

MODELAGEM DE PROCESSOS DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA E A SIMULAÇÃO NUMÉRICA DOS REGIMES TRANSIENTES DO EXTRATOR “De Smet”

Gilmar O. Veloso – govveloso@mecanica.ufrgs.br
Depart. de Engenharia Mecânica - UFRGS
Rua Sarmiento Leite, 425
90050-170 Porto Alegre, RS
Horácio A . Vielmo – vielmo@mecanica.ufrgs.br
Depart. de Engenharia Mecânica - UFRGS
Rua Sarmiento Leite, 425
90050-170 Porto Alegre, RS
Viktor Krioukov – kriukov@main.unijui.tche.br
Depart. de Tecnologia – UNIJUÍ

***Resumo.** O objetivo deste trabalho é dar continuidade ao modelo matemático dos processos em um extrator do tipo “De Smet” desenvolvido anteriormente, no qual foram considerados: os fluxos contracorrentes da miscela e da matéria-prima; a transferência de massa entre as partículas de matéria-prima e fase bulk; difusão por todo campo de extração; existência das seções de drenagem e de carregamento; influência das bandejas na evolução das características; o regime transiente do funcionamento. No trabalho presente, além destas propriedades foram consideradas: as perdas de óleo por causa da extração imperfeita; o deslocamento da miscela entre seções de lavagem, etc. Apresenta-se a comparação com os dados experimentais obtidos na instalação industrial. Foram realizadas as pesquisas numéricas para avaliar a influência do consumo da matéria-prima.*

***Palavras-chave:** Extração, Modelagem, Óleo, Instalação industrial.*

1. DESCRIÇÃO DO PROCESSO E ESQUEMA FÍSICO

O extrator “De Smet” é do tipo horizontal possuindo duas entradas (de matéria-prima e de hexano) e duas saídas (de farelo e miscela concentrada – “forte”). Os componentes, os dispositivos e os processos no extrator estão mostrados na Figura 1. As partes principais do extrator são: um bloco de seções de lavagem (8), seção de carregamento (6), zona de drenagem (7), evaporizador (15), dessolventizador (14). Os componentes principais que passam através do extrator são: o hexano que entra no extrator pelo controlador (17) e o tubo (2); a matéria-prima (um meio poroso especialmente preparado de grãos que inclui óleo vegetal) que é carregada pelo tubo (1) na seção (6); a miscela (mistura de hexano com óleo) que se move pelo tubo (2) através das seções de lavagem (8), bombas (11), tubos (13),

distribuidores (12) até o tubo (3), de onde ela (sendo enriquecida de óleo) sai do campo de extração e entra no vaporizador (15); o farelo (matéria-prima depois da lavagem) saindo da seção de drenagem para o dessolventizador (14). Este esquema dos movimentos da miscela e da matéria-prima chama-se esquema contracorrente cruzado.

