

OTIMIZAÇÃO DE PROCESSOS NA HIDROMETALURGIA DO OURO

Luiz Rogério P. de Andrade Lima

Departamento de Ciência e Tecnologia dos Materiais - Universidade Federal da Bahia

CP 6974, CEP 41810-970- Salvador-BA

E-mail: lelo@ufba.br

RESUMO

Com o desenvolvimento de modelos cinéticos confiáveis para a lixiviação e a adsorção de ouro e a descrição matemática detalhada das operações encontradas nas usinas de extração de ouro, diversas oportunidades para a otimização sistemática destes processos passaram a ser vislumbradas. A otimização de processos vem tendo larga aplicação nas indústrias química e petroquímica há vários anos e para estas áreas diversos simuladores comerciais já incluem módulos específicos para permitir o cálculo das condições mais favoráveis de operação assim como para a definição das melhores configurações dos circuitos. A otimização de processos hidrometalúrgicos, por outro lado, tem ocorrido de forma limitada e relativamente confinada a área acadêmica. Este trabalho apresenta uma descrição sumária destas técnicas de otimização baseada em modelos matemáticos e simulação de processos e ilustra sua aplicação na hidrometalurgia do ouro através de quatro casos. Inicialmente é focado o caso estático no qual são estudadas (i) as distribuições de reagente em uma cascata de tanques agitados, (ii) o arranjo ideal dos tanques na seção de lixiviação e (iii) a distribuição ótima dos volumes dos tanques de lixiviação para a configuração em série. Estas três aplicações usam modelos calibrados com dados de usinas e de laboratório, juntamente com um método convencional de otimização sem restrições. No caso dinâmico, é discutido (iv) a estratégia de transferência de carvão ativado na seção de adsorção de uma usina é enfocada. Estes exemplos ilustram a aplicabilidade das técnicas de otimização e de análise nos processos de extração de ouro e podem ser analogamente aplicadas a outros processos hidrometalúrgicos.

PALAVRAS-CHAVE: simulação; otimização; ouro; cianeto; lixiviação; adsorção em carvão ativado.

1. INTRODUÇÃO

A cianetação seguida por adsorção em carvão ativado tem sido a rota convencional para a extração de ouro contido em minérios de alto teor por algumas décadas (Habashi, 1987). A redução dos custos de produção e melhoria do rendimento das usinas de tratamento de minérios auríferos depende tanto da elucidação dos aspectos químicos envolvidos nestes processos como do entendimento das suas operações e dos diversos aspectos relacionados à engenharia de processo (de Andrade Lima, 2001).

A melhoria do desempenho das usinas de tratamento de minérios pode ser feita usando estudos em laboratório nas mesmas condições das operações industriais, assim como experimentos em usinas. Entretanto a forma mais conveniente tem sido usando simulação numérica, que permite evita o efeito das variações naturais de composição e os erros de medida e amostragem que são comuns nas operações de tratamento de minérios e hidrometalurgia, além de poder reduzir substancialmente os custos dos estudos.

Este artigo apresenta uma descrição sumária de algumas aplicações de otimização de processos na hidrometalurgia do ouro. A primeira parte descreve os modelos usados para descrever tanto a lixiviação quanto a adsorção em carvão ativado e define os índices de desempenho do processo usados na otimização. A segunda parte ilustra a otimização dos circuitos de lixiviação e de adsorção.

2. DESCRIÇÃO FENOMENOLÓGICA DA LIXIVIAÇÃO E ADSORÇÃO DE OURO

Neste estudo embora os tanques de lixiviação e de adsorção sejam assumidos como reatores perfeitamente agitados, um modelo detalhado dos reatores que leva em conta as variações dinâmicas das massas retidas de minério e líquido é considerado. As cinéticas da lixiviação de minérios auríferos e da adsorção de ouro sobre carvão ativado são feitas usando equações empíricas, mas que respeitam a fenomenologia do processo. Os estudos apresentados neste artigo usam os modelos pseudo-homogêneos para descrever a cinética de lixiviação e do consumo de cianeto enquanto para a adsorção em carvão ativado é descrita através de um modelo com isoterma linear (de Andrade Lima, 2001).

