

Uso de eletrólise na depuração de correntes líquidas contendo óleo e graxas emulsificados (parte II)*

RANULFO MONTE ALEGRE

Engenheiro de Alimentos, Professor Assistente da Faculdade de Engenharia de Alimentos da Unicamp-Universidade de Campinas

SERGIO ALEJANDRO MARTINEZ DÉLGADILLO

Engenheiro Bioquímico, Instituto Mexicano do Petróleo

A remoção de sólidos suspensos de líquidos por eletroflotação segue uma cinética de primeira ordem, como têm atestado alguns pesquisadores (Backhurst e Matis, 1981; Fukui e Yuu, 1980; Collins e Jameson, 1977 e Dobby e Finch, 1986; Svarovsky, 1981). Em nosso trabalho anterior, foi possível verificar que a remoção de óleos e graxas emulsificados segue uma cinética de primeira ordem, o mesmo acontecendo com a remoção da demanda química de oxigênio (DQO), porém a cinética de remoção de sulfetos é de ordem variável, tipo Michaelis-Menten.

Demnin e Uhrich (1989) observaram algumas vantagens do tratamento eletrolítico em relação aos tratamentos convencionais, e dentre elas citam a capacidade para tratar qualquer vazão de efluente. Realmente, desde que o equipamento elétrico permita variar a intensidade de corrente elétrica, é desnecessária a construção de reservatórios para equalização, pois bastará adequar a intensidade de corrente elétrica em função da vazão para obter a remoção desejada de carga poluidora. Para os casos em que a carga poluidora também varia, é possível obter-se a remoção desejada alterando a intensidade de corrente elétrica, desde que é a concentração de substâncias presentes na água residuária que determina a concentração de hidróxido ferroso necessário para promover a coagulação total das mesmas, no caso de serem utilizados eletrodos de ferro, o que guarda uma relação direta com a intensidade de corrente para desgastar o ânodo e gerar a quantidade necessária de hidróxido ferroso.

A ampliação de escala dos reatores de eletroflotação encontra algumas dificuldades devido à falta de informação e modelos matemáticos adequados. Para tanto, é usual utilizar parâmetros dos projetos de colunas de flotação, uma vez que os processos são semelhantes, e parâmetros como número de dispersão influenciam significativamente o desenho dos reatores. No caso de colunas de flotação, a ampliação de escala é feita empiricamente (Nesset, 1988); sendo que uma das maneiras de evitar grandes disparidades é utilizar pilotos que tenham a mesma altura do reator a ser projetado. Vários autores (Shah *et alii*, 1982; Shah *et alii*, 1978; Nesset, 1988; Stiegel e Shah, 1977; Dobby e Finch, 1985 e 1986) publicaram equações empíricas que descrevem os efeitos da dispersão em função de parâmetros como:

diâmetro equivalente da coluna, velocidade do líquido, velocidade superficial do gás, etc.

MATERIAIS E MÉTODOS

O reator utilizado nos experimentos foi construído de vidro plano, tendo seção transversal quadrada de 20 cm de aresta e 20 cm de altura. Os eletrodos, duas chapas de ferro quadradas de 19 cm de aresta, 2 mm de espessura e espaçadas de 1 cm, foram dispostos horizontalmente no fundo do reator, sendo que o eletrodo superior tinha 138 furos equidistantes de 7 mm de diâmetro e área de 307 cm², para permitir o movimento de ascensão das bolhas de gás produzido; ligados a uma fonte de corrente contínua ajustável. O reator foi alimentado por um tubo em "T", perfurado de forma a distribuir o afluente acima do nível do líquido, e a retirada feita por um furo central no fundo do reator.

Para determinar o número de dispersão, o reator foi operado com água de torneira que teve sua condutividade elétrica ajustada com NaOH e H₂SO₄, de forma a obter-se uma intensidade de corrente de 2,76 A, equivalente à densidade de corrente de 90 A/m². Para cada vazão utilizada, após um tempo maior que três vezes o tempo de residência, injetou-se o traçador, solução de glicose, e determinou-se a DQO do efluente a cada cinco minutos. Com os dados obtidos, procedeu-se da forma descrita por Levenspiel (1983) e determinou-se o número de dispersão.

Para verificar o efeito da velocidade do líquido no reator, utilizou-se um reator de seção quadrada de 9 cm de aresta, altura de 130 cm e eletrodos de 8x8 cm, sendo o ânodo colocado acima do cátodo, contendo 39 furos de 7 mm de diâmetro e área de 49 cm²; ajustando-se a densidade de corrente em 120 A/m². Para um tempo de residência fixo de 10 minutos, variou-se a vazão e o volume do reator (4, 5, 6, 7 e 8 litros).

As concentrações de DQO e ferro foram determinadas conforme os procedimentos analíticos de Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1985).

