



(12)

BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: **a 2013 00843**

(22) Data de depozit: **14/11/2013**

(45) Data publicării mențiunii acordării brevetului: **29/04/2021** BOPI nr. **4/2021**

(41) Data publicării cererii:
29/05/2015 BOPI nr. **5/2015**

(73) Titular:
• **CRISTESCU ION, STR. SPIRU HARET
NR. 1, ROMAN, NT, RO**

(72) Inventatori:
• **CRISTESCU ION, STR. SPIRU HARET
NR. 1, ROMAN, NT, RO**

(56) Documente din stadiul tehnicii:
RO 123649 B1; RO 119828 B1

(54) **INSTALAȚIE DE OBȚINERE A ESTERILOR ETILICI
ȘI GLICERINEI PRIN PROCESAREA SEMINȚELOR
PLANTELOR OLEAGINOASE**



RO 130217 B1

Invenția se referă la o instalație de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase în sistem chimic modular heterogen cu procesare continuă prin recirculare, destinată producției esterilor etilici carburanți sintetici.

Este cunoscută o instalație de fabricare a esterilor de înaltă puritate, ai acizilor grași (**RO 119828 B1**) compusă dintr-un reactor de preparare a reactantului, un reactor de transesterificare, o pompă de recirculare a masei de reacție printr-un schimbător de căldură și un ejector, un condensator al vaporilor de alcool în exces, un vas de decantare a esterilor bruti, o pompă de evacuare a fazei apoase și de recirculare a fazei organice printr-un extractor, o centrifugă de separare a apei și a solidelor din esterii purificați.

Este cunoscută de asemenea, o instalație de transesterificare a uleiurilor și utilizarea produsului de transesterificare drept combustibil pentru motoare Diesel (**RO 123649 B1**), constituită dintr-un vas de stocare prevăzut cu manta de încălzire/răcire și agitator, o sită metalică pentru îndepărtarea eventualelor impurități mecanice, o centrifugă pentru îndepărtarea suspensiilor solide, un reactor de transesterificare prevăzut cu manta de încălzire/răcire, agitator, un condensator multitubular, o pompă de vid, un reactor prevăzut cu manta de încălzire/răcire sistem de agitare și condensator, un dozator pentru dozarea soluției metanolice de catalizator în reactorul de transesterificare, un vas de stocare a esterilor acizilor grași, un condensator, un distribuitor de abur viu pentru antrenarea urmelor de metanol din glicerină.

Este cunoscut un reactor integrat și separator centrifugal pentru producerea carburantului biodiesel (**WO 2009/145954 A1**) sub forma unei instalații cu reactoare separatoare grupate în serie, având rezervoare de stocare și pompe de circulație a maselor de reacție.

Principalele dezavantaje ale instalațiilor cunoscute sunt următoarele:

- instalații cu spații mari de amplasament și cu manoperă ridicată în operare, având aparate componente cunoscute în stadiul tehnicii care procesează mase de reacție la temperaturi și presiuni mari existând pericol de avarie;

- productivitate redusă a extractoarelor cu pulverizare datorită fenomenului de coalescență și construcție complexă a extractoarelor cu șicane, agitare cu umplutură;

- productivitate redusă și consum mare de manoperă pentru regenerarea stratului filtrant la filtrele cu strat granular, suprafață mare de filtrare, manoperă pentru regenerare strat filtrant la filtrele cu elemente filtrante;

- etanșări greu de realizat la condensatoare spirale și accesibilitate dificilă pentru îndepărtarea depunerilor și crustelor din spațiul de răcire;

- transfer termic mai puțin eficient în cazul reactoarelor instalațiilor cunoscute care afectează performanța aparatelor și nu recirculă catalizatorul utilizat;

- instalațiile cunoscute utilizează catalizatori cu costuri ridicate și necesită grăsimi vegetale, animale de înaltă puritate cum ar fi ulei de rapiță degumat.

Scopul invenției este producția performantă a esterilor etilici carburanți sintetici pentru motoare auto Diesel și a glicerinei, prin procesarea chimică a semințelor plantelor oleaginoase (rapița, floarea-soarelui).

Problema tehnică pe care o rezolvă invenția este realizarea unei instalații modulare de mare productivitate de procesarea semințelor plantelor oleaginoase prin utilizarea de aparate performante interconectate operate intensiv în vacuum/depresiune, având bloc termic comun care distribuie un agent termic caloportor prin recirculare continuă și intensificarea transferului termic în procese continue.

Instalația pentru obținerea esterilor etilici și glicerinei, este formată dintr-un modul extractor cu rotor turbină de recirculație, ce comunică cu un filtru separator al fazei solide și un vaporizator în vacuum al solventului de extracție, cu condensator vaporii solvent, uleiul

vegetal obținut, intrând într-un modul reactor catalitic transesterificator ce comunică în continuare cu un separator gravitațional de faze nemiscibile esteri etilici-glicerină, etanol	1
exces, catalizator, faza miscibilă intrând într-un vaporizator în vacuum glicerina - etanol care comunică cu un condensator de vapori, catalizatorul bazic fiind recirculat din vaporizator în modul reactor catalitic transesterificator cu etanol lichid, cu ajutorul diferenței de presiune.	3
Avantajele instalației de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase sunt următoarele:	5
- randament de extracție cu solvent organic pentru obținerea uleiurilor vegetale mai mare cu cel puțin 10% față de procedeul și utilajele de presare mecanică;	7
- durata de timp mică pentru atingerea echilibrului de extracție în fiecare treaptă prin recirculare de solvent pur în procesarea continuă sau semicontinuă;	9
- randamentul procesului catalitic de transesterificare a esterilor glicerinei din uleiuri vegetale în esteri etilici carburanți este 97...98%;	11
- instalația de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase realizează următoarele performanțe de consumuri specifice de materiale în procesarea chimică a uleiurilor vegetale (rapița, floarea-soarelui): 3,3...3,5 kg materie primă semințe uscate, măcinate, de plante oleaginoase/kg ulei extras, 0,95...0,96 kg ulei vegetal/kg esteri etilici, 9,7...10,5 kg ulei vegetal/kg glicerina pură, 0,15...0,16 kg etanol anhidru/kg esteri etilici, 1,5 kg etanol anhidru/kg glicerina pură;	13
- productivitate specifică: 2 kg proteine/kg esteri etilici carburanți, proteine destinate hranei animalelor după operații/procedee de purificare cunoscute în stadiul tehnicii;	15
- instalația posedă stabilitate funcțională, poate fi complet automatizată, nu posedă fenomene de coroziune și poluare, transportul de masă al lichidelor cu potențial exploziv se realizează prin depresiune/vacuum și la temperaturi joase;	17
- economie investițională în condiții concurențiale, instalația de obținere a esterilor etilici și glicerinei necesită spațiu redus de amplasament și este construită din materiale, oțeluri și componente standardizate accesibile; reducerea consumului de manoperă pentru operare cu cel puțin 30%.	19
Se dă în continuare un exemplu de realizare a instalației de obținere a esterilor etilici și glicerinei, în legătură și cu fig. 1...4 care reprezintă:	21
- fig. 1, vedere în secțiune longitudinală a instalației de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase;	23
- fig. 2, vedere în secțiune longitudinală a vaporizatorului de solvent, filtrului separator și rotorului centrifugal-elicoïdal;	25
- fig. 3, vedere în secțiune longitudinală a rotorului turbină de recirculație aferent extractorului și modulului reactor catalitic transesterificator;	27
- fig. 4, vedere în secțiune longitudinală și transversală a rotorului de recirculație aferent vaporizatorului glicerina-etanol.	29
Instalație de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase este formată din modul extractor 1 sub forma unui bazin paralelipipedic vertical din oțel cu manta termică de încălzire ce conține un rotor 2 turbină de recirculație ascendent-descendentă a masei de extracție, construit din oțel și asamblat demontabil în modulul extractor 1 . Rotorul 2 conține 6 palete turbină 2a înclinate la 30...45°, asamblate nedemontabil pe un ax 2b rotativ vertical în interiorul unei tubulaturi 2c cilindrice verticale asamblate pe ax rotativ, tubulatură ce are la partea superioară 4 orificii 2d dreptunghiulare distanțate pe circumferința tubulaturii 2c sub unghi de 90°, orificii fiind prevăzute pentru refularea masei de extracție la viteză mare. Acest modul extractor 1 conține un orificiu 1a circular, cu capac	31
	33
	35
	37
	39
	41
	43
	45
	47

RO 130217 B1

1 filetat pentru alimentare cu materie primă granulată de semințe oleaginoase, o conductă **1b**
circulară de alimentare cu solvent de extracție n-heptan și o conductă **1c** cu robinet/vană de
3 evacuare masă de extracție ce comunică cu un filtru **3**.

