

AVALIAÇÃO DA HIDRODINÂMICA DE UM CIRCUITO INDUSTRIAL DE CIANETAÇÃO DE OURO

DE JESUS, E.B.¹, DE VASCONCELOS, C.S.A.², DE ANDRADE LIMA, L.R.P.³

¹Universidade Federal da Bahia. ebjesus@ufba.br

²Universidade Federal da Bahia. carmel@ufba.br

³Universidade Federal da Bahia. lelo@ufba.br

RESUMO

Um teste com traçador foi utilizado para avaliar as características de um circuito de cianetação envolvendo nove reatores. Amostras foram coletadas na saída do primeiro, segundo, terceiro e nono tanques da cascata. As distribuições de tempo de residência foram determinadas e analisadas. Arranjos de reatores ideais foram utilizados para modelar as distribuições e os parâmetros foram ajustados aos dados experimentais através do método dos mínimos quadrados. Os tempos médios de residência dos circuitos foram sempre menores que os tempos nominais o que sugere a redução do volume útil dos tanques. As análises das distribuições indicam a presença de zonas de estagnação de fluidos ao longo da cascata. A modelagem matemática dos resultados sugere que cerca de 63% dos volumes dos circuitos podem ser explicados pela associação de reatores de mistura perfeita.

PALAVRAS-CHAVE: lixiviação; ouro; circuito; distribuição de tempos de residência.

ABSTRACT

A tracer test was used to evaluate the characteristics of a circuit involving nine cyanidation reactors. Samples were collected at the exit of the first, second, third and ninth tanks of the cascade. The residence time distributions were determined and analyzed. Arrangements ideal reactors were used for the distribution model and parameters were fitted to the experimental data using the method of least squares. The average residence times of circuits were always lower than the nominal residence times suggesting the reduction of total volume of the tanks. The analysis of the distributions indicates the presence of stagnant zones of fluid along the cascade. Mathematical modeling of the results suggests that about 63% of the volumes of circuits can be explained by the association of continuous stirred-tank reactor.

KEYWORDS: leaching; gold; circuit; residence time distribution.

1. INTRODUÇÃO

A lixiviação por cianetação em meio alcalino tem sido o principal método utilizado para a extração de ouro de minerais por mais de um século (HABASHI, 1987). Esse processo é predominantemente realizado em tanques agitados mecanicamente ou através de injeção de ar. Os tanques de lixiviação são típicos reatores heterogêneos não catalíticos onde ocorrem múltiplas reações envolvendo as fases gasosa, líquida e sólida. Em função da grande quantidade de material processado e da pequena taxa reação de extração do ouro, os tanques de lixiviação utilizados nas plantas industriais geralmente possuem grandes volumes estando entre 100 e 1.500 m³. Embora os tanques sejam dotados de mecanismos de agitação de polpa, estes podem exibir zonas de estagnação de materiais e formação de caminhos preferenciais podendo reduzir o desempenho do processo. O comportamento hidrodinâmico dos tanques e circuitos de lixiviação industrial não é bem conhecido, embora tenha significativa importância para a compreensão e eventual otimização dos processos de extração de ouro usados em muitas plantas em todo o mundo (DE ANDRADE LIMA E HODOUIN, 2005).

A análise da distribuição do tempo de residência (DTR) é uma clássica ferramenta utilizada para avaliar o desempenho de reatores químicos não ideais e circuitos industriais a exemplo do diagnóstico de zonas de estagnação e formação de caminhos preferenciais em reatores de tanque agitado ou a dispersão axial e zonas mortas em reatores de fluxo pistonados. O experimento para a obtenção da DTR consiste num ensaio de estímulo-resposta. As formas mais comuns de estímulo são por pulso, degrau, rampa, senoidal, e variações aleatórias. Esse método tem sido frequentemente utilizado para desenvolver modelos realísticos e descrever os complexos reatores e circuitos industriais (NAUMAN E BUFFHAM, 1983; LEVENSPIEL, 1999).

