



(12)

BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: **a 2011 00081**

(22) Data de depozit: **31/01/2011**

(45) Data publicării mențiunii acordării brevetului: **29/06/2018** BOPI nr. **6/2018**

(41) Data publicării cererii:
30/07/2012 BOPI nr. **7/2012**

(73) Titular:
• **OLTCHIM S.A., STR.UZINEI NR.1,
RÂMNICU VÂLCEA, VL, RO**

(72) Inventatori:
• **OPREA FLORIN, STR.MALU ROȘU
NR.79 A, BL.106 C, SC.B, AP.34, PLOIEȘTI,
PH, RO;**
• **FENDU ELENA-MIRELA, STR.VORNICEI
NR.4, AP.2, PLOIEȘTI, PH, RO;**
• **NICOLAE MARILENA, BD.BUCUREȘTI
NR.39, BL.C3, AP.224, PLOIEȘTI, PH, RO;**
• **ROIBU CONSTANTIN,
STR.TUDOR VLADIMIRESCU NR. 22, BL. 3,
SC. A, AP. 6, RÂMNICU-VÂLCEA, VL, RO;**
• **MIHĂESCU DANIEL,
STR. SOLD. EROU NICOLAE ARHIP NR. 1,
BL. 100, SC. B, AP. 29, PLOIEȘTI, PH, RO;**
• **PANĂ ALEXANDRU,
STR. MIHAI VITEAZU NR. 69, BL. 101,
SC. A, AP. 14, RÂMNICU VÂLCEA, VL, RO;**
• **LUMEZEANU GHEORGHE,
STR. GENERAL MAGHERU NR. 9, BL. F,
SC. A, AP. 3, RÂMNICU VÂLCEA, VL, RO;**

• **OPREA ANDREI, STR. MIHAI VITEAZU
NR. 45, BL. 1, SC. A, AP. 23,
RÂMNICU VÂLCEA, VL, RO;**
• **ABABI IVASCU VICTOR GEORGE,
STR MIHAI VITEAZU NR. 45, BL. 3, AP. 2,
RÂMNICU VÂLCEA, VL, RO;**
• **GEORGESCU CRISTIAN,
STR. VENIAMIN COSTACHE NR. 1,
BL. 28B, ET. 6, AP. 24, PLOIEȘTI, PH, RO**

(56) Documente din stadiul tehnicii:
**ZHURAVLEV E. N., ALYABEV A. S.,
"THE RECYCLED ALCOHOLS
PURIFICATION OF DIOCTYL PHTALATE
PRODUCTION OF JSC
SALAVATNEFTEORGSIINTEZ",
OIL AND GAS BUSINESS,
http://www.ogbus.ru/eng, 2010; H. SUTER,
"KONTINUIERLICHE HERSTELLUNG VON
PHTALSAUREESTERN AUS
PHTALSAUREANHYDRID UND
HOCHSIEDENDEN ALKOHOLEN",
CHEMIE-INGENIEUR TECHNIK, NR.17,
VOL. 41, PP. 971-974, 1969**

(54) **PROCEDEU DE SEPARARE A UNEI FRAȚII DE OCTANOLI
DIN OCTANOLUL RECUPERAT DE LA FABRICAREA
PLASTIFIANȚILOR PE BAZĂ DE OCTANOL**



RO 127646 B1

1 Prezenta invenție se referă la un procedeu de separare a unei fracții de octanoli
(compusă din izomerii metil, etil pentanol și 2-etil hexanol) din fluxul de octanoli recuperați
3 de la fabricarea plastifianților pe bază de octanoli, fracție care poate fi utilizată fie ca materie
primă în procesul de fabricare a plastifianților, fie ca octanol produs comercial.

