



(12)

## BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: **a 2015 00699**

(22) Data de depozit: **28/09/2015**

(45) Data publicării mențiunii acordării brevetului: **30/03/2020** BOPI nr. **3/2020**

(41) Data publicării cererii:  
**30/03/2017** BOPI nr. **3/2017**

(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:  
**RU 2145980 (C1); S. H. AHMED, O. S.  
HELALY, M.S. ABD EL-GHANY,  
"PRELIMINARY STUDY FOR SEPARATION  
OF HEAVY EARTH CONCENTRATES  
FROM EGYPTIAN CRUDE MONAZITE",  
INTERNATIONAL JOURNAL OF  
MATERIALS AND METALURGICAL  
ENGINEERING, NR. 8, VOL. 8, 2014;  
US 4476098**

(54) **REACTOR CHIMIC PROCESOR IZOTOPIC**



# RO 131756 B1

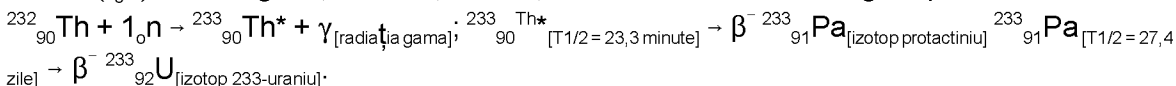
1 Inventția se referă la un reactor chimic procesor izotopic sistem heterogen modular  
și continuu cu recircularea masei de reacție, destinat producției izotopilor toriului și uraniului,  
3 combustibili nucleari.

Este cunoscut reactorul *pachucas* construit din oțel inoxidabil de formă cilindrică  
5 verticală cu înălțimea de 4...5 ori mai mare față de diametru și partea inferioară conică în  
care este procesat, prin procedeu acid, minereu concentrat de uraniu, toriu și uraniu cu  
7 granulația mai mică de 1 mm în timp de reacție 50...70 h cu randament 80...95% la tempera-  
tura de proces 60...70°C și consum specific 40...50 kg acid sulfuric/tonă de minereu.  
9 Reactorul *pachucas* posedă un tub central prin care se introduce aer comprimat la presiune  
de 2..3 atmosfere care, prin barbotare, formează un amestec heterogen cu densitate mai  
11 mică și urcă prin tubul central, la partea superioară având loc deversarea și recirculația  
pentru omogenizare continuă cu activarea reacțiilor chimice. Agitarea pneumatică și tempe-  
13 ratura peste 60°C mărește viteza de reacție și micșorează masa de oxigen solubilizat pentru  
realizarea reacțiilor chimice, fiind necesară introducerea în reactor a unor oxidanți chimici  
15 (clorat de sodiu, clorat de potasiu). În cazul minereului șist negru bituminos, timpul de reacție  
în reactor este de 6 zile la temperatura de proces 60°C. Separarea fazelor după procesarea  
17 acidă este realizată cu aparate decantoare și filtre rotative cu suprafețe filtrante mari în mai  
multe etape cu spălare intermediară. Sunt cunoscute extractoare mixer-settler pentru extrac-  
19 ția azotaților izotopici de uraniu, uraniu și toriu cu extractanți organici (compuși organo-  
fosforici, amine).

21 Principalele dezavantaje ale aparatelor cunoscute sunt următoarele:

- timp mare de reacție în procesarea chimică acidă sau alcalină;
- omogenizarea fazelor este greu de realizat pentru activarea reacțiilor chimice, dato-  
23 rită inexistenței unor componente rotative de intensificare a proceselor în interiorul reac-  
torului;
- randamente reduse de extracție în cazul minereurilor cu conținut mic de uraniu,  
27 respectiv toriu și uraniu, datorită înglobării izotopilor în substanțe cu proprietăți coloidale  
(acid silicic, fosfați metalici).

