

ALTERNATIVAS DE UTILIZAÇÃO DO CALOR GERADO PELO TRATAMENTO TÉRMICO DE RESÍDUOS SÓLIDOS DA INDÚSTRIA COUREIRO-CALÇADISTA

Marcelo Godinho, Maiquel Santos Vieira, Daniel Rech Vêga, Leonardo Masotti, Celso Brisolará Martins, Nilson Romeu Marcílio

Departamento de Engenharia de Química - Universidade Federal do RS

Rua Luiz Englert S/N - CEP 90040-040 - Porto Alegre - RS - Brasil

RESUMO

O Projeto "*Planta Piloto para a Incineração de Resíduos Sólidos da Indústria Coureiro-Calçadista*", em execução no Laboratório de Processamento de Resíduos (LPR), do Departamento de Engenharia Química da UFRGS, teve seu início no ano de 1997. No início de 2001 foi firmado um novo contrato entre os antigos parceiros (FUNDACOURO, Luftech Soluções Ambientais e FAPERGS - Fundação de Apoio a Pesquisa no RS) do projeto com a inclusão da empresa Preservar Tratamento e Reciclagem de Resíduos Ltda. Neste contrato foi acordado o projeto e construção de uma planta piloto com potência térmica de 350 kW, para processar o resíduo sólido da indústria Coureiro-Calçadista.

Atualmente o projeto encontra-se na fase de otimização dos parâmetros operacionais da planta piloto, sendo que um dos temas que estão sendo avaliados são as alternativas de utilização do calor gerado no processo. A planta piloto emprega um processo que caracteriza-se por conduzir a destruição dos resíduos orgânicos em etapas de gaseificação e combustão combinadas (GCC), de forma que o calor gerado pode ser usado para a geração de vapor saturado, ou ainda para a produção de energia elétrica. Neste trabalho foi realizado o balanço material e de energia do processo, com a finalidade de avaliar as formas de utilização do calor gerado.

A partir dos resultados obtidos no balanço material e de energia, foram estudadas as alternativas para o aproveitamento energético dos gases efluentes do reator de oxidação (RO), visando atender às necessidades de um curtume. Os curtumes consomem energia térmica para o aquecimento de água usada no tratamento do couro (fulões), para a secagem dos couros e aquecimento de máquinas, podendo também ser injetado diretamente no processo. Após a definição do sistema de geração de vapor (economizador/evaporador) foi feita a otimização do processo.

1. INTRODUÇÃO

A geração de resíduo de couro curtido ao cromo no setor coureiro ocorre principalmente nos curtumes. Os curtumes são responsáveis por grande parte da geração de resíduos que afetam o meio ambiente, pois o processo de curtimento utiliza sulfato de cromo (CORRÊA, 2001).

O cromo é o agente curtente mais utilizado em curtumes. Cerca de 90% das indústrias de curtimento utilizam como curtente o sulfato básico de cromo trivalente (SHREVE & BRINK, 1977; RUTLAND; 1991). Segundo estimativas da AICSUL (2000) *apud* BIOACTIVES (2005), 95,5% do couro curtido no Brasil foi obtido com a utilização de cromo.

Estima-se que cerca de 60% do cromo utilizado no processo de curtimento é perdido junto com o resíduo sólido gerado (VIEIRA, 2004). Segundo ALOY (1994) e COMTE (1982), mais de 40% da matéria-prima processada na indústria de curtimento é descartada como resíduo durante o processamento da pele, sendo mais de 30% gerada após o processo de curtimento ao cromo.

Os resíduos produzidos durante a fabricação do couro são classificados em (SPRINGER, 1982): (i) resíduos contidos nos efluentes industriais (suspensos ou dissolvidos); (ii) lodos primários e secundários produzidos nos sistemas depuradores; (iii) banhos residuais passíveis de reutilização; (iv) resíduos gasosos que se desprendem ao longo do processo de fabricação; (v) resíduos sólidos curtidos; e (vi) resíduos sólidos não curtidos.

Os resíduos sólidos curtidos ao cromo gerados no processamento do couro compreendem as aparas de couro curtido, serragem e aparas da operação de rebaixamento, pó de lixadeira e demais resíduos dos processos de curtimento e acabamento (HOIANACKI *et al.*, 1994; SPRINGER, 1982). A serragem de couro curtido ao cromo, gerada na operação de rebaixamento, é um resíduo volumoso (90% do resíduo curtido total) em forma de farelo impregnado de sulfato de cromo, geralmente jogado em terrenos baldios, nas margens dos rios, em banhados, contaminando violentamente o meio ambiente (CORRÊA, 2001).