Acest rotor **2** turbină de recirculație ascendent-descendentă a masei de extracție este
5 acționat în mișcarea de rotație de un electromotor **2e**, ca mijloc tehnic. Filtrul **3** separator de
formă cilindrică verticală construit din oțel conține 3000...4000 orificii circulare pe circum-
7 ferință, la un diametru de 1...2 mm fiecare orificiu, cu rol funcțional de a permite trecerea
fazei lichide omogene ca amestec de ulei vegetal și solvent de extracție și de a reține faza
9 solidă rafinat pe circumferința interioară ca strat granular. Filtrul **3** separator este îmbrăcat
pe circumferința exterioară cu o țesătură poliamidică și rol funcțional de filtrare fină a fazei
11 lichide.

În interiorul acestui filtru **3** separator este asamblat demontabil un rotor **4** centrifugal-
13 elicoidal construit din oțel cu rol funcțional de filtrare centrifugală și deplasare verticală
ascendentă, respectiv raclarea fazei solide de rafinat și conține 10 palete **4a** metalice
15 elicoidale înclinate la un unghi de 30° față de orizontală cu rol de raclare și deplasare ascen-
dentă a fazei solide de rafinat, precum și 8 palete **4b** metalice verticale asamblate nedemon-
17 tabil între paletele elicoidale **4a**, cu rol funcțional de filtrare centrifugală a masei de extracție.

La partea superioară a rotorului **4** sunt asamblate nedemontabil 4 palete **4c** radiale
19 distanțate sub unghi de 90°, cu rol funcțional de deplasare radială și în plan orizontal a
rafinatului solid din rotorul **4** în modulul extractor **1**, pentru reextracție sau pentru eliminare
21 în exteriorul sistemului, ca reziduu prin conductele **3a**, **3b** cilindrice cu robineti/vane ale
filtrului **3** separator. Aceste palete **4a**, **4b**, **4c** sunt asamblate pe un ax rotativ cilindric vertical
23 acționat în mișcarea de rotație de un electromotor **4d** ca mijloc tehnic.

Faza lichidă, ca amestec omogen ulei vegetal-solvent de extracție intră în vaporiza-
25 torul **5** în vid al solventului de extracție, compartiment paralelipipedic vertical construit din oțel
ce conține manta termică de încălzire și comunică cu ejectorul condensatorului **12** prin
27 conducta **5a** cu robinet/vană pentru vaporii de solvent și cu modul **6** reactor catalitic
transesterificator prin conducta **5b** cu robinet/vană pentru alimentarea cu ulei vegetal pur a
29 modulului **6**.

Acest modul **6** reactor catalitic transesterificator, sub formă de compartiment para-
31 lelipedic vertical construit din oțel asamblat demontabil, împreună cu modulul extractor **1**
și vaporizatorul **5** într-un bloc de încălzire **T** la temperatura de proces, conține o conductă
33 **6a** circulară verticală cu robinet/vană de alimentare cu etanol reactant și catalizator bazic,
o conductă **6b** verticală, circulară cu robinet/vană de vacuum/depresiune a modulului **6**
35 reactor catalitic și la partea inferioară o conductă **6c** profilată cu robinet/vană pentru
evacuarea masei de reacție transesterificată în separatorul **8** gravitațional.

În interiorul acestui modul **6** este asamblat demontabil un rotor turbină verticală **7** de
37 recirculare ascendent-descendentă a masei de reacție, construit din oțel și format din 9
palete **7a** înclinate ascendent la 30° față de orizontală cu rol funcțional de pompare a masei
39 de reacție, paletele **7a** fiind asamblate nedemontabil pe un ax **7b** rotativ vertical și în
interiorul unei tubulaturi **7c** cilindrice verticale cu rol de canal refulare a masei de reacție prin
41 6 orificii **7d** dreptunghiulare, poziționate la partea superioară a tubulaturii **7c**, niște orificii **7d**
43 distanțate pe circumferința tubulaturii **7c** sub unghi de 60°, acest ax **7b** rotativ, fiind acționat
în mișcarea de rotație de un electromotor **7e**, ca mijloc tehnic.

Separatorul **8** gravitațional, sub formă de tub cilindric vertical, construit din oțel și
45 având indicator gradat de nivel de lichid are rol funcțional de separare a fazelor nemiscibile
esteri organici etilici strat superior-glicerina și etanol exces strat inferior, stocare intermediară
47 a fazelor și măsurarea volumelor fazelor separate și are la partea superioară o conductă **8a**

RO 130217 B1

verticală cu robinet/vană pentru vacuum/depresiune ce comunică cu ejectorul condensatorului **11**, iar la partea inferioară o conductă **8b** cu robinet/vană pentru evacuarea stratului inferior glicerină-etanol din separatorul **8** în vaporizatorul **9** în vid, precum și o conductă **8c** cu robinet/vană pentru evacuarea stratului superior de esteri etilici combustibili în exteriorul reactorului.

Vaporizatorul **9** în vid, construit din oțel, sub formă de corp vertical cu manta și generatorul termic **G**, de încălzire prin arderea unui combustibil convențional cu puterea termică maximă 66500 kcal/h, posedă la partea superioară o conductă **9a** orizontală cu robinet pentru circulația vaporilor de glicerina și etanol din vaporizatorul **9** în ejectorul condensatorului **11**, un manometru pentru măsurarea depresiunii respectiv vidului în aparat, un rotor **9b** de recirculație, ax cilindric vertical din oțel cu 4 palete dreptunghiulare distanțate pe ax sub unghi de 90°, rotorul **9b** fiind acționat prin roți cu curele trapezoidale în mișcarea de rotație de electromotorul **10e** acesta având rol funcțional de recirculare în plan orizontal a agentului caloportor (glicerina p.f.290°C) prin conductele **9c** circulare orizontale ale generatorului termic **G**, manta vaporizator **9** și bloc termic **T** comun, extractor **1**, vaporizator **5**, bloc care comunică periodic prin intermediul conductelor **9d** orizontale cu niște vane. Acest vaporizator **9** posedă la partea inferioară o conductă orizontală cu robinet/vane **9e**, **9f** pentru recircularea amestecului catalizator-etanol din vaporizatorul **9** în modulul **6** catalitic transesterificator pentru procesare.

Acest vaporizator **9** conține un rotor **10** de pompare a masei de reacție ascendent-descendentă, format dintr-un ax vertical, în care sunt asamblate o tubulatură **10a** cilindrică, în care sunt asamblate nedemontabil 10 palete **10b** tip turbină înclinate la 30° față de orizontală pe un ax vertical rotativ, această tubulatură **10a** cilindrică având la partea superioară 4 orificii **10c** dreptunghiulare distanțate pe circumferința tubulaturii sub unghi de 90°. Pe această tubulatură **10a** sunt asamblate nedemontabil 4 palete **10d** dreptunghiulare verticale și radiale cu rol funcțional de realizare a unui strat lichid descendent în curgerea elicoidală pe circumferința interioară a vaporizatorului **9**. Acest ax rotor **10** este acționat în mișcarea de rotație prin intermediul unui cuplaj de electromotor **10e** ca mijloc tehnic. Acest vaporizator **9** comunică cu un condensator **11** de vapori glicerină-etanol, compartiment vertical construit din oțel, format dintr-un bazin **11a** paralelipipedic vertical în care este asamblat nedemontabil un ejector **11b** cilindro-conic cu rol funcțional de ejectare a vaporilor glicerină-etanol din vaporizatorul **9** și condensare în faza lichidă a bazinului **11a** condensator. Acest bazin **11a** condensator posedă o electropompă **11c** de pompare și recirculare a unui lichid motor, soluție apoasă de glicerină, în bazinul **11a** prin conducta **11d** verticală, precum și o conductă **11e** cu robinet/vană pentru evacuarea glicerinei în exces. În continuare, instalația de obținere a esterilor etilici și glicerinei conține un condensator **12** de vapori de solvent de extracție, compartiment vertical construit din oțel, format dintr-un bazin **12a** paralelipipedic vertical cu manta de răcire și condensare a vaporilor de solvent, în care este asamblat nedemontabil un ejector **12b** cilindro-conic cu rol funcțional de ejectare vapori solvent de extracție din modulul extractor **1** și condensare în solventul lichid rece din bazinul **12a** paralelipipedic, în acest bazin existând o electropompă **12c** de pompare și recirculare solvent lichid motor în bazinul **12a**, prin conducta verticală **12d** și ejectorul **12b**, precum și o conductă **1b** cu robinet/vană pentru evacuare solvent lichid de extracție și alimentarea modulului extractor **1**.