2.1. Modelo para o reator

A lixiviação de minérios auríferos e a adsorção de ouro em carvão ativado ocorrem em tanques agitados nos quais a escoamento e mistura da polpa tem um comportamento próximo deste que ocorre em misturadores perfeitos. A figura 1 mostra esquematicamente os diversos fluxos em um reator genérico de um circuito no qual ocorre tanto lixiviação quanto adsorção. Q_s , Q_l e Q_c são as vazões de carvão ativado, minério e líquido, C_s , C_l , C_c são as concentrações de ouro no minério, no líquido e no carvão ativado, C_{cn} e C_o são as concentrações de cianeto livre e oxigênio no líquido. M_l , M_s e M_c são as massas retidas de líquido, minério e carvão ativado, V_t é o volume do tanque, R_{Au} , R_{cn} , R_{cr} , R_o e A_o são as taxas de lixiviação, adsorção no carvão ativado, consumo do cianeto, consumo de oxigênio e aporte de oxigênio. Q é a capacidade das bombas de transferência de carvão.

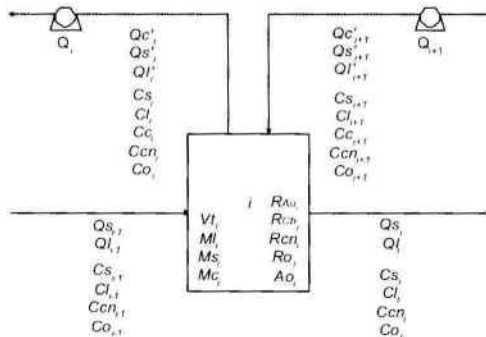


Figura 1. Esquema do reator genérico no qual ocorre simultaneamente lixiviação e adsorção.

O modelo dinâmico para a lixiviação e a adsorção de ouro é composto por equações que descrevem a conservação da massa do minério, do líquido e do carbono, assim como ouro no minério, no líquido e no carbono e cianeto no líquido (de Andrade Lima, 2001, 2005b; de Andrade Lima et al., 2002; de Andrade Lima e Hodouin, 2003):

$$\frac{dM_S}{dt} = Q_{S,i} - Q_S + Q_{S',i} - Q_{S'} \quad (1)$$

$$\frac{dM_l}{dt} = Q_{l,i} - Q_l + Q_{l',i} - Q_{l'} \quad (2)$$

$$\frac{dM_{C_i}}{dt} = Q_{C_i,i} - Q_{C_i'} \quad (3)$$

$$\frac{d[M_S C_S]}{dt} = Q_{S,i} C_{S,i} - Q_S C_S + Q_{S',i} C_{S',i} - Q_{S'} C_{S'} - M_S R_{to} \quad (4)$$

$$\frac{d[M_l C_l]}{dt} = Q_{l,i} C_{l,i} - Q_l C_l + Q_{l',i} C_{l',i} - Q_{l'} C_{l'} + M_S R_{to} - M_l R_{to} \quad (5)$$

$$\frac{d[M_{C_i} C_{C_i}]}{dt} = Q_{C_i,i} C_{C_i,i} - Q_{C_i'} C_{C_i'} + M_{C_i} R_{to} \quad (6)$$

$$\frac{d[M_l C_{Cn}]}{dt} = Q_{l,i} C_{Cn,i} - Q_l C_{Cn} + Q_{l',i} C_{Cn,i} - Q_{l'} C_{Cn} + Q_{Cn} - M_l R_{to} \quad (7)$$