2. AVALIAÇÃO ENERGÉTICA DA PLANTA PILOTO

Neste trabalho foram utilizados dados experimentais obtidos de uma planta piloto para a incineração de resíduos sólidos da indústria Coureiro-Calçadista, com potência térmica de $3 \cdot 10^5$ kcal.h⁻¹. A planta piloto constitui-se basicamente de um reator de gaseificação, um reator de oxidação, seguidos por um sistema de controle de poluição (SCP). O SCP possui um ciclone, para abate do material particulado, um resfriador adiabático, para o arrefecimento dos gases efluentes, dois lavadores tipo venturi, para a neutralização dos gases ácidos formados durante a combustão do resíduo. O primeiro lavador venturi utiliza soda (NaOH), enquanto no segundo é usado cal (Ca(OH)₂), como agentes neutralizantes. O processo emprega a técnica de gaseificação e combustão combinadas (GCC).

A partir do balanço de massa, apresentado em Godinho (2004), foi elaborado o balanço de energia do sistema de incineração (reator de gaseificação e reator de oxidação), apresentado esquematicamente na Figura (1). Foram calculadas, respectivamente, a composição e a temperatura máxima dos gases efluentes. No balanço de massa foi utilizada a composição elementar da serragem de rebaixadeira (resíduo sólido gerado na operação de rebaixamento de couros).

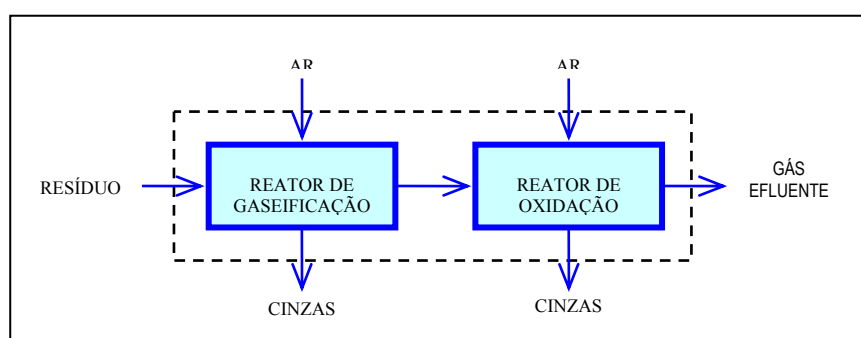


Figura 1- Representação esquemática do sistema.

2.1. Balanço de Energia

O balanço de energia foi realizado com o objetivo de estimar a temperatura máxima dos gases efluentes na saída do reator de oxidação. O balanço global de energia pode ser representado pela equação (1).

$$PC + m_{ar} \int_{T_{ref}}^{T_{ar}} C_{p_{ar}}(T) \cdot dT + m_{res} \int_{T_{ref}}^{T_{res}} C_{p_{res}} \cdot dT = m_{gás} \int_{T_{ref}}^{T_{gás}} C_{p_{gás}}(T) \cdot dT + m_{cin} \int_{T_{ref}}^{T_{cin}} C_{p_{cin}}(T) \cdot dT \quad (1)$$

onde:

PC : poder calorífico do resíduo (kcal/kg);

m_{ar} : massa de ar nos reatores de gaseificação e de oxidação (kg ar/kg resíduo);

m_{res} : massa de resíduo (kg resíduo/kg resíduo);

$m_{gás}$: massa dos gases efluentes (kg gás/kg resíduo);

m_{cin} : massa de cinzas (kg cinza/kg resíduo);

T : temperatura (°C);

T_{ref} : temperatura de referência (25°C).

C_p : calor específico (kcal / kg°C)

A equação (2) foi utilizada para determinar o calor específico, a partir da temperatura e dos parâmetros de cada componente.

$$Cp(T) = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right] \quad (2)$$

Os parâmetros da equação (2) são dados na Tabela (1) e são válidos no intervalo de temperatura de 25 a 2000°C.

Tabela 1- Parâmetros da Equação (2).

Gás	a	b.10 ²	c.10 ⁵	d.10 ⁹
CO ₂	0,20	0,0230	-0,01566	0,0405
H ₂ O	0,44	0,0091	0,01008	-0,0476
N ₂	0,25	0,0019	0,00488	-0,0245
O ₂	0,22	0,0086	-0,00453	0,0098
HCL	0,19	-0,0009	0,00636	-0,0284
SO ₂	0,15	0,0146	-0,01157	0,0321
Ar	0,24	0,0034	0,00263	-0,0162

Para o cálculo da entalpia do resíduo utilizou-se o seguinte C_p médio (Godolphim, 2000).

$$\overline{Cp}_{res} = 0,3558 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