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Com as equações e parâmetros obtidos em nosso trabalho anterior, foram feitas algumas simulações do tratamento eletrolítico de efluente

***ERRATA**

Por descuido editorial, a primeira parte deste artigo (edição nº 171, mai/jun 1993) teve seu título colocado de forma equivocada. Portanto, onde se lê, naquela edição, "Tratamento eletrolítico de efluentes de refinaria de petróleo (parte I)", leia-se "Uso de eletrólise na depuração de correntes líquidas contendo óleos e graxas emulsificadas (parte I)".

de refinaria de petróleo, com o objetivo de determinar a demanda de potência (HP), a relação entre o volume de efluente tratado por unidade de potência [(m³/h).HP] e tempo de residência em função da densidade de corrente para diferentes porcentagens de remoção de DQO. Combinando a equação 1 de Wehner e Wilhelm (Levenspiel, 1983) e as equações 2 e 3 de nosso trabalho anterior, obtemos uma expressão do tempo de residência em função da densidade de corrente, com a qual foi possível construir a Figura I, que mostra a variação do tempo de residência e da vazão de afluente em função da densidade de corrente elétrica, para um reator de 8 litros, com um número de dispersão de 0,29 e remoção de DQO de 65, 75 e 85%.

$$C/C_o = \frac{4 * a * \exp(u L/2 D)}{(1 + a)^2 * \exp(a u L/2 D) - (1 - a)^2 * \exp(-a u L/2 D)} \quad (1)$$

$$C/C_o = \exp(-kt) \quad (2)$$

$$k = 0,005 \epsilon^{0.61528} \quad (3)$$

$$\text{onde: } a = [1 + 4 K T_r (\{D/u L\})^{1/2}]$$

D = coeficiente axial de dispersão (cm²/s)

t = tempo (minutos)

T_r = tempo de residência ou espacial (minutos)

L = comprimento do reator (cm)

u = velocidade do líquido no reator (cm/minuto)

k = constante de velocidade de remoção de DQO (minuto⁻¹)

ε = densidade de corrente elétrica (A/m²)

Se a densidade de corrente elétrica permanecer constante, o tempo de residência aumenta e a vazão de afluente diminui, se for desejado aumentar a remoção de DQO; ou de outra forma, aumentando a densidade de corrente é possível tratar uma vazão maior, o que resulta em menor tempo de residência. Verifica-se também que o aumento da vazão a tratar tem incrementos maiores para densidades de corrente elétrica até 50 A/m². Acima deste valor, o tempo de residência tem decréscimos pequenos, principalmente para baixas porcentagens de remoção de DQO, enquanto que a vazão aumenta quase linearmente com o aumento da densidade de corrente.

A Figura II mostra a variação da potência consumida e a variação da vazão de afluente que pode ser tratada por unidade de potência para 65, 75 e 85% de remoção de DQO. A relação da vazão por unidade de potência é definida como:

$$R_{vp} = F/P \quad (4)$$

onde: F = vazão (m³/h)

P = potência (HP)

Para calcular a potência necessária ao tratamento, utilizou-se a equação 5 abaixo:

$$P = V \epsilon A_e / 745,7 \quad (5)$$

onde: P = potência (HP)

V = tensão (Volts)

ε = densidade de corrente elétrica (A/m²)

A_e = área do eletrodo (m²)

745,7 = fator de transformação de w a HP.

Observa-se pela Figura II que ao aumentar a densidade de corrente elétrica, a R_{vp} diminui, ou seja, trata-se uma menor vazão por unidade de potência. Este efeito é mais pronunciado para densidades de corrente menores que 30 A/m², porém, para densidades de corrente maiores que 50 A/m², a R_{vp} permanece praticamente constante, enquanto que a potência consumida aumenta quase que linearmente com o aumento de densidade de corrente. Desta forma, verifica-se que o ideal é utilizar densidades de corrente baixas neste tratamento, pois quando a densidade de corrente varia de 10 a 40 A/m², a R_{vp} varia de 12,43 unidades e, para a variação de 70 a 100 A/m², a R_{vp} varia apenas de 0,38 unidades.

Para verificar o efeito da dispersão, fixou-se a porcentagem de remoção de DQO em 75%, e fez-se uma simulação, variando-se o número de dispersão com o fim de observar o que ocorre com o tempo de residência e a R_{vp} em função da densidade de corrente. Para tanto utilizou-se os valores: Nd = 0,0 (fluxo pistão, RFP), Nd = 0,29 (reator experimental), Nd = 1,0 (alta dispersão) e infinito (reator de mistura perfeita, CSTR). Pela Figura III observa-se que, para um valor fixo de densidade de corrente elétrica, ao aumentar a dispersão o tempo de residência também aumenta, resultando como consequência um aumento do volume do reator, o que implica em maiores custos de instalação.

De outra forma, verifica-se que aumentando a densidade de corrente elétrica, o tempo de residência diminui, porém a potência utilizada por unidade de vazão aumenta.

Com as equações anteriores, foi feita uma simulação para reatores de mistura perfeita (CSTR) em série de volume de 8 litros. A Figura IV mostra a variação da vazão tratada por unidade de potência (R_{vp}) em função do número de reatores e remoção de 75% da DRO. Até o máximo de 3 ou 4 reatores a R_{vp} aumenta significativamente, porém para número maior este aumento é muito pequeno, indicando que o número ideal de reatores em série é 3 ou 4. Com respeito à variação da densidade de corrente elétrica, observa-se diminuição no valor da R_{vp} em função de aumento da densidade de corrente, confirmando os resultados da Figura II.

A Figura V mostra que a potência total consumida aumenta com o aumento do número de reatores, sendo menor quanto menor for a densidade de corrente elétrica utilizada.