Os índices “i-1”, “i”, e “i+1” referem-se as variáveis na entrada do reator, no interior ou na saída do reator e no reator seguinte do circuito. Q_{en} é a vazão de cianeto adicionada no reator. As variáveis com o símbolo “'” referem-se a estas que são transferidas com o carvão ativado. Devido à hipótese de mistura perfeita e de volume de polpa constante, as seguintes relações também devem ser usadas para descrever o reator:

$$\frac{M_S}{\rho_S} + \frac{M_l}{\rho_l} + \frac{M_{C_i}}{\rho_C} = V \quad (8)$$

$$\frac{Q_{S'} + Q_{l'} + Q_{C_i'}}{\rho_S + \rho_l + \rho_C} = Q \quad (9)$$

$$\frac{M_S}{M_S + M_l} = \frac{Q_S}{Q_S + Q_l} = \frac{Q_{S'}}{Q_{S'} + Q_{l'}} = C_w \quad (10)$$

$$\frac{M_{C_i}}{M_S + M_l + M_{C_i}} = \frac{Q_{C_i'}}{Q_{S'} + Q_{l'} + Q_{C_i'}} = C_{cb} \left[\frac{C_w}{\rho_S} + \frac{(1 - C_w)}{\rho_l} \right] \quad (11)$$

V é o volume do tanque, ρ_S , ρ_l e ρ_C são as densidades do minério, do líquido, e do carvão ativado. C_w é a concentração de sólidos na polpa, C_{cb} é a concentração do carvão ativado na polpa e Q é a capacidade das bombas de transferência de carvão ativado.

2.2. Modelos cinéticos

A cinética das reações que ocorrem em três fases, como é o caso da lixiviação de ouro, pode ser bastante complexa, entretanto em vários casos estas reações podem ser assumidas como pseudo-homogêneas, sobretudo se as partículas do minério são suficientemente pequenas, o que facilita a transferência de massa, fazendo com que a cinética global do processo seja idêntica à cinética intrínseca da reação (de Andrade Lima, 2001; de Andrade Lima & Hodouin, 2005c). Para a lixiviação de ouro dois modelos serão usados. No primeiro caso o modelo cinético que foi calibrado com dados de uma usina para a qual o efeito da concentração de ouro no minério (C_S) e de cianeto livre na solução (C_{cn}) são levados em consideração:

$$R_{Au} = 5.50 \times 10^{-3} C_{cn} (C_S - C_{S_{-}})^{2.15} \quad (\text{g/t h}) \quad (12a)$$

$$C_{S_{-}} = 0.14 \quad (\text{g/t}) \quad (12b)$$

No Segundo caso, o modelo cinético foi calibrado com dados de ensaios cinéticos em laboratório e no qual o efeito da concentração de ouro no minério (C_S), das concentrações de cianeto livre (C_{cn}) e de oxigênio (C_o) na solução, assim como do tamanho das partículas do minério (d) são levadas em consideração:

$$R_{Au} = (1.13 \times 10^{-3} - 4.37 \times 10^{-11} d^{2.91}) (C_S - C_{S_{-}})^{2.14} C_{cn}^{0.964} C_o^{0.228} \quad (\text{g/t h}) \quad (13a)$$

$$C_{S_{-}} = 0.357 \left[1 - 1.49 \text{Exp}(-1.76 \times 10^{-2} d) \right] \quad (\text{g/t}) \quad (13b)$$

Analogamente, a cinética de consumo do cianeto é descrita por modelos empíricos. No primeiro caso o modelo cinético foi calibrado com dados de uma usina para a qual apenas o efeito da concentração de cianeto livre na solução (C_{cn}) é levado em consideração:

$$R_{Cn} = 3.43 + 1.47 \times 10^{-2} C_{cn} \quad (\text{g/t h}) \quad (14)$$

No Segundo caso, o modelo cinético foi calibrado com dados de ensaios cinéticos em laboratório e o efeito da concentração de cianeto livre (C_{cn}) e do tamanho das partículas do minério (d) são levadas em consideração:

$$R_{cN} = \left(\frac{1,69 \times 10^{-8}}{d^{0,547} - 6,40} \right) C_{cn}^{0,71} \quad (\text{mg/L h}) \quad (15)$$