O objetivo deste trabalho é avaliar o comportamento hidrodinâmico de um circuito de lixiviação industrial a partir da interpretação dos resultados obtidos de um ensaio de estímulo-resposta. Os resultados apresentados correspondem ao comportamento da fase líquida da polpa. Embora exista diferença de comportamento entre a fase líquida e o ouro, a segregação das partículas nesta parte do circuito é muito menor que em outros setores da planta de beneficiamento, como é o caso do circuito fechado de moagem-classificação que segrega as partículas mais densas resultando em maior tempo de retenção no circuito.

2. ASPECTOS TEÓRICOS

Na abordagem do balanço populacional o padrão de fluxo e as propriedades de mistura dos vários elementos de fluidos, moléculas ou partículas nos reatores são caracterizados por duas funções principais que se relacionam entre si: as distribuições de idade interna, $I(t)$, e o tempo de residência, $E(t)$, equação 1 (HIMMELBLAU E BISCHOFF, 1986).

$$E(t) = -\frac{dI}{dt} \quad (1)$$

A distribuição do tempo de residência (DTR) dos reatores é usualmente determinada a partir do ensaio de estímulo-resposta com o uso de pequenas quantidades de traçador inerte que apresenta comportamento análogo aos elementos de fluido a ser caracterizado. A perturbação geralmente é feita na forma de pulso. A DTR está relacionada com a concentração do traçador na saída do reator, $C(t)$ por:

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad (2)$$

Portanto,

$$\int_0^{\infty} E(t) dt = 1 \quad (3)$$

O tempo médio de residência (τ) pode então ser determinado por:

$$\tau = \frac{\int_0^{\infty} t \times C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (4)$$

As funções de distribuição de idade podem ser expressas na forma adimensional em função do tempo adimensional ($\theta = t/\tau$) como segue:

$$E(\theta) = \tau E(t) \quad (5)$$

$$I(\theta) = \tau I(t) \quad (6)$$

Vários métodos têm sido propostos para modelar a hidrodinâmica de reatores não ideais, geralmente baseados na combinação de reatores ideais simples, como misturadores perfeitos (CSTR) e reatores de fluxo pistonado (PRF) (LEVENSPIEL, 1999). Os reatores ideais apresentados e seus arranjos podem descrever a maioria dos reatores reais usando apenas modelos matemáticos simples. A arquitetura do arranjo é selecionada de tal modo a exigir o menor número de parâmetros possível, enquanto ajusta o formato da curva experimental da DTR. As configurações dos reatores e os parâmetros dos modelos podem ser estimados utilizando o critério dos mínimos quadrados que por sua vez pode ser facilmente minimizado, com respeito aos parâmetros do modelo (x), usando métodos de otimização convencionais.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

Os experimentos foram realizados na planta de beneficiamento da Mineração Fazenda Brasileiro, localizada na cidade de Teofilândia, Bahia. A Figura 1 mostra um dos circuitos de lixiviação do minério aurífero utilizado pela planta hidrometalúrgica que processa industrialmente minério de ouro. Inicialmente a polpa é condicionada com a adição de hidróxido de cálcio nos tanques 01 e 03, para ajustar o pH em 12. Nos tanques 01, 02 e 03 ar comprimido é injetado, na parte inferior do reator, para promover a aeração. A agitação mecânica é utilizada a partir do tanque 03. E no tanque 04 é adicionado o cianeto de sódio diluído para solubilizar o ouro. A recuperação do ouro da fase líquida é realizada por adsorção em carvão ativado. O carvão novo é adicionado ao processo no tanque 24, e vai sendo transferido por bombeamento em contracorrente com a polpa até o tanque 05 onde é obtido o carvão enriquecido. A polpa é transferida entre os tanques por diferença de gravidade. A capacidade volumétrica nominal individual dos seis primeiros tanques é de 350 m³ e de 112 m³ para os demais tanques da cascata.