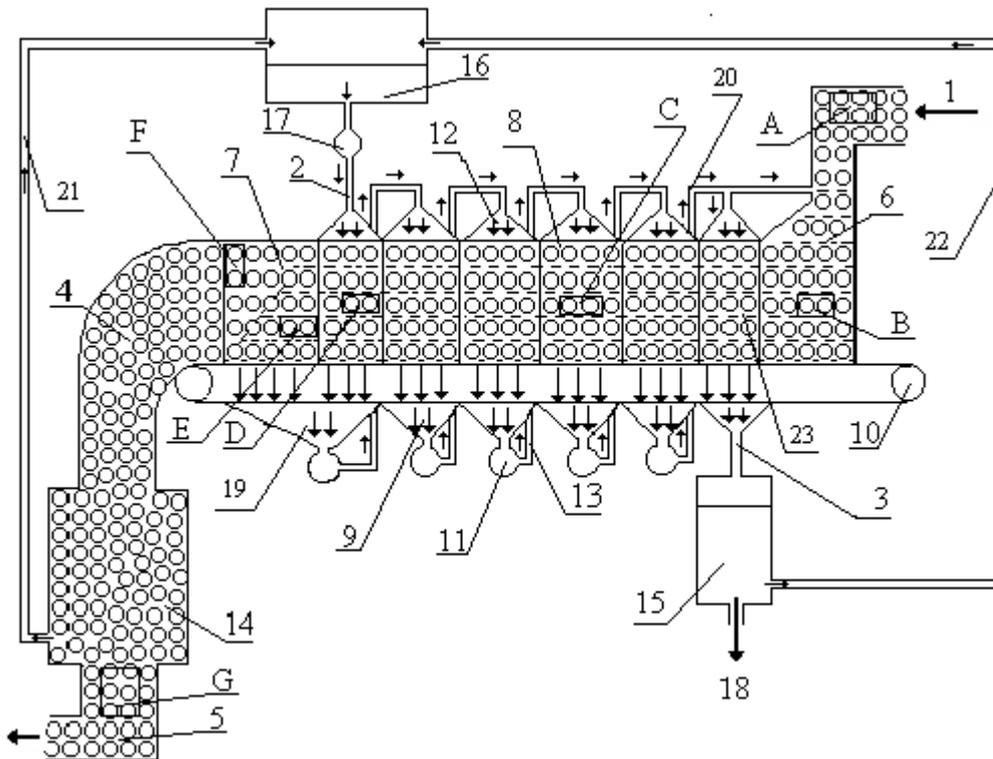


Figura 1 - Esquema dos processos e dos dispositivos em extrator “De Smet”

1 - tubo de entrada de matéria-prima na seção de carregamento; 2 - entrada de hexano no campo de extração; 3 - tubo de saída da miscela; 4 - saída de matéria-prima do extrator; 5 - farelo sem hexano; 6 - seção de carregamento de matéria-prima com miscela; 7 - seção de drenagem; 8 - seção de lavagem; 9 - bandeja; 10 - transportador de matéria-prima; 11 - bombas de distribuição de miscela; 12 - distribuidor de miscela; 13 - tubo da saída de miscela forte; 14 - matéria-prima no DT (dessolventizador e tostador); 15 - vaporizador; 16 - reservatório de hexano; 17 - controlador de fluxo de hexano; 18 - saída de óleo vegetal; 19 - bandeja da miscela drenada; 20 - tubo com miscela para a última lavagem e carregamento; 21 - tubo com hexano que volta do DT; 22 - tubo com hexano que volta do evaporador; 23 - última seção de lavagem.

A matéria-prima, (fragmento A, Figs. 1 e 2), entra no corpo do extrator na seção (6) junto com miscela forte (tubo 20). Durante o carregamento (seção 6) a miscela forte preenche: os espaços ε_b entre partículas da matéria-prima formando a fase *bulk* com concentração C_u e os espaços ε_p dentro das partículas, formando a fase poro com concentração C_p . O fragmento B (Figs. 1 e 2), apresenta este fato e observa-se que $C_p > C_u$ porque durante o preenchimento dos espaços ε_p uma grande parte do óleo da fase sólida vai para a fase poro por força da extração, misturando-se com a miscela forte.

Depois a matéria-prima sob a ação do transportador (10) entra no campo de extração na seção (23) e começa a ser lavada pela miscela, que se move de cima para baixo. Durante a lavagem, o óleo na fase poro difunde-se na fase *bulk* e a concentração C_p diminui. Passando

de seção por seção a concentração continua a cair (fragmento C, Figs. 1 e 2) até chegar na primeira seção de lavagem quando a matéria-prima é quase libertada do óleo (fragmento D, Figs. 1 e 2), e lavada por hexano puro. Na zona de drenagem a miscela abandona os espaços porosos entre as partículas mas não dentro delas (fragmentos E e F, Figs. 1 e 2). A partir deste momento, a matéria-prima passa a se chamar de farelo branco e, ele entra no dessolventizador (14) onde sob a ação da temperatura ($\approx 80\text{ }^{\circ}\text{C}$) o hexano evapora-se do farelo e, pelo tubo (21) retorna para o tanque (16). O óleo que não foi extraído na primeira seção fica no farelo (fragmento G, Figs. 1 e 2).