A cinética de adsorção do ouro em carvão ativado pode ser descrita usando a equação que assume os processos de adsorção e desorção são reversíveis e lineares. Este modelo cinético foi calibrado com dados de uma usina para a qual o efeito da concentração de ouro dissolvido na solução (C_l) e adsorvido no carvão ativado (C_c) foi levado em consideração (de Andrade Lima, 2001, 2005b):

$$R_{cH} = 9,10 \times 10^{-2} C_l (1,439 \times 10^{-1} C_c - 6,27 \times 10^{-21} C_c) \quad (\text{g/t h}) \quad (16)$$

As equações 1 a 16 podem ser resolvidas numericamente e descrevem um reator genérico no qual a lixiviação ocorre ao mesmo tempo em que a adsorção, entretanto este modelo pode ser facilmente simplificado para descrever os processos nos quais apenas lixiviação ou adsorção ocorre.

2.3. Definição dos Índices de Desempenho do Processo

A otimização sistemática de processos requer o uso de índices de desempenho ou funções objetivo, cuja definição requer um conhecimento aprofundado do processo, sendo uma das etapas mais importantes num estudo de otimização de processos. No caso dos processos extrativos, funções que descrevem o custo ou a receita são geralmente usadas (de Andrade Lima, 2001). Nos casos estáticos apresentados neste estudo, a função que inclui o custo do cianeto adicionado ao sistema e uma penalização devido ao cianeto e ouro perdidos nos efluentes da usina é considerada. Para a otimização da distribuição de reagentes no circuito de lixiviação a seguinte função é usada:

$$J_1 = \left(\sum_{i=1}^N Q_{cn_i} + C_{cn_i} QI \right) Pr_{cN} + (QI + Qs) Pr_{cNd} + (C_{s_i} Qs) Pr_{Au} \quad (17)$$

Onde Pr_{cN} , Pr_{cNd} e Pr_{Au} são os preços do cianeto, da destruição do cianeto e do ouro. Uma outra função similar, usada para otimizar o arranjo e da distribuição dos volumes dos tanques de cianetação inclui o custo do consumo do cianeto no circuito e uma penalização devido ao ouro perdido nos efluentes da usina:

$$J_2 = QI(C_{cn_0} - C_{cn_N}) Pr_{cN} + Qs C_{s_N} Pr_{Au} \quad (18)$$

Para a avaliação das estratégias de transferência de carvão ativado o modelo dinâmico deve ser usado. A perda total de ouro no efluente do processo, a quantidade total de cianeto perdido nos efluentes da usina, a quantidade de ouro total recuperada no carvão e a perda total de ouro nos efluentes da usina, são calculadas entre os tempos de simulação inicial (t_i) e final (t_f):

$$J_{AuLS} = \frac{1}{t_f - t_i} \int_{t_i}^{t_f} C_{s_N}(t) Qs_N(t) dt \quad (19)$$

$$J_{cNLI} = \frac{1}{t_f - t_i} \int_{t_i}^{t_f} C_{cn_N}(t) QI_N(t) dt \quad (20)$$

$$J_{AuRC} = \frac{1}{t_f - t_i} \int_{t_i}^{t_f} C_{c_i}(t) Qc_i(t) dt \quad (21)$$

$$J_{AuLI} = \frac{1}{t_f - t_i} \int_{t_i}^{t_f} C_{l_N}(t) QI_N(t) dt \quad (22)$$

3. APLICAÇÃO 1: DISTRIBUIÇÃO DE CIANETO NO CIRCUITO DE LIXIVIAÇÃO

A lixiviação em tanque geralmente ocorre em uma seqüência de reatores. A distribuição ótima de reagentes neste circuito é um problema relevante que pode ser sumarizado no esquema mostrado na figura 2 para o caso de três reatores em série (de Andrade Lima, 2001). Busca-se os valores das frações da vazão de cianeto adicionada ao circuito (α_1 , α_2 , e α_3) que minimizem um certo critério de custo.

