódio permanece inalterada durante todo o período simulado (1,42 lb/ft³), pois não participa das reações, conforme se verifica na Figura 3. De forma similar, observa-se na Figura 4 que o óxido de cálcio é rapidamente consumido, enquanto que o carbonato de cálcio é rapidamente formado nos primeiros instantes, alcançando a condição de regime permanente em aproximadamente doze minutos, com valores de 761,7 lb e de 8451,4 lb, respectivamente.

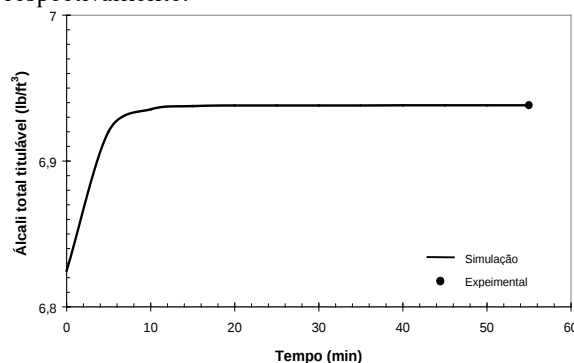


Figura 7. Concentração do álcali total titulável, como Na₂O, ao longo do tempo

Na Figura 5 observa-se que, enquanto a quantidade de sólidos inertes permanece praticamente inalterada durante todo o período, a massa de hidróxido cálcio, inexistente no início da operação, cresce rapidamente nos primeiros instantes de tempo, atingindo um máximo de 224,1 lb no instante de tempo de 0,5 min, para diminuir logo a seguir até atingir o valor de 98,1 lb em regime permanente. Este comportamento revela que a reação de apagamento é muito mais rápida do que a reação de caustificação, o que justifica a utilização de vários reatores subsequentes ao de apagamento na maioria das indústrias de papel para completar a reação de caustificação.

Tanto o álcali ativo (AA) como o álcali total titulável (TTA) passam por um rápido crescimento nos primeiros instantes de tempo, alcançando condições próximas às de regime permanente em doze minutos, conforme se pode constatar nas Figuras 6 e 7.

Agradecimentos

Os autores agradecem à Universidade Estadual de Maringá/DEQ e à Klabin Paraná Papéis - Telêmaco Borba - PR pelo suporte técnico e financeiro.

Nomenclatura

A	=área
AA	=álcali ativo, lb / ft ³ , como Na ₂ O
C	=concentração, lb / ft ³
Cp	=Capacidade calorífica, BTU / lb °F
D	=diâmetro, ft
E	=energia de ativação, BTU / lbmol
e	=espessura da parede do reator, ft
EA	=álcali efetivo, lb / ft ³ (como Na ₂ O)
Gr	= $\frac{\rho^2 D^3 [\beta(T_w - T_f)g]}{\mu^2}$ = número de Grashoff
g	=aceleração da gravidade, ft / min ²
h	=coeficiente de transferência de calor, BTU / °F min ft ²
H	=entalpia: reação de caustificação BTU / lb _{Na2O} e para a reação de apagamento BTU / lb _{CaO}
k	=condutividade térmica, BTU / h ft °F ou referente a parâmetros cinéticos
m	=massa, lb
n	=número de rotações por minuto, rpm
PM	=peso molecular
Pr	= $\frac{Cp\mu}{k_f}$ = número de Prandtl
q	=vazão volumétrica de licor, ft ³ / min
R	=constante dos gases ideais: 1,987 BTU / lbmol °R
r	=velocidade de reação, lb _{Na2O} / ft ³ min para a reação de caustificação e como lb _{CaO} / ft ³ min para a reação de apagamento
T	=temperatura, °F
TTA	=álcali total titulável, lb / ft ³ (como Na ₂ O)
U	=coeficiente de transferência de calor global, BTU / °F min ft ²
V	=volume de operação, ft ³
w	=vazão mássica, lb / min

Símbolos gregos

β	=coeficiente de expansão térmica do fluido, 1 / °F
Δ	=Variação
μ	=viscosidade do fluido na temperatura “bulk”, lb / ft h
ρ	=densidade do fluido, lb / ft ³

Subscritos

a	=carbonato de sódio, Na ₂ CO ₃
aq	=aquoso
b	=hidróxido de sódio, NaOH
c	=sulfeto de sódio, Na ₂ S
d	=óxido de cálcio, CaO
e	=hidróxido de cálcio, Ca(OH) ₂
eb	=ebulição
eq	=equivalente
evap	=evaporação
ext	=externo
f	=carbonato de cálcio, CaCO ₃ , ou fluido
g	=sólidos inertes
in	=entrada do reator
int	=interno
l	=líquido
lama	=suspensão de licor e lama de cal
lm	=média logarítmica
LV	=licor verde
mist	=mistura reacional
o	=condição na entrada do reator
out	=saída do reator
ref	=referência
s	=sólido
w	=parede
1	=referente à reação de caustificação
2	=referente à reação de apagamento

Referências bibliográficas

- Hypponen, O.; Luuko, A. The residence time distribution of liquor and lime mud flows in the recausticizing process. *Tappi J.*, 67(7):46-48, 1984.
- Kahaner, D.; Moler, C.; Nash, S. *Numerical methods and software*. New Jersey: Prentice Hall, 1989. (Computational Mathematics, 1989).
- Kreith, F. *Princípios da transmissão de calor*. 3. ed. São Paulo: Ed. Edgard Blücher, 1983.
- Lydersen, L. A. *Fluid flow and heat transfer*. New York: John Wiley & Sons, 1979.
- Swanda, A.P. *Process modeling and control system evaluation for the pulp and paper recausticizing process*. California, 1994. (Master's Thesis) - University of California.
- Wooldridge, M.; Jennings, N.R. Software Engineering with agents: Pitfalls and Pratfalls. *IEEE Internet Computing*, 3(3):20-70, 1999.

Received on November 08, 2000.

Accepted on November 30, 2000.