

## **SIMULAÇÃO NUMÉRICA DA TRANSFERÊNCIA DO ÓLEO ENTRE FLUXOS CONTRA CORRENTE CRUZADOS EM EXTRATOR “ROTOCELL”**

**Gilberto Carlos Thomas** – [gcthomas@mecanica.ufrgs.br](mailto:gcthomas@mecanica.ufrgs.br)

UFRGS, Departamento de Engenharia Mecânica  
Rua Sarmento Leite, 425, 90050-170 - Porto Alegre, RS

**Viktor Krioukov** – [kriukov@main.unijui.tche.br](mailto:kriukov@main.unijui.tche.br)

UNIJUÍ, Departamento de Tecnologia  
Rua São Francisco, 501-Cx. P. 560-98700-000 – Ijuí, RS

**Luis Moreira**

UNICRUZ, Departamento de Matemática  
Cruz Alta – RS.

***Resumo.** Este trabalho destina-se aos problemas de modelagem matemática de extração de óleo vegetal de grãos de soja em instalação do tipo “Rotocell”. O modelo matemático apresenta-se através de sistema das equações em derivadas parciais e diferenciais ordinárias. Na primeira versão do modelo foram considerados entre outras: fluxos contra-corrente cruzados da matéria-prima e miscela dentro do extrator; difusão do óleo pelo campo de extração; transferência do óleo da fase poro à fase bulk; influência dos reservatórios no decorrer dos processos; existência das zonas de drenagem e carregamento; regime transiente de funcionamento. Neste trabalho o modelo desenvolve-se considerando: as dependências da viscosidade e da densidade em função da concentração do óleo na miscela, a transferência do óleo entre as fases sólido e poro no campo de extração e na seção do carregamento, as perdas de óleo na fase de drenagem. Estas alterações fizeram o modelo e aplicativo mais práticos. As simulações numéricas foram realizadas para o regime industrial, quando no campo de extração inicialmente existe a grande diferença entre as concentrações das fases poro e bulk.*

***Palavras-chave:** Extração de óleo, Modelo matemático, Drenagem e carregamento.*

### **1. INTRODUÇÃO**

Os extratores “Rotocell” são do tipo contínuo e utilizados para extrair óleo vegetal através de solvente (hexano). No trabalho, Thomas *et al.* (1999) foi desenvolvido um modelo matemático que descreve o funcionamento do extrator do tipo Rotocell onde foram considerados os principais fenômenos que nele ocorrem. Este modelo é bastante estruturado e apoia-se em leis de físico-química incluindo como dados iniciais: os parâmetros de construção do extrator, características da matéria prima os parâmetros do regime de funcionamento.

Os resultados obtidos através das simulações numéricas nos permitem: escolher os melhores regimes de funcionamento do extrator, determinar melhores características da matéria-prima, avaliar as possibilidades dos solventes alternativos e auxiliar em melhorias no equipamento.

## 2. DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS NO EXTRATOR

O esquema principal do extrator “Rotocell” é apresentada na Figura 1. O extrator possui: entrada do hexano puro (4); saída (5) da miscela forte (mistura bem concentrada do hexano com de óleo); entrada (3) da matéria-prima (a massa porosa especialmente preparada dos grãos da soja, que contém o óleo vegetal); saída (11) da matéria-prima praticamente sem óleo (farelo) depois da extração. Observa-se que a matéria-prima caracteriza-se pelas porosidades: externa ( $\epsilon_b$ ) e interna ( $\epsilon_p$ ). Quando estes espaços são preenchidos pela miscela são chamados de fase bulk (externa) e fase poro (interna).

Os fragmentos principais do extrator são: vagões (7) com os fundos perfurados; bombas (10), distribuidoras (14), reservatórios (9). Por motivos operacionais o extrator divide-se em 3 zonas: do carregamento (8), da lavagem (ABCD), da drenagem (6). Os vagões movem-se da posição (2) para a direção (11) passando seqüentemente através destas zonas.

Na zona de carregamento o vagão é carregado por matéria-prima (3) e ao mesmo tempo (tubo 1) por miscela forte. Na zona de lavagem que divide-se por seções o vagão move-se sob fluxos verticais da miscela que extrai o óleo da matéria-prima. A miscela passa do tubo (4) para o tubo (5) por via contracorrente cruzado (relativamente do fluxo da matéria-prima), e enriquece-se de óleo extraído. Por isso no início do seu caminho a miscela é fraca (contém uma pequena fração de óleo) e no fim do processo a miscela torna-se forte. A miscela ao atravessar os vagões em uma seção acumula-se em um reservatório (9) e depois entra em outra seção de lavagem (através das bombas de distribuidoras). Na zona de drenagem (12) a miscela fraca abandona a parte porosa da matéria-prima. Nesta zona a matéria-prima quase não contém o óleo e chama-se de farelo.