5 Plastifianții se obțin prin reacția anhidridei ftalice cu alcoolii corespunzători de la
metanol la izodecanol (C13), în prezența H_2SO_4 ca și catalizator. Cel mai utilizat plastifiant
7 este dioctilftalatul (DOF), ponderea sa în piața de plastifianți fiind de aproximativ 70%. În pro-
cesul de sinteză a plastifianților pot apărea și alte reacții care conduc la formarea de produse
9 nedorite, cum ar fi compuși nesaturați, eteri, apă, etc. Acești compuși sunt separați din pro-
dusul final împreună cu 2-etil hexanol. Reutilizarea alcoolilor recirculați fără o purificare preli-
11 minară de produsele nedorite va duce la scăderea calității DOF. Pentru a se evita acest lucru
este necesară purificarea alcoolului recirculat.

13 Se cunosc procedeele pentru fabricarea plastifianților pe bază de octanoli de la S.C.
OLTCHIM SA în care rezultă un flux de octanoli recuperați, flux ce are în compoziție, pe
15 lângă octanol, compuși ușori, compuși grei și izomeri ai dioctilftalatului. În funcție de condițiile
concrete de la fiecare instalație și de calitatea dorită a plastifiantului, acest flux este recirculat
17 la fabricarea plastifianților, total sau parțial, sau este considerat deșeu. Se apelează la recir-
cularea acestui flux pentru obținerea de sortimente de plastifianți de calitate inferioară. [1].

19 Identificarea componentelor din octanolul recuperat a condus la o listă ce cuprinde
peste 50 de componente, dintre care amintim: 3 metil 1 heptenă, 3 metil 2 heptenă, 3 metil
21 3 heptenă, 3 metilen 3 heptenă, 2 octenă, 2 metil 3 hexanonă, 3 heptanonă, 4 heptanonă,
3 metil 4 heptanonă, 2 metil 2 hepten-4onă, 2 etil hexanal, 4,5 dietil 3,5 octadienă, ester 2
23 etil hexilic al acidului izo-butanoic, anhidridă ftalică, ester 2 etil hexilic al acidului n-butanoic,
2 etil hexil 2 etilhexanoat, dibutilftalat, izo dioctil talat, dioctilftalat. Dintre aceștia, componentii
25 cu caracter nesaturat, aldehydele și cetonele, mai volatili decât octanolii, numiți aici produși
ușori (3 metil 1 heptenă, 3 metil 2 heptenă, 3 metil 3 heptenă, 3 metilen 3 heptenă, 2 octenă,
27 2 metil 3 hexanonă, 3 heptanonă, 4 heptanonă, 3 metil 4 heptanonă, 2 metil 2 hepten-4onă,
2 etil hexanal), sunt principalii vinovați pentru înrăutățirea calităților plastifianților. Compo-
29 nentii mai grei, numiți aici produși grei, dintre care amintim dibutilftalatul și izomerii de dioctil-
ftalat (izo dioctil ftalat, dioctilftalat), conform experienței în exploatarea instalațiilor de fabri-
31 care a plastifianților pe bază de octanoli, pot fi utilizați, în condiții clar precizate, din nou în
proces, total sau parțial, aceștia fiind în anumite proporții consumați în reacție.

33 Având în vedere că în acest fel rezultă cantități importante de octanol recuperat, se
pune problema conceperii unui procedeu de separare prin care să se recupereze din acest
35 flux o fracție de octanoli care să aibă caracteristici identice cu materia primă de la fabricarea
octanolului sau să aibă o calitate corespunzătoare pentru a fi recirculat pentru obținerea unor
37 plastifianți de calitate superioară.

