

# ESTUDO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA PARA O SISTEMA ÁGUA RESIDUAL-ÓLEO EM UM NOVO DESIGN DE MISTURADOR-DECANTADOR.

U. S. Nazaré<sup>1</sup>, J. F. De Sousa<sup>2</sup>, J. B. A. Paulo<sup>3</sup>, M. Benachour<sup>4</sup>

1,2,3 – Departamento de Engenharia Química - Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Campus Universitário, Lagoa Nova – CEP 59072-970, Natal-RN

3 – E-mail: jbosco@eq.ufrn.br

4 - Departamento de Engenharia Química - Universidade Federal de Pernambuco. Rua Acadêmico Hélio Ramos, s/n. Cidade Universitária. CEP 50440-530. Recife – PE.

## RESUMO

Um novo design de separador para sistemas líquido-líquido tem sido proposto para diminuir o tempo de coalescência das gotas de fase dispersa. O aparelho utiliza como princípio de funcionamento o *método da inversão de fases*. Através deste método a fase originalmente contínua no misturador passa a ser a fase dispersa no decantador. Esta inversão é promovida por meio de um prato perfurado que separa o misturador do decantador. O novo aparelho tem sido aplicado para o tratamento de águas residuais contaminadas com óleo. Os resultados têm se mostrado interessantes na medida em que a água tratada apresenta concentrações em óleo dentro dos padrões exigidos pela legislação ambiental. Visando tornar mais eficiente o processo de separação, o presente trabalho apresenta um estudo hidrodinâmico e de transferência de massa no misturador com o objetivo de estimar o coeficiente global de transferência de massa relativo às fases aquosa (água + óleo) e orgânica (aguarrás) envolvidas. Apresenta-se ainda um estudo da velocidade de agitação e das vazões de alimentação das fases aquosa e orgânica, parâmetros que influenciam significativamente a hidrodinâmica e conseqüentemente o coeficiente de transferência de massa. Foram coletadas amostras na entrada e após o sistema entrar em regime. As análises foram realizadas utilizando a técnica do Teor de Óleo e Graxas (TOG). Um balanço de massa na fase líquida realizado a nível do misturador permite determinar o coeficiente de transferência de massa, e assim otimizar o sistema. Também, foi encontrada uma equação de correlação para o coeficiente de transferência de massa em função das variáveis estudadas no processo. A otimização da transferência na câmara de mistura muito contribuirá para um aumento efetivo da eficiência de separação global do aparelho.

PALAVRAS-CHAVES: tecnologias limpas; tratamento de efluentes; transferência de massa; design de equipamento.

## 1. INTRODUÇÃO

A conscientização da sociedade quanto à preservação do meio ambiente tem crescido consideravelmente nos últimos tempos. Particularmente a água é apontada como o principal problema a ser enfrentado no mundo nas próximas décadas. A poluição devido às indústrias é expressiva e merece controle especial.

O petróleo, uma matéria-prima essencial dos tempos atuais, durante o seu processamento gera além de derivados (gasolina, diesel, lubrificantes, querosene, etc.), alguns poluentes sólidos, líquidos e gasosos que devem ser tratados antes de eliminá-los ao meio ambiente. O tratamento dos efluentes líquidos das refinarias instaladas no país requer dimensões e gastos energéticos apreciáveis tendo em vista as grandes vazões desses efluentes. Faz-se necessário, então, a procura constante de novos meios de tratamento mais eficientes e viáveis.

Um novo tipo de separador líquido-líquido operando à inversão de fases tem sido proposto para o tratamento de águas contaminadas por óleo. Chamado de Misturador-Decantador à Inversão de Fases-MDIF (Chiavenato e Paulo, 1999; Chiavenato, 1999), o desenvolvimento do protótipo, objeto de dissertação de mestrado dirigida pelo coordenador do presente projeto, teve reconhecimento nacional ao obter o 2º lugar (menção honrosa) no prêmio OPP-ABEQ/1999.

O presente trabalho tem o objetivo de estudar o processo de transferência de massa que ocorre dentro do misturador do MDIF visando o melhorar a eficiência de separação do óleo na câmara de decantação. Para o estudo da transferência das fases na câmara de mistura, a fase aquosa água – óleo proveniente do Mar do Ceará (Campo/Poço – Xaréu/Paracuru), foi fornecida pela Petrobrás.