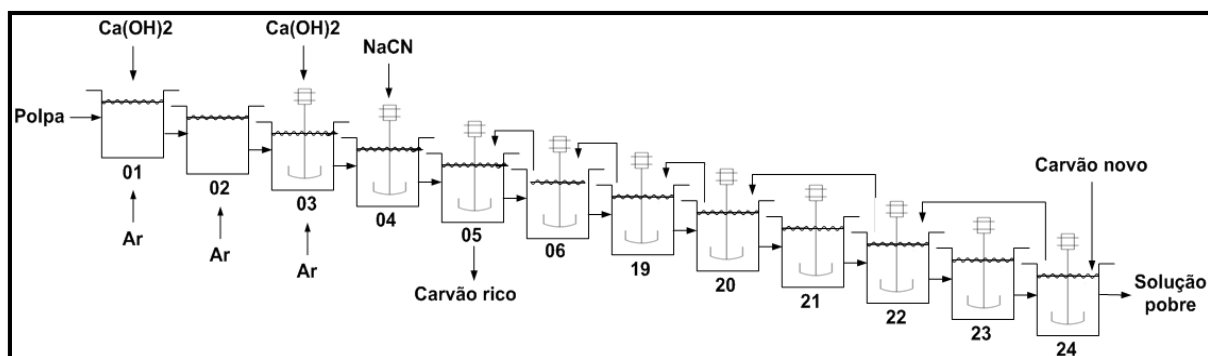


Figura 1. Circuito de lixiviação industrial – linha 1.

A caracterização hidrodinâmica do circuito de lixiviação foi obtida através da realização do ensaio de estímulo-resposta com traçador inerte cloreto de lítio. O ensaio consistiu na injeção do traçador no primeiro tanque da cascata e a coleta de amostras em intervalos de tempo pré-determinados. O traçador foi injetado na forma de pulso na entrada do tanque 04 e amostras foram coletadas nas saídas dos tanques 04, 05, 06 e 24, primeiro, segundo, terceiro e nono tanques da cascata, respectivamente. Os tempos de coleta foram determinados previamente após simulações realizadas com os dados industriais da planta.

Durante a realização do ensaio o fluxo de materiais foi mantido aproximadamente constante com vazão média de sólidos de 71,25 t/h. O circuito de lixiviação foi operado sem a mobilização do carvão de modo que nenhum reciclo foi executado durante o ensaio. As amostras foram coletadas em recipientes de 250 mL e vedadas em seguida. No laboratório, as amostras foram filtradas e a fase líquida foi utilizada para a determinação da concentração de lítio. As análises foram feitas por espectrometria de absorção atômica.

4. RESULTADO E DISCUSSÃO

Os valores da concentração de lítio na solução em função do tempo na saída dos tanques avaliados são apresentados nas Figuras 2a a 2d. O decaimento exponencial observado na Figura 2a é típico de um reator de mistura perfeita (CSTR). Por outro lado, os comportamentos apresentados nas Figuras 2b, 2c e 2d são típicos de reatores de fluxo pistonado com presença de dispersão axial.

Durante o experimento, a vazão média de sólidos no circuito da linha I foi de 37,05 t/h enquanto a percentagem de sólidos na polpa foi mantida em torno de 52%. A vazão de líquido (Q_L), a vazão de polpa (Q_P), a densidade da polpa (ρ_P) e o tempo nominal de residência da polpa (ρ_n) nos circuitos podem ser calculados através das equações:

$$Q_L = \frac{(100-Cw)}{Cw} Q_S \quad (7)$$

$$Q_P = Q_L + Q_S \quad (8)$$

$$\tau_n = \frac{V_n \rho_P}{Q_P} \quad (9)$$

$$\rho_P = \frac{1}{\frac{(Cw/100)}{\rho_S} + \frac{((100-Cw)/100)}{\rho_L}} \quad (10)$$

Onde, ρ_S e ρ_L são as densidade dos sólidos e da água, respectivamente; V_n é o volume do circuito; Cw é a percentagem de sólidos na polpa e Q_S é a vazão mássica de sólidos. Desta forma, durante o ensaio, a vazão de líquido e de polpa foram 34,20 e 71,25 t/h, respectivamente, enquanto que a densidade da polpa foi 1,51 t/m³.