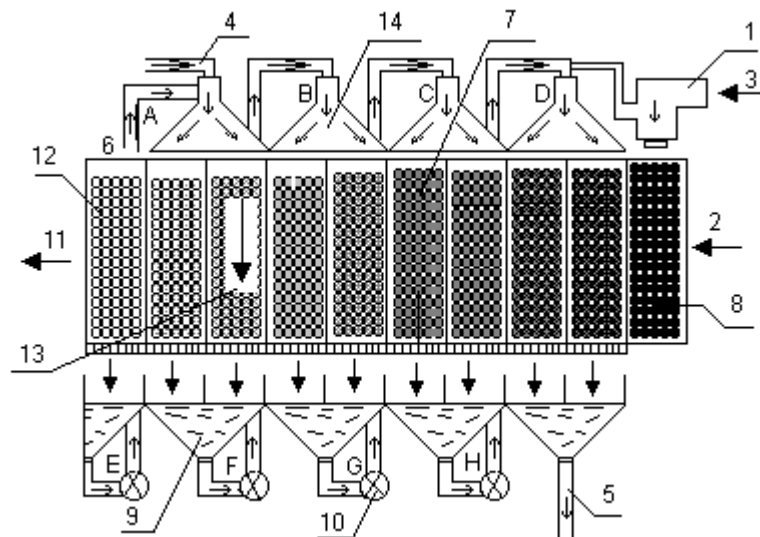


Figura 1. Esquema de processos do extrator “Rotocell”.

1-Tubo carregamento; 2- Entrada dos vagões; 3-Entrada da matéria-prima; 4- Tubo de entrada de hexano puro; 5-Saída da miscela forte; 6-Vagão drenado; 7-Vagão típico sob lavagem; 8- Vagão a preencher de miscela forte; 9-Reservatório de miscela; 10-Bombas; 11-Saída do farelo do extrator; 12-Seção de drenagem; 13-Direção do movimento da miscela dentro do vagão; 14-Distribuidores de miscela; A,B,C,D – Entrada de miscela nos vagões; E – Fluxo da miscela depois na drenagem; F, G, H – Reservatórios de miscela.

### 3. MODELO MATEMÁTICO PARA OS PROCESSOS NO EXTRATOR

No trabalho Thomas *et al.* (1999) foi apresentado o esquema físico que considera os seguintes fenômenos: fluxos contracorrentes cruzados da miscela e da matéria-prima, transferência do óleo entre a fase sólido e a fase poro, entre a fase poro e a fase bulk, difusão pelo campo da extração e também as particularidades do funcionamento por causa da existência: dos vagões, das seções de carregamento e da drenagem, dos reservatórios. As hipóteses simplificadoras são: a viscosidade e a densidade da miscela são constantes, difusão na fase bulk ocorre somente na direção vertical, não tem perda do óleo no extrator, temperatura dentro do extrator é constante, etc. Mais detalhadamente o esquema físico é apresentado em Thomas *et al.* (1999). O modelo matemático inclui as seguintes equações:

a) equação para concentração do óleo na fase bulk:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = -\frac{\partial(VC)}{\partial z} + D_{AB} \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} + \left( \frac{1-\varepsilon_b}{\varepsilon_b} \right) K_f a_p (C_p - C) + u \frac{\partial C}{\partial x}; \quad (1)$$

b) equação para concentração do óleo na fase poro:

$$\frac{\partial C^p}{\partial \tau} = -\frac{K_f a_p}{\varepsilon_p + (1-\varepsilon_p)E_d} (C^p - C) + u \frac{\partial C^p}{\partial x}; \quad (2)$$

c) equação para concentrações do óleo nos reservatórios:

$$\frac{\partial \bar{C}_m}{\partial \tau} = \frac{V_v A_v \varepsilon_b}{V_b 2X_s} \left( \int_{X_s(m-1)}^{X_s m} C(L_s) dx - \bar{C}_m \right) \quad m = 2 \dots m \quad (3)$$