Fukui e Yuu (1980) trabalharam com eletroflotação, utilizando eletrodos de grafite, gerando bolhas de 20 μm de diâmetro carregadas positivamente, e encontram a expressão abaixo para determinar a eficiência total de coletas das bolhas:

$$E = 1,0 - \exp\left(-\eta \frac{3 R_g T I}{8 F_a r_b A_s P}, t\right) \quad (6)$$

onde: η = eficiência de coleta de uma bolha de gás

r_b = raio da bolha

R_g = constante dos gases

T = temperatura absoluta
 I = intensidade de corrente elétrica
 F_a = constante de Faraday
 A_e = área transversal do reator
 P = pressão atmosférica
 t = tempo

Utilizando a equação acima e fazendo sua constante igual à constante de velocidade de remoção de DQO obtida experimentalmente em nosso trabalho anterior (equação 3); e lembrando que a área do eletrodo é proporcional à área transversal do reator ($A_e = 0,765 A_r$) e que a intensidade de corrente elétrica utilizada é proporcional à área do eletrodo ($I = \rho A_e$), obtém-se após rearranjo:

$$n/r_g = 1,74 \cdot 10^{-2} \cdot \rho^{0,38472} (F_a P/R_g T) \quad (7)$$

Pela equação 7, foi possível calcular a relação n/r_g em função da densidade de corrente elétrica. Substituindo a equação 7 na equação 6, foi possível calcular a eficiência de remoção de DQO em função do tempo de tratamento e densidade de corrente. A Figura VI mostra que a relação n/r_g diminui com o aumento da densidade de corrente, indicando que o diâmetro das bolhas aumenta, uma vez que ocorre maior produção de gás e conseqüentemente coalescência das mesmas; fato observado experimentalmente. Contudo, a Figura VI mostra que a remoção de DRO aumenta com o aumento da densidade de corrente, pois, embora o diâmetro das bolhas aumente e a eficiência de coleta das bolhas diminua, há um maior número de bolhas, resultando numa maior eficiência global de remoção de DQO. O incremento de remoção de DQO para densidades de corrente maiores que 50 A/m² é pequeno, sendo necessário aumentar o tempo de eletrólise para aumentar a remoção de DQO, como já constatado.

Pelos fatos expostos acima, verifica-se que no tratamento eletrolítico o ideal é usar baixa densidade de corrente elétrica, para minimizar o consumo de energia.

Uma grande preocupação, quanto à aplicação da eletrólise no tratamento de efluentes, é a liberação de ferro dos eletrodos. Considerando-se eficiência de eletrólise de 100% e um eletrodo de 1 m² de área, calculou-se a massa de ferro que seria desgastada em função da densidade de corrente, ou seja:

$$Fe = M \cdot \rho A_e / n F_e \quad (8)$$

onde: Fe = massa de ferro desgastada (g/s)
 M = peso molecular do ferro = 55,84
 n = número de elétrons transferidos = 2

Pela equação 8, observa-se que a massa de eletrodo desgastada é proporcional à densidade de corrente e ao tempo de tratamento. A Tabela I mostra os resultados de algumas análises da concentração de ferro no efluente em função da densidade de corrente e tempo de residência.

Observa-se pela Tabela I que não há uma proporcionalidade do ferro residual em função da densidade de corrente no efluente tratado, sendo grande a diferença de concentração de ferro desgastado e residual. Estes fatos nos deixam concluir que a maior parte do ferro desgastado do eletrodo fica retida nos flocos que se formam, sendo removida na espuma que se forma na superfície do líquido.

O dimensionamento de um reator eletrolítico deve prever as variações de vazão e carga poluidora, de forma a permitir a variação da

intensidade de corrente para obter a remoção desejada da carga poluidora, principalmente se o tratamento tiver de ser completado em operação posterior. Com este objetivo, foi feita uma análise dimensional do sistema, para encontrar um adimensional que permitisse estimar as condições de operação e volume de um reator industrial, a partir de dados práticos de laboratório. Assim, utilizou-se o teorema de Pi Buckingham (Perry *et al.*, 1984; Skoglund, 1967), considerando-se que a remoção de DQO por eletrólise é função dos parâmetros abaixo:

Densidade de corrente elétrica = $\rho = (C L^{-2} T^{-1})$
 Campo elétrico = $E = (M L T^{-2} C^{-1})$
 Densidade do líquido = $\rho = (M L^{-3})$
 Constante de Faraday = $F_a = (C M^{-1})$
 Aceleração da gravidade = $g = (L T^{-2})$
 Velocidade do líquido no reator = $u = (L T^{-1})$
 Altura do líquido no reator = $h_l = (L)$
 Tensão superficial do líquido = $\gamma = (M T^{-2})$
 Viscosidade do líquido = $\mu = (M L^{-1} T^{-1})$