Usando um modelo estacionário para descrever o circuito de lixiviação, juntamente com as equações cinéticas descritas nas equações 12 e 14, a função objetivo descrita na equação 17 e o método de otimização clássico das direções conjugadas, pode-se definir a melhor forma de distribuir o cianeto no circuito. O resultado levando em conta o efeito do aumento da concentração de consumidores de cianeto no minério é mostrado na figure 3 (ξ_j é um fator que multiplica o primeiro termo da equação 14, que descreve o consumo de cianeto por outras espécies químicas presentes na polpa). Note que no caso do minério estudado, para um pequeno consumo de cianeto (ξ_j igual a 0,1, 1 e 10) todo o reagente deve ser adicionado no primeiro tanque, uma vez que para este minério praticamente toda a dissolução do ouro ocorre apenas neste tanque. Por outro lado, se o consumo de lixiviante é grande (ξ_j igual a 30, 40 e 50) o cianeto deve ser adicionado no primeiro e no segundo tanques. Finalmente, para o caso em que o consumo de lixiviante é muito grande (ξ_j igual a 100, 200 e 500) o cianeto deve ser adicionado no primeiro, no segundo e no terceiro tanques. Note que para após um certo valor (ξ_j maior que 500) a quantidade total ideal de cianeto adicionado ao circuito deve diminuir pois o custo do consumo do lixiviante começa a deteriorar seriamente a rentabilidade do processo.

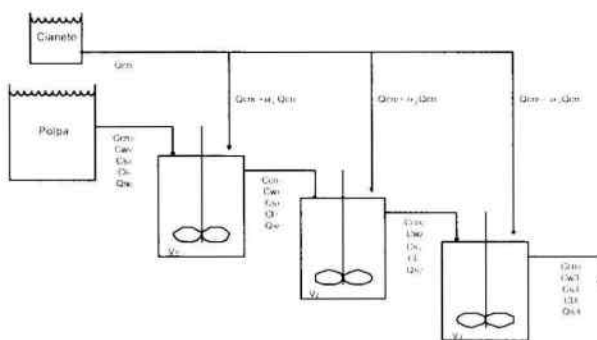


Figura 2. Distribuição de cianeto no circuito de lixiviação.

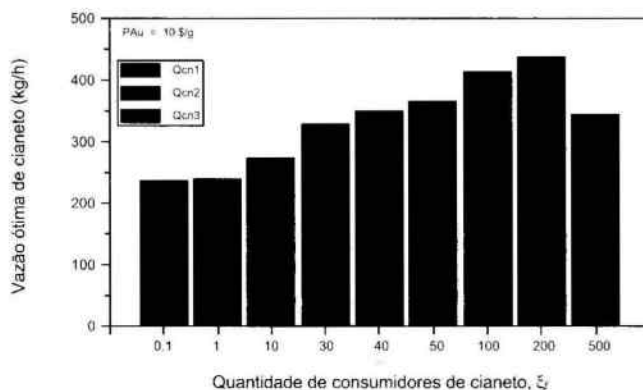


Figura 3. Distribuição ideal do cianeto em função da quantidade de consumidores de cianeto do minério.

4. APLICAÇÃO 2: ARRANJO DOS REATORES NO CIRCUITO DE LIXIVIAÇÃO

Nas usinas de cianetação que se encontram em operação, os tanques usados na seção de lixiviação geralmente têm quase o mesmo volume. É interessante avaliar qual seria a configuração ideal dos tanques para permitir não apenas a redução do consumo do lixiviante como também para promover o aumento da recuperação do ouro. Sabe-se que o arranjo de reatores em série é o que resulta em um maior tempo de residência, o que naturalmente favorece a dissolução de ouro. Por outro lado, sabe-se que para um mesmo volume total dos reatores de uma cascata, o consumo de cianeto é minimizado quando um grande reator é usado ao invés de uma cascata de pequenos reatores. Por isto, nos casos em que o consumo de cianeto é significativo, deve-se avaliar se outras configurações não seriam

mais recomendáveis para os circuitos de cianetação. Nesta aplicação o circuito formado por cinco tanques de igual volume é considerado e busca-se o melhor arranjo dos reatores (de Andrade Lima, 2005a).