39 Procedeu prezentat de fabricare a plastifianților, din care rezultă un flux de octanoli
recuperați, prezintă următoarele dezavantaje:

41 - se recuperează un flux de octanoli ce are caracteristici diferite de ale octanolului
materie primă; acest produs fie se recirculă, parțial sau total, în procesul de fabricație în anu-
mrite condiții, care depind de categoria de calitate a plastifianților produși, fie se incinerează;

43 - prezența unor compuși ușori (3 metil 1 heptenă, 3 metil 2 heptenă, 3 metil 3
heptenă, 3 metilen 3 heptenă, 2 octenă, 2 metil 3 hexanonă, 3 heptanonă, 4 heptanonă, 3
45 metil 4 heptanonă, 2 metil 2 hepten-4onă, 2 etil hexanal), în fluxul de octanoli recuperați,
conduce la modificări nedorite ale caracteristicilor plastifianților, în special culoarea;

47 - în cazul incinerării, se produc compuși nedoriti (oxizi de azot și dioxid de carbon)
care fie poluează, fie măresc emisiile de gaze cu efect de seră;

RO 127646 B1

- prin incinerare se pierd componenți valoroși, valoarea căldurii produse fiind mai mică decât a acestora.	1
Se mai cunoaște un procedeu continuu de obținere a dioctilftalatului (DOF) al firmei BASF, prin reacția dintre anhidrida ftalică și 2-etilhexanol, la un raport molar anhidridă ftalică:2-etilhexanol de 1:2,5 și o temperatură cuprinsă între 185...205°C [2].	3 5
Reacția are loc într-un reactor tip cascadă, în 6 trepte. Apa care se formează este îndepărtată la fiecare treaptă prin distilare azeotropă cu un exces de 2-etilhexanol. Alcoolul este recirculat direct în circuit.	7
Esterul brut care părăsește ultimul reactor este destins în vid și este, prin urmare, lipsit de excesul de etilhexanol prin evaporare. Acesta este apoi neutralizat într-un vas cu 3...5% sodă caustică. Într-un alt vas, urmele alcaline din esterul brut neutru sunt eliminate prin spălare cu apă.	9 11
În cele din urmă, porțiunea mai volatilă este separată cantitativ într-o coloană de evaporare, la presiune redusă. Ftalatul neutru este apoi trecut printr-un filtru grosier pentru a îndepărta impuritățile existente.	13 15
2-Etilhexanolul care rezultă din coloana de distilare alcool și din coloana de evaporare se întoarce în reactor, fără a mai fi purificat, împreună cu etilhexanolul îndepărtat din azeotropul cu apă.	17
Lichidul uzat din coloana de neutralizare, care conține ftalat nereacționat ca sare de sodiu, se acidulează cu acid sulfuric. Monoesterul eliberat este spălat și trimis în reactoarele în cascadă, fără purificare.	19 21
La o conversie de 97% a monoftalatului în diftalat în reactorul tip cascadă, se obține un randament teoretic de 98%.	23
Procedeu prezintă următoarele dezavantaje:	
- deoarece 2-etilhexanolul care rezultă în proces se întoarce în reactor fără a mai fi purificat, prezența compușilor ușori în fluxul de octanoli recuperați conduce la modificări nedorite ale caracteristicilor plastifiantilor;	25 27
- recircularea nu poate fi utilizată la nesfârșit deoarece compușii nedoriti se acumulează în sistem și provoacă degradarea până la un nivel neacceptabil a produsului recirculat;	29
- este necesară fie evacuarea continuă a unei părți din fracția recirculată (sub forma unei purje calculate în așa fel încât specificațiile de calitate ale 2-etilhexanolului care participă la reacție să fie cele conforme), fie se descarcă total la un moment dat ca reziduu; ambele variante conduc la pierderi de 2-etilhexanol, care ar putea fi eventual recirculat.	31 33
Se mai cunoaște un procedeu de sinteză a DOF prin esterificarea anhidridei ftalice cu 2-etilhexanol (2-EH) în prezența unui catalizator [3].	35
Aceste reacții conduc la formarea unor produse nedorite, cum ar fi compușii nesaturați, eteri, apă și alții. Aceste produse sunt separate din produsul final împreună cu 2-EH în următoarele faze: distilarea excesului de alcooli și apa reziduală, striparea componentelor volatile. Reutilizarea alcoolilor reciclați fără o purificare preliminară de produsele nedorite va conduce la reducerea calității DOF-ului. În scopul de a evita acest lucru, se realizează purificarea alcoolilor.	37 39 41
Alcoolii recirculați încălziți în prealabil într-un schimbător de căldură sunt pompați într-o coloană. Procesul de purificare a alcoolilor se realizează sub vacuum. Coloana este echipată la partea inferioară cu un schimbător de căldură comandat. Temperatura din vârful coloanei este reglată prin alimentarea lichidului de la baza coloanei, prin intermediul unui schimbător de căldură, în secțiunea de rectificarea coloanei.	43 45 47