Da análise dimensional obteve-se cinco adimensionais que são:

$$\text{Número de Reynolds} = Re = (h_l \rho u) / \mu$$

$$\text{Número de Webber} = We = (h_l \rho u^2) / \gamma$$

$$\text{Número de Froud} = Fr = u^2 / (h_l g)$$

$$\text{Número de potência} = N_p = (\rho E h_l) / (\rho u^3)$$

$$\text{Número de eletrólise} = N_{el} = (u \rho) / (\rho F_a)$$

Destes adimensionais, o número de potência (N_p) e número de eletrólise (N_{el}), não são listados na literatura. Considerando a densidade do fluido constante durante o processo, o número de eletrólise reduz-se a uma relação entre a velocidade do fluido no reator e a densidade de corrente elétrica empregada, isto é:

$$N_{el} = K' u / \rho \quad (9)$$

$$\text{onde: } K' = \rho F_a$$

Multiplicando o numerador e denominador da equação (9) pela área do reator e lembrando que esta é proporcional à área do eletrodo, obtém-se:

$$N_{el} = K' (u A_r) / (\rho K'' A_e) = K^* F / I \quad (10)$$

onde: A_r = área do reator (m²)
 A_e = área do eletrodo (m²)
 $K^* = K' / K''$
 F = vazão de líquido no reator (m³/h)
 I = intensidade de corrente elétrica (C/s)

Este adimensional mostra que para uma vazão fixa de afluente, há uma intensidade de corrente elétrica que deve ser mantida para atingir a remoção de DQO desejada. A Figura VII mostra o efeito da velocidade do líquido no reator na remoção de DQO, para tempo de residência de 10 minutos e densidade de corrente de 120 A/m² para duas amostras diferentes.

Observa-se que a remoção de DQO permanece aproximadamente

constante para velocidades menores ou igual a $1,25 \cdot 10^{-3}$ m/s, no caso da amostra 2, e $1,45 \cdot 10^{-3}$ m/s no caso da amostra 1. Para valores maiores de velocidade do líquido no reator, observa-se uma queda rápida na remoção de DQO, indicando que há um limite acima do qual as cargas fornecidas não são mais suficientes para promover a máxima remoção de DQO. Para valores de velocidade do líquido no reator menores que o valor limite, as cargas fornecidas são suficientes para tratar o afluente, havendo um excesso de cargas, enquanto que para velocidade do líquido igual ao valor limite, não há excesso de cargas ou líquido. Há ainda que considerar a existência de um limite de velocidade do líquido no reator (fluxo descendente) em que o movimento de ascensão das bolhas de gás não é possível. Desta forma, calculou-se a velocidade do líquido no reator necessária para manter uma bolha de gás parada no seio do líquido. Para este cálculo considerou-se as propriedades da água pura e a densidade do hidrogênio e, através do balanço de forças (força de empuxo, gravitacional e de arraste), obteve-se o valor de $121 \cdot 10^{-3}$ m/s, para uma bolha de 100μ m de diâmetro, que é bem maior que os valores apresentados na Figura VII. Assim, o movimento de ascensão das bolhas não é interrompido, o que garante a flotação do material em suspensão. Fez-se então, um cálculo de ampliação de escala mantendo-se constante o adimensional Ne_l , com o objetivo de manter a similaridade do processo. Para o valor de velocidade de líquido de $1,44 \cdot 10^{-3}$ m/s (amostra 1) e densidade de corrente de 120 A/m^2 , o valor de Ne_l é:

$$Ne_l = K'u/\epsilon = K', 1,2 \cdot 10^5$$

A Tabela II mostra os valores dos parâmetros utilizados para este cálculo e a Tabela III mostra os resultados para 75 e 85% de remoção de DQO em função do número de dispersão do reator. Para tanto, imaginou-se ser desejado utilizar uma densidade corrente de 70 A/m^2 e vazão de afluente de $100 \text{ m}^3/\text{h}$. Para manter o valor de Ne_l constante, calculou-se a velocidade do fluido no reator e a área do mesmo, uma vez que é conhecida a vazão. Para calcular a remoção de DQO, foi necessário ainda arbitrar um número de dispersão.

Observa-se pela Tabela III que para vazão fixa de afluente, a área do reator e dos eletrodos permanecem constantes, variando a altura do líquido no reator para atingir a remoção de DQO desejada. A R_{vp} permanece constante, uma vez que não há variação de voltagem ou vazão de afluente, permanecendo o consumo de potência constante para tratar o mesmo volume nos três casos apresentados, porém, a energia utilizada (kwh) varia na mesma proporção da altura do líquido no reator ou tempo de residência.

Os valores da Tabela IV foram calculados a partir das mesmas hipóteses anteriores e parâmetros listados na tabela 2, porém, fixou-se o número de dispersão (N_d) em 0,29. Da mesma forma anterior, utilizou-se o mesmo valor do número de eletrólise do reator piloto para obter os valores da Tabela IV; mas com a variação da densidade de corrente, a velocidade do fluido no reator também variou.

Pela Tabela IV, observa-se que quanto menor a densidade de corrente elétrica, menor a demanda de potência por unidade de vazão (R_{pv}), porém há um aumento da área do reator e eletrodos, ou seja, ocorre um aumento de volume do reator ou tempo de residência.