Se încarcă bazinul **12a** al condensatorului **12** cu solvent de extracție n-heptan (p.f. 98,4°C) prin conducta de alimentare a bazinului. Prin deschiderea robinetului conductei **1b**, masa de solvent alimentează modulul extractor **1**, la 50...60% din capacitate. Se încarcă mantalele termice bloc **T** și vaporizatorul **9** prin conductele **9c**, **9d** orizontale, cu agent

RO 130217 B1

caloportor glicerină, intră în funcțiune generatorul termic **G** și se pornește recirculația agentului caloportor cu viteza 0,3...0,4 m/s prin bloc **T**, mantaua vaporizatorului **9** și generatorul **G** pentru realizarea temperaturii de proces (60...70°C în bloc **T**, 215...220°C în vaporizator **9**) prin intrarea în funcțiune a rotorului **9b** la turația 24...25 rot/sec de recirculație acționat în rotație de electromotorul **10e** cu roți de curele trapezoidale. Se deschide capacul conductei **1a** cu robinet/vană și se alimentează gravitațional modulul extractor **1**, cu materie primă granulată de semințe oleaginoase la un raport de masă materie primă-solvent de 1:1, apoi intră în funcțiune rotorul turbină **2** la turație de 24...25 rot/sec acesta fiind acționat în rotație prin pornirea electromotorului **2e**, pentru recircularea ascendent-descendentă a masei de extracție la debit 16...17 L/s având loc extracția continuă sau repetată în 4 trepte a uleiului vegetal cu productivitate de 43,3...45,0 kg ulei/h, viteza procesului de extracție 103,1...107,1 kg ulei/m³/h, ulei solubil în solvent heptan prin contact multiplu, conform ecuațiilor dimensionale:

Treapta 1 de extracție:

$$F = I + U_o; F + S = M_1 = R_1 + E_1;$$

F - debit (kg/s) sau masa granulată a materiei prime (kg);

I - debit (kg/s) sau masa de substanțe inerte neextractibile(kg);

U_o - debit inițial (kg/s) sau masa inițială de substanță extractibilă solubilă ulei vegetal (kg);

S - debit (kg/s) sau masa constantă de solvent heptan (kg);

M_1 - debit (kg/s) sau masa de extracție formată în treapta 1 prin amestecare și recirculație (kg);

R_1 - debit (kg/s) sau masa de rafinat formată după treapta 1 de extracție și filtrare (kg);

E_1 - debit (kg/s) sau masa de extract solubil (ulei + solvent) formată după treapta 1 de extracție și filtrare (kg).

Componenta U_o existentă inițial se repartizează astfel:

U_1 în rafinat R_1 ; ($U_o - U_1$) în extract E_1 ; U_1 - debit (kg/s) sau masa de substanță extractibilă ulei vegetal rămasă în rafinat după treapta 1 de extracție (kg).

Ecuația de bilanț material și coeficientul de repartitie:

$$\text{Rafinat: } R_1 = I + U_1 .$$

$$\text{Frația de masă în rafinat: } X_{u1} = (U_1/I).$$

$$\text{Extract: } E_1 = S + (U_o - U_1).$$

$$\text{Frația de masă în extract: } Y_{u1} = [(U_o - U_1)/S].$$

$$\text{Coeficient de repartitie: } K_u = (Y_{u1}/X_{u1}) = [(U_o - U_1)/S] \cdot (I/U_1) = (I/S) \cdot [(U_o/U_1) - 1] \rightarrow U_1 = U_o \cdot \{I/[I + (K_u \cdot S)]\} = U_o \cdot \{1/[1 + (q \cdot K_u)]\};$$

q - raport masă solvent de extracție-masă substanțe neextractibile;

$$q = (S/I).$$

Treapta 2 de extracție:

$$\text{Ecuații de bilanț material: } M_2 = R_1 + S = (I + U_1) + S = E_2 + R_2 \rightarrow R_2 = I + U_2; E_2 = S + (U_1 - U_2).$$

Fracții de masă. Rafinat: $X_{u2} = (U_2/I)$; Extract: $Y_{u2} = [(U_1 - U_2)/S]$; M_2 - debit (kg/s) sau masă de extracție formată în treapta 2 prin amestecare, recirculație (kg);

U_2 - debit (kg/s) sau masa de substanță ulei vegetal extrasă în treapta 2 (kg);

R_2 - debit (kg/s) sau masa de rafinat formată după treapta 2 de extracție și filtrare (kg);

E_2 - debit (kg/s) sau masa de extract solubil (ulei + solvent) formată după treapta 2 de extracție și filtrare (kg).	1
Coeficient de repartiție: $K_u = (Y_{u2}/X_{u2}) = [(U_1 - U_2)/S] \cdot (I/U_2) = (I/S) \cdot [(U_1/U_2) - 1] \rightarrow U_2 = U_1 \cdot \{1/[(K_u \cdot S) + I]\} = U_o \cdot \{1/[1 + (q \cdot K_u)]\}^2$.	3
Treapta 3 de extracție:	5
Ecuatii de bilanț material: $M_3 = R_2 + S = (I + U_2) + S = E_3 + R_3 \rightarrow R_3 = I + U_3$; $E_3 = S + (U_2 - U_3)$.	7
Fracții de masă: Rafinat: $X_{u3} = (U_3/I)$; Extract: $Y_{u3} = [(U_2 - U_3)/S]$.	
Coeficient de repartiție: $K_u = (Y_{u3}/X_{u3}) = [(U_2 - U_3)/S] \cdot (I/U_3) = (I/S) \cdot [(U_2/U_3) - 1] \rightarrow U_3 = U_2 \cdot \{1/[(K_u \cdot S) + I]\} = U_o \cdot \{1/[1 + (q \cdot K_u)]\}^3$;	9
M_3 - debit (kg/s) sau masa de extracție formată în treapta 3 de extracție prin amestecare, recirculare (kg);	11
R_3 - debit (kg/s) sau masa de rafinat formată după treapta 3 de extracție și filtrare (kg);	13
E_3 - debit (kg/s) sau masa de extract solubil (ulei + solvent) formată după treapta 3 de extracție și filtrare (kg);	15
U_3 - debit(kg/s) sau masa de substanță extrasă (ulei vegetal) în treapta 3 de extracție (kg).	17
Treapta 4 de extracție:	19
Ecuatii de bilanț material: $M_4 = R_3 + S = (I + U_3) + S = E_4 + R_4 \rightarrow R_4 = I + U_4$; $E_4 = S + (U_3 - U_4)$.	21
Fracții de masă. Rafinat: $X_{u4} = (U_4/I)$. Extract: $Y_{u4} = [(U_3 - U_4)/S]$	
Coeficient de repartiție: $K_u = (Y_{u4}/X_{u4}) = [(U_3 - U_4)/S] \cdot (I/U_4) = (I/S) \cdot [(U_3/U_4) - 1] \rightarrow U_4 = U_3 \cdot \{1/[(K_u \cdot S) + I]\} = U_o \cdot \{1/[1 + (q \cdot K_u)]\}^4$.	23
M_4 - debit (kg/s) sau masa de extracție formată în treapta 4 de extracție prin amestecare, recirculare (kg);	25
R_4 - debit (kg/s) sau masa de rafinat formată după treapta 4 de extracție și filtrare (kg);	27
E_4 - debit (kg/s) sau masa de extract solubil (ulei + solvent) formată după treapta 4 de extracție și filtrare(kg);	29
U_4 - debit (kg/s) sau masa de substanță extrasă (ulei vegetal) în treapta 4 de extracție (kg).	31
Pentru n trepte de extracție în procesarea continuă, ecuația dimensională generală:	33
$U_n = U_o \cdot \{1/[1 + (q \cdot K_u)]\}^n$; $q = (S/I)$. La fiecare treaptă de extracție prin deschiderea robinetului conductei 1c , masa intră în rotorul 4 , acționat în rotație de electromotorul 4d având loc filtrarea centrifugală a extractului la debit de masă extract filtrat 0,1256 kg/s, turație 24...25 rot/sec, viteză de raclare, respectiv deplasare fază solidă rafinat 2...3 m/sec efectuată de paletele 4b metalice verticale prin filtrul 3 separator, iar rafinatul solid raclarat este deplasat ascendent vertical de paletele 4a elicoidale rotative și recirculat în extractorul 1 de paletele 4c radiale rotative prin deschiderea robinetului/vanei conductei 3a . În cazul evacuării rafinatului epuizat sub formă de reziduu, se deschide robinetul 3b după ultima treaptă de extracție, caz în care robinetul 3a este închis.	35
Variația de presiune $[\Delta P(N/m^2)]$ la filtrarea centrifugală, se determină conform ecuației dimensionale: $\Delta P = (\rho/2) \cdot \omega^2 \cdot (R_e^2 - R_i^2)$;	37
ρ - densitatea fazei lichide de extract (ulei + solvent)(kg/m ³);	39
R_e - raza exterioară a filtrului cilindric separator (m);	41
	43
	45

RO 130217 B1

1 R_i - raza interioară de filtrare(m);
 ω - viteza unghiulară (radiani/s) a rotorului **4** ce se determină conform expresiei:
3 $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$; n - turația axului rotor **4** (rot/sec).