29 Scopul invenției este producția performantă a izotopilor fisionabili ai toriului și  
uraniului ( $^{232}_{90}\text{Th}$ ,  $^{235}_{92}\text{U}$ ,  $^{238}_{92}\text{U}$ ) sub forma compușilor radiochimici  $^{232}\text{Th}(\text{NO}_3)_4$ ,  $^{235}\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$ ,  
31  $^{238}\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$  de puritate nucleară, destinați combustibililor nucleari CANDU ( $^{232}\text{ThO}_2$ ,  $^{235}\text{UO}_2$ ,  
 $^{238}\text{UO}_2$ ), prin procesarea chimică a minereurilor radioactive de monazit aluvionar și de rocă  
33 cu conținut mic de uraniu, toriu, minereuri existente în cantități mari și neexploatate. Ciclul  
autosusținător de combustibil nuclear CANDU cu toriu la un grad de iradiere de 15000  
35 MWz/t combustibil, este competitiv prin alimentare cu  $^{232}\text{ThO}_2$ ,  $^{238}\text{UO}_2$  (izotopi fertili  $^{232}_{90}\text{Th}$ ,  
 $^{238}_{92}\text{U}$ ) și izotopi fisili ( $^{233}_{92}\text{U}$ ,  $^{235}_{92}\text{U}$ ,  $^{239}\text{Pu}$ ,  $^{241}\text{Pu}$ ) sub forma compușilor radiochimici  $^{233}\text{UO}_2$ ,  
37  $^{235}\text{UO}_2$ ,  $^{239}\text{PuO}_2$ ,  $^{241}\text{PuO}_2$  obținuți prin reprocessarea combustibililor CANDU iradiați. Izotopul  
fisil  $^{233}_{92}\text{U}$  se formează din izotopul fertil  $^{232}_{90}\text{Th}$  în reactorul CANDU prin captura de neutron  
39 termic ( $^1_0\text{n}$ ) cu energia 0,0256...0,030 eV, urmată de două dezintegrări  $\beta^-$  succesive:



41  $T_{1/2}$  - timp de înjumătățire la dezintegrarea  $\beta^-$  a izotopilor specificați (s).

43 Problema tehnică pe care o rezolvă invenția este dimensionarea, proiectarea și  
construcția unui reactor chimic procesor izotopic sistem heterogen cu viteză mare de pro-  
45 cesare chimică acidă a minereurilor cu conținut redus de izotopi  $^{232}_{90}\text{Th}$ ,  $^{235}_{92}\text{U}$ ,  $^{238}_{92}\text{U}$  și reali-  
zarea unei purități nucleare a compușilor izotopici aferenți (azotați, oxalați, dioxizi), în condiții  
47 severe de securitate radiologică a personalului operator și a mediului.

# RO 131756 B1

Reactorul chimic procesor izotopic este format dintr-un modul reactor generator de azotați, hidroxizi izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu, ce comunică cu un filtru centrifugal separator de faze solid-lichid și module succesive, un reactor extractor de complecși azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu, reextractor de azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu ce comunică cu un cristalizor pentru azotații de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu, acidul fosforic și, în continuare, acest cristalizor și vaporizatorul comunică cu un condensator de vapori de apă și acid azotic.

Se dă un exemplu de realizare a reactorului chimic procesor izotopic, în legătură și cu fig. 1...10, care reprezintă:

- fig. 1, vedere în secțiune longitudinală a reactorului chimic procesor izotopic;
- fig. 2, vedere în secțiune longitudinală și transversală a modulului reactor generator de azotați, hidroxizi izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu (modul G);
- fig. 3, vedere laterală, în secțiune longitudinală și transversală a rotorului turbinei de recirculație a masei de reacție, amestec heterogen;
- fig. 4, vedere în secțiune longitudinală a filtrului centrifugal separator și a rotorului separator;
- fig. 5, vedere în secțiune longitudinală a rotorului turbinei de pompare a fazei lichide în amestecătoarele modulului reactor extractor de complecși azotați de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu;
- fig. 6, vedere în secțiune transversală a modulului reactor extractor de complecși azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu (modul E);
- fig. 7, vedere în secțiune transversală a modulului reextractor de azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu (modul R);
- fig. 8, vedere în secțiune longitudinală a amestecătorului, decantorului și agitatorului turbină cu alimentare axială dublă și refluxare/pompare radială, aferente modulelor extractor, reextractor;
- fig. 9, vedere în secțiune longitudinală și transversală a cristalizorului de azotat izotopic Th(IV), azotat de sodiu, acid fosforic precum și a rotorului cilindric de recirculare ascendentă și descendentă a soluțiilor apoase;
- fig. 10, vedere în secțiune longitudinală a condensatorului de vapori de apă.