Condições iniciais e de contorno são:

$$\begin{aligned} C(x, z, 0) &= C_0; & C(x, z, 0) &= C_0^p; & \text{para } x &= 0 \dots (m_s + 1)X_s; & z &= 0 \dots L_s; \\ \bar{C}_m(0) &= C_m^0; & & & \text{para } m &= 2 \dots m_s; \\ C(x, 0, \tau) &= C_{in}; & & & \text{para } x &= 0 \dots X_s; \\ C(x, 0, \tau) &= \bar{C}_{m-1}; & & & \text{para } x &= (m-1)X_s \dots mX_s; & m &= 2 \dots (m_s + 1); \\ \frac{\partial C}{\partial z}(x, L_s, \tau) &= 0; & & & \text{para } x &= 0 \dots (m_s + 1)X_s; \\ C^p((m_s + 1)X_s, z, \tau) &= C_{in}^p; & C((m_s + 1)X_s, z, \tau) &= C_{m_s}; & \text{para } z &= 0 \dots L_s \end{aligned}$$

com:

$$C_{in} = \frac{V_v \left[ \int_0^{L_s} (\varepsilon_b C(0, z, \tau) + [(1-\varepsilon_b)(\varepsilon_p + (1-\varepsilon_p)E_d)] C^p(0, z, \tau)) dz \right]}{Q_D + q_{he}}; \quad (4)$$

$$C_{in}^p = C_e + (1 - C_e) C_{m_s}; \quad C_{m_s} = \int_{(m_s-1)X_s}^{m_s X_s} C(x, L_s, \tau) dx / X_s; \quad (5)$$

$$C_e = \frac{N_T M_n}{\rho_{ol} V_v (1 - \varepsilon_b)(\varepsilon_p + (1 - \varepsilon_p) E_d)}; \quad (6)$$

$$Q_D = \frac{V_v}{\Delta t_v} (\varepsilon_b + (1 + \varepsilon_b)(\varepsilon_p + (1 - \varepsilon_p) E_d)) \quad (7)$$

onde:  $C$  - concentração do óleo na fase "bulk";  $C_p$  - concentração do óleo da fase poro;  $C_e$  - relação entre o volume de óleo em uma partícula da matéria-prima e sua parte vazia;  $C_{in}^p$  - concentração do óleo na fase poro no carregamento;  $\bar{C}_m$  - concentração do óleo na *m-ézima* bolsa;  $C_D$  - concentração média do óleo na seção da drenagem;  $Q_D$  - fluxo volumétrico da miscela que se retorna da seção de drenagem na entrada(4);  $Q_{he}$  - fluxo volumétrico de hexano no extrator;  $Q_{ol}$  - fluxo volumétrico de óleo (que se concentra na matéria-prima) no extrator;  $D_{AB}$  - coeficiente de difusão;  $E_d$  - coeficiente de equilíbrio entre as fases sólido e poro;  $K_f$  - coeficiente de transferência de massa;  $\rho_{ol}$  - densidade do óleo;  $u$  - velocidade dos vagões;  $V_m$  - velocidade da miscela no vagão;  $V_b$  - volume da bolsa na seção de lavagem;  $V_v$  - volume de um vagão;  $a_p$  - área de contato entre a fase poro e a fase bulk em unidade de volume da matéria-prima;  $d_p$  - diâmetro condicional das partículas da matéria-prima;  $\tau$  - tempo corrente;  $L_s$  - altura do leito;  $m_s$  - número de seções do extrator;  $N_T$  - concentração mássica inicial do óleo na matéria prima;  $x$  - coordenada horizontal do leito;  $X_s$  - largura do extrator;  $z$  - coordenada vertical do leito;  $A$  - área transversal do vagão.

No trabalho Thomas *et al.* (1999) este modelo foi apresentado na forma de sistema de equações diferenciais parciais com duas variáveis  $(z, \tau)$ , discretizando os termos  $\frac{\partial C}{\partial x}$  e  $\frac{\partial C^p}{\partial x}$  pela coordenada  $x$ . Para resolver o sistema de Eq.(1-3) foi usado o método de linhas encontrado em Lambert (1993), onde as derivadas espaciais  $\frac{\partial}{\partial x}$  e  $\frac{\partial}{\partial z}$  foram discretizadas pelo campo de extração e derivadas temporais são conservadas. E o sistema de equações diferenciais ordinárias obtido foi resolvido pelo método Runge-Kutta. Também são mostrados resultados numéricos, onde é feita a comparação dos resultados com dados experimentais obtidos na Empresa Coimbra-Clayton, Cruz Alta, RS, e mostrando a coerência do modelo. No trabalho presente foram melhorados os fragmentos da drenagem e carregamento que são descritos abaixo.