Outra variável do processo que influencia diretamente o consumo de potência é a condutividade ou resistência elétrica do líquido. A Tabela V mostra esta relação, para três valores de densidade de corrente. O consumo de potência e energia aumentam com o aumento da resistência elétrica do líquido, ou com a diminuição de condutividade. Os dados da Tabela V estão próximos dos valores obtidos

por Kaliniichuk (1976), para tratamento eletrolítico de efluentes de uma refinaria de petróleo da Ucrânia. Kaliniichuk cita um consumo de energia de $0,48 \text{ Kwh/m}^3$, para um líquido de resistência elétrica de aproximadamente 12 Ohms, enquanto no nosso caso, se a resistência fosse de 12 Ohms, seriam necessários $0,452 \text{ Kwh/m}^3$. McKenna et al. (1973) gastaram $0,317 \text{ Kwh/m}^3$ para tratar um efluente oleoso utilizando uma tensão de 7,0 Volts, enquanto no nosso caso, para um consumo de $0,317 \text{ Kw/m}^3$ seria necessário aplicar uma tensão de 8,4 Volts para remover 75% da DQO do afluente. Estes resultados mostram que o critério de ampliação de escala proposto permite dimensionar, com bastante segurança, um reator eletrolítico industrial a partir de dados de laboratório, desde que o número de dispersão seja conhecido.

CONCLUSÕES

Como acontece na maioria dos casos de reações químicas, a velocidade de remoção de DQO de águas residuárias por eletrólise não foge à regra, isto é, a remoção aumenta quando a dispersão diminui. Para reatores de mistura perfeita, bastariam no máximo 4 reatores para garantir uma boa eficiência de remoção de DQO; porém, como a aplicação da eletrólise para este fim é bastante prática, o ideal seria construir reatores em forma de canais, nos quais seriam instalados eletrodos, imitando um reator tubular, para obter a menor dispersão possível.

Ao contrário do que se pensa à primeira vista, a eficiência do processo é maior para intensidade de corrente elétrica baixa, quando não há coalescência das bolhas de gás. Isto implica em construir reatores maiores, mas a redução do consumo de potência pode justificar este gasto.

O número de eletrólise (Ne_l), obtido por análise dimensional, mostra ser um bom critério para estimar, com boa precisão, as dimensões e condições de operação de um reator industrial a partir de dados de laboratório, conforme atestam os resultados das simulações comparados com dados práticos da literatura. Como este adimensional é a relação entre a vazão de afluente e a intensidade de corrente elétrica, e esta podemos dizer que é proporcional ao volume de gás ou ao número de bolhas produzidas por unidade de tempo, outros processos de flotação, como flotação de colunas e por ar dissolvido, também obedecem a critério semelhante de ampliação de escala, desde que as características do líquido e diâmetro de bolhas permaneçam inalterados na escala de laboratório e industrial.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 — Bachurst, R. J. and Matis, R. A., 1981. Electrolytic flotation in effluent treatment. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* **31**: 431 - 434.
- 2 — Collins, G. L. and Jameson, G. J., 1977. Double-Layer effects in the flotation of fine particles. *Chemical Engineering Science*, **32**: 239 - 246.
- 3 — Demmin, T. R. and Uhrich, K. D., 1988. Improving carpet wastewater treatment. *American Dyestuff Reporter*. June: 13-18.
- 4 — Dobby, G. S. and Finch, J. A. 1985. Mixing characteristics of industrial flotation columns. *Chemical Engineering Science*, **40**: 1061 - 1068.
- 5 — Dobby, G. S. and Finch, J. A., 1986. Flotation column scale-up and modeling. *CMI Bulletin*, May: 89 - 96.
- 6 — Fukui, Y. and Yuu, S., 1980. Collection of submicron particles

in electro-flotation. *Chemical Engineering Science*, **35**: 1097 - 1105.

7 — Kaliniichuk, E. M. and Vasilenko, I. I., 1976. Treating refinery wastewater to remove emulsified oils by electrocoagulation and electro-flotation. *Internacional Chemical Engineering*, **16**: 424 - 425.

8 — Levenspiel, O. 1983. *Engenharia das reações químicas*, vol. 2. Editora Edgard Blücher Ltda. Tradução de Pedro Maurício Blücher.

9 — McKenna, Q. H., 1973. *Electrochemical flotation concept for removing oil from water*. Lockheed Aircraft Service Company, Ontario, California 91761, 120p.

10 — Nasset, J. E., 1988. The application of residence time distributions to flotation and mixing circuits. *CIM Bulletin*, Nov.: 75 - 83.

11 — Perry, R. P., Green, D. W. and Maloney, J. O., 1984. *Chemical*

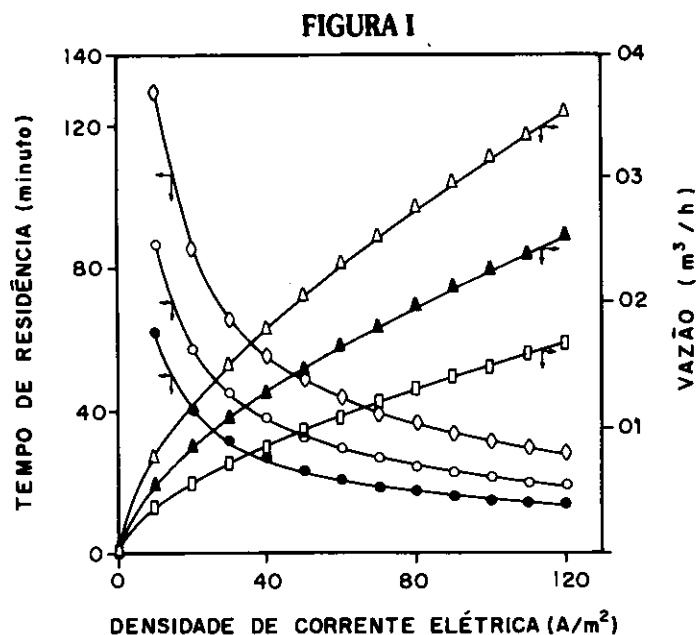
Engineers' Handbook, 50th. Ed. McGraw — Hill International Editions.