As cinzas foram consideradas como constituídas apenas de óxido de cromo (Cr₂O₃). A entalpia das cinzas foi calculada a partir da equação (3), que relaciona o calor específico do óxido de cromo com a temperatura.

$$Cp_{cin}(T) = 0,1782 + 2,6316 \cdot 10^{-5} \cdot T \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right] \quad (3)$$

A partir do balanço global de energia, representado pela equação (1), e considerando que :

- o resíduo é alimentado na temperatura de referência;
- o ar é alimentado a temperatura de referência;
- ocorre o acúmulo da cinza no interior do sistema;
- a perda de calor através das paredes dos equipamentos é nula;

é possível estimar a temperatura máxima dos gases efluentes do reator de oxidação (RO) da planta piloto a partir da equação (4).

$$PCI_{bu} = \sum_i \left(m_i \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{gás}} Cp_i(T) \cdot dT \right) \quad (4)$$

onde *m_i* é a massa gerada do componente *i* e *Cp_i(T)* é a sua respectiva equação de calor específico.

Para a determinação da temperatura máxima do gás efluente do reator de oxidação foi utilizado o poder calorífico inferior em base úmida (PCI_{bu}), pois a água presente nesta corrente está na fase vapor. Com um excesso de oxigênio de 7% (v/v), em base seca, a temperatura máxima obtida foi de 1427 °C.

A partir da equação (4) verificou-se a influência da umidade do resíduo na temperatura do gás efluente. Os resultados são apresentados na Figura (2). Para que a combustão ocorra de forma adequada, ou seja, exista a oxidação completa dos compostos orgânicos presentes no resíduo, a temperatura mínima indicada é de 800°C.

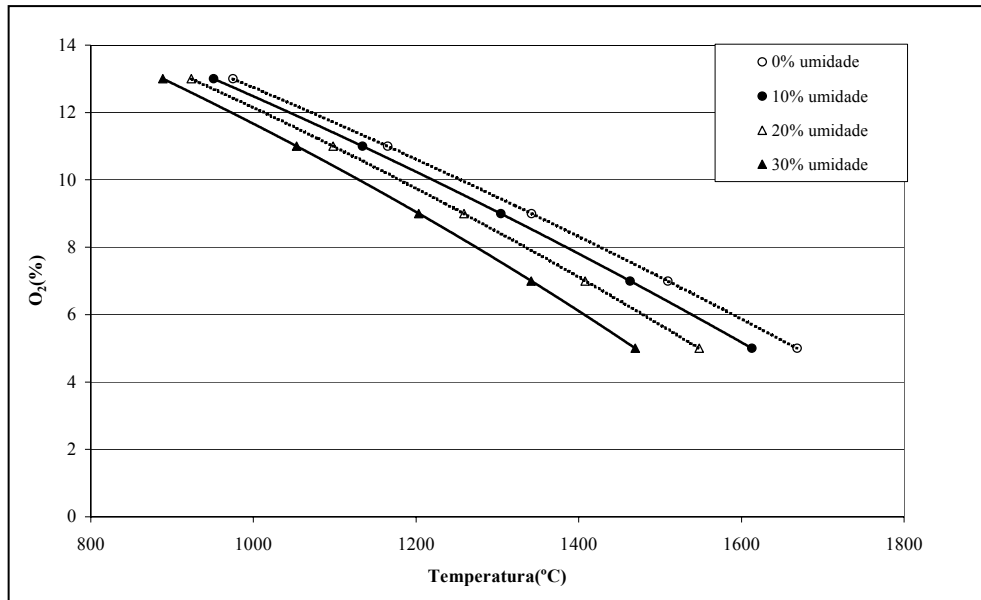


Figura 2– Influência da umidade do resíduo.

Para a simulação da temperatura dos gases efluentes em função da temperatura de retirada das cinzas foram feitas as seguintes considerações:

- o resíduo é alimentado na temperatura de referência;
- o ar é alimentado na temperatura de referência;
- a perda de calor através das paredes dos equipamentos é nula;
- o efluente tem 7% (v/v) de oxigênio.

Os resultados desta simulação são apresentados na Tabela (2).

Tabela 2- Temperatura do gás efluente com retirada das cinzas.

T _{cinzas} (°C)	T _{gás} (°C)
25	1241,3
200	1241,0
400	1240,7
600	1240,4
800	1240,0

3. ESTUDO DAS ALTERNATIVAS DE UTILIZAÇÃO DO CALOR GERADO

Foram estudadas alternativas para o aproveitamento energético dos gases efluentes do reator de oxidação (RO), visando atender às necessidades de um curtume. Os curtumes consomem energia térmica para o aquecimento de água usada no tratamento do couro (fulões), para a secagem dos couros e aquecimento de máquinas, podendo também ser injetado diretamente no processo.