### 3.1 Submodelo de drenagem

No submodelo de drenagem desenvolvido em Thomas *et al.* (1999), admite-se que todo o óleo sai junto com o hexano e retorna na zona de entrada (4). Mas analisando o funcionamento do extrator e seu equipamento auxiliar (dessolventizador) verifica-se que somente o óleo contido na fase bulk retorna na zona de lavagem, o óleo que está na fase poro e sólida não. Por esse motivo é necessário considerar estas perdas aperfeiçoando o submodelo de drenagem. Neste caso é necessário obter a fórmula nova para  $Q_D$  que corresponde às novas considerações.

Os termos principais para a sua determinação são seguintes: o termo  $V_v \varepsilon_b / \Delta t_v$  que é o fluxo do líquido drenado da fase bulk (o hexano com a pequena concentração de óleo); o termo  $V_v (1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p (1 - C_{md}) / \Delta t_v$  corresponde ao fluxo do hexano da fase poro e que retorna ao extrator após a dessolventização; o termo  $V_v (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_p)(N_{in} - E_d C_{md}) / \Delta t_v$

corresponde ao fluxo do hexano na fase sólida que retorna ao extrator após a dessolventização; as quantias de óleo:  $V_v(1-\varepsilon_b)\varepsilon_p C_{md} / \Delta t_v$  e  $V_v(1-\varepsilon_b)(1-\varepsilon_p)E_d C_{md} / \Delta t_v$  contidas nas fases sólida e poro são perdidas. No resultado obtém-se para  $Q_D$  a formula:

$$Q_D = \frac{V_v(\varepsilon_b + (1-\varepsilon_b)\varepsilon_p) \left[ (1-C_{md}) + (1-\varepsilon_p)(N_{in} - E_d C_{md}) \right]}{\Delta t_v} \quad (8).$$

### 3.2 Submodelo do carregamento

No submodelo aperfeiçoado considera-se que a miscela concentrada (com concentração  $\bar{C}_{ms}$ ) preenche os espaços (Figura 2a) entre as partículas da matéria-prima (formando a fase bulk) e penetra nas partículas (que têm porosidade  $\varepsilon_p$ ) ocupando uma parte dos poros ( $\varepsilon_m$ ). Ao mesmo tempo por força da extração, o óleo da fase sólida sai à fase poro, ocupando a outra parte de  $\varepsilon_p$  que equiivale  $\varepsilon_p - \varepsilon_m$  (Figura 2b). Depois deste processo estabelece-se rapidamente a mistura uniforme do óleo nestes espaços e como resultado forma-se a concentração  $C_{in}^P$  (Figura 2c). Também admite-se que alguma quantidade de óleo ( $N_T$ ) permaneça na fase sólida e está em equilíbrio com a concentração  $C_{in}^P$ .

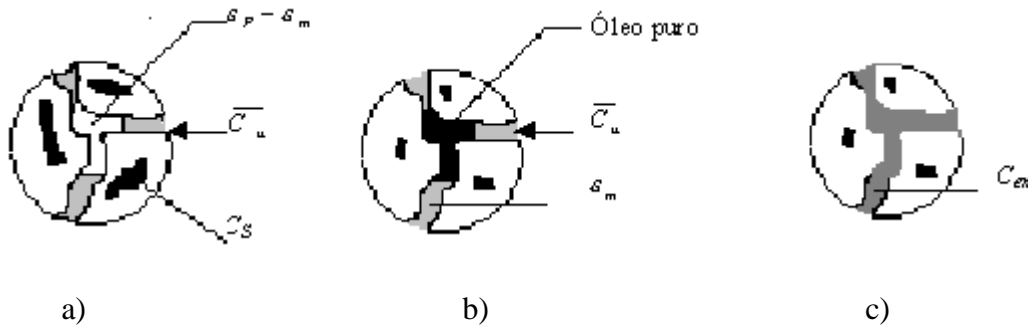


Figura 2 - Esquema das etapas de preenchimento da fase poro

a) início do carregamento ; b) final do carregamento; c) final do processo de mistura

Baseado nestas considerações escreve-se as equações do submodelo de carregamento para determinar  $C_{in}^P$ ,  $N_{in}$  e  $\varepsilon_m$ . A primeira equação baseia-se no balanço do óleo na matéria-prima (fase sólida e fase poro) que resulta:

$$C_e(1-\varepsilon_p) + \bar{C}_{ms}\varepsilon_m = C_{in}^P\varepsilon_p + N_{in}(1-\varepsilon_p) ; \quad (9)$$