12 — Shah, Y. T., Stiegel, G. J. and Sharma, M. M., 1978. Backmixing in gas-liquid reactors. *AIChE Journal*, **24**: 369 - 400.

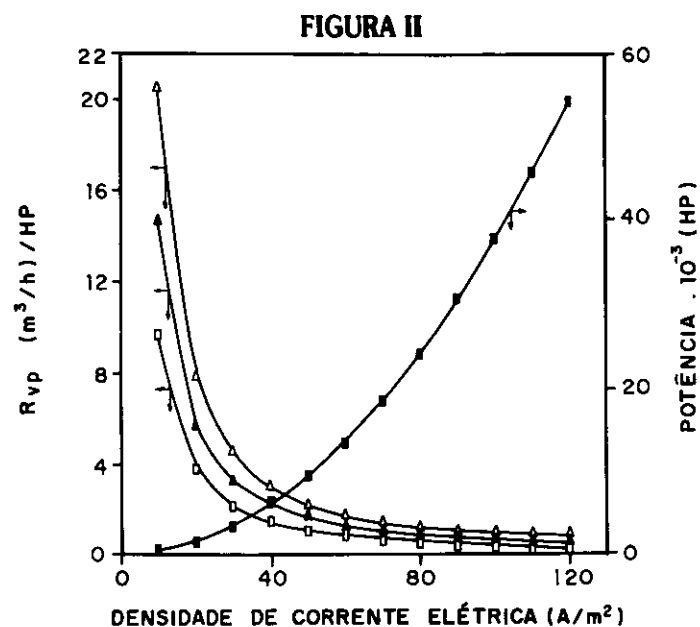
13 — Shah, Y. T., Kelkar, B. G. and Deckwer, W. D., 1982. Design parameters estimations for bubble column reactor. *AIChE Journal*, **28**: 353 - 379. *Standard Methods For The Examination Of Water And Wastewater*. 16th Ed. APHA. Washington, 1985.

14 — Stiegel, G. L. and Shah, Y. T., 1977. Axial dispersion in a rectangular bubble column. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Feb. **55**: 3 - 8.

15 — Svarovsky, L. 1981. *Solid-Liquid Separation*, Segunda Edição, Butterworths & Co. (Publishers) Ltd. London.

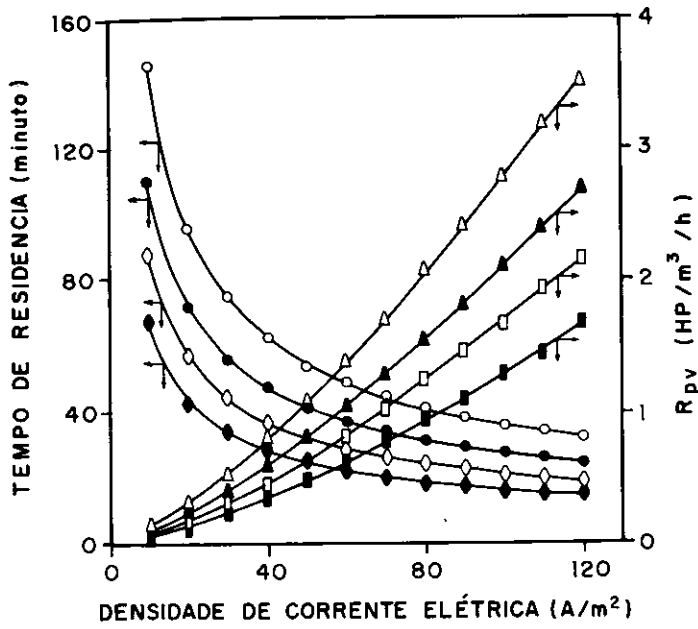


Tempo de residência e vazão de afluente em função da densidade de corrente elétrica (equações 1, 2 e 3). Remoção de DQO: ● , △ 65%, ○ , ▲ 75%, ◇ , □ 85%.