RO 127646 B1

1 Componentii ușori vapori sunt trimiși de la vârful coloanei la un alt schimbător de
căldură unde sunt condensați și răciți. 2-Etil hexanolul purificat rezultat la baza coloanei este
3 trimis din nou în procesul de sinteză DOF.

5 Această variantă este inacceptabilă din punct de vedere al separării, recircularea
produsului de bază undeva spre vârful coloanei conducând la scăderea puterii de separare,
a eficacității separării cu rezultat final un produs impurificat, impropriu recirculării.

7 Într-o variantă completă a aceluiași procedeu, alcoolii recirculați sunt alimentați într-o
coloană prin intermediul unui schimbător de căldură, unde sunt încălziți până la 105°C. Pro-
9 cesul de rectificare a alcoolilor recirculați se efectuează sub vacuum. Coloana este echipată
cu un schimbător de căldură comandat. Temperatura la vârful coloanei este reglată prin
11 reflux. Componentii ușori vapori de la vârful coloanei sunt trimiși la un alt schimbător de
căldură, unde sunt condensați și răciți. O parte din condensatul format este dirijat spre vârful
13 coloanei ca reflux, iar cealaltă parte a condensatului este trimisă la stația de tratare ape
reziduale.

15 Fluxul de la baza coloanei este pompat continuu pentru separarea produsului finit
către secțiunea de mijloc a unei a doua coloane. Cea de-a doua coloană este echipată cu
17 un evaporator comandat. Temperatura la vârful acestei coloane este reglată prin reflux.

19 Vaporii de 2-EH sunt trimiși de la vârful coloanei la un schimbător de căldură, unde
sunt condensați și răciți. O parte din condensatul format este trimisă ca reflux către vârful
coloanei. Restul condensatului este pompat continuu către procesul de esterificare.

21 Procedeu prezintă următoarele dezavantaje:

23 - este un procedeu obișnuit de separare cu două coloane utilizat la separarea unui
produs în trei fracții;

- necesită o investiție substanțială pentru separarea propusă.

25 Problema tehnică pe care o rezolvă prezenta invenție constă în aceea că se stabi-
lește o succesiune de operații de fracționare și parametri de operare pentru îndepărtarea
27 produșilor ușori din fluxul de octanoli recuperați, responsabili de calitatea plastifianților, și
obținerea fie a unei fracții de octanoli de concentrație de minimum 99,5% masă, fie a unui
29 amestec de octanoli și produși grei, de o concentrație care să îl facă recirculabil la fabricarea
plastifianților, separarea propusă apelând la utilizarea parțială a unei instalații existente.
31 Separarea propusă este versatilă, conducând la fabricarea unei fracții de octanoli recir-
culabilă cu concentrații diferite, într-un domeniu care să permită utilizarea sa la fabricarea
33 mai multor sorturi de plastifianți. În acest fel, efortul de separare este minimizat.