3

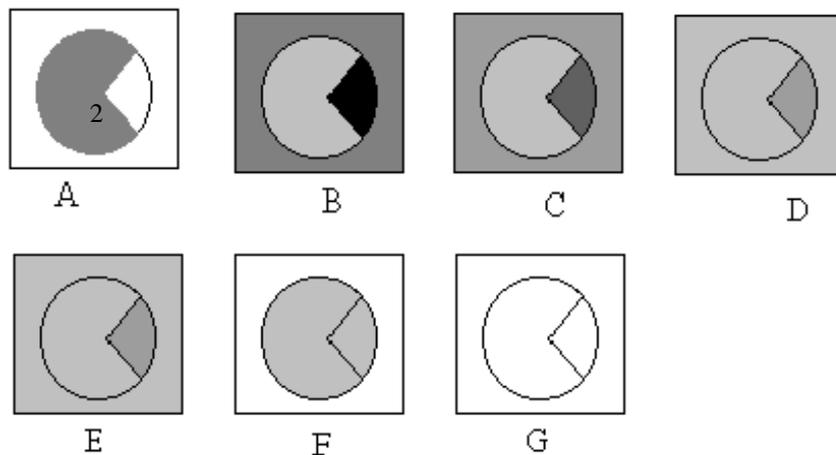


Figura 2 – Estados da matéria-prima e da miscela em diferentes momentos operacionais
 1 – fase $bulk$; 2 - fase poro; 3 – fase sólida

A miscela inicia seu caminho no extrator pelo tubo (2), passando pela primeira seção de lavagem é coletada, já um pouco enriquecida por óleo, na bandeja. Depois, através da bomba e distribuidor ela passa para a segunda seção, mais enriquecida por óleo e assim por diante até a penúltima seção onde o seu “caminho” ramifica-se por duas vias: uma na última seção de lavagem (23) e a outra, na zona de carregamento (6). Na última seção, a miscela, que é chamada de miscela forte, passa através do tubo (3) e vai para o vaporizador (15), onde o hexano evapora-se e através do tubo (22) retorna para o tanque (16). O resto da miscela é óleo puro que sai pelo tubo (18).

Os principais aspectos (processos considerados e hipóteses simplificadoras) foram fundamentados em Krioukov V. & Veloso G. (1999) e incluem o seguinte:

1. Consideram-se os fluxos contracorrentes cruzados da matéria-prima e da miscela;
2. Considera-se a difusão em todo o campo de extração, nas direções vertical e horizontal;
3. Na seção de carregamento a miscela forte preenche todos os espaços entre as partículas e uma parte no interior delas e, uniformemente, mistura-se com o óleo na fase poro sem ocorrer transferência de massa entre as fases poro e $bulk$ (equilíbrio instantâneo);
4. Durante a lavagem, o volume do óleo $bulk$ sai das partículas substituí-se por um mesmo volume de hexano;
5. Na etapa de lavagem, toda a matéria-prima está mergulhada na miscela que, tem o seu nível acima da superfície da matéria-prima.
6. Pelo volume de óleo em cada bandeja $bulk$, a concentração do óleo $bulk$ é uniforme;
7. A viscosidade μ e a densidade ρ da miscela são constantes;

8. A temperatura é uniforme por toda a zona de extração;
9. As concentrações de óleo na fase sólida e fase poro estão em equilíbrio ou seja:
10. As paredes celulares das partículas de matéria-prima estão totalmente rompidas;
11. Consideram-se os regimes transiente e estacionário do funcionamento do extrator;
12. As porosidades ϵ^b e ϵ^p são constantes durante o processo da extração.

Neste trabalho o esquema físico foi complementado pelas seguintes considerações :

1. O óleo que fica na fase poro do farelo está perdido (não retorna ao extrator) mas, a miscela que passou pela zona de drenagem, retorna;
2. Dentro das seções da extração a miscela da fase ϵ^b move-se na direção vertical (com velocidade V^m) e também na direção horizontal (com velocidade u) arrastada pela matéria-prima.

2. MODELO MATEMÁTICO

O modelo matemático completo dos processos em extrator inclui os submodelos: do campo de extração, das bandejas, do carregamento e da drenagem. Suas deduções foram apresentadas nos trabalhos Krioukov V. & Veloso G. (1999) e Veloso G. (1999).