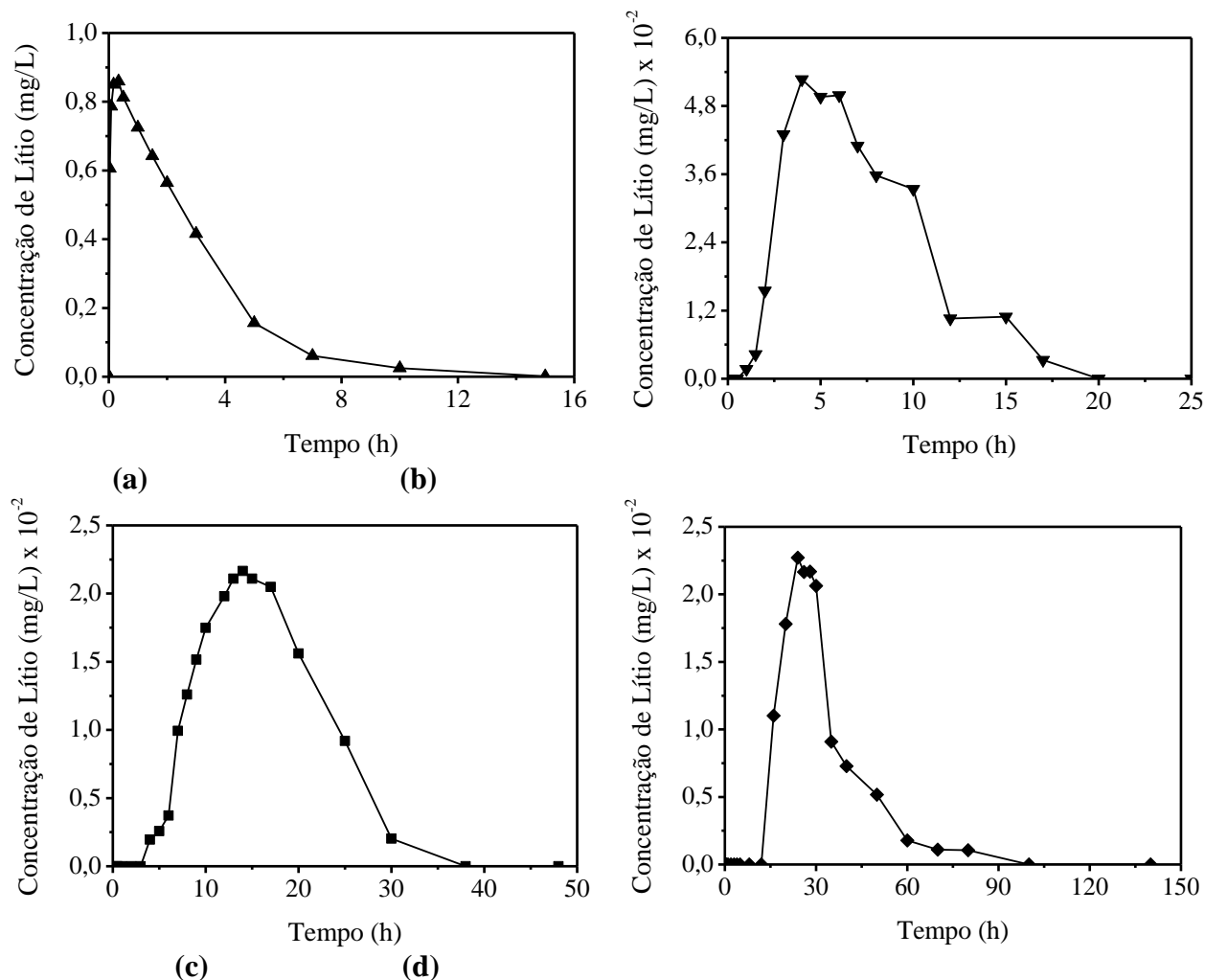


Figura 2. Concentração de lítio na solução em função do tempo. a) Primeiro b) Segundo; c) Terceiro; d) Nono tanque.