35 Procedeu conform invenției constă în aceea că fluxul de octanoli recuperați de la
instalația de recuperare a plastifianților cu compoziția: 2...8% masă produși ușori, 75...90%
37 masă octanoli, 2...12% masă produși grei și 2...5% izomeri ai dioctilftalului (DOF) este
introdus într-o coloană de fracționare CL1, care funcționează la o presiune cuprinsă între 200
și 300 mm Hg și o temperatură cuprinsă între 120...140°C în vârf și 140...160°C în bază, în
39 care sunt separați la vârf produșii ușori și pe la bază un produs care conține maximum
0,024% masă produși ușori (corespunzător unei concentrații limită care să conducă la un
41 produs finit octanol cu o concentrație a produșilor ușori de maximum 0,025%, impusă de
tehnologia de obținere a plastifianților), restul reprezentând octanoli, produși grei și izomeri
43 de DOF conform bilanțului material, care este apoi introdus într-o coloana CL2 împreună cu
fluxul de la baza primei coloane de separare din instalația de fabricare a octanolilor care are
45 în compoziție 0,005...0,02% masă produși ușori, 4...6% masă produși grei, restul octanoli,
alimentarea globală a coloanei CL2 având 0,01...0,02% masă produși ușori, 4...6% produși
47 grei, restul octanoli, coloană care funcționează la o presiune cuprinsă între 400 și
700 mm Hg și o temperatură cuprinsă între 150...170°C în vârf și 180...210°C în bază, în care

RO 127646 B1

este separat pe la vârf un flux de octanoli care cuprinde atât octanolul fabricat, cât și cel recuperat, flux ce are caracteristicile octanolului produs finit, vândut ca atare sau recirculat parțial la fabricarea plastifianților, și pe la bază un flux de produși grei care conține octanoli în proporție de 30...70% masă, care este introdus în coloana CL3, care funcționează la o presiune cuprinsă între 150 și 600 mm Hg și o temperatură cuprinsă între 130...160°C în vârf și 180...220°C în bază, unde se separă pe la vârf fie un flux de octanoli de concentrație 99,5% fie un amestec de 80...99% octanoli și restul produși grei (proporția relativă a acestora fiind dată de proporția lor în fracția de octanoli recuperată de la fabricarea plastifianților) și maximum 0,025% produși ușori, amestec care este fie recirculat în instalația de separare a octanolilor din instalația de fabricare octanoli, fie recirculat la instalația de fabricare a plastifianților, și pe la bază un produs greu rezidual.

Cele două coloane de separare CL2 și CL3 pot face parte din fluxul de separare a octanolilor din instalația de fabricare a octanolilor existentă în același areal cu instalația de obținere a plastifianților.

Avantajele procedurii conform invenției sunt:

- permite obținerea, cu un grad ridicat de recuperare, a unei fracții de octanoli din octanolii recuperați la fabricarea plastifianților, ceea ce conduce la micșorarea consumului specific al procesului;

- calitatea fracției de octanoli este similară cu cea a octanolului utilizat la fabricarea plastifianților;

- variantele procedurii permit adaptarea fabricației astfel încât să se obțină o gamă largă de calități ale octanolilor separați care să permită atât recircularea la fabricarea diferitelor sorturi de plastifianți, cât și obținerea de octanol comercial;

- procesul se poate adapta la o instalație existentă, rezultând o importantă economie a costurilor de investiție;

- prin obținerea de diferite concentrații ale fracției (între 80 și 99,5%) care se poate recircula la fabricarea plastifianților se minimizează efortul de separare materializat prin consum energetic, acesta fiind redus la strictul necesar.

Se dă, în continuare, un exemplu de realizare a invenției în legătură cu schema tehnologică de principiu prezentată în figură.

Trebuie precizat că separarea fracției de octanoli poate avea loc fie într-o instalație independentă, fie se utilizează o coloană de separare independentă și două coloane de separare dintr-o instalație existentă de separare a octanolilor din cadrul instalației de fabricare a octanolilor. Această ultimă situație este posibilă în cazul în care instalațiile industriale de fabricare a plastifianților și octanolilor sunt situate în același areal.

Fluxul tehnologic și parametrii de lucru sunt aceiași pentru cele două situații prezentate. Evident, instalația este aceeași, obținându-se fie octanol pur, fie o fracție cu concentrație redusă. Fiind date limite de operare, ele corespund diferitelor concentrații care se pot obține.