Reactorul chimic procesor izotopic este format dintr-un modul reactor **G** generator de azotați, hidroxizi izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu, construit din oțel inoxidabil antiacid, sau oțel carbon de calitate grafitizat în interior și un schimbător de căldură cu țevi cilindrice interioare pentru încălzirea masei de reacție faza solidă din minereu monazit granulat de uraniu, toriu, lantanide, ytriu, alte metale și faza lichidă de soluție de reactiv 60...80% HNO<sub>3</sub>, la temperatura de proces. Acest modul reactor **G** cu schimbător de căldură posedă o conductă **1** circulară cu vană pentru alimentarea modului **G** cu minereu monazit granulat de fosfați de uraniu, toriu, lantanide și alte metale (faza solidă) și soluția apoasă de reactiv HNO<sub>3</sub> (faza lichidă), o conductă de evacuare a masei de reacție **2** amestec heterogen solid - lichid la finalizarea timpului de staționare a masei prin recirculare ascendentă - descendentă și interiorul modulului reactor **G**, în care au loc reacțiile chimice, în care este asamblat demontabil, pe rulmenți și ghidaje, un rotor de turbină **3** constuit din oțel inoxidabil pentru recirculare; format dintr-un ax central tronconic rotativ **3a** pe care este asamblată, nedemontabil, o tubulatură cilindrică rotativă **3b** de oțel inoxidabil pe care sunt executate radial 4 orificii dreptunghiulare **3c** la partea superioară, pentru ejectarea masei de reacție în recirculație, orificii **3c** executate circumferențial pe tubulatura **3b** sub unghi de 90°. Pe acest ax central rotativ **3a** și în interiorul tubulaturii **3b** sunt asamblate, nedemontabil, **8** palete radiale **3d** din oțel inoxidabil, înclinate ascendent față de orizontală cu un unghi de 30...45°

# RO 131756 B1

1 și pe circumferința interioară a axului rotor **3a** sub unghi de  $45^\circ$ , pentru recirculare energic  
2 tică a amestecului heterogen solid - lichid și activarea, intensificarea reacțiilor chimice. Acest  
3 modul reactor generator **G** posedă un schimbător de căldură **5** interior format din 8 țevi cilin-  
4 drice verticale din oțel inoxidabil prin care circulă, ascendent, un agent caloportor (apa);  
5 pentru transfer termic, este în circulație continuă prin intermediul unui mijloc tehnic **4** și acest  
6 rotor de turbină **3** este acționat, în mișcare de rotație, de un mijloc tehnic **6**. Filtrul separator  
7 centrifugal **7** este construit din oțel inoxidabil cu rol funcțional de separare a fazei solide de  
8 fază lichidă, soluții apoase de azotați izotopici de toriu, uraniu, azotați lantanide, ytriu, acid  
9 azotic în exces, acid fosforic, acid silicic coloidal, posedă o conductă metalică de alimentare  
10 **7a** a masei de reacție din modulul reactor **G**, o conductă metalică de evacuare **7b** a fazei  
11 lichide filtrate, un compartiment toroidal exterior **7c** cu 2 conducte metalice de evacuare gra-  
12 vitațională a fazei solide granulate de diuranat de sodiu, hidroxizi de lantanide, ytriu și sub-  
13 stanțe reziduale, o membrană filtrantă **7d** cilindrică, verticală din tablă de oțel inoxidabil per-  
14 forată de cel puțin 10000 orificii circulare cu diametru 0,1 mm executate cu un laser, mem-  
15 brana **7d** cu grosimea 2 mm și rol funcțional de filtrare severă a fazelor. În acest filtru sepa-  
16 rator **7**, este asamblat, demontabil, pe rulmenți axiali, radiali, un rotor separator **8** din oțel  
17 inoxidabil format dintr-un ax central rotativ **8a** pe care sunt asamblate, nedemontabil, 11...13  
18 plăci circulare elicoidale **8b** înclinate ascendent cu un unghi  $30...45^\circ$  față de orizontală pentru  
19 raclarea și deplasarea ascendentă a fazei solide de pe suprafața interioară a membranei  
20 cilindrice filtrante **7d** și colectarea acesteia în compartimentul toroidal colector exterior cu  
21 cele 2 conducte de evacuare **7c**. Pe aceste 11...13 plăci circulare elicoidale **8b** sunt asam-  
22 blate, nedemontabil, 10...12 plăci metalice verticale trapezoidale **8c** cu rol de suport metalic,  
23 rezistență mecanică și de a efectua o presiune dinamică centrifugală radială asupra ameste-  
24 cului eterogen solid-lichid pentru a filtra faza lichidă prin membrana filtrantă **7d** și a deplasa  
25 ascendent, rotațional, faza solidă la eliminarea/evacuarea în compartimentul toroidal colector  
26 **7c**. Acest rotor separator **8** este acționat în mișcare de rotație de un mijloc tehnic standar-  
27 dizat **9**. Reactorul chimic procesor izotopic posedă un modul reactor extractor **E** de com-  
28 plexși azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu, construit din oțel inoxidabil antiacid  
29 sau oțel carbon de calitate grafitizat în interior, în geometrie ortogonală plană, format din 8  
30 unități de transfer de masă în contracurent de faze lichide, respectiv 8 amestecătoare de  
31 faze lichide **10a** (faza organică extractantă: tributil fosfat (TBP), acid di(2-etil) hexil fosforic  
32 (HDEHP) dizolvat în kerosen/dodecan  $C_{12}H_{26}$  (p.f.  $214,5^\circ C$ ,  $p = 749 \text{ kg/m}^3$ ) solvent (strat  
33 superior cu densitate mai mică) - faza soluție apoasă de azotați izotopici de Th(IV), U(VI),  
34 lantanide, ytriu, Fe(III) și exces de acid azotic, acid fosforic - strat inferior cu densitate mai  
35 mare) ce comunică în plan orizontal și intercalat cu 8 decantoare separatoare gravitaționale  
36 de faze lichide **10b** pentru separarea fazei lichide (faza organică extractantă ce conține  
37 complecșii azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide (Ln), ytriu (Y) de forma  $Th(NO_3)_4 \cdot$   
38  $\cdot 2TBP$ ,  $UO_2(NO_3)_2 \cdot 2TBP$ ,  $Ln(NO_3)_3 \cdot 3TBP$ ,  $Y(NO_3)_3 \cdot 3TBP$ ,  $HNO_3$  în exces, TBP și kerosen  
39 în exces, concentrații mici de complecși metalici extrași - strat superior cu densitate mai mică  
40 și faza lichidă decantată de soluție apoasă azotică ce conține azotați metalici neextrași, acid  
41 silicic rezidual, acid fosforic - strat inferior cu densitate mai mare. Fiecare amestecător **10a**  
42 cu geometrie paralelipipedică posedă o manta termică proprie pentru transferul termic de  
43 căldură al reacției exoterme de complexare a azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide,  
44 ytriu cu TBP sau HDEHP spre schimbătorul de căldură cu 8 țevi cilindrice verticale **5** din  
45 modulul reactor generator **G** și încălzirea masei de reacție amestec eterogen solid - lichid  
46 la temperatura de proces prin pomparea efectuată de 2 mijloace tehnice standardizate **4**, și  
47 comunică cu un decantor paralelipipedic **10b** prin intermediul a 25 țevi cilindrice orizontale