O modelo estacionário é usado para descrever o circuito de lixiviação, juntamente com as cinéticas de reação descritas nas equações 13 e 15, a função objetivo descrita na equação 18, e o método de otimização das direções conjugadas. Note que apenas uma faixa granulométrica é considerada neste estudo, uma vez que na usina estudada cerca de 80% da partículas do minério tem um tamanho inferior a $37 \mu\text{m}$.

A figura 4 sumariza os resultados deste estudo através de diagrama no qual as configurações ideais são representadas em função dos preços do ouro e do custo do cianeto. Nota-se que para o minério estudado se o custo do cianeto é baixo, a configuração ideal é a clássica configuração em série, entretanto para valores altos do custo do cianeto, a configuração em paralelo é a mais recomendável. Nota-se também que existe uma região intermediária que a estrutura mais recomendada é uma configuração híbrida, cuja seção paralela esta no início do circuito e que equivale a um grande reator nesta região.

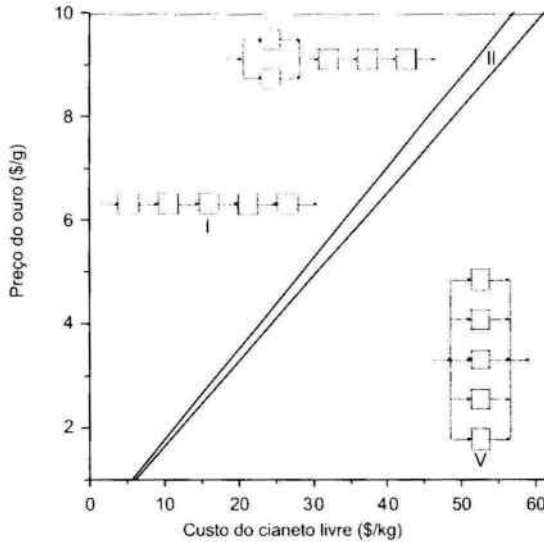


Figura 4. Diagrama das regiões de existência dos arranjos ótimos dos tanques de lixiviação.

5. APLICAÇÃO 3: VOLUME DOS REATORES NO CIRCUITO DE LIXIVIAÇÃO

Sendo especificado o volume total dos reatores agitados de uma planta industrial, a distribuição ideal dos volumes dos reatores é um problema que vem sendo estudado há várias décadas para as usinas químicas, mas poucos trabalhos são disponíveis para as usinas de lixiviação. Nesta aplicação, o circuito formado por três tanques em série é considerado e busca-se a melhor configuração em termos de distribuição de volumes (de Andrade Lima, 2001; de Andrade Lima&Hodouin, 2005b).

O modelo estacionário é usado para descrever o circuito de lixiviação, juntamente com as cinéticas de reação descritas nas equações 13 e 15, a função objetivo descrita na equação 18 e o método de otimização clássico das direções conjugadas. Isto permite definir a melhor forma de distribuir o volume dos reatores em função da granulometria do minério.

A figura 5 sumariza os resultados mostrando a razão volumétrica ótima entre o segundo e primeiro e o terceiro e o primeiro tanque em função do tamanho médio das partículas do minério. Observa-se que a configuração ideal de reatores na cianetação de ouro deve ter uma seqüência de tanques com aumento progressivo dos volumes. Para o minério estudado, o segundo reator idealmente deveria ter um volume aproximadamente 25% maior que o primeiro reator enquanto o terceiro deveria ter um volume aproximadamente 50% maior que o primeiro. Note que esta configuração, quando comparada com outras nas quais o tempo de residência da polpa é equivalente, permite não somente a redução da perda de ouro nos efluentes como também a redução do consumo do cianeto durante a lixiviação.