Para estimar a demanda de vapor e selecionar as condições de temperatura e pressão, foram utilizados alguns dados referentes à demanda energética dos curtumes do estado do Rio Grande do Sul. Um curtume médio, com uma produção diária de 3000 m² de couro, é bastante representativo da maioria dos curtumes da região. A matéria principal é o couro *wet-blue*, que é processado nas etapas de acabamento molhado e acabamento. O curtume utiliza vapor saturado a uma pressão nominal de 7 bar absoluto e o consumo médio anual é de 0,24 kg/s. Na estação de alta produção o consumo é de 0,325 kg/s (Schneider, P.S. e Guterres, M, 2003).

3.1. Projeto do Trocador de Calor

Foi projetado um evaporador do tipo casco e tubo, para a geração de vapor de água a pressão de 7 bar absoluta e a uma temperatura de saturação de 165°C. Para elevar a eficiência da geração de vapor foi também projetado um economizador do tipo casco e tubo.

Para o dimensionamento do sistema (evaporador e economizador) foi considerado que os gases efluentes do reator de oxidação apresentam 10% de oxigênio (b.s.) e a sua composição foi obtida a partir do balanço de massa do sistema. A composição esperada dos gases efluentes, considerando a alimentação de serragem de rebaixadeira, é apresentada na Tabela (3).

Tabela 3- Composição dos gases efluentes do reator de oxidação

Componente	Fração Volumétrica(%)
CO ₂	8,40
H ₂ O	9,16
N ₂	73,17
O ₂	9,08
HCL	0,035
SO ₂	0,089

Segundo Ganapathy (1996), duas variáveis que afetam diretamente a eficiência do sistema são o *Approach Point* (AP) e o *Pinch Point* (PP). *Approach Point* é a diferença entre a temperatura de saturação (t_s) e a temperatura da água efluente (t_{w2}) do Economizador. *Pinch Point* é a diferença entre a temperatura do gás efluente (t_{g2}) do Evaporador e a temperatura de saturação (t_s). A Figura (3) apresenta o perfil de temperatura típico de um sistema composto por um Evaporador e um Economizador, onde o gás e a água circulam em contra corrente.

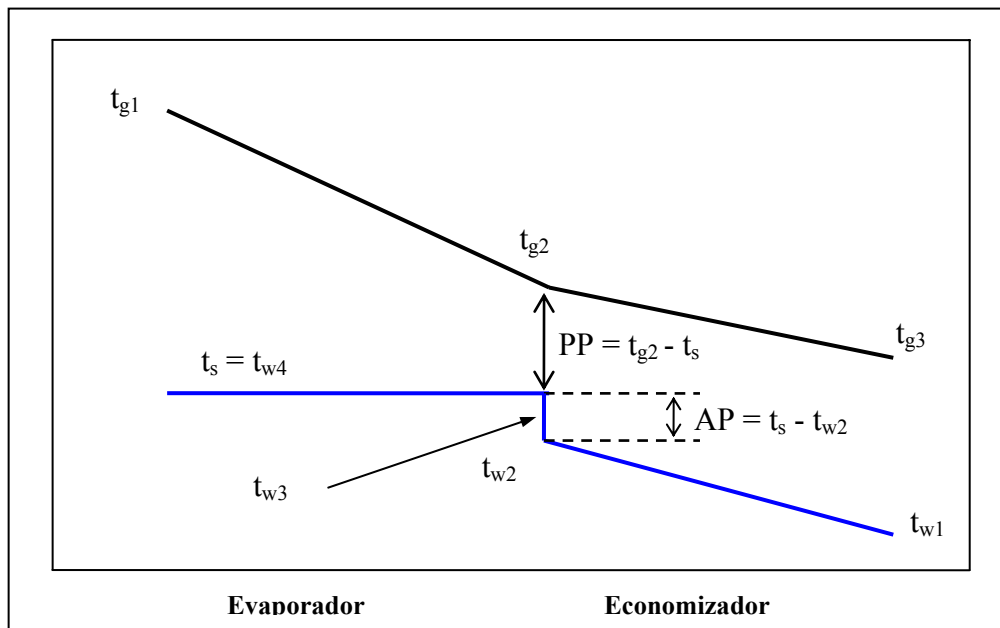


Figura 3- Perfil de Temperatura no Evaporador e Economizador.

A simulação matemática realizada tem por objetivo determinar os perfis de temperatura (AP e PP) mais adequados para uma determinada produção de vapor, buscando minimizar a área de troca térmica. Com os dados obtidos pôde-se verificar influência do Economizador na eficiência térmica do sistema.