Exemplul 1

În prezentul exemplu se utilizează o coloană de fracționare independentă și două coloane de fracționare dintr-o instalație de fabricare a octanolilor existentă în același areal cu instalația de obținere a plastifianților. Fracția de octanoli recuperată de la instalația de recuperare a plastifianților având compoziția: 2...8% masă produși ușori, 75...90% masă octanoli, 2...12% masă produși grei și 2...5% izomeri DOF este introdusă într-o coloană de fracționare CL1 care funcționează la o presiune de 240 mm Hg, o temperatură de 135°C la vârf și o temperatură de 150°C la bază.

RO 127646 B1

1 Produsul de vârf rezultat este constituit din produșii ușori și o parte din octanol în așa
fel încât, pe la bază, să se obțină un flux care conține produșii ușori într-o concentrație limită
3 impusă de tehnologia de obținere a plastifianților, concentrație care să nu ducă după prelu-
crarea într-o a doua coloană de fracționare la o concentrație a produșilor ușori în octanolul
5 finit mai mare de 0,025% masă, restul fiind format din octanoli, produși grei și izomeri de
DOF conform bilanțului material. Concentrația de 0,025% masă este o concentrație maximă
7 impusă și pentru octanolul produs finit al instalației de obținere octanoli. Vaporii de la vârful
coloanei CL1 sunt condensați în condensatorul C1, după condensare urmează separatorul
9 de vârf VI, produsul condensat fiind apoi împins cu pompa PI ca reflux la vârful coloanei CL1,
surplusul constituind produsul de vârf format din componentii ușori. Aportul de căldură al
11 coloanei este adus de refierbătorul R1.

 Produsul din baza coloanei CL1 este apoi introdus într-o coloană de fracționare CL2,
13 care face parte din fluxul de separare al instalației de fabricare a octanolilor, care funcțio-
nează la o presiune de 440 mm Hg și temperaturi de 165°C în vârf și 197°C în bază. Alimen-
15 tarea globală a acestei coloane, formată din produsul de vârf al coloanei CL1 și fluxul din
baza primei coloane din instalația de separare octanoli, are în compoziție 0,02% masă
17 produși ușori, 94,77% masă octanoli și 5,21% masă produși grei. Ca produs de vârf se
separă octanolul produs finit care poate fi vândut ca atare sau poate fi parțial recirculat la
19 fabricarea plastifianților, iar pe la bază se separă un amestec de octanoli și produși grei.

 Vaporii de la vârful coloanei CL2 sunt condensați în condensatorul C2, după conden-
21 sare urmează separatorul de vârf V2, produsul condensat fiind apoi împins cu pompa P2 ca
reflux la vârful coloanei CL2 (C2O), surplusul constituind produsul de vârf format din octanoli
23 cu concentrația de 99,5% masă. Aportul de căldură al coloanei este adus de refierbătorul R2.

 Produsul de bază al coloanei CL2 este apoi introdus într-o coloană de fracționare
25 CL3 care face parte din fluxul de separare din instalația de fabricare a octanolilor și care
funcționează la o presiune de 200 mm Hg și temperaturi de 140°C în vârf și 195°C în bază.
27 La vârful coloanei CL3 se separă un amestec de octanoli și produși grei care poate constitui
fie un amestec care se poate recircula la instalația de obținere plastifianți, fie se poate
29 recircula în alimentarea instalației de separare a octanolilor în vederea creșterii gradului de
recuperare a octanolilor obținuți ca produs finit la vârful coloanei CL2. Produsul de vârf al
31 acestei coloane trebuie, în cazul recirculării la instalația de fabricare plastifianți, să fie un
amestec cu 80...99% octanoli și restul produși grei, proporția relativă a acestora fiind dată
33 de proporția lor în fracția de octanoli recuperată de la fabricarea plastifianților, și maximum
0,025% produși ușori.