## 2. MATERIAIS E MÉTODOS

### 2.1. Dispositivo Experimental

Visando otimizar a transferência do óleo da fase aquosa para a fase orgânica, o coeficiente de transferência de massa ( $K_L S$ ) que quantifica a velocidade desse processo foi obtido em uma câmara de mistura com agitação mecânica controlada (Fig. 1). Esta câmara é constituída de um vaso cilíndrico de aço inoxidável cujo volume total é de 500 mL e diâmetro interno de 7,5 cm, o mesmo possui duas saídas, uma lateral para coleta das amostras, situada na metade da altura, e a segunda no centro da base para descarte final da mistura. O dispositivo experimental ainda é composto por dois reservatórios contendo as fases aquosa (óleo + água) e orgânica (aguarrás) que alimentam o misturador. O controle de vazão das fases é feito por freqüenciadores digitais acoplados a bombas de vazão. Um reservatório de acrílico de dimensões 19x27x22 cm é colocado embaixo do misturador a fim de receber a mistura líquida que vem da câmara de mistura.

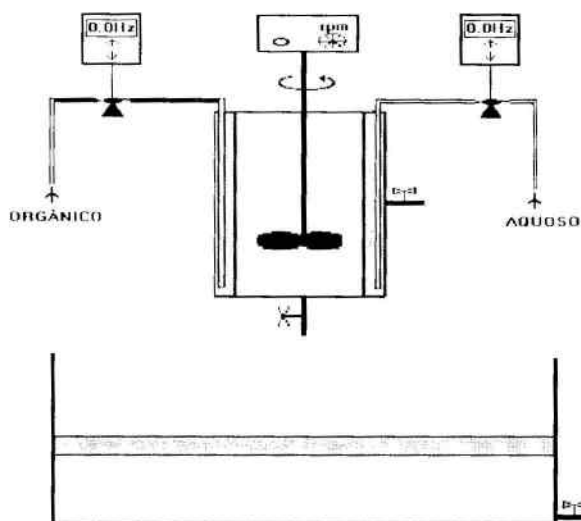


Figura 1 – Dispositivo Experimental

### 2.2. Procedimento Experimental

Após alimentar o reator com a fase aquosa e dar início à agitação na freqüência desejada, a alimentação da fase orgânica (fase dispersa) é então acionada. A alimentação das fases é realizada pela parte superior e liberada para o contato na base do misturador. Após o sistema entrar em sã são realizadas as amostragens na saída do processo. As amostras são coletadas diretamente em um funil de separação ( $V = 250$  mL) e após 30 min de espera, a água, agora pobre em óleo, é separada da aguarrás que está rica em óleo e então levada para análise da concentração de óleo utilizando o Método do Teor de Óleos e Graxas (TOG), que segue o Manual de Treinamento (MT – 37 – 0084 – O de 10/04/98). É importante colocar que diferentemente do processo completo do MDIF (Chiavenato e Paulo, 1999), onde a fase orgânica é realimentada ao misturador em reciclo, o que provoca uma queda na eficiência de extração com o tempo até a saturação, aqui, nessa pesquisa, a alimentação da fase orgânica é realizada continuamente na forma pura, sem haver reciclo, pois queríamos evitar que esse processo de saturação da fase orgânica encobrisse ou dificultasse a visualização melhor da influência das outras variáveis em estudo.

## 3. RESULTADOS EXPERIMENTAIS E DISCUSSÃO

Para estimativa do coeficiente global de transferência de massa, os parâmetros de controle estudados foram a velocidade de agitação ( $N$ ) e a razão das vazões da fase orgânica e aquosa ( $Q_o/Q_a$ ). A vazão total das fases na alimentação (1100 mL/min) e o volume total das fases no reator (500 mL) foram mantidos constantes. A concentração de óleo presente na água na entrada do misturador ( $C_{AE}$ ) variou entre 450 e 600 mg/L. A faixa de operação dos parâmetros de controle encontra-se na tabela I abaixo.

Tabela I – Condições operatórias dos parâmetros de controle.