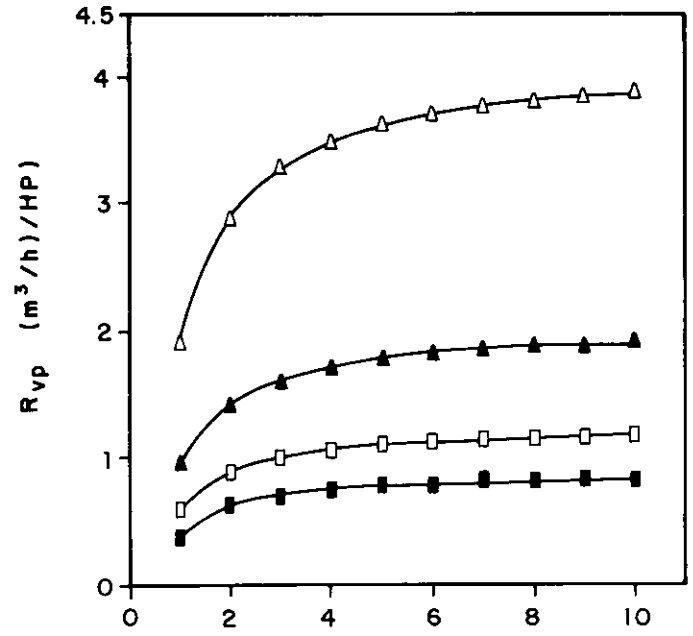
Varição da razão vazão/potência e potência aplicada em função da densidade de corrente elétrica. Remoção de DQO: △ 65%, ▲ 75%, □ 85%; ■ Potência (10⁻³).

FIGURA III



Variação do tempo de residência e vazão potência/vazão em função da densidade de corrente elétrica. Número de dispersão: \blacklozenge , \blacksquare RFP; \diamond , \square Nd = 0,29; \bullet , \blacktriangle Nd = 1,0; \circ , \triangle CSTR.

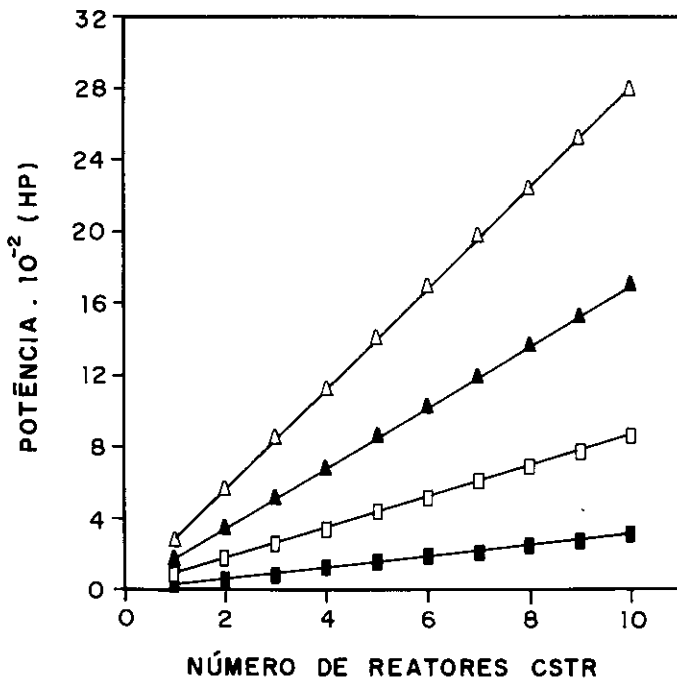
FIGURA IV



NÚMERO DE REATORES CSTR

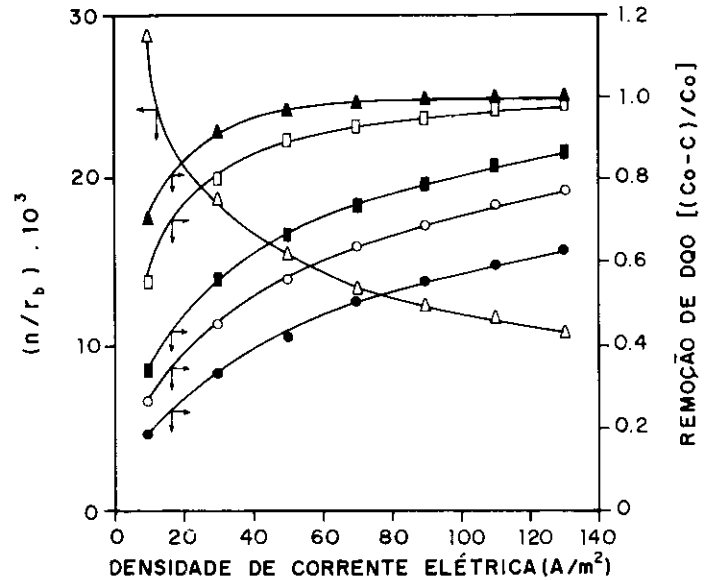
Variação da razão vazão/potência em função do número de reatores CSTR em série. \triangle 30 A/m², \blacktriangle 50 A/m², \square 70 A/m², \blacksquare 90 A/m².