Uma correlação potencial com $R^2 = 0,997$ foi observada entre os tempos médios de residência e nominais de residência, ver equação 11. A posição dos pontos abaixo da curva de simetria mostra que, em todos os casos, os tempos médios de residência são menores que os valores nominais. Esta diferença pode ser explicada pela redução do volume útil dos tanques em decorrência da presença do aparato mecânico de agitação da polpa além da presença da fase gasosa e a sedimentação de sólidos nas paredes dos tanques.

$$\tau = 0,101 \tau_n^{1,613} \quad (11)$$

As distribuições do tempo de residência adimensionais, $E(\theta)$, calculadas através da equação 5, em função do tempo adimensional indica que o padrão hidrodinâmico do primeiro tanque da cascata se assemelha a um reator de mistura perfeita (CSTR) modificado por um pequeno deslocamento no início da curva. Já os padrões hidrodinâmicos do segundo e terceiro tanques se assemelham a distribuição de um reator de fluxo pistonado (PFR) com presença de forte dispersão axial. A assimetria observada pode estar associada com a presença de zonas de estagnação. As distribuições indicam que o aumento do número de tanques resulta na redução da dispersão e da assimetria da distribuição. Comportamento diferente é observado na distribuição do nono tanque. O padrão da curva obtida se aproxima de um PFR à medida que a dispersão da curva é reduzida, porém, a assimetria é significativamente aumentada, o que indica a presença de zona de estagnação ao longo da cascata. O afastamento da tendência apresentada pelos segundo e terceiro tanques podem estar relacionados com a composição do circuito que é dotado por tanques de dois volumes diferentes.

Outra abordagem utilizada para interpretar o comportamento hidrodinâmico de reatores é através da modelagem das distribuições. Neste contexto, o modelo compartimentado, que se baseia na combinação de reatores ideais simples como CSTR e PRF em diferentes arranjos e configurações, foi utilizado para ajustar as distribuições dos circuitos. Para isto, um algoritmo foi criado para ajustar o arranjo de reatores ideais à distribuição experimental $E(t)$, estimando os parâmetros e simulando a resposta do sistema. O clássico método conjugado direcional foi usado para minimizar o critério dos mínimos quadrados (DE ANDRADE LIMA E HOUDOIN, 2005).

Um grande número de arranjos foi avaliado para representar os diferentes padrões hidrodinâmicos dos circuitos, mas os resultados mostrados são apenas aqueles que melhor ajustaram aos dados experimentais com um número limitado de parâmetros. Todas as distribuições foram ajustadas com um arranjo de reatores ideais em série composto por K reatores de fluxo pistonado, L reatores de mistura perfeita e M reatores de mistura perfeita com troca entre zona ativa e zona estagnada. A superestrutura genérica que descreve o comportamento hidrodinâmico dos circuitos é apresentada na Figura 3. Nesta figura, τ_1 , τ_2 e τ_3 são os tempos médios de residência de cada reator do modelo, K , L e M correspondem ao número de reatores de cada tipo na cascata. Os parâmetros λ e f_a são a fração do fluxo de fluido trocado entre as zonas ativa e estagnada e a fração do volume do reator ocupado pela zona ativa, respectivamente.

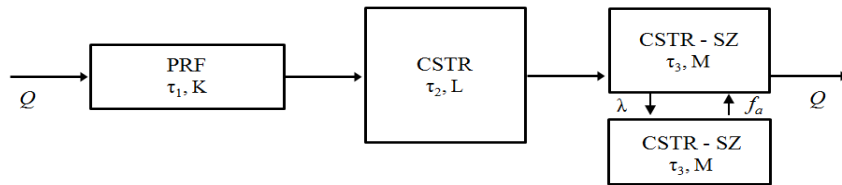


Figura 3. Modelo hidrodinâmico genérico para o circuito de lixiviação industrial.

A função genérica do sistema, no domínio de Laplace, é dada pela equação 12.

$$F(S) = [F_P(S)]^K [F_C(S)]^L [F_D(S)]^M \quad (12)$$

Onde $F_c(s)$ representa a função de transferência dos CSTR, $F_p(s)$ a função de transferência do PFR e $F_d(s)$ representa a função de transferência do CSTR com troca entre a zona ativa e a zona estagnada.