# RO 131756 B1

**10c** de oțel inoxidabil asamblate nedemontabil pe 5 rânduri și fiecare țevă de comunicare are un diametru interior de 10 mm. Fiecare amestecător cu manta **10a** posedă un agitator turbină **10d** cu alimentare dublă, axială, de sus și de jos și refulare/pompare radială a fazei lichide (amestec eterogen) din amestecător **10a** în decantor **10b**. Fiecare agitator turbină **10d** posedă un ax roativ central, de oțel inoxidabil, pe care sunt asamblate nedemontabil și radial, la partea superioară, 8...12 palete înclinate ascendent cu un unghi de 30° față de orizontală și pe circumferința exterioară a axului rotativ cu un unghi de 30...45° în scopul pompării, în mod descendent, a fazei lichide organice precum și 8...12 palete asamblate nedemontabil, radial și descendent la partea inferioară cu un unghi de 30° față de orizontală și pe circumferința exterioară a axului rotativ sub unghiuri de 30...45° în scopul pompării în mod ascendent a fazei lichide - soluție apoasă cu densitate mai mare. Fiecare agitator turbină **10d** este acționat în mișcarea de rotație de un mijloc tehnic standardizat **10e**. Aceste 2 rotoare turbină **11** de pompare faza lichidă - soluție apoasă de azotați izotopici de Th(IV), U(VI), azotați metalici din filtrul separator centrifugal **7** și modulul reextractor **R** în modulul reactor extractor **E** pentru purificări multiple și avansate ale azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), azotaților de lantanide, ytriu, construite din oțeluri inoxidabile antiacide sau oțeluri carbon de calitate, grafitizate în interior, sunt asamblate într-un bazin colector **11a** paralelipipedic vertical pentru faza lichidă ce posedă un orificiu **11b** circular de alimentare faza lichidă și conductă **11c** cilindrică verticală de pompare a fazei lichide în care este asamblat demontabil un rotor de pompare verticală **11d** al fazei lichide, format dintr-un ax metalic cilindric rotativ pe care sunt asamblate nedemontabil, la partea de mijloc, 8 palete radiale