FIGURA V



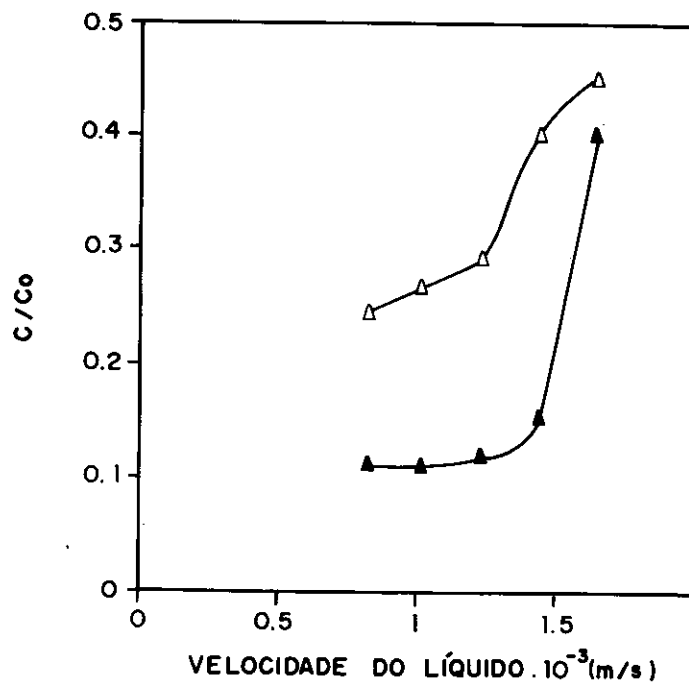
Potência total consumida em função do número de reatores CSTR em série. \triangle 90 a/m²; \blacktriangle 70 A/m²; \square 50 A/m²; \blacksquare 30 A/m².

FIGURA VI



Variação da relação eficiência de coleta de bolha e raio de bolha $(Y)_{rb}$ e remoção de DQO em função da densidade de corrente elétrica. \triangle n/r_b ; \blacktriangle 60 minutos, \square 40 minutos, \blacksquare minutos, \circ 15 minutos, \bullet 10 minutos.

FIGURA VII



Efeito da velocidade do líquido na fração remanescente de DQO. Densidade de corrente 120 A/m²; tempo de residência 10 minutos. ▲ amostra 1, △ amostra 2.

Tabela I
Concentração de ferro residual no efluente, após sedimentação e ferro desgastado durante a eletrólise para diferentes tempos de residência e densidade de corrente elétrica.

Densidade de corrente (A/m ²)	Tempo de residência (minutos)	Ferro desgastado (ppm)*	Ferro residual (ppm)	Diferença (%)
120	10	81,11	0,35	99,57
120	14	113,56	0,24	99,79
120	22	178,45	0,26	99,85
180	16	199,63	0,07	99,96
180	30	365,00	2,50	99,31

*Equação 8

Tabela II
Parâmetros utilizados para dimensionar um tratamento eletrolítico de efluente de refinaria de petróleo para remoção de 75% da DQO.

PARÂMETRO	VALOR
Temperatura	25°C
pH	7 - 10
Espaçamento entre eletrodos	1,0 cm
Material dos eletrodos	ferro
Área dos eletrodos	0,765 área do reator
Tipo de corrente elétrica	contínua
Densidade do afluente	1000 kg/m ³
Viscosidade do afluente	0,98 cp
Resistência elétrica do afluente	3 ohms

Tabela III

Efeito da variação do número de dispersão e da remoção de DQO no dimensionamento de um reator para tratar 100 m³/h de efluente de refinaria de petróleo por eletrólise; densidade de corrente elétrica - 70 A/m².

PARÂMETRO	Remoção de DQO (%)		
	Rem. DQO 75% N _d = 0,29	Rem. DQO 85% N _d = 0,05	Rem. DQO 75%
Tempo de Residência (minutos)	26,42	39,37	21,64
Altura do líquido (m)	1,33	1,98	1,09
Área do reator (m ²)	33,06	33,06	33,06
Área eletrodos (m ²)	25,97	25,97	25,97
Velocidade do líquido (m/s)	8,4.10 ⁻⁴	8,4.10 ⁻⁴	8,4.10 ⁻⁴
Potência (HP)	15,25	15,25	15,25
R _{vp} (m ³ /h.HP)	6,55	6,55	6,55
R _{pv} (HP/m ³ /h)	0,152	0,152	0,152
Kwh/m ³	0,113	0,113	0,113
Kwh	5,00	7,46	4,10

$$R_{pv} = 1/R_{vp}$$

Tabela IV

Dimensionamento do reator eletrolítico para tratar 100 m³/h de efluente de refinaria de petróleo, N_d = 0,29 e remoção de DQO de 75%.

PARÂMETRO	Densidade de Corrente elétrica (A/m ²)		
	30	70	110
Tempo de residência (minutos)	44,5	26,42	20,00
Altura do líquido (m)	0,96	1,33	1,58
Área do reator (m ²)	77,16	33,06	21,04
Área de eletrodo (m ²)	59,02	25,97	16,09
Velocidade do líquido (m/s)	3,6.10 ⁻⁴	8,4.10 ⁻⁴	13,2.10 ⁻⁴
Potência (HP)	6,53	15,25	23,97
R _{vp} (m ³ /h.HP)	15,29	6,55	4,17
R _{pv} (HP/m ³ /h)	0,065	0,152	0,239
Kwh/m ³	0,048	0,113	0,179

Tabela V

Varição da potência requerida R_{vp} e R_{pv} em função da resistência elétrica do líquido; vazão de 100 m³/h, densidade de corrente de 70 A/m² e N_d = 0,29.

PARÂMETRO	Resistência (ohm)		
	3,0	6,0	12,0
Potência (HP)	15,25	30,51	61,00
R _{vp} (m ³ /h.HP)	6,53	3,27	1,63
R _{pv} (HP/m ³ /h)	0,15	0,30	0,61
Kwh/m ³	0,113	0,226	0,452