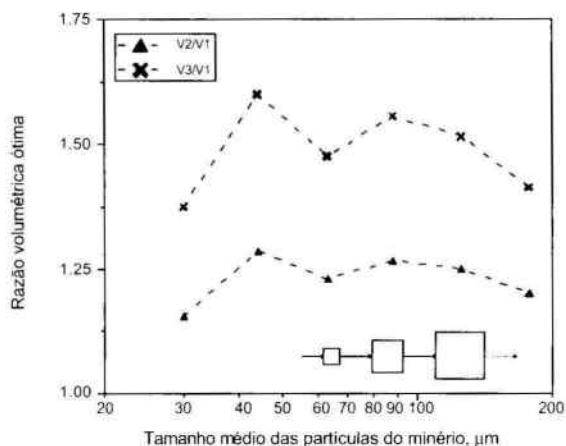


Figura 5. Razão volumétrica ótima para os reatores de uma cascata de três tanques de cianetação em função do tamanho médio das partículas do minério.

6. APLICAÇÃO 4: TRANSFERÊNCIA DE CARVÃO NO CIRCUITO DE ADSORÇÃO

O estudo da estratégia de transferência de carvão ativado no processo de adsorção de ouro é um problema de interesse prático tanto para o projeto quanto para a operação de usinas. No presente caso as equações cinéticas 12, 14 e 16 e o modelo do reator descrito nas equações 1 à 11 são aplicados a uma usina com sete tanques de adsorção, que é simulada dinamicamente por 37 horas, e os índices de desempenho do processo são em seguida calculados (equações 19 à 22). As seguintes estratégias de transferência de carvão ativado são analisadas:

- Estratègia 1: Depois de um período de cinco horas sem transferência, o carvão ativado rico em ouro é transferido do primeiro tanque para a etapa de eluição por uma hora, e depois de outra hora de repouso, o carvão ativado é transferido do segundo tanque para o primeiro. Este procedimento é repetido até que uma nova fração de carvão ativada seja adicionada no sétimo tanque. Depois de uma hora de repouso, este procedimento é repetido.
- Estratègia 2: Depois de um período de cinco horas sem transferência, uma nova fração de carvão ativado é adicionada no sétimo tanque, e depois de outra hora de repouso, o carvão ativado é transferido do sétimo tanque para o sexto. Este procedimento é repetido até que o carvão ativado rico em ouro seja transferido do primeiro tanque para a eluição. Depois de uma hora de repouso, este procedimento é repetido.
- Estratègia 3: Esta estratégia é similar à estratégia 2, mas a adição da nova fração de carvão ativado no sétimo tanque, e a transferência do carvão do sétimo para o sexto, do sexto para o quinto, do quinto para o quarto, do quarto para o terceiro, e do terceiro para o segundo tanque são sincronizadas. Depois de uma hora de repouso, este procedimento é repetido.
- Estratègia 4: Esta estratégia é similar à estratégia 2 e 3, mas a adição da nova fração de carvão ativado no sétimo tanque, e a transferência do carvão do sétimo para o sexto, do sexto para o quinto, do quinto para o quarto, do quarto para o terceiro, e do terceiro para o segundo e do segundo para o primeiro tanque é sincronizada. Depois de uma hora de repouso, este procedimento é repetido.
- Estratègia 5: Esta estratégia é similar à estratégia 2, 3, e 4, mas a adição da nova fração de carvão ativado no sétimo tanque, e o funcionamento de todas as bombas de transferência do carvão é sincronizado. Depois de uma hora de repouso, este procedimento é repetido.

Os resultados dos índices de desempenho do processo para cada estratégia de transferência são apresentados na Tabela 1, aonde a massa de ouro recuperado no carvão ativado e para a massa de ouro perdido com o líquido são mostradas. Note que na estratégia 1 o ouro recuperado é pequeno e a perda grande. Por outro lado, nas estratégias 2, 3 e 4 as massas de ouro recuperadas são grandes e as perdas pequenas. Estes resultados indicam que a estratégia 1 não é recomendada para este processo enquanto a estratégia 2 e suas variantes devem ser consideradas. Nota-se também que o aumento da mistura do carvão no circuito devido à transferência com bombas sincronizadas pode deteriorar o desempenho do processo como indica os índices de desempenho para a estratégia 5. No caso de transferência com bombas sincronizadas, os resultados dos índices de desempenho para as estratégias 2, 3, 4 e 5 mostram que especial atenção deve ser dada a quantidade de carvão retida no primeiro tanque para evitar a perda de ouro no efluente o que obviamente compromete e da recuperação no processo.