Viteza de filtrare [V_f (m/s)], se determină conform ecuației dimensionale: $V_f = \Delta P / (r \cdot l \cdot \eta)$; r - rezistența hidrodinamică specifică a filtrului separator (m^{-2}) ce se determină pentru o curgere aproximativ laminară, conform expresiei: $r = 180 \cdot (1 - \omega)^2 / (d^2 \cdot \omega^2)$;
7 d - diametrul orificiilor circulare ale filtrului **3** separator (m); ε - fracția de goluri a filtrului **3** separator (adimensional); η - vâscozitatea dinamică a fazei lichide de extract (kg/m · s);
9 l - lungimea orificiilor circulare ale filtrului **3** separator (m). Debitul volumetric de extract filtrat [D_v (m^3/s)] și debitul masic [D_m (kg/s)], se determină conform ecuațiilor dimensionale:
11 $D_v = V_f \cdot A$; $D_m = \rho \cdot V_f \cdot A = \rho \cdot D_v$; A - aria orificiilor circulare ale filtrului **3** separator (m^2).
Viteza de deplasare ascendentă verticală a rafinatului solid în interiorul filtrului **3** separator
13 respectiv [V_d (m/s)], se determină conform ecuației dimensionale: $V_d = n \cdot R_i \cdot \tan \alpha$; α - unghi de înclinare a paletelor **4a** metalice (radiani); tg - funcția tangentă. Extractul filtrat la fiecare
15 treaptă de extracție intră în vaporizator **5** pentru vaporizare la temperaturi 60...70°C în vacuum (0,44 atmosfere) la debit 105,5 kg/h și viteză de vaporizare 810,9 kg/ $m^3 \cdot h$ a solven-
17 tului de extracție n-heptan, vapori ce urcă ascendent prin conducta **5a** cu robinet deschis și
19 condensează în solvent rece din bazinul **12a** al condensatorului **12** ca urmare a ejectării acestora de ejectorul cilindro-conic.

21 Ecuația presiunii de vapori pentru n-heptan C_7H_{16} : $\lg P_v = 6,9024 - [1268,115 / (T_f + 216,9)]$.

P_v - presiunea de vapori (mm.col.Hg)<

23 T_f - temperatura de fierbere/vaporizare în funcție de presiune (°C);

lg - funcția logaritm zecimal.

25 Dependența presiunii de vapori în funcție de temperatura de fierbere/vaporizare:

T_f (°C):	P_v (mm.col.Hg):	P_v (atmofere):	P_v (Pascali):
20	35,4	0,046	4721
30	58,3	0,077	7781
40	92,5	0,122	12335
50	141,6	0,186	18880
60	210,4	0,277	28055
70	303,4	0,400	40459

35 Debitul caloric de vaporizare [Q_{vh} (kcal/kg)] solvent n-heptan se determină conform
ecuației dimensionale:

37 $Q_{vh} = D_{mh} \cdot L_{vh} = K_{th} \cdot S_{th} \cdot (T_a - T_f)$;

D_{mh} - debit de masă vapori n-heptan (kg/s);

39 L_{vh} - căldura latentă de vaporizare n-heptan la presiune constantă (kcal/kg);

K_{th} - coeficient total de transfer termic (kcal/ $m^2 \cdot s \cdot ^\circ C$);

41 S_{th} - suprafața laterală de transfer termic a vaporizatorului **5** (m^2);

T_a - temperatura agentului termic caloportor în blocul termic T(°C);

43 T_f - temperatura de fierbere/vaporizare n-heptan în funcție de presiune (vid creat)(°C).

RO 130217 B1

Viteza de vaporizare n-heptan [$V_{vh}(\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s})$], se determină conform ecuației 1 dimensionale: $V_{vh} = (D_{mh}/S_{th}) = Q_{vh}/(S_{th} \cdot L_{vh}) = [K_{th} \cdot (T_a - T_f)/L_{vh}]$.

Debit de masă vapori n-heptan, se determină conform ecuației dimensionale: $D_{mh} = 3$
 $= (V_{vh} \cdot S_{th}) = [K_{th} \cdot S_{th} \cdot (T_a - T_f) / L_{vh}]$.

Timpul sau durata de vaporizare [t(s)], se determină conform ecuației dimensionale: 5

$$t = (m/D_{mh}) = (m \cdot L_{vh})/[K_{th} \cdot S_{th} \cdot (T_a - T_f)];$$

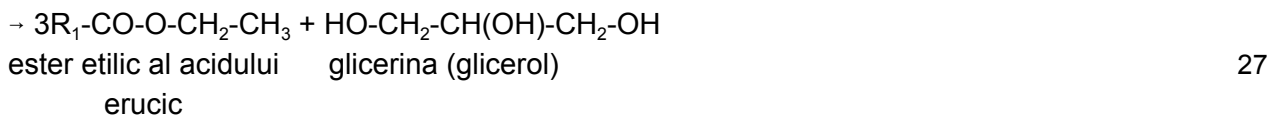
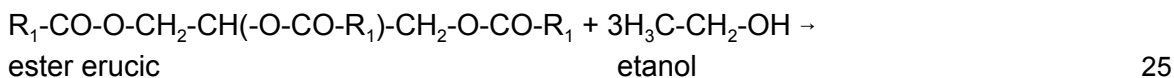
m - masa de n-heptan lichid solvent existentă în masa de extract (kg). 7

Condensatorul **12** fiind în funcțiune, se deschide robinetul conductei **6b** efectuându-se vacuum/depresiune în modulul **6** reactor catalitic transesterificator și prin deschiderea robinetului **5b** se aspiră masa de ulei vegetal pur din vaporizator **5** în modul **6**, robinetul conductei **5a** fiind închis.

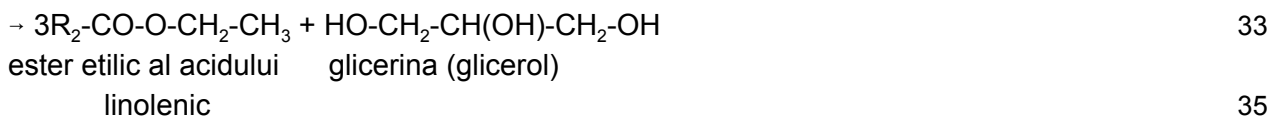
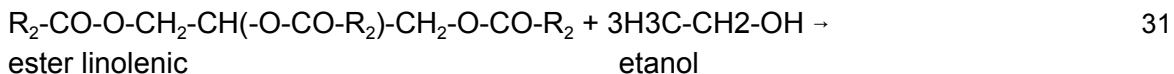
Prin deschiderea robinetului conductei **6a** este aspirat în modulul **6** reactantul etanol anhidru în cantități stoechiometrice, reactant ce conține catalizator bazic etoxid de sodiu în concentrație 30...40%. Se închide robinetul conductei **6b**.

Prin pornirea electromotorului **7e** intră în mișcarea de rotație rotorul **7** turbină cu turația 24...25 rot/sec pentru recirculare ascendent-descendentă a masei de reacție bifazică nemiscibilă ulei, etanol și catalizator etoxid de sodiu la debit 16...17 L/sec. În cazul uleiului de rapiță (50% ester erucic, 30% ester linolenic, 20% ester linoleic) procesul catalitic de transesterificare cu etanol în prezență de catalizator bazic etoxid de sodiu, are loc la temperatura de proces 60...70°C prin deschiderea periodică a conductelor **9d** orizontale și divizare de debit agent caloportor din generatorul **G** în blocul termic **T**.

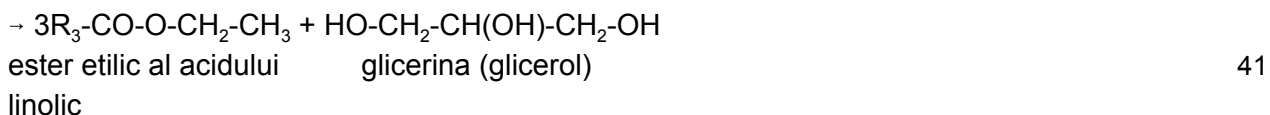
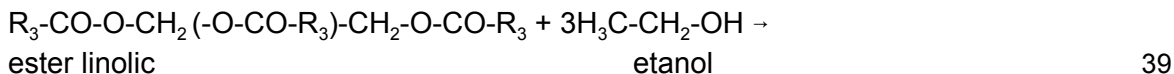
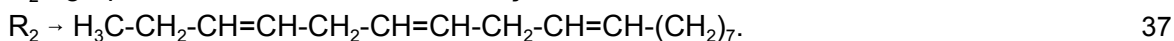
Ecuatiile chimice ale procesului catalitic de transesterificare esteri ai glicerinei în esteri etilici:



R₁ - grupare erucică hidrocarbonată și nesaturată: 29



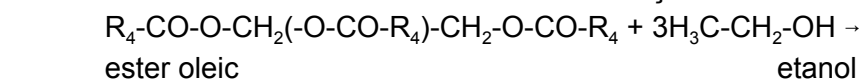
R₂ - grupare linolenică hidrocarbonată și nesaturată:



R3 - grupare linolică hidrocarbonată și nesaturată. $R3 \rightarrow H_3C-(CH_2)_4-CH=CH-CH_2-$ 43
 $-CH=CH-(CH_2)_7$.