3.1.1. Balanço de Massa e Energia

Segundo Kern (1980) a alimentação de um evaporador não deve ser completamente vaporizada. Se a vaporização for menor que 100% pode-se regular o líquido residual para impedir que se forme incrustações diretamente sobre a superfície dos tubos. De acordo com o autor uma vaporização máxima de 80% produz uma operação adequada. A vazão de água de alimentação (W_w) foi obtida dividindo-se a vazão de vapor desejada (W_s) por 0,80.

Conforme se observa na Figura (4), a água efluente do economizador à temperatura t_{w2} é misturada com a água saturada que recircula no Evaporador à temperatura t_{w4} , entrando neste equipamento à uma temperatura intermediária t_{w3} . No evaporador a água sofre um pré-aquecimento de t_{w3} até a temperatura de saturação da água (t_s).

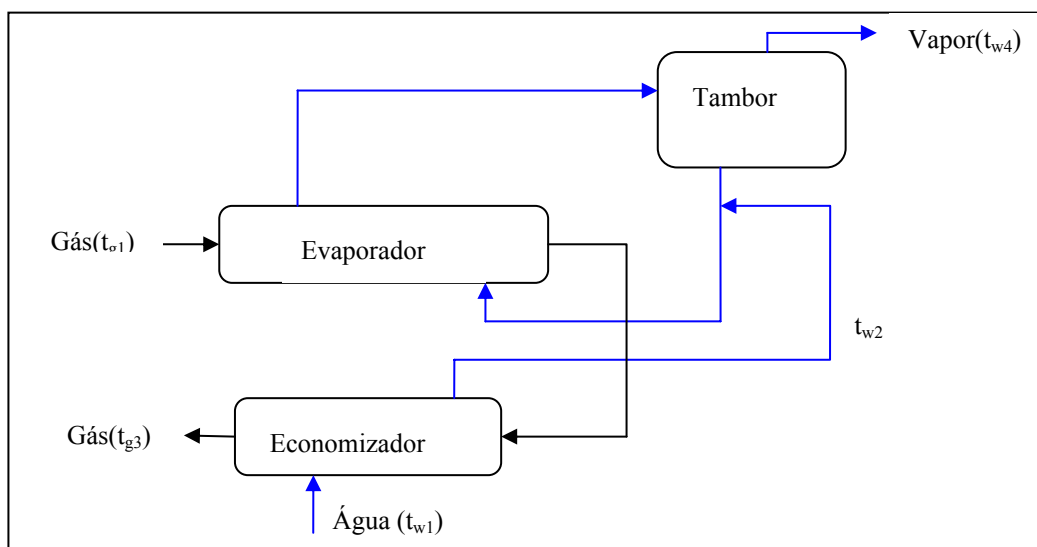


Figura 4- Sistema de geração de vapor.

O calor transferido para o pré-aquecimento (Q_p) da água no evaporador é dado pela equação (5). O calor para a vaporização de 80% água (Q_v) foi calculado pela equação (6).

$$Q_p = W_w \cdot (hw_4 - hw_3) \quad (5)$$

$$Q_v = W_s \cdot (hv - h_4) \quad (6)$$

A massa de gás necessária é calculada a partir do seu calor específico (C_{pg}), conforme a equação (7).

$$W_g = \frac{Q_p + Q_v}{C_{pg} \cdot (tg_1 - tg_2)} \quad (7)$$

De maneira semelhante, foi realizado o balanço de massa e energia no Economizador. A equação (8) foi utilizada para o cálculo do calor transferido (Q_{ECON}) e a temperatura final do gás (tg_3) é obtida da equação (9).

$$Q_{ECON} = W_w \cdot (hw_2 - hw_1) \quad (8)$$

$$W_g = C_{pg} \cdot (tg_2 - tg_3) \quad (9)$$

Conhecidas as vazões mássicas (W_g , W_s , W_w) pode-se determinar o perfil de temperatura no equipamento, arbitrando-se os valores de AP e PP.

3.1.2. Transferência de Calor

São apresentadas a seguir as principais equações utilizadas para avaliar a transferência de calor no evaporador.

Fluido quente: gás, escoamento no tubos

A equação (10) é a relação fundamental para a transferência de calor em escoamento turbulento no interior dos tubos .