2.1 Equações principais

O bloco de sessões da lavagem descreve-se por duas equações em derivadas parciais:

(1)

(2)

e as equações diferenciais ordinárias de alteração das concentrações :

$$, \quad m = 2, \dots, m_s \quad (3)$$

Para determinar o coeficiente K^f foram utilizadas as fórmulas de Treybol E. R. (1981):

$$; \quad \text{para } 0,08 < Re < 125 \quad (4a)$$

$$; \quad \text{para } 125 < Re < 5000 \quad (4b)$$

2.2 Modelagem da drenagem e do carregamento

Depois da lavagem (saindo da fronteira esquerda da seção m_s) a matéria-prima e a miscela fraca, que ocupa os espaços ϵ e τ , entram na zona de drenagem (7) onde o líquido abandona os espaços ϵ e passa para a bandeja (19). O fluxo g_s e a sua concentração X_s determinam-se pelas fórmulas:

$$g_s = \dots ; \quad (5)$$

$$\dots ; \quad (6)$$

A concentração X_s na seção do carregamento determina-se pelas fórmulas:

$$\dots ; \quad (7)$$

onde :

$$\dots ; \quad \text{para } m = m_s, \tau > 0 \quad (8)$$

A sua dedução apresenta-se em Veloso G. (1999).

3. ANÁLISE E COMPARAÇÃO COM DADOS EXPERIMENTAIS

Os dados experimentais foram coletados no extrator “De Smet” da empresa “ Indústria Zaffari “ (Passo Fundo – RS) quando ele funcionava no regime estacionário. Na Figura 3 apresenta-se o esquema do campo de extração com os símbolos dos tamanhos e dos pontos de coleta de dados experimentais.

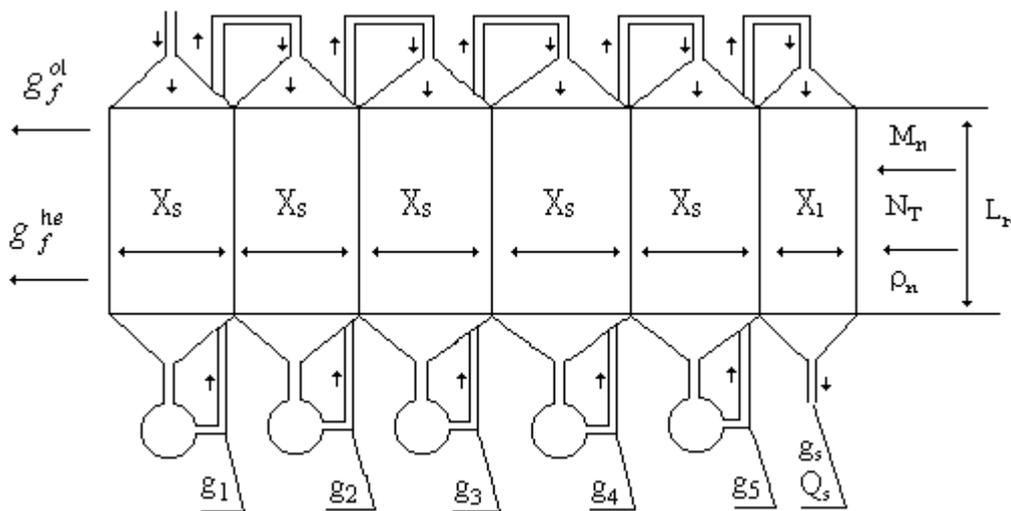


Figura 3 – Esquema do campo da extração com pontos de coleta e os tamanhos medidos

A Tabela 1 apresenta essas informações:

Tabela 1. Dados experimentais do extrator

(m)	X_j (m)	L_r (m)	(m)	τ_p (s)	u (m/s)
2,00	1,50	2,00	2,40	3000	0,006
(kg/m ³)	(kg/m ³)	(kg/m ³)			N_T (%)
910	680	521	0,4	0,24	21,26
M_n (kg/s)	Q_s (l/s)	g_{in} (%)	g_s (%)	(%)	(%)
9,3	6,94	0,1	37,7	0,89	24
g_5 (%)	g_4 (%)	g_3 (%)	g_2 (%)	g_1 (%)	(1/m)
31,43	21,85	10,97	3,54	0,85	—

Observam-se os seguintes momentos para os dados desta tabela:

1. O valor ε_p foi tomado igual a concentração = 0,24; justamente hexano que fica no farelo depois de drenagem que corresponde à fase poro. O hexano que fica na fase *bulk* abandona o farelo durante a drenagem, deslocando-se sob força da gravidade. Mas a miscela da fase poro altera-se somente sob a ação da difusão e permanece durante a drenagem.
2. O valor M_n não foi medido e foi obtido baseando nos dados experimentais, calculando-o pela fórmula,

(9)

que facilmente se deduz usando o balanço do óleo no extrator. Através desta fórmula obtemos o resultado $M_n = 9,3$ kg/s que foi incluído na tabela 1.