RO 130217 B1

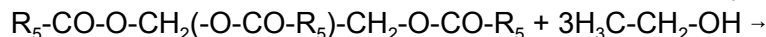
În cazul uleiului de floarea-soarelui (55...65% ester linolic, 33...36% ester oleic, 5...10% esteri palmitic și stearic), procesul catalitic de transesterificare în prezența catalizatorului bazic etoxid de sodiu are loc conform ecuațiilor chimice:


$$\rightarrow 3R_4\text{-CO-O-CH}_2\text{-CH}_3 + \text{HO-CH}_2\text{-CH(OH)-CH}_2\text{-OH}$$

ester etilic al acidului glicerina (glicerol)

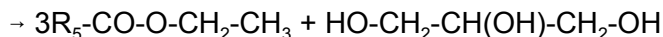
oleic

R₄ - grupare oleică hidrocarbonată și nesaturată. R₄ → H₃C-(CH₂)₇-CH=CH-(CH₂)₇.



ester palmitic

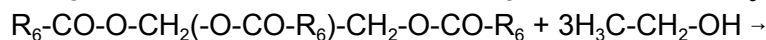
ethanol



ester etilic al acidului glicerina (glicerol)

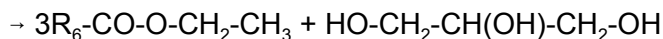
palmitic

R5- grupare palmitică hidrocarbonată și saturată. $R5 \rightarrow H_3C-(CH_2)_{14}$.



Ester stearic

etanol



ester etilic al acidului glicerina (glicerol)

stearic

R_6 - grupare stearică hidrocarbonată și saturată. $R_6 \rightarrow H_3C-(CH_2)_{16}$.

În toate cazurile, raportul molar între esterii glicerinei cu acizii erucic, linolenic, linolic, oleic, palmitic, stearic și etanol anhidru este 1:3.

Reacția chimică catalitică de transesterificare are loc în faza lichidă de etanol și catalizator bazic etoxid de sodiu $\text{H}_3\text{C}-\text{CH}_2^-\text{Na}^+$ (30...40% în masa de reacție), viteza procesului catalitic în raport cu reactantul etanol este 2,592 kg/m³/h la un debit de etanol reacționat 110,2 kg/h, temperatura 60...70°C, timp de reacție 0,75...1,0 h.

Condensatorul **11** fiind în funcțiune, prin deschiderea robinetului conductei **8a** se efectuează vacuum 0,1 atmosfere respectiv depresiune în separatorul **8** gravitațional.

Se oprește electromotorul **7e** și se deschid robinetele conductelor **6a** și **6c**, masa de reacție transesterificată este aspirată ascendent în separatorul **8**, gradul de umplere fiind măsurat cu indicatorul de nivel gradat. Se închide robinetul conductei **8a** și se deschide robinetul lateral de aerisire al aceleiași conducte pentru egalizarea presiunii și separarea gravitațională a maselor de reacție în 2 straturi: stratul superior de esteri etilici și stratul inferior format din glicerină, etanol rezidual, catalizator bazic etoxid de sodiu.

Se deschide robinetul conductei **9a**, robinetul conductei **9b** fiind închis, condensatorul **11** fiind în funcțiune la vacuum de 0,1 atm în vaporizatorul **9** și prin deschiderea robinetului conductei **8b** stratul inferior de glicerină, etanol și catalizator este aspirat ascendent în vaporizatorul **9** urmând închiderea robinetului conductei **8b**.

Se deschide robinetul conductei **8c** și stratul de esteri etilici este evacuat în exteriorul reactorului și după evacuare se închide robinetul superior de aerisire al separatorului **8** de pe conducta **8a**.

Prin mantaua vaporizatorului **9** și conductele **9c** ale generatorului termic **G**, are loc recirculația de agent termic caloportor (glicerina p.f. 290°C) cu rotor **9b** acționat în rotație de electromotor **10e** pentru realizarea temperaturii de proces 215...220°C.

Prin pornirea electromotorului **10e** intră în mișcarea de rotație rotorul **10** la turația 24...25 rot/sec de pompare ascendentă glicerină, etanol, catalizator la debit 2,3...2,5 L/sec cu paletetele **10b** turbină prin interiorul tubulaturii **10a** cilindrice și orificiile **10c** circulare formându-se un strat subțire descendent elicoidal de lichid cu ajutorul paletetelor **10d** verticale radiale pe circumferința interioară a vaporizatorului **9** având loc vaporizarea etanol rezidual și glicerina la viteza de vaporizare a glicerinei 52,2 kg/m²·h, productivitate 65,5 kg glicerină/h, temperatura de proces 215°C, timp de vaporizare 0,25...0,50 h.

La presiunea de vaporizare $P_v = 0,1$ atm (76 mm.col.Hg, 10135 Pascali), temperatura de fierbere vaporizare a glicerinei pure este $T_v = 215^\circ\text{C}$ spre deosebire de cazul presiunii atmosferice normale $P_v = 1$ atm (760 mm.col.Hg, 101350 Pascali) la care temperatura de fierbere, vaporizare a glicerinei pure este $T_v = 290^\circ\text{C}$ cu descompunere termică (deshidratare).

La această temperatură de proces, etanolul lichid rezidual se vaporizează rapid și vaporii se condensează în alt condensator. Entalpia vaporilor de glicerina [H_v (kJ/kg)] la temperatura de vaporizare 215°C, se determină conform ecuației dimensionale:

$$H_v = C_p \cdot (T_v - T_i) + L_{vg};$$

C_p - căldura specifică a glicerinei lichide pure (kJ/kg. °C);

T_v - temperatura de vaporizare (°C);

T_i - temperatura inițială a glicerinei lichide pure (°C);

L_{vg} - căldura latentă de vaporizare a glicerinei pure (kJ/kg).

Debitul caloric de încălzire și vaporizare a glicerinei [Q_{vg} (kJ/s)], se determină conform ecuației dimensionale:

$$Q_{vg} = (H_v \cdot D_{mg}) = [C_p \cdot D_{mg} \cdot (T_v - T_i) + (D_{mg} \cdot L_{vg})] = K_t \cdot S_{tg} \cdot (T_{ag} - T_v);$$

- D_{mg} - debit de masă glicerină sub formă de vapori (kg/s);

- T_{ag} - temperatura agentului termic caloportor pentru încălzirea și vaporizarea glicerinei (°C);

- S_{tg} - suprafața cilindrică de transfer termic aferentă vaporizatorului **9** pentru încălzirea și vaporizarea glicerinei (m²);

- K_t - coeficientul total de transfer termic pentru încălzirea și vaporizarea glicerinei (kJ/m² · s · °C).

Viteza de încălzire și vaporizare a glicerinei pure [V_{vg} (kg/m² · s)], se determină conform ecuației dimensionale:

$$V_{vg} = (D_{mg}/S_{tg}) = [Q_{vg}/(H_v \cdot S_{tg})] = [K_t \cdot (T_{ag} - T_v)]/[C_p \cdot (T_v - T_i) + L_{vg}].$$

Debitul de masă vapori glicerină [D_{mg} (kg/s)], se determină conform ecuației dimensionale:

$$D_{mg} = (V_{vg} \cdot S_{tg}) = [K_t \cdot S_{tg} \cdot (T_{ag} - T_v)]/[C_p \cdot (T_v - T_i) + L_{vg}].$$

Timpul sau durata de vaporizare a glicerinei [t(s)], se determină conform ecuației dimensionale:

$$t = (m/D_{mg}) = [m \cdot C_p \cdot (T_v - T_i) + (m \cdot L_{vg})]/[K_t \cdot S_{tg} \cdot (T_{ag} - T_v)];$$

m - masa de glicerina lichidă existentă în vaporizator **9** (kg).

Vaporii de etanol și glicerină sunt aspirați prin conducta **9a** cu robinet deschis și ejectați de ejector **11b**, fiind condensați în lichid motor glicerina rece din bazinul **11a** al condensatorului **11**. Excedentul de glicerină lichidă, este evacuat prin deschiderea robinetului conductei **11e** urmând a fi separată de etanol și purificată cu procedee și aparate cunoscute. Se închide robinetul conductei **9a**, se deschide robinetul conductei **9f** și etanol anhidru din

RO 130217 B1

1 bazinul de stocaj este aspirat în vaporizatorul **9** și recirculat de rotor **10** pentru dizolvarea
completă a catalizatorului bazic etoxid de sodiu și vaporii de etanol formați prin vaporizarea
3 unei părți din etanol lichid crează suprapresiune suficientă pentru a transporta catalizatorul
bazic dizolvat din vaporizatorul **9** în modulul **6** catalitic transesterificator prin deschiderea
5 robinetului conductei **9e**, robinetul conductei **9f** fiind închis.

Pentru egalizarea presiunii se deschide parțial robinetul conductei **6a**, urmând
7 închiderea acestui robinet după încărcarea modulului **6** reactor catalitic transesterificator cu
masa de reacție pentru transesterificare.