Tabela I: Índices de desempenho do processo em função da estratégia de transferência de carvão ativado

Estratégia de transferência do carvão	1	2	3	4	5
Seqüência de bombeamento	0←1	7←8	(7←8),	(7←8),	(7←8),
	1←2	6←7	(6←7),	(6←7),	(6←7),
	2←3	5←6	(5←6),	(5←6),	(5←6),
	3←4	4←5	(4←5),	(4←5),	(4←5),
	4←5	3←4	(3←4),	(3←4),	(3←4),
	5←6	2←3	(2←3),	(2←3),	(2←3),
	6←7	1←2	(1←2),	(1←2),	(1←2),
	7←8	0←1	(0←1),	(0←1),	(0←1),
Ouro recuperado sobre o carvão ativado (kg)	7.469	8.817	8.821	8.828	7.466
Ouro perdido com o líquido nos efluentes da usina (kg)	0,2668	0,2529	0,2520	0,2531	0,2583
Ouro perdido com o minério nos efluentes da usina (kg)	2,547	2,546	2,546	2,547	2,546
Cianeto perdido nos efluentes da usina (kg)	38,03	36,70	36,69	36,68	38,04

7. CONCLUSÕES

Este artigo apresenta de forma sucinta quatro aplicações da otimização e análise sistemática de processos, baseada em modelos matemáticos fenomenológicos, previamente calibrados com dados experimentais de usinas ou de laboratório, assim como índices de desempenho metalúrgico ou funções custo e um algoritmo de otimização. Os resultados destes estudos sugerem configurações alternativas para os circuitos de cianetação a explicam os limites de aplicabilidade de configurações convencionais. Os casos focalizados neste estudo estão relacionadas apenas com a hidrometalurgia do ouro, e especificamente com as seções de lixiviação e de adsorção em carvão ativado, entretanto, uma abordagem similar pode ser usada tanto para o estudo das operações de extração de outros metais, quanto para a otimização ou avaliação de operações e processos usando diferentes minérios auríferos.

8. AGRADECIMENTOS

Esta pesquisa teve o apoio do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), da Universidade Federal da Bahia (UFBA), da Fundação Escola Politécnica da Bahia, e do Ministério da Educação da Província de Quebec (Canadá).

9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- de Andrade Lima, L.R.P. Modeling, control, and optimization applied to the gold hydrometallurgy, Ph.D. Thesis, Laval University, Canada, 2001. (Em francês).
- de Andrade Lima, L.R.P., Hodouin, D. e Bax, A. Comparison of empirical and phenomenological approaches to the analysis of gold cyanidation plant performance, In: Proceedings of the International Symposium on Gold Recovery, Ed. A. Laplante, CIM Special Volume n. 51, p.45-55, 2002.
- de Andrade Lima, L.R.P. & Hodouin, D., On line optimization of a gold extraction process, In: Proceedings of the 4th International Conference on Control and Automation, Eds. Q.-G. Wang and C.-Y. Su, IEEE Control Chapter Singapore, p.213-217, 2003.
- de Andrade Lima, L.R.P. & Hodouin, D. Residence time distribution of an industrial mechanically agitated cyanidation tank, Minerals Engineering, 18:6, p.613-621, 2005a.
- de Andrade Lima, L.R.P. & Hodouin, D. Optimization of reactor volumes in gold cyanidation, Minerals Engineering, 18:7, p.671-679, 2005b.
- de Andrade Lima, L.R.P. & Hodouin, D. A lumped kinetic model for gold ore cyanidation, Hydrometallurgy, 79:3/4, p.121-137, 2005c.
- de Andrade Lima, L.R.P. Some remarks on the reactor network synthesis for gold cyanidation, Minerals Engineering, 2005a. (Em prelo).
- Habashi, F. One hundred years of cyanidation, CIM Bulletin, 80, p.108-114, 1987.