 Vaporii de la vârful coloanei CL3 sunt condensați în condensatorul C3, după conden-
35 sare urmează separatorul de vârf V3, produsul condensat fiind apoi împins cu pompa P3 ca
reflux la vârful coloanei CL3, surplusul constituind produsul de vârf format din octanoli cu
37 concentrația de 99,5% masă. Aportul de căldură al coloanei este adus de refierbătorul R3.

 Prin procedeul conform invenției se obține fie octanol pur la vârful coloanei CL2, fie
39 o fracție cu concentrație redusă la vârful coloanei CL3. Fiind date limite de operare, ele
41 corespund diferitelor concentrații care se pot obține.

43 **Bibliografie**

- 45 1. Regulament de fabricație plastifianți, S. C. Oltchim S. A.
- 47 2. Kontinuerliche Herstellung von Phthalsäureestern aus Phthalsäureanhydrid und
hochsiedenden Alkoholen, Chemie-Ingenieur Technik, Vol 41, No. 17, January 1969, pp.971-
49 974.
3. Zhuravlev E.N., Alyabev A.S., THE RECYCLED ALCOHOLS PURIFICATION OF
DIOCTYL PHTHALATE PRODUCTION OF JSC "SALAVATNEFTEORGSIINTEZ", ©Oil and
Gas Business, 2010 <http://www.ogbus.ru/eng/>

RO 127646 B1

Revendicări

1. Procedeu de separare a unei fracții de octanol din octanolul recuperat de la instalația de fabricare a plastifianților pe bază de octanol, **caracterizat prin aceea că** fluxul de octanoli recuperați de la instalația de recuperare a plastifianților cu compoziția: 2...8% masă produși ușori, 75...90% masă octanoli, 2...12% masă produși grei și 2...5% izomeri ai dioctilftalatului (DOF) este introdus într-o coloană de fracționare CL1, care funcționează la o presiune cuprinsă între 200 și 300 mm Hg și o temperatură cuprinsă între 120...140°C în vârf și 140...160°C în bază, în care sunt separați la vârf produșii ușori și pe la bază un produs care conține maxim 0,024% masă produși ușori, octanoli, produși grei și izomeri de DOF, care este apoi introdus într-o coloană CL2 împreună cu fluxul de la baza primei coloane din instalația de separare a octanolilor care are în compoziție 0,005...0,02% masă produși ușori, 4...6% masă produși grei, restul octanoli, alimentarea globală a coloanei CL2 având 0,01...0,02% masă produși ușori, 4...6% produși grei, restul octanoli, coloană care funcționează la o presiune cuprinsă între 400 și 700 mm Hg și o temperatură cuprinsă între 150...170°C în vârf și 180...210°C în bază, în care este separat pe la vârf un flux de octanoli care cuprinde atât octanolul fabricat, cât și cel recuperat, flux ce are caracteristicile octanolului produs finit, vândut ca atare sau recirculat parțial la fabricarea plastifianților, și pe la bază un flux de produși grei care conține octanoli în proporție de 30...70% masă, care este introdus în coloana CL3, care funcționează la o presiune cuprinsă între 150 și 600 mm Hg și o temperatură cuprinsă între 130...160°C în vârf și 180...220°C în bază, unde se separă pe la vârf fie un flux de octanoli de concentrație 99,5% fie un amestec de 80...99% octanoli și restul produși grei (proporția relativă a acestora fiind dată de proporția lor în fracția de octanoli recuperată de la fabricarea plastifianților), și maximum 0,025% produși ușori, amestec care este fie recirculat în instalația de separare a octanolilor din instalația de fabricare octanoli, fie recirculat la instalația de fabricare a plastifianților, și pe la bază un produs greu rezidual.
2. Procedeu de separare a unei fracții de octanol din octanolul recuperat de la instalația de fabricare a plastifianților pe bază de octanol conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că** produsul rezultat la baza coloanei CL1 conține maximum 0,024% masă produși ușori, corespunzător unei concentrații limită care să conducă la un produs finit octanol cu o concentrație a produșilor ușori de maximum 0,025%, impusă de tehnologia de obținere a plastifianților.