9 În condensatoarele **11** și **12** cu ajutorul electropompelor **11c**, **12c** se recirculă din
bazinele de stocare **11a**, **12a** lichid motor (n-heptan, glicerină) prin conductele verticale **11d**,
11 **12d** și descendent cu viteză mare prin ejectoarele **11b**, **12b** verticale formate din ajutoraj,
camera de amestec lichid-vapori, tubulatura cilindro-conică, în circuit închis efectuându-se
13 vid (depresiune) în vaporizatoarele **5**, **9** separatorul **8** și modulul **6** reactor catalitic conform
ecuației de conservare a energiei fluidice:

$$[(\rho \cdot w_1^2)/2] + P_1 + (\rho \cdot g \cdot H_1) = [(\rho \cdot w_2^2)/2] + P_2 + (\rho \cdot g \cdot H_2);$$

- ρ - densitatea lichidului motor recirculant (n-heptan, glicerină) (kg/m³);

17 - w_1 - viteza de injectare a lichidului motor în ajutorajele ejectoarelor **11b**, **12b** (m/s) și
se determină conform ecuației dimensionale a debitului: $w_1 = (4 \cdot D_v)/(\pi \cdot D_1^2)$;

19 w_2 - viteza de ejectare a lichidului motor din tubulaturile conice ale ejectoarelor **11b**,
12b (m/s) și se determină conform ecuației dimensionale a debitului: $w_2 = (4 \cdot D_v)/(\pi \cdot D_2^2)$;

21 D_v - debitul volumetric de lichid motor pompat de electropompele **11c**, **12c** în circuit
închis la presiuni diferite (m³/s).

23 D_1 - diametrul mic al ajutorajului (confuzor) din camera de amestec lichid-vapori a
ejectoarelor **11b**, **12b** (m);

25 D_2 - diametrul mare al tubulaturilor conice respectiv difuzoare aferente ejectoarelor
11b, **12b** (m);

27 P_1 - presiunea dinamică în camera de amestec lichid-vapori a ejectoarelor **11b**, **12b**
și reprezintă depresiunea/vacuum în camera de amestec, egală cu presiunea de vaporizare:

$$P_1 = P_v = 0,10 \text{ atm} - 0,44 \text{ atm} (10135-40500 \text{ Pascali}).$$

29 P_2 - presiunea dinamică a lichidului motor în bazinele condensator **11a**, **12a** la ieșire
31 din tubulaturile conice ale ejectoarelor **11b**, **12b** (Pascali);

g - accelerația gravitațională (m/s²);

33 H_1 - înălțimea cea mai mare a ejectoarelor **11b**, **12b** cilindro-conice (m);

H_2 - înălțimea cea mai mică a ejectoarelor **11b**, **12b** cilindro-conice la nivelul bazinelor
35 condensatoare (m) **11a**, **12a**. În condiția tehnică $P_2 \gg P_1$ și $H_1 > H_2$, variația de presiune
dinamică $\Delta P_d = [P_2 - P_1]$ în relație funcțională cu variația de înălțime $\Delta H = (H_1 - H_2)$ se determină
37 conform ecuației dimensionale: $\Delta P_d = [(\rho/2) \cdot (w_1^2 - w_2^2)] + (\rho \cdot g \cdot \Delta H)$.

Pătratele vitezelor w_1 și w_2 variază invers proporțional cu puterea a patra
39 a diametrelor D_1 și D_2 și în condiția tehnică în care $D_2 > 5 \cdot D_1 \rightarrow w_2^2 \ll w_1^2$ și diferența
de pătrate ale vitezelor este aproximativ egală cu w_1^2 , variația de presiune dinamică:
41 $\Delta P_d = [(\rho \cdot w_1^2)/2] + (\rho \cdot g \cdot \Delta H)$.

Variația de înălțime $[\Delta H(\text{m})]$ a ejectoarelor cilindro-conice **11b**, **12b**, se determină
43 conform ecuației dimensionale: $\Delta H = [(2 \cdot \Delta P_d) - (\rho \cdot w_1^2)]/(2 \cdot \rho \cdot g)$.

Lungimea tubulaturii conice $[L_d(\text{m})]$ ca difuzor se determină conform ecuației
45 dimensionale: $L_d = (D_2 - D_1)/(2 \cdot \text{tg}\alpha)$; α - unghi de evazare a difuzorului conic; tg - funcția
tangentă.

RO 130217 B1

Datele dimensionale, parametri constructivi și variabilele de proces sunt specificate conform tabel:

Lichid motor în recirculare continuă:	Viteza de injectare w_1 (m/s):	Presiune de vaporizare P_1 (atm.):	Lungimea ejectorului tronconic ΔH (m):	Diametru interior al injectorului la intrarea lichidului motor D_1 (m):	Diametru maxim interior alejectorului tronconic la ieșire D_2 (m):
n - heptan	3	0,44	6,8	0,02	0,10...0,12
Glicerina	3	0,10	8,8	0,02	0,10...0,12

În baza bilanțului de materiale al instalației de obținere a esterilor etilici și glicerinei, ecuațiile dimensionale ale aparatelor instalației sunt următoarele:

$$D_m = D_u \cdot CS_m = V_{pe} \cdot V_e \cdot CS_m = D_{ee} \cdot CS_u \cdot CS_m = V_{pc} \cdot V_r \cdot CS_m \cdot CS_u; V_r \cdot CS_m \cdot CS_u = V_e$$

CS_m - consum specific material, respectiv materie primă semințe de plante oleaginoase (kg materie primă/kg ulei extras);

CS_u - consum specific material de ulei vegetal (kg ulei extras/kg ester etilici);

V_{pe} - viteza procesului de extracție a uleiului vegetal (kg ulei/m³ · oră);

V_{pc} - viteza procesului catalitic de transesterificare pentru generare ester etilici carburanți (kg ester/m³ · h);

V_e - volum modul extractor (1) (m³);

V_r - volumul modulului reactor catalitic transesterificator (6) (m³);

D_u - debit de masă ulei vegetal extras (Kg/oră);

D_m - debit de masă materie primă semințe de plante oleaginoase în alimentarea extractorului (1) (kg/h);

D_{ee} - debit de masă ester etilici produși de reacție (kg/oră).

Datele dimensionale ale aparatelor componente, variabilele de proces pentru un exemplu de realizare, sunt specificate conform tabelului:

Volum modul extractor (1) ulei vegetal [V_e (m ³):	0,420
Volum vaporizator (5) solvent de extracție [V (m ³):	0,3025
Suprafață interioară vaporizator (5) solvent de extracție [S_t (m ²):	1,250
Volum separator (8) ester etilici [V (m ³):	0,125
Volum maxim modul (6) reactor catalitic transesterificator [V_r (m ²):	0,125
Volum vaporizator (9) glicerină, etanol [V (m ³):	0,1413
Suprafață interioară vaporizator (9) glicerină, etanol [S_t (m ²):	1,256
Volum bazin (11a) condensator glicerină, etanol [V (m ³):	0,250
Volum bazin (12a) condensator solvent de extracție [V (m ³):	0,160
Debit de masă materie primă semințe de plante oleaginoase [D_m (kg/h):	151,5...157,5
Debit de masă ulei vegetal extras [D_u (kg/h):	43,3...45,0
Debit de masă ester etilici produși [D_{ee} (kg/h):	45...47

Revendicări

1. Instalație de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase, **caracterizată prin aceea că**, este formată dintr-un modul extractor (1) de uleiuri vegetale, prevăzut cu un rotor turbină (2) de recirculare ascendent-descendentă a masei de extracție, modulul extractor (1) comunicând printr-o conductă (1c) cu un robinet/vană de evacuare a masei de extracție, cu un filtru separator (3) a fazei solide rafinate, care are asamblat în interior un rotor (4) pentru filtrare centrifugală și deplasare vertical - ascendentă și respectiv raclarea fazei solide, faza lichidă de extracție, un amestec omogen de ulei vegetal și solvent intrând din filtrul (3) într-un vaporizator (5) sub vacuum, prevăzut cu o manta termică (T), în timp ce, vaporii de solvent intră într-un condensator (12), iar masa de ulei vegetal pur intră printr-o conductă (5b) cu robinet/vană, într-un modul (6) reactor catalitic transesterificator de uleiuri la esteri etilici și glicerină, cu etanol reacționat în prezența catalizatorului etoxid de sodiu de concentrație 30...40% în masa de reacție la temperatura de proces 70°C, în modulul (6) fiind asamblat un rotor turbină (7) pentru recirculare ascendent-descendentă a masei de reacție, după care, printr-o conductă (6c) cu robinet/vană, masa de reacție transesterificată intră într-un separator gravitațional (8) de faze lichide nemiscibile, faza miscibilă de glicerină, etanol exces, catalizator ca strat inferior intrând prin conducta (8b) cu robinet/vană în vaporizatorul (9) glicerină, etanol, sub vacuum, iar stratul superior de esteri etilici fiind evacuat prin deschiderea unui robinet al unei conducte (8c) la egalizarea presiunii, prin deschiderea robinetului conductei (8a) de aerisire, vaporizatorul (9) fiind prevăzut cu manta și generator termic (G) de încălzire, prin recircularea agentului caloportor prin niște conducte (9c), (9d) și (9b), vaporizatorul (9) conținând un rotor (10) pentru pomparea ascendent-descendentă a fazei miscibile, vaporii de glicerină și etanol intrând într-un condensator (11) prin conducta (9a) cu robinet/vană, iar sarea catalizator fiind recirculată din vaporizatorul (9) prin dizolvare în etanol anhidru lichid ce intră prin conducta (9f), conducta (9a) cu robinet fiind închisă, prin vaporizare parțială la suprapresiune, masa de etanol și catalizator intrând în modulul (6) prin deschiderea robinetului unei conducte (9e) pentru următoarea transesterificare.