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^n \quad (10)$$

Para um fluido que sofre resfriamento n é igual a 0,3. Assim, obtém-se a equação (11).

$$\frac{hi \cdot di}{k} = 0,023 \cdot \left(\frac{di \cdot G}{\mu} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0,3} \quad (11)$$

Fluido frio: mistura água + vapor, escoamento no casco

A área livre para o escoamento da água foi calculada a partir da equação (12) (Kern, 1980).

$$A_{casco} = \frac{D_i \cdot C \cdot B}{Pt} \quad (12)$$

O coeficiente convectivo externo (h_o) é calculado pela equação (13), onde j_H é função do número de Reynolds e considera que as chicanas tem um corte de 25% em área. O coeficiente convectivo é calculado separadamente para a água líquida e para o vapor.

$$h_o = j_H \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (13)$$

A seguir são calculados os coeficientes globais de transferência de calor para o pré-aquecimento (U_p) e para a evaporação (U_v), conforme as equações (14) e (15).

$$U_p = \frac{h_i(\text{gás}) \cdot h_o(\text{água})}{h_i(\text{gás}) + h_o(\text{água})} \quad (14)$$

$$U_v = \frac{h_i(\text{gás}) \cdot h_o(\text{vapor})}{h_i(\text{gás}) + h_o(\text{vapor})} \quad (15)$$

A diferença de temperatura (DTML) foi calculada pela equação (16). As áreas necessárias para o pré-aquecimento (A_p) e para a evaporação (A_v) foram calculadas pelas equações (17) e (18), sendo que a área total requerida (A_c) é a soma destas duas.

$$DTML = \frac{\Delta T_Q - \Delta T_F}{\ln\left(\frac{\Delta T_Q}{\Delta T_F}\right)} \quad (16)$$

onde,

para $(\Delta T)_p$:

$$\Delta T_Q = tg1 - tw4$$

$$\Delta T_F = tg2 - tw3$$

para $(\Delta T)_v$:

$$\Delta T_Q = tg1 - ts$$

$$\Delta T_F = tg2 - ts$$

$$A_p = \frac{Q_p}{U_p \cdot (\Delta T)_p} \quad (17)$$

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v \cdot (\Delta T)_v} \quad (18)$$

O coeficiente global ponderado (U_c) é dado pela equação (19).

$$U_c = \frac{\sum U \cdot A}{A_c} \quad (19)$$

O cálculo de h_i , h_o , U_c e A_c para o economizador foi realizado com as mesmas equações fundamentais vistas para o evaporador.

A perda de carga nos tubos pode ser calculada pela equação (20).

$$\Delta P = 1,477 \cdot 10^{-13} \cdot \frac{f \cdot G^2 \cdot L}{g \cdot s \cdot di} \quad [\text{psi}] \quad (20)$$

Para o dimensionamento do sistema de geração de vapor as seguintes variáveis foram mantidas constantes:

alimentação: 600 kg de resíduo/h

$m_{\text{gás efluente}}$: 10,87 kg de gás/kg de resíduo

t_{g1} : 600°C.

t_{w1} : 30°C.

As seguintes considerações foram feitas para o dimensionamento do sistema de geração de vapor:

- O valor máximo admitido para a perda de carga é de 1 psi ($\approx 700 \text{ mmH}_2\text{O}$);
- A perda de calor através das paredes dos equipamentos é nula;
- Não ocorre a purga da água;
- A pressão no sistema (evaporador e economizador) é constante;
- A resistência à condutividade térmica da parede dos tubos é desprezada.

3.1.3. Resultados

Para a determinação do perfil de temperatura que conduz à menor área total de troca térmica, foram calculadas as somas das áreas do Evaporador e do Economizador para diferentes eficiências, variando-se o valor do *Approach Point*. A eficiência térmica foi definida como a razão entre a taxa total de calor transferido no evaporador e economizador e o calor disponibilizado pela vazão de gás caso ele fosse resfriado até a temperatura de referência (25°C), como mostra a equação (21).

$$\text{Eficiência} = \frac{Q_{\text{TROCADO}}}{Q_{\text{DISPONÍVEL}}} = \frac{Wg \cdot Cp_1 \cdot \Delta T_1}{Wg \cdot Cp_2 \cdot \Delta T_2} \quad (21)$$

onde :

$$\Delta T_1 = Tg_1 - Tg_3$$

$$\Delta T_2 = Tg_1 - T_{ref}$$

Limitando o AP em 20°C , evita-se que ocorra evaporação no economizador, o que causaria problemas no bombeamento da água pra o Evaporador. A área total necessária para atingir uma determinada eficiência foi calculada para diferentes valores de AP. O valor do PP é obtido a partir do balanço de massa e energia. A Figura (5) apresenta as áreas obtidas.