$N$ (rpm)	$Q_o$ (mL/min)	$Q_a$ (mL/min)	$Q_o/Q_a$
285 – 700	157 – 370	730 – 943	1/6 – 1/2

Para melhor compreensão dos símbolos das variáveis estudadas, as definimos abaixo:

- $Q_A$  = Vazão da fase aquosa (água + óleo), ml/min
- $Q_O$  = Vazão da fase orgânica (aguarrás), mL/min
- $C_{AE} = C_o$  = Concentração de óleo da fase aquosa na entrada, mg/L.
- $C_{OE}$  = Concentração de óleo da fase orgânica na entrada, mg/L.
- $C_{AS}$  = Concentração de óleo da fase aquosa na saída, mg/L.
- $C_{OS}$  = Concentração de óleo da fase orgânica na saída, mg/L.
- $N$  = Velocidade de agitação, rpm

### 3.1. Influência da Velocidade de Agitação na Eficiência de Extração

Determinamos a eficiência de extração, conforme equação 1, para avaliarmos o potencial de extração do óleo pela fase orgânica.

$$\text{Eficiência de Extração} = (C_{AE} - C_s)/C_{AE} \tag{1}$$

Para essas medidas a razão volumétrica entre as fases envolvidas (aquosa e orgânica) foi mantida constante ( $Q_o/Q_A = 1/3$ ), bem como a concentração de óleo na fase aquosa na faixa de 450 – 500 mg/L. Observa-se na figura 2, que a eficiência de extração do óleo pelo orgânico é aproximadamente constante e em torno de 90%, ou seja, a eficiência de extração independe da velocidade de agitação no domínio estudado (285 – 700 rpm).

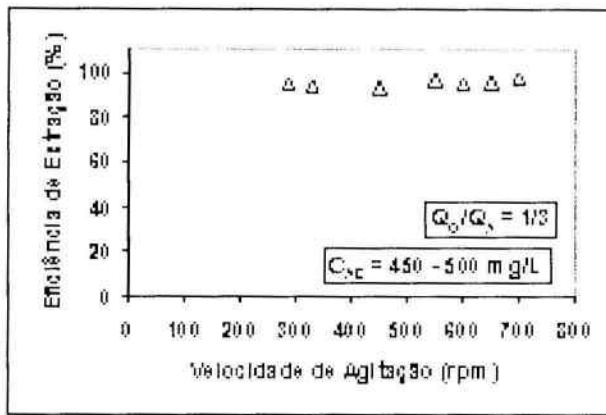


Figura 2 – Eficiência de extração x Velocidade de Agitação

### 3.2. Influência da Razão da Vazão Volumétrica de Alimentação das Fases Aquosa e Orgânica na Eficiência de Extração

Nestes ensaios a velocidade de agitação foi mantida constante ( $N = 550$  rpm) e a concentração de alimentação do óleo presente na água em torno de 550 – 600 mg/L. A faixa de valores da razão volumétrica entre as fases foi de 0,16 – 0,5. A Figura 3 apresenta os resultados indicando que a eficiência de extração aumenta com a razão  $Q_o/Q_A$  alcançando o valor máximo de 93,5%. Observa-se ainda que a eficiência é limitada a razões  $Q_o/Q_A$  a partir de 0,25.

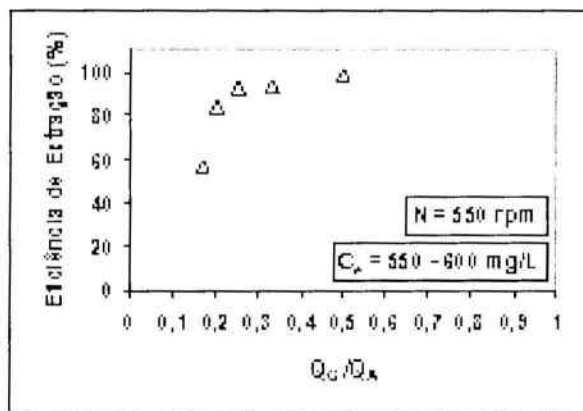


Figura 3 – Eficiência de Extração x  $Q_o/Q_A$

### 3.3. Determinação do Coeficiente Global de Transferência de Massa

Para determinarmos o coeficiente de transferência de massa foi realizado um balanço de massa global no misturador em regime estacionário conforme equação 2.

$$Q_A (C_{AE} - C_{AS}) = Q_O (C_{OS} - C_{OE}) \quad (2)$$

Considerando que a aguarrás entra pura no reator, temos  $C_{OE} = 0$ , como constante no processo. Assim, a equação 2 pode ser escrita da seguinte forma:

$$C_{OS} = Q_A (C_{AE} - C_{AS}) / Q_O \quad (3)$$

Supondo as fases aquosa e orgânica perfeitamente agitadas, um balanço de massa é feito para o óleo considerando apenas os termos que representam a convecção e a transferência de massa (eq. 4):

$$Q_A (C_{AE} - C_{AS}) = K_L S (C_{OS} - C_{AS}) \quad (4)$$

Onde  $K_L$  é o coeficiente de transferência de massa global e  $S$  ( $m^2$ ) é a superfície de contato líquido/líquido.

A partir das equações 3 e 4 obtemos assim a expressão que permite calcular o produto  $K_L S$  abaixo:

$$K_L S = (Q_A / V) (C_{AS} - C_{AE}) / [C_{AS} - Q_A / Q_O (C_{AE} - C_{AS})] \quad (5)$$

#### 3.3.1. Influência da velocidade de agitação no coeficiente global de transferência de massa

Sabe-se, segundo Lewis e Whitman (1924) que o aumento da velocidade de agitação contribui para o crescimento da superfície  $S$  de contato entre as fases devido à produção de finas gotículas da fase dispersa (aguarrás) bem como da redução da espessura da interface líquido-líquido (Greaves e Loh, 1985). A Fig. 4 apresenta o comportamento do produto  $K_L S$  com a velocidade de agitação aplicada no processo. Nesse estudo a concentração de óleo da fase aquosa na entrada do reator manteve-se na faixa de 450 a 500 mg/L e a razão das vazões de alimentação das fases  $Q_O / Q_A$  constante em 1/3. Podemos ver que o  $K_L S$  independe da velocidade de agitação. A velocidade de agitação de 285 rpm já é suficiente para quebrar as gotículas da fase dispersa em comparação com velocidades de agitação maiores. Pelo comportamento constante de  $K_L S$  vemos que é importante realizar experimentos com velocidade de agitação inferior a 285 rpm. O aumento da velocidade de agitação contribui para aumentar a potência dissipada no meio inviabilizando assim o processo.

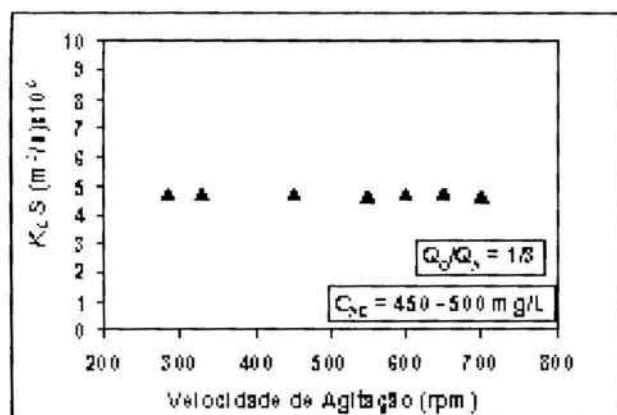


Figura 4 –  $K_L S$  x Velocidade de Agitação

#### 3.3.2. Influência da razão das vazões de alimentação das fases $q_o/q_a$ no coeficiente global de transferência de massa

Mantendo a velocidade de agitação constante em 550 rpm, a fase aquosa na alimentação do misturador com concentração na faixa de 550 a 600 mg/L, a influência da razão  $Q_O / Q_A$  no  $K_L S$  foi estudada nos seguintes valores: 1/6, 1/5, 1/4, 1/3 e 1/2. A vazão total foi mantida constante em 1100 mL/min.

O efeito da razão das vazões de alimentação das fases aquosa e orgânica no coeficiente global de transferência de massa é significativamente importante (Fig. 5), pois o mesmo aumenta linearmente à medida que se aumenta o teor da fase orgânica no processo. Esse efeito pode ser explicado devido ao aumento considerável na retenção desta fase proporcionando um crescimento efetivo na superfície de contato líquido-líquido (Metcalf & Eddy, 1979). É importante lembrar que o aumento

da razão  $Q_o/Q_A$  a valores superiores a  $\frac{1}{2}$  irá onerar muito o processo que já apresenta ótima eficiência (acima de 90%) dentro da faixa estudada (ver Fig. 3).

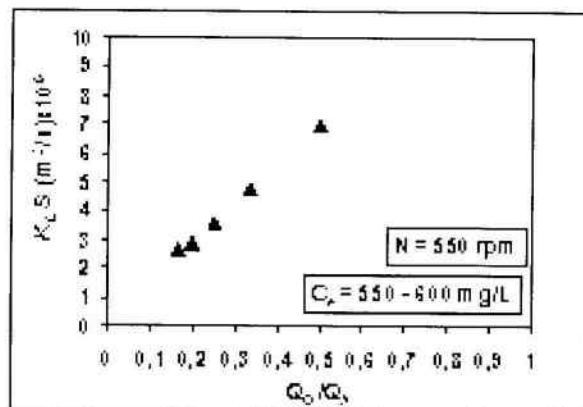


Figura 5 –  $K_L S \times Q_o/Q_A$

### 3.4. Correlação do Coeficiente Global de Transferência de Massa

Para determinarmos uma equação de correlação de  $K_L S$  com os parâmetros estudados, foi utilizado o programa Statistica for Windows versão 5.1. O método de estimação do programa que melhor se ajustou aos resultados experimentais foi o Simplex e quasi-Newton combinados. Para um fator de correlação igual a 0,9978 obtivemos a seguinte correlação.

$$K_L S = 13,4917 \times 10^{-6} N^{(*)} Q_o/Q_A^{0,9133} \quad (6)$$

O fator (\*), expoente da velocidade de agitação  $N$ , é aproximadamente zero, como já era previsto pela curva constante apresentada na Fig. 4. A correlação mostra que o efeito da dependência de  $K_L S$  com a velocidade de agitação  $N$  não é significativo para a nossa faixa de operação. Em contrapartida, o efeito da razão de alimentação  $Q_o/Q_A$  é nitidamente influente e aproximadamente linear.

## 4. CONCLUSÕES

Os dados obtidos experimentalmente para fins de determinação da eficiência de extração bem como determinação do coeficiente global de transferência de massa ( $K_L S$ ) em função das variáveis em estudo, velocidade de agitação ( $N$ ) e razão das vazões entre as fases aquosa e orgânica ( $Q_o/Q_A$ ), permitem concluir que a eficiência de extração bem como  $K_L S$  independem da velocidade de agitação dentro do domínio estudado. O aumento do percentual da fase orgânica é significativo, pois aumenta e eleva consideravelmente o percentual de óleo extraído bem como o  $K_L S$  com conseqüente aumento da velocidade de transferência do óleo através da fase orgânica. O percentual máximo de extração do óleo obtido é em torno de 93,5% e o valor máximo encontrado para o  $K_L S$  é de  $7 \times 10^{-8} \text{ m}^3/\text{s}$  correspondente a uma razão  $Q_o/Q_A$  igual a  $\frac{1}{2}$ .

A dependência do coeficiente global de transferência de massa com as variáveis estudadas está representada pela equação de correlação ( $K_L S = 13,4917 \times 10^{-6} N^{(*)} Q_o/Q_A^{0,9133}$ ), a qual mostra um efeito linear de  $K_L S$  com a razão  $Q_o/Q_A$ , sendo o expoente (\*) da velocidade de agitação  $N$  aproximadamente zero.

## 5. AGRADECIMENTOS

Os autores deste trabalho agradecem ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq, entidade governamental brasileira promotora do desenvolvimento científico e tecnológico, pelo suporte material e financeiro.

## 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Chiavenato, M.C. Utilização de um novo design de mixer-settler à inversão de fases para tratamento de dispersões e/ou emulsões do tipo óleo bruto/água de formação. Natal-RN, 1999. 146p. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-

graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte.

Chiavenato, M. C. e Paulo, J. B. A. Utilização de um novo design de mixer-settler no tratamento de águas residuárias contaminadas com óleo bruto. II Congresso de Engenharia de Processos do Mercosul (II Enpromer), Florianópolis, v. I, p. 471-472, 1999.

Greaves, M. and Loh, V. Y. Fifth European Conference on Mixing, Würzburg, W. Germany, BHRA poster 5, 1985.

Lewis, W.K. and Whitman, W.C. Principles of Gas Adsorption. Ind. Eng. Chem., 16, p.1215, 1924.

Metcalf & Eddy Inc., Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse. 2<sup>a</sup> ed., McGraw-Hill, EUA, 1979.