2. Instalație de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase, conform revendicării 1, **caracterizată prin aceea că**, modulul extractor (1) cu manta termică (T) de încălzire a masei de extracție, este prevăzut cu un orificiu (1a) circular cu vană și capac filetat pentru alimentarea cu materie primă granulată, de semințe oleaginoase și o conductă (1b) cu robinet de alimentare cu solvent de extracție iar în interiorul acestui modul (1) fiind asamblat un rotor (2) turbină pentru recircularea ascendent-descendentă a masei de extracție, ce conține 6 palete (2a) înclinate ascendent la 30...45° față de orizontală, asamblate pe un ax (2b) rotativ vertical în interiorul unei tubulaturi (2c) cilindrice, verticale care are la partea superioară 4 orificii (2d) dreptunghiulare, pentru refularrea/pomparea masei de extracție cu viteză mare și intensificarea extracției, distanțate pe circumferința tubulaturii (2c) sub unghi de 90°, axul (2b) fiind acționat în rotație de un electromotor (2e), ca mijloc tehnic prin intermediul unui cuplaj.

3. Instalație de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase, conform revendicării 1, **caracterizată prin aceea că**, vaporizatorul (5) al solventului de extracție, prevăzut cu manta termică (T) comună cu modul (1) și modul (6), posedă o conductă (5a) cu robinet pentru vaporii solvent, în interior fiind asamblat un filtru

(3) separator de fază solidă rafinată, corpul cilindric vertical conținând 3000...4000 orificii circulare și o țesătură poliamidică înfășurată pe circumferința exterioară pentru filtrarea fazei lichide de extract, amestec omogen ulei vegetal și solvent, acest filtru (3) având o conductă	1
(3a) cu robinet pentru recirculare rafinat solid la extracție repetată în modul (1) și o conductă	3
(3b) cu robinet pentru evacuare rafinat solid epuizat sub forma unui reziduu în exteriorul instalației, în interiorul acestui filtru (3) fiind asamblat un rotor (4) centrifugal-eliceoidal pentru filtrare centrifugală și deplasare ascendentă verticală respectiv raclarea fazei solide de rafinat, rotorul (4) conținând 10 palete (4a) elicoidale înclinate la un unghi de 30° față de orizontală pentru raclare, deplasare și 8 palete (4b) verticale asamblate între paletetele (4a)	5
pentru filtrarea centrifugală a masei de extracție, la partea superioară a acestui rotor (4) fiind de asemenea asamblate 4 palete (4c) distanțate sub unghi de 90° pentru deplasarea radială în plan orizontal a rafinatului solid din rotorul (4) în modul (1) extractor pentru reextracție sau eliminarea în exteriorul instalației, aceste palete (4a), (4b), (4c) fiind asamblate pe un ax rotativ cilindric vertical acționat în rotație de un electromotor (4d) prin intermediul unui cuplaj.	7
4. Instalație de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase, conform revendicării 1, caracterizată prin aceea că , modul (6) reactor catalitic transesterificator, sub forma unui corp paralelipipedic vertical, asamblat în blocul termic (T), conține o conductă (6a) cilindrică, verticală cu robinet/vană pentru alimentarea cu etanol anhidru și catalizator bazic etoxid de sodiu, o conductă (6b) circulară verticală cu robinet/vană de vacuum/depresiune, în interiorul acestui modul (6) fiind asamblat un rotor (7) turbină de recirculare ascendent-descendentă a masei de reacție, rotorul (7) format din 9 palete (7a) înclinate ascendent la 30° față de orizontală cu rol de pompare masă de reacție și pentru refularea masei de reacție prin 6 orificii (7d) poziționate la partea superioară a unei tubulaturii (7c) și distanțate pe circumferința tubulaturii sub unghi de 60° , axul (7b) rotativ fiind acționat în rotație de un electromotor (7e) prin intermediul unui cuplaj, masa de reacție transesterificată intrând într-un separator (8) gravitațional, cu indicator gradat de nivel lichid și rol funcțional de separare a fazelor lichide nemiscibile, stocare intermediară și măsurarea volumelor fazelor separatoare la partea superioară existând o conductă (8a) pentru vacuum și aerisire pentru egalizarea presiunii, faza lichidă miscibilă intrând în vaporizatorul (9) corp cilindric vertical cu manta și generator termic (G) cu putere calorică maximă 66500 kcal/h prin utilizarea unui combustibil convențional respectiv arderea acestuia pentru încălzirea unui agent caloportor la temperatura 215...220°C cu viteză 0,30...0,40 m/sec prin conductele (9c), (9d) și (9b) la turația 24...25 rot/sec, vaporizatorul (9) conținând un rotor (10) de pompare ascendent-descendentă a fazei lichide la debit 2,3...2,5 L/sec, format dintr-un ax (10b) vertical rotativ cu turația 24...25 rot/sec pe care sunt asamblate o tubulatură (10a) cilindrică, ce posedă la partea superioară 4 orificii (10c) dreptunghiulare distanțate pe circumferința tubulaturii (10a) sub unghi de 90° și 4 palete (10d) dreptunghiulare verticale radiale pentru crearea unui strat lichid descendent în curgere elicoidală pe circumferința interioară a vaporizatorului (9), acest ax (10b) al rotorului fiind acționat în mișcarea de rotație de un electromotor (10e) prin intermediul unui cuplaj.	9
5. Instalație de obținere a esterilor etilici și glicerinei prin procesarea semințelor plantelor oleaginoase, conform revendicării 1, caracterizată prin aceea că , condensatorul (11) de vapori de glicerină și etanol exces este format dintr-un bazin (11a) paralelipipedic de colectare lichid motor în care este asamblat un ejector (11b) cilindro-conic cu rol funcțional de ejectare lichid motor cu viteză 3,0...3,1 m/sec și vapori din vaporizatorul (9) și condensare	11
	13
	15
	17
	19
	21
	23
	25
	27
	29
	31
	33
	35
	37
	39
	41
	43
	45

RO 130217 B1

1 în faza lichidă a bazinului (**11a**) ce posedă o electropompă (**11c**) de pompare, recirculare la
debit 1...2 L/sec a lichidului motor soluție glicerină-etanol în bazinul (**11a**) printr-o conductă
3 (**11d**) verticală și ejectorul (**11b**), precum și printr-o conductă (**11e**) cu robinet/vană pentru
evacuarea excesului de glicerină, vapori de n-heptan fiind captați și condensați separat, într-
5 un condensator (**12**) de vapori de solvent de extracție sub forma unui compartiment vertical
format dintr-un bazin (**12a**) paralelipipedic cu manta de răcire/condensare vapori în care este
7 asamblat un ejector (**12b**) cilindro-conic cu rol funcțional de ejectare lichid motor solvent rece
și vaporii de solvent din modulul extractor (**1**) și condensare în solvent lichid rece din bazinul
9 (**12a**) ce posedă o electropompă (**12c**) de pompare, recirculare solvent lichid motor în bazinul
(**12a**) printr-o conductă (**12d**) verticală și un ejector (**12b**), precum și o conductă (**1b**) cu
11 robinet/vană pentru evacuare solvent lichid și alimentare a modulului extractor (**1**).

(51) Int.Cl.

C07C 67/02 (2006.01);

C10L 1/02 (2006.01);

B01J 19/18 (2006.01)