Sabendo que :  $N_{in} = E_d C_{in}^P$  teremos:

$$C_e(1-\varepsilon_p) + \bar{C}_{ms}\varepsilon_m = C_{in}^P\varepsilon_p + E_d C_{in}^P(1-\varepsilon_p) . \quad (10)$$

A segunda equação baseia-se no balanço do óleo na fase poro e estabelece que “a quantidade de óleo na fase poro depois do preenchimento é igual a quantidade do óleo na fase poro depois da mistura”, assim sendo tem-se:

$$(\varepsilon_p - \varepsilon_m) + \bar{C}_u\varepsilon_m = C_{in}^P\varepsilon_p \quad (11)$$

Então depois de transformações simples obtemos a fórmula para calcular  $C_{in}^p$ :

$$C_{in}^p = \frac{C_e(1-\varepsilon_p) + \frac{\bar{C}_{ms}\varepsilon_p}{1-\bar{C}_{ms}}}{\frac{\bar{C}_{ms}\varepsilon_p}{1-\bar{C}_{ms}} + \varepsilon_p + E_d(1-\varepsilon_p)} \quad (12)$$

#### 4. SIMULAÇÃO DO REGIME INDUSTRIAL

Neste trabalho foi simulado o regime industrial do funcionamento do extrator real (extrator Rotocell da empresa Coimbra-Clayton, Cruz Alta, RS). As características do extrator e da matéria-prima apresentam-se na tabela 1.

Tabela 1 . Dados iniciais para simular o regime industrial

$V_v$ (m <sup>3</sup> )	$\Delta t_v$ (s)	$L_s$ (m)	$\varepsilon_b$	$\varepsilon_p$	$Q_{he}$ (lit/s)
4	150	2.5	0.4	0.3	$6 \cdot 10^{-3}$
$M_n$ (kg)	$N_T$	$E_d$	$M_s$	$a_p$ (1/m)	$t_f$ (s)
1784	0,18	0.2	8	2.5	10000

O regime industrial caracteriza-se pela distribuição uniforme das concentrações iniciais  $C_o$  e  $C_o^p$  pelo campo de extração e por grande diferença entre elas ( $C_o \approx 0,1\%$ ,  $C_o^p \approx 20\%$ ). Esta situação é semelhante a distribuição das concentrações no início do funcionamento do extrator. Os resultados da simulação deste regime apresentam-se nas Figuras 3 - 6 no intervalo  $\tau = 0 \dots 2000$  s.

As coordenadas relativas indicadas nas figuras são:  $x = 0 \dots 50$  (é orientada na direção contrária ao movimento da matéria-prima);  $y = 0 \dots 30$  (é orientada na direção do movimento da miscela ao longo da seção de lavagem). Por exemplo, a entrada do hexano corresponde a linha ( $x \approx 0 \dots 7$ ,  $y = 0$ ); a entrada da matéria-prima ( $x = 50$ ,  $y = 0 \dots 30$ ).

Analisando as evoluções do campo de extração observam-se:

1. No tempo 75s (Figuras 3a, 3b) começaram simultaneamente os três processos:

- aproximação das concentrações  $C$  e  $C^p$  praticamente por todo campo de extração, ocorrida devido a grande transferência do óleo da fase poro para fase bulk ( $\Delta C = C^p - C \approx 0.2$ );
- abaixamento da concentração  $C$  na zona da entrada do hexano ( $x=0 \dots 7$ ,  $y=0 \dots 10$ ) por causa da entrada de hexano na fase bulk;
- aumento da concentração  $C^p$  na zona de entrada da matéria-prima (formação de um pequeno 'declive') por causa do alto valor de  $C_{in}^p$  na zona de carregamento.

2. No tempo 300 s (Figura 4a e 4b) o processo da transferência de óleo pelo campo de extração entre as fases poro e bulk já se estabeleceu, com pequena diferença ( $\Delta C \approx 1\%$ ). Começam a se formar os "degraus" entre seções de lavagem, formou-se um valor máximo de concentração  $C$  na zona ( $x \approx 50$ ,  $y \approx 30$ ). O declive ( $x = 45$ , Fig. 4b) aumenta a sua altura e o seu ângulo de inclinação diminui.