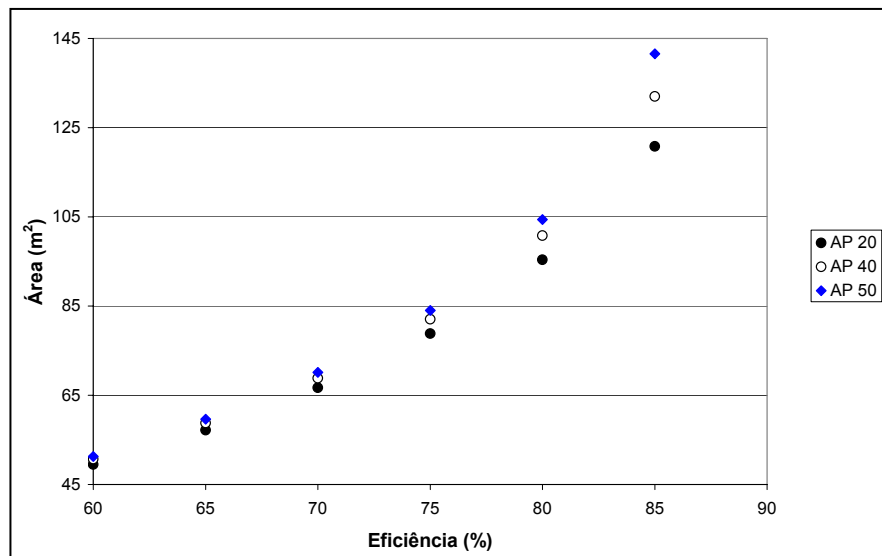


Figura 5- Área Requerida (A_c) para a Troca Térmica.

As menores áreas foram obtidas com o menor valor de AP (20°C), em toda a faixa de variação da eficiência. A Tabela 4 mostra os valores de PP e da vazão de vapor gerada (Ws), a partir de uma determinada eficiência. Observa-se que para eficiências acima de 70% a área de troca térmica aumenta bruscamente.

Tabela 4- Approach Point e Pinch Point.

Ef (%)	Ws (kg/h)	AP	PP	Área Total (m ²)	kg _{vapor} /h.m ²
50	788	20	209,6	37,5	21,0
60	946	20	163,2	49,5	19,1
70	1103	20	116,1	66,7	16,5
80	1261	20	68,6	95,4	13,2

Foram dimensionados um Economizador e um Evaporador com eficiência total de 75%, com o perfil de temperatura mostrado na Tabela (5). O projeto do equipamento com esta eficiência gerará 1186 kg/h de vapor (0,329 kg/s), ou ainda, 15,5 kg/h de vapor por metro quadrado de área requerida (Ac).

A perda de carga não foi um fator limitante, pois ficou abaixo do limite permitido de 1 psi. Isso ocorreu devido à baixa massa específica do gás, o que reduz sua vazão mássica. Conseqüentemente, é necessário obter velocidades maiores de forma que o regime de escoamento seja turbulento e favoreça a transferência de calor por convecção. Optou-se por manter a velocidade do gás no interior dos tubos próxima do valor máximo recomendando pela literatura, de 30 m/s. Esse fator foi decisivo para a escolha da geometria dos trocadores (diâmetro interno do casco, dos tubos e número de tubos).

Tabela 5- Perfil ótimo de Temperatura para a Eficiência de 75% (AP = 20 e PP = 97,6).

Variável	Temperatura (°C)	Fluido
T _{g1}	600	Gás
T _{g2}	263	Gás
T _{g3}	183	Gás
t _s	165	Vapor Saturado
T _{w4}	165	Água Saturada
T _{w3}	149	Água Sub-Saturada
T _{w2}	145	Água Sub-Saturada
T _{w1}	30	Água Sub-Saturada

As áreas calculadas e a perda de carga nos tubos são apresentadas na Tabela (6). A diferença entre a área requerida e a área do trocador se deve ao fator de incrustação total (R_{di} + R_{do}). Os fatores de incrustação usados foram os seguintes:

Interno (R_{di}): 0,00205 m².°C.h/kcal (gás de forno de coque).

Externo (R_{do}): 0,000209 m².°C.h/kcal (água tratada para evaporadores).

Tabela 6- Resultados finais.

	Evaporador	Economizador	Total
Área requerida (m ²)	63,0	13,3	76,3
Área do trocador (m ²)	69,1	15,6	84,7
Velocidade do gás (m/s)	31,8	36,3	-
G _{gás} (kg/h.m ²)	56.695	96.093	-
G _{água} (kg/h.m ²)	85.431	86.444	-
Reynolds do gás	10.921	23.927	-
Perda de carga (psi)	0,18	0,11	0,29

A retirada do economizador equivale a operar com um AP de 135°C. Para a mesma eficiência de 75%, o PP correspondente fica 20,5°C. Com este perfil de temperatura foi obtida uma área requerida (Ac) de 114 m².