3. A área específica de contato entre a fase poro e *bulk* (a_p) foi determinada indiretamente através da sua identificação pela concentração , executando uma série de simulações numéricas mudando a_p até chegar a igualdade:

4. O valor não foi medido e tomando-se = 0,4 (Majumdar et al. ,1995).

Isto posto, as simulações numéricas foram realizadas até chegar no estado estacionário. Os resultados experimentais e teóricos são comparados na Figura 4. O desvio médio entre os dados experimentais e os resultados teóricos relativos a concentração C_u é de 3,7%.

Figura 4 – Comparação dos dados experimentais com os dados obtidos do modelo

4. PESQUISAS NUMÉRICAS

Neste item apresenta-se uma análise da capacidade da produção do extrator em função:

- do consumo da matéria-prima, alterando a velocidade u quando a altura e espessura do leito são constantes;
- do consumo do hexano Q_{he} , deixando outros parâmetros constantes: (M_n, L_r, N_T, \dots) .

É evidente que no primeiro caso o consumo M_n altera-se proporcionalmente à velocidade u e, portanto, à medida que u aumenta, o tempo de contato entre a miscela e a matéria-prima diminui. Em consequência, existirá um aumento da concentração C_u em virtude do aumento do fluxo de óleo junto com a matéria-prima (Fig. 5) e, ao mesmo tempo, haverá um aumento da concentração C_D na seção de drenagem, elevando-se as perdas de óleo (Fig. 6).

Tempo (s)

Figura 5 – Evolução da concentração C_u para diferentes velocidades u

Existem também os valores máximos das concentrações C_D (Figs. 6 e 8). Eles surgem por causa do excesso do óleo na fase poro no estado inicial do campo de extração em comparação com as concentrações para o estado estacionário.

Podemos observar que aumentando u , aumenta-se a concentração C_u (que provoca a diminuição do custo da produção do óleo) e aumenta-se a concentração do óleo C_D (isso aumenta o custo da produção), que corresponde à situação real do funcionamento do extrator.

Figura 6 – Evolução da concentração C_D para diferentes velocidades u

As Figuras 7 e 8 mostram a influência do consumo do hexano nas concentrações C_u e C_D durante a passagem para o estado estacionário. Aqui observa-se um efeito contrário: com o aumento do consumo Q_{he} diminuem-se as concentrações C_u (o custo aumenta-se) e C_D (o custo diminui-se).

Figura 7 – Alteração da concentração C_u em função do tempo para diferentes valores de Q_{he}

A alteração de custos com as mudanças das concentrações C_u e C_D é explicada da seguinte maneira:

- Uma menor concentração de óleo C_u na saída do extrator representa mais gastos de energia para evaporar o hexano da miscela forte (dentro do vaporizador 15, Fig. 1) e, conseqüentemente, haverá um aumento do custo da produção do óleo vegetal.
- uma maior concentração C_D , que caracteriza as perdas de óleo, representa um aumento do custo da produção do óleo vegetal. Analisando as Figs. 5 a 8 pode-se observar que existe um regime ótimo de funcionamento do extrator. Este regime é determinado pelos parâmetros do regime (u , Q_{he}), das dimensões do extrator (X_s , H_L , L_r) e das características da matéria-prima (ρ , μ). Usando o modelo matemático desenvolvido, pode-se determinar o regime ótimo de funcionamento do extrator.

Figura 8 – Alteração da concentração C_D em função do tempo para diferentes valores de Q_{he}

5. CONCLUSÃO

Tendo em vista o que foi apresentado, pode-se fazer as seguintes considerações finais:

1. Foi aperfeiçoado o modelo matemático desenvolvido em Krioukov V. & Veloso G. (1999) dos processos de extração na instalação industrial do tipo “De Smet” a saber: as perdas de óleo, deslocamento da miscela na direção da matéria-prima, o preenchimento da seção de carregamento por miscela da penúltima seção.
2. Foi feita a comparação com dados experimentais das seguintes grandezas: concentração média de óleo das bandejas, concentração na entrada da destilaria. Os resultados mostram a viabilidade do modelo matemático.
3. Foram realizadas simulações numéricas para avaliar as influências de u e Q_{he} nas concentrações da miscela na saída do extrator (C_u) e nas perdas de óleo (C_D).