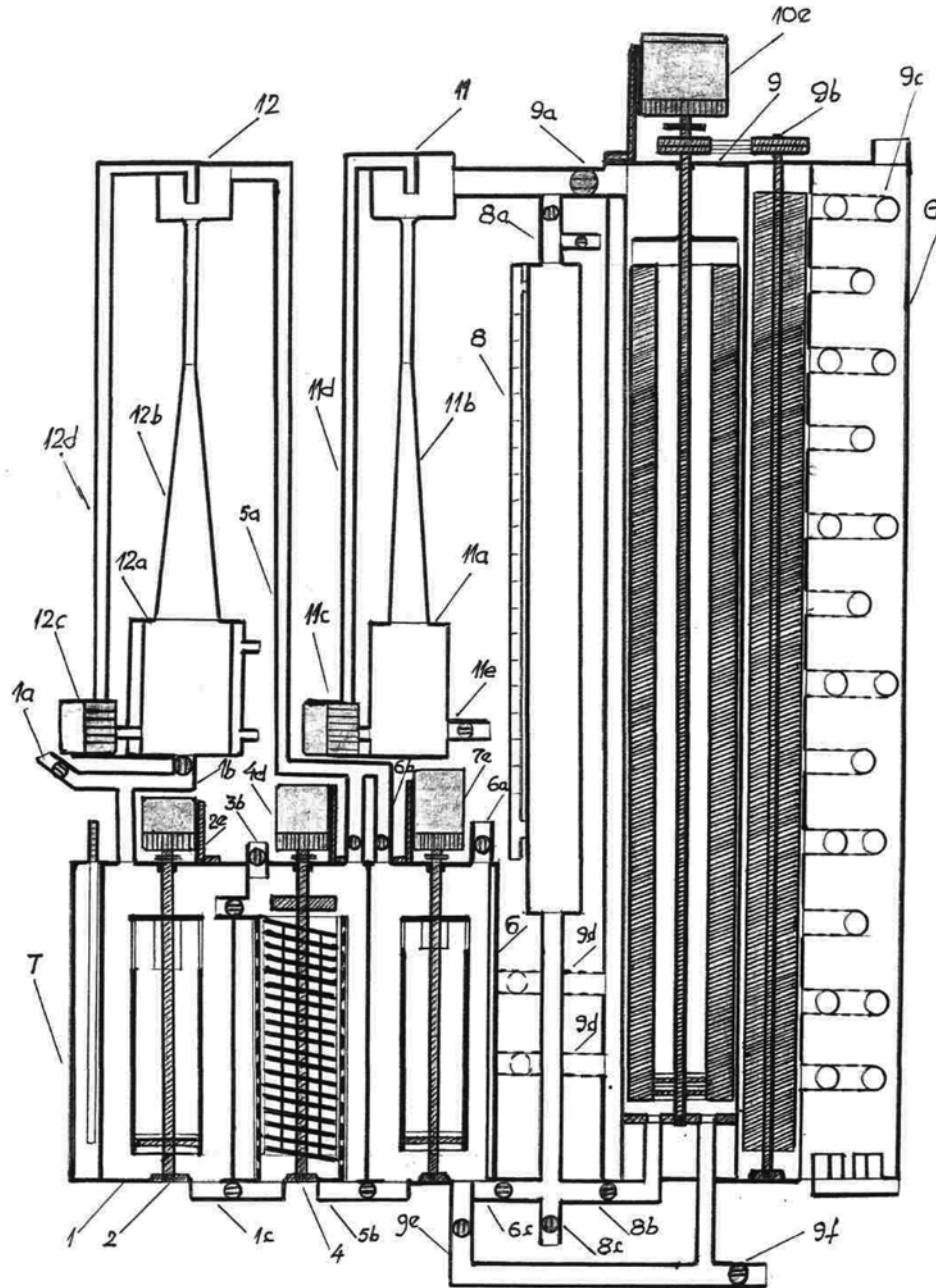


Fig. 1

(51) Int.Cl.

C07C 67/02 (2006.01);

C10L 1/02 (2006.01);

B01J 19/18 (2006.01)

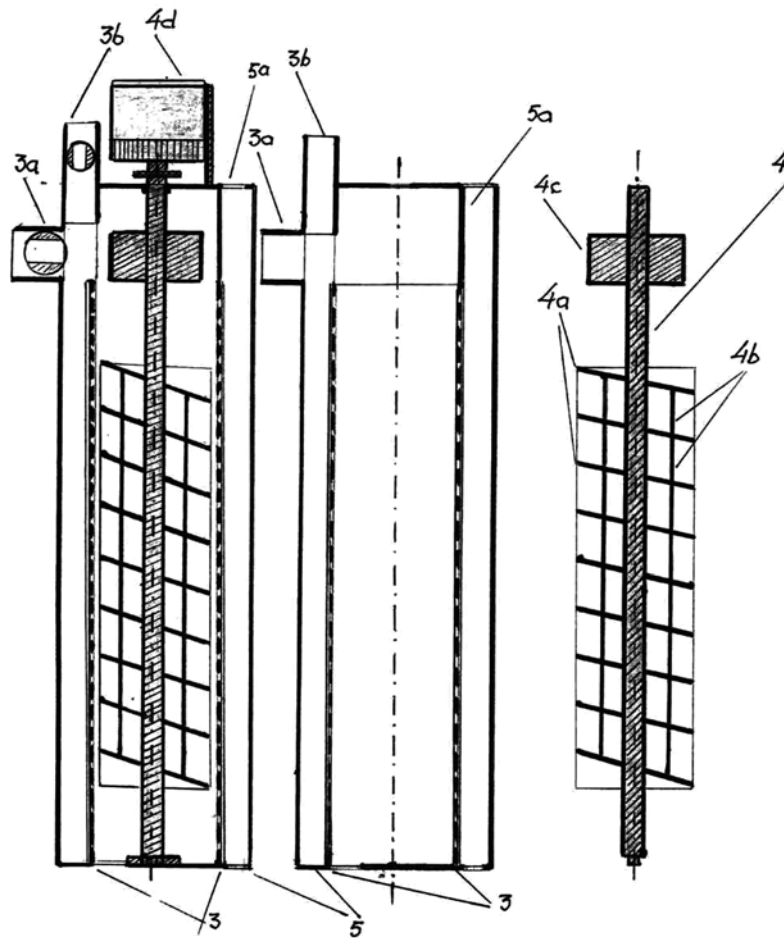


Fig. 2

(51) Int.Cl.

C07C 67/02 (2006.01);

C10L 1/02 (2006.01);

B01J 19/18 (2006.01)

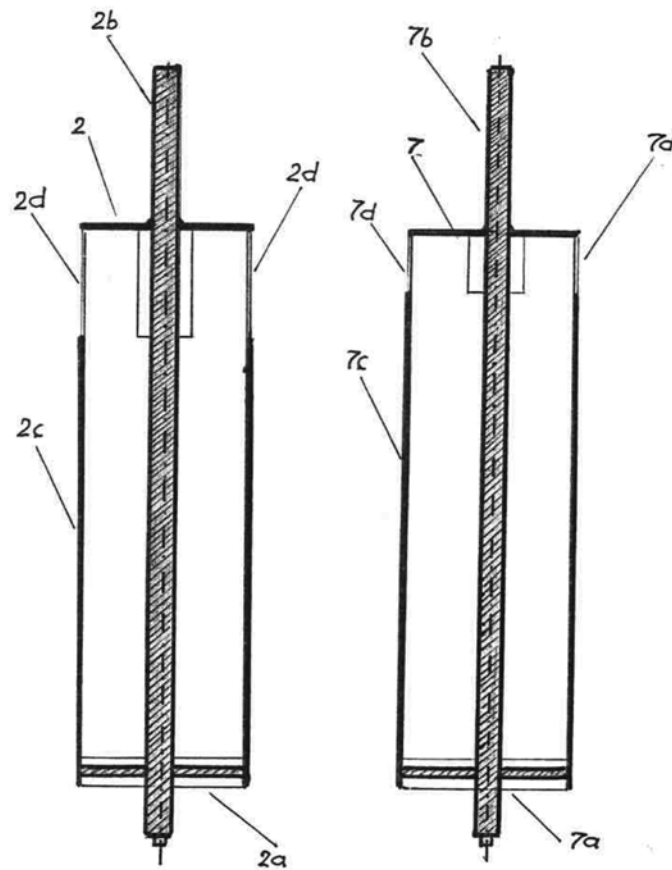


Fig. 3

(51) Int.Cl.

C07C 67/02 (2006.01);

C10L 1/02 (2006.01);

B01J 19/18 (2006.01)

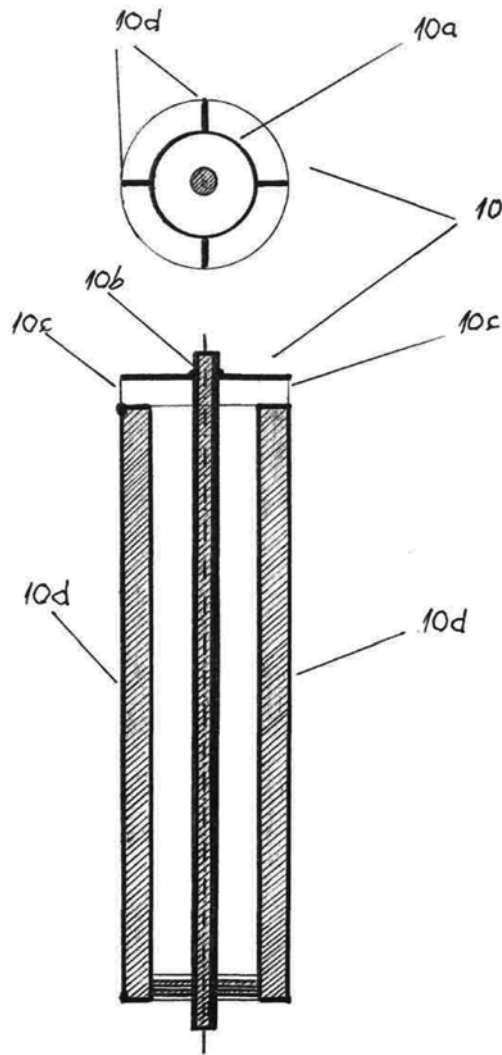


Fig. 4



Editare și tehnoredactare computerizată - OSIM
Tipărit la Oficiul de Stat pentru Invenții și Mărci
sub comanda nr. 164/2021