4 CONCLUSÕES

A partir deste estudo pode-se concluir que:

- As simulações numéricas mostraram que o aumento no excesso de oxigênio, ou seja, um aumento na alimentação de ar no reator de oxidação, causa uma grande variação na temperatura do gás efluente.
- O limite máximo de umidade presente no resíduo é em torno de 30%. Caso o resíduo possua umidade superior a este valor, deve ser feita uma secagem antes da sua alimentação.
- a retirada contínua das cinzas (quentes) do sistema não causa redução significativa na temperatura gás efluente. Isto ocorre devido à pequena quantidade de cinzas gerada, em torno de 5,8% da massa de resíduo.
- A geração de 0,329 kg/s de vapor saturado, a partir da incineração de 600 kg/h de resíduo, é próxima do consumo de um curtume médio na estação de alta produção.
- A perda de carga nos tubos, obtida a partir dos fatores de incrustação retirados da literatura, está dentro do limite proposto no projeto.
- A presença do economizador representa uma diminuição de aproximadamente 33% na área requerida para a troca térmica.

5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALOY, M. (1994) – Recomendações de IUE para produção do couro. *Revista do Couro*. Vol.20, n.97, pg. 67-69.
- BIOACTIVES (2005) – Processo de recuperação do cromo e do colágeno do pó de rebaixadeira. <http://www.bioativo.com.br/couro.htm>
- COMTE, P. (1982) – Valorização de subprodutos de curtumes. *Tecnicouro*. Vol.4, n.6, pg. 36-43.
- CORRÊA, A.R. (2001) – O complexo coureiro-calçadista brasileiro. *BNDES Setorial*, Rio de Janeiro, n. 14, p. 65-92.
- GANAPATHY, V. *Heat-Recovery Steam Generator: Understand the Basics*. Chemical engineering Progress. August 1996.

GODINHO, M. *Gaseificação e Combustão Combinadas de Resíduos Sólidos da Indústria Coureiro-Calçadista*. Exame de Qualificação para Tese de Doutorado. Escola de Engenharia, UFRGS, Porto Alegre, 2004.

GODOLPHIM, R. R. *Incineração em Leito Fixo de Resíduos de Couro 'Wet-Blue'* (Projeto do Incinerador, Emissões de NO e Cromo VI); Dissertação; PPGEQ; UFRGS; 2000.

HIMMELBLAU, D. M. *Engenharia Química Princípios e Cálculos*. ed. Prentice-Hall do Brasil, 4ª edição, 1984.

KERN, D. Q. *Processos de Transmissão de Calor*. Guanabara Dois S.A. Rio de Janeiro-RJ. 1980.

Perry's Chemical Engineers' Handbook (1997), 7th edition, edited by R. H. Perry, D. W. Green and J. O. Maloney, McGraw-Hill, New York.

SCHNEIDER P.S. GUTERRES, M. et all. *Estudo de Caso de co-Geração a Gás Natural Aplicado a Curtume*. *Revista do Couro*. Edição 163 - Junho/Julho 2003.

SHREVE, R.N.; BRINK Jr, J.A. (1977) – *Indústrias de Processos Químicos*. 4 ed. Rio de Janeiro. Ed. Guanabara.

SPRINGER H.; LUCCHESI, F. (1982) – Estágio atual do tratamento de efluentes industriais líquidos e do aproveitamento de resíduos de curtumes. *Tecnicouro*. Vol.4, n. 4, pg. 28-34.

VIEIRA, M.S. (2004) – *Recuperação do cromo contido nas cinzas provenientes da incineração de resíduos sólidos das indústrias coureira e calçadista visando a obtenção de cromato de sódio (VI)*. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

NOMENCLATURA

$t_{w1}, t_{w2}, t_{w3}, t_{w4}$	Temperaturas da água na entrada do economizador, na saída do economizador, na entrada do evaporador e na saída do evaporador, °C	μ	Viscosidade, kg/(m.h)
$h_{w1}, h_{w2}, h_{w3}, h_{w4}$	Entalpias da água, kcal/kg	d_o	Diâmetro externo do tubo, m
W_w, W_g	Vazões mássicas da água e do gás, kg/h	d_i	Diâmetro interno do tubo, m
Q_v, Q_p	Taxa de calor necessária no pré-aquecimento e na vaporização da água no evaporador,	B	Espaçamento entre chicanas, m
Q_{ECON}	Taxa de calor necessária para aquecer a água no economizador, kcal/h	P_T	Passo quadrado, m
k	Condutividade térmica, kcal/(h.m.°C)	C	Diferença entre P_T e d_o
f	Fator de atrito, ft^2/in^2	s	Densidade relativa