As Figuras 4a a 4d mostram as distribuições experimentais e calculadas para as saídas dos tanques. A distribuição do primeiro tanque, Figura 4a, foi ajustada com uma associação em série contendo um PFR, um CSTR e uma cascata com quatro CSTR-SZ pequenos. De maneira análoga, os segundo, terceiro e nono tanques, Figuras 4b, 4c e 4d, respectivamente, foram ajustados modificando apenas o número de reatores CSTR das séries. A falta de ramificações nos modelos indica a ausência de formação de caminhos preferenciais.

A Tabela I mostra a correspondência entre os volumes dos reatores ideais do modelo e o volume real dos circuitos. Os volumes apresentados correspondem à fração do volume total do reator. A modelagem indica que os circuitos são majoritariamente explicados pela associação de misturadores perfeitos correspondendo a mais de 63% dos volumes das cascatas, sendo consistente com os tempos médios de residência calculados.

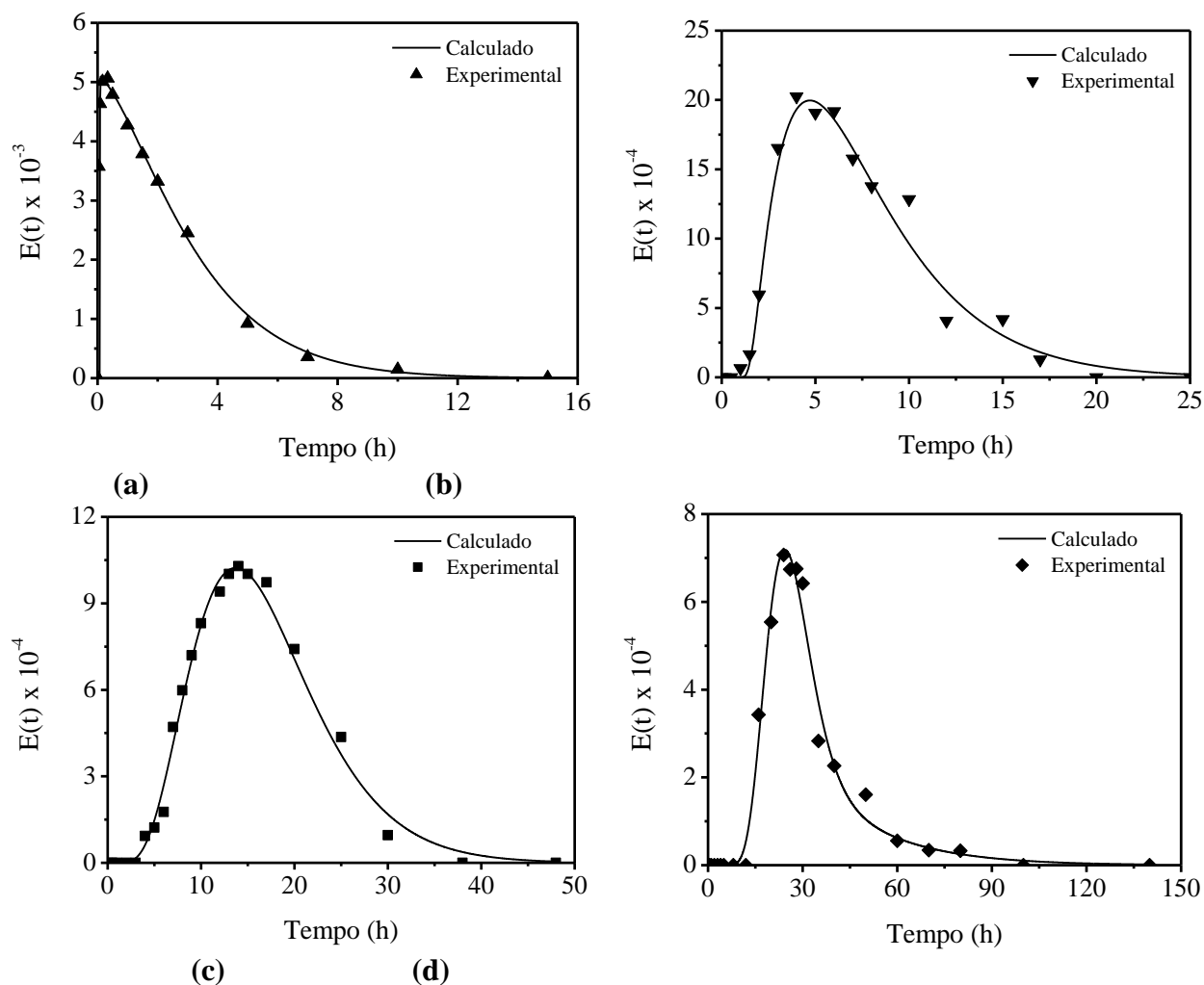


Figura 4. Distribuição do tempo de residência experimental e calculada: a) Primeiro b) Segundo; c) Terceiro; d) Nono tanque.

Os volumes ocupados por zonas de estagnação são variáveis e não apresenta tendência definida. No entanto, avaliando apenas os volumes estagnados do primeiro, segundo e terceiros tanques pode-se observar uma tendência de redução do volume da zona estagnada em detrimento do aumento do volume da zona ativa, à medida que o número de tanques de igual tamanho é aumentado na cascata. O nono tanque apresenta comportamento diferente. Embora, a distribuição desta cascata possa ser satisfatoriamente explicada através de um arranjo semelhante de reatores ideais, a tendência de redução do volume das zonas de estagnação não é verificada. Este comportamento pode estar associado com a presença de tanques de diferentes volumes na cascata.

Tabela I. Distribuição percentual dos volumes.

	TQ 04	TQ 05	TQ 06	TQ 24
V_K	2,5	12,7	10,1	8,8
V_L	63,1	65,2	44,1	62,9
V_M (ativo)	0,4	9,1	5,7	5,9
V_M (estagnada)	34,0	13,0	40,1	22,4

5. CONCLUSÕES