6. LISTA DE SÍMBOLOS

e - a concentração volumétrica inicial de óleo na miscela nas fases *bulk* e poro (na zona de carregamento), respectivamente;

- a concentração inicial relativamente ao volume da fase poro (na zona de carregamento);

N - a concentração mássica de óleo na fase sólida;

- a concentração média de óleo na m -ésima bandeja;

- o fluxo de matéria-prima que entra no extrator [kg/s];

- o teor de óleo na matéria-prima antes de entrar no extrator;

C^p - a concentração da miscela na fase poro;

K_f - o coeficiente de transferência de massa convectivo entre as fases poro e *bulk* [m/s];

a_p - a área específica da matéria-prima pela qual ocorre a transferência de óleo [m^{-1}];

- o coeficiente da difusão [m^2/s];

V_m - a velocidade de descida da miscela na m -ésima seção de lavagem [m/s];

u - a velocidade de arraste da miscela na direção horizontal [m/s];

x e z - as coordenadas horizontal e vertical [m], respectivamente;

τ - o tempo [s];

e - as porosidades internas das partículas da matéria-prima e do leito, respectivamente;

E_d - a constante de equilíbrio entre as fases sólida e poro;
 e - a largura do leito e altura da seção [m], respectivamente;
 n - o número total de seções;
 V_i - o volume das bandejas de óleo [m^3];
 $(i = 1, \dots, 5)$ - as frações mássicas de óleo em miscela nas bandejas;
 Q_s e g_s - o fluxo volumétrico [m^3/s] e fração mássica da miscela forte, respectivamente;
 e - as frações mássicas de óleo e de hexano no farelo, respectivamente;
 Q_{he} , - consumo de hexano [m^3/s] e a concentração mássica inicial de óleo no hexano na entrada do extrator, respectivamente;
 ρ_n - densidade inicial da matéria-prima [kg/m^3];
 ρ_{ol} e - são as densidades do óleo e do hexano, respectivamente [kg/m^3].

Obs.: Os símbolos sem a indicação de dimensões são adimensionais.

Agradecimentos

Ao grupo Zaffari pela atenção e informações que nos passaram.
 Ao diretor geral Sr. Miguel pelo auxílio prestado e atenção dispensada.

REFERÊNCIAS

- 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, nº 9, pp. 971-979.
 Rickles, R. N.. 1965, Extraction. Chemical Engineering. New York, Mar., vol.15, pp.157-172.
 Treybol E. Robert, Liquid Extraction, 2ª Ed., New York, McGraw-Hill, p. 621, 1963.
 Veloso, G. O. . 1999, Modelo matemático de extração de óleo vegetal por solvente em extrator industrial do tipo “De Smet”, Dissertação de Mestrado, UNIJUÍ-RS, Apr, 109p.
 Krioukov V. G. & Veloso, G. O. . , 1999, Modelagem dos processos em extrator “ De Smet”, XV Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica em anais, Águas de Lindóia, SP.
 Vian, Á. & Ocón, J.. 1972, Elementos de Ingeniería Química (operaciones básicas). Ed. Agilar S.A. , 2ª ed., pp. 551-614, 754 p.

Mass transfer processes modelling and numerical simulation of the characteristics of the extractor " De Smet "

Abstract. *The objective of this work is to continue the mathematical model of the processes in an extractor " De Smet " developed previously, in which were considered: the countercurrent flows of the miscela and of the solid; the mass transfer between the solid particles and bulk phase; diffusion for every field extraction; existence of the drainage sessions and of shipment; influence of the trays in the evolution of the characteristics; the transient regime of the operation. In the present work it was considered: the oil losses because of the imperfect extraction; the displacement of the miscela among washing sessions, etc. The results are compared with the experimental data obtained in the industrial installation. The numerical studies were accomplished to evaluate the influence of the solvent consumption.*

Key-word: Extraction, Modeling, Oil, Industrial installation.