3. No tempo 750 s temos o aparecimento de mais degraus para a concentração  $C$  (Figura 5a), crescimento do degrau na região da entrada da matéria-prima, redução da região do campo sem alterações. Na fase poro (Figura 5b) o campo de concentrações  $C^p$  tornou-se mais suave, o declive é maior pela altura e observa-se a sua inclinação menor.

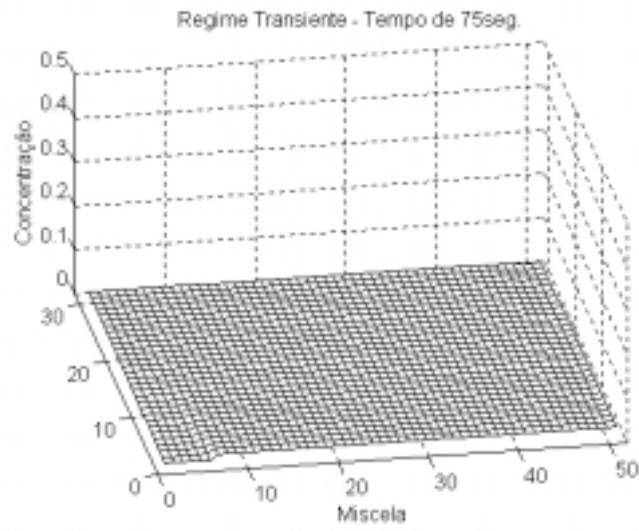


Figura 3a

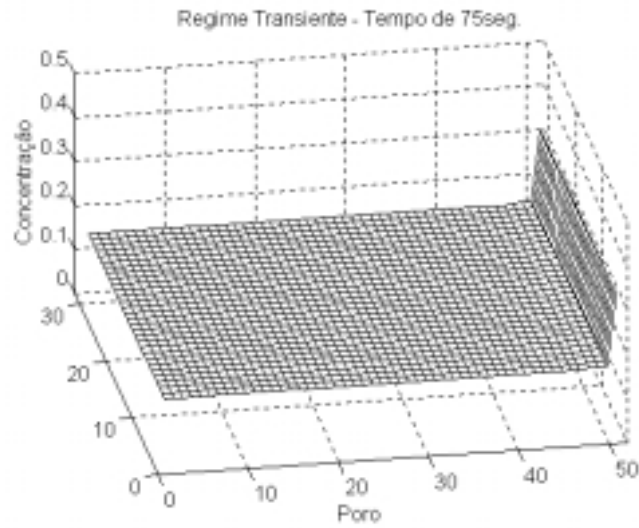


Figura 3b

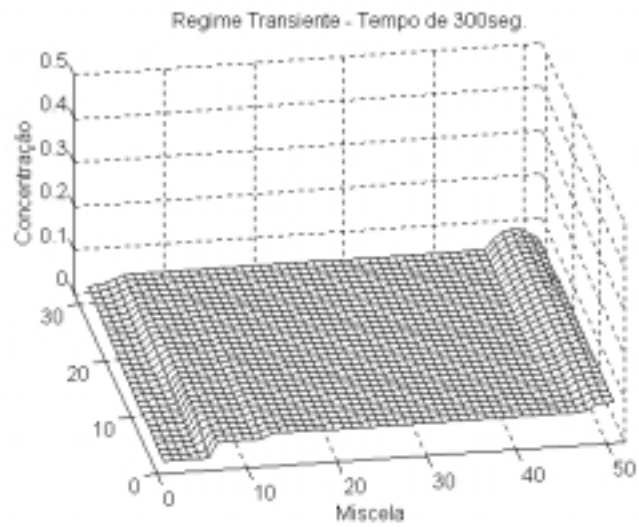


Figura 4a

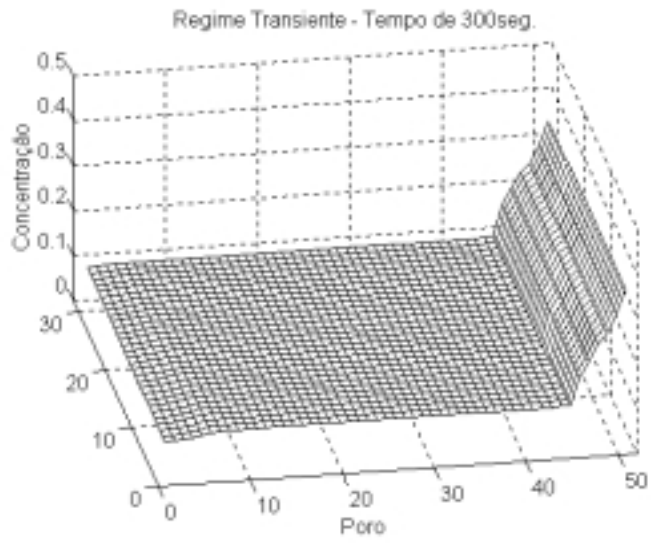


Figura 4b

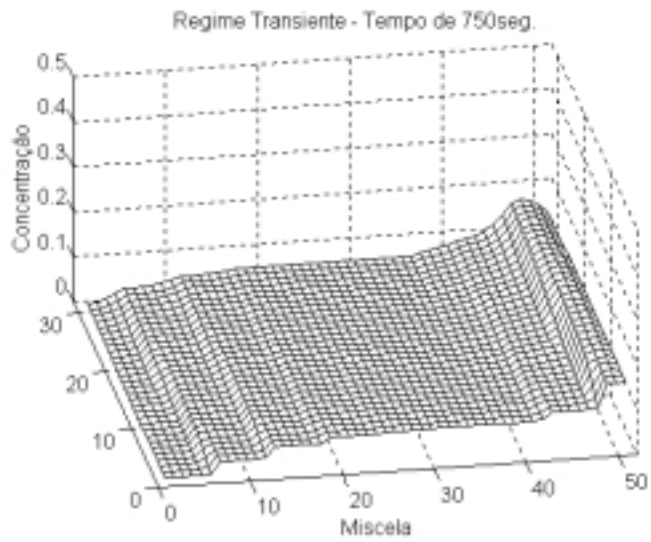


Figura 5a

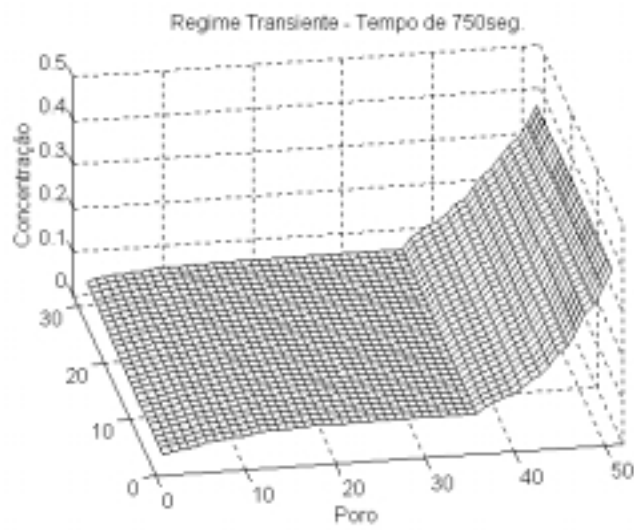


Figura 5b



4. Nas Figuras 6a e 6b estão mostradas as distribuições de  $C$  e  $C^p$  para o tempo de 2025 s. Ainda percebe-se influência do estado inicial das distribuições  $C$  (Fig. 6a), mas já formaram-se todos os degraus na zona de entrada do hexano. Para a concentração na fase poro (Fig. 6b) praticamente já se encontra o estado estacionário. Para a fase bulk ele estabelece aproximadamente para  $\tau = 3500s$ .

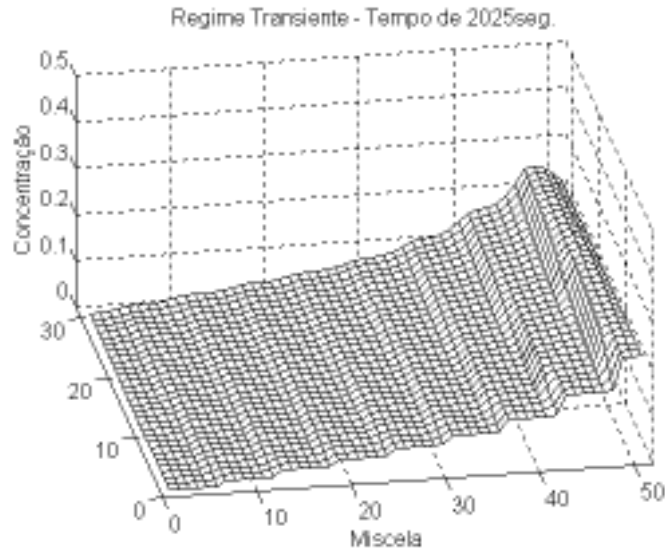


Figura 6a

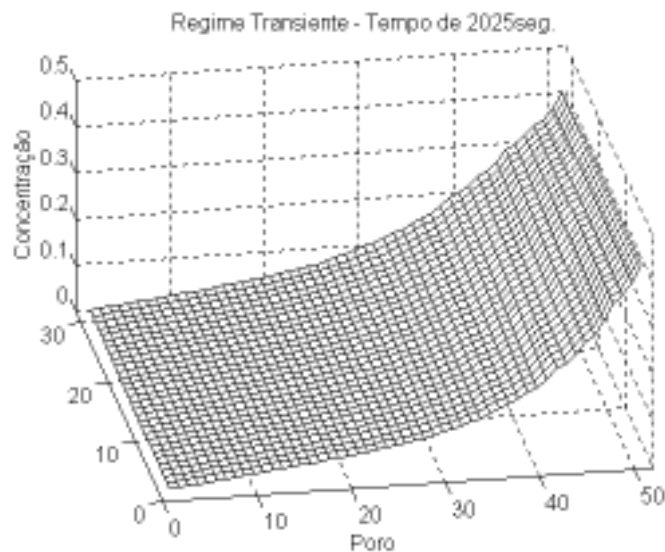


Figura 6b

## CONCLUSÃO

1. No presente trabalho o modelo matemático desenvolvido em Thomas *et al.* (1999) foi aperfeiçoado. Em particular: no submodelo de drenagem foram consideradas as perdas do óleo por causa da extração não perfeita e no submodelo de carregamento foi realizada uma hipótese mais adequada do que no trabalho anterior.
2. Foram realizadas simulações numéricas do regime industrial, onde foram observadas: aproximação inicial entre as concentrações  $C$  e  $C^p$ , difusão e aparecimento de um declive na fase poro, um ponto de máximo da concentração do óleo da miscela nas últimas seções, o

estabelecimento do estado estacionário da fase poro para  $\tau \approx 2000s$  e da fase bulk para  $\tau \approx 3000s$ .

## REFERÊNCIAS

- Thomas, G C. , Kriukov, V. G., Campos, I. M., 1999, Modelo matemático da extração de óleo em instalação industrial do tipo "Rotocell", Proceeding of XX CILANCE, São Paulo.
- Lambert, J. D. 1993, Numerical Methods for Ordinary Differential Systems – The initial Value Problem, John Wiley New York, 283 p.
- Majumdar, G. C., Samanta, A. N., Sengupta, S. P., 1995, Modelling solvent extraction of vegetable oil in a packed bed, JAOCs, Campaign, vol. 7, n 9, pp. 971-979.
- Rickles, R. N., 1965, Extraction. Chemical Engineering, New York, Mar., vol. 15, pp. 157-172.
- Servent, E., 1968, Notas para los jefes de Turnos, Compãnia y de Abastecimentos S.<sup>a</sup> - Dep. Indusoja, Tarragona, 202p.
- Thomas, G. C., 1999, Modelagem Matemática da Extração de Óleo em Instalação do Tipo "Rotocell", Dissertação de Mestrado, UNIJUÍ-RS, Apr, 105p.
- Vian, Á. & Ocón, J., 1972, Elementos de Ingeniería Química (operaciones básicas), Ed. Agilar S. A., 2<sup>a</sup> ed., pp. 551-614, 754 p.

**Title:** NUMERIC SIMULATION OF THE TRANSFER OF THE OIL AMONG FLOWS AGAINST CROSSED CURRENT IN EXTRACTOR "ROTOCELL "

**Abstract.** This work is destined to the problems of mathematical modelagem of extraction of vegetable oil of soy grains in installation of the type " Rotocell ". The mathematical model comes through system of the equations in having derived partial and differentiate ordinary. In the first version of the model they were considered among another: counter-current crusaders flows of the raw material and miscela inside of the extractor; diffusion of the oil for the extraction field; transfer of the oil of the phase pore to the phase bulk; influence of the reservoirs in elapsing of the processes; existence of the drainage zones and shipment; regime operation transient. In this work the model is developed considering: the dependences of the viscosity and of the density in function of the concentration of the oil in the miscela, the transfer of the oil between the phases solid and pore in the extraction field and in the section of the shipment, the oil losses in the drainage phase. These alterations made the model and more practical application. The numeric simulations were accomplished for the industrial regime, when in the extraction field the great difference exists initially between the concentrations of the phases pore and bulk.

**Word-key:** Oil extraction, mathematical Model, Drainage and shipment.