A distribuição do tempo de residência do circuito industrial de lixiviação de ouro foi obtida a partir do teste com traçador inerte cloreto de lítio. Os resultados mostram que os tempos médios de residência são menores que os tempos nominais o que sugere a redução do volume útil dos tanques. As distribuições adimensionais indicam a presença de atraso na saída dos elementos de fluidos e zonas de estagnação. Na modelagem compartimentada, uma superestrutura genérica, composta por reatores ideais em série, foi identificada após o ajuste das distribuições experimentais. O modelo genérico é composto por PFR, CSTR e CSTR-SZ. A falta de ramificações nos modelos indica a ausência de formação de caminhos preferenciais. A modelagem indica que 63% do volume nominal dos circuitos são explicados pela associação de CSTRs e que o aumento do número de tanques de iguais volumes na cascata implica na redução do volume das zonas de estagnação. O modelo encontrado pode ser usado em associação com as equações cinéticas de dissolução de ouro para simular mais realisticamente os processos de lixiviação industrial.

6. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem Mineração Fazenda Brasileiro e ao Engenheiro Jeã de Lima Silva pelo apoio para a realização da parte experimental deste trabalho. Os autores agradecem ao Professor Sergio Ferreira (Departamento de Química Analítica da UFBA) pela realização das análises químicas do traçador.

7. REFERÊNCIAS

DE ANDRADE LIMA, L.R.P., HODOUIN, D. Residence time distribution of an industrial mechanically agitated cyanidation tank. *Minerals Engineering*, v.18, n. 6, p. 613-621, 2005.

HABASHI, F. One Hundred Years of Cyanidation. *Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum*, v. 80, n. 905, p. 108-114, 1987.

HIMMELBLAU, D.M., BISCHOFF, K.B. *Process analysis and simulation: deterministic systems*. John Wiley & Sons, New York, 1968.

LEVENSPIEL, O. *Chemical reaction engineering*, 3rd ed., John Wiley & Sons, New York, 1999.

NAUMAN, E.B., BUFFHAM, B.A. *Mixing in continuous flow systems*, John Wiley & Sons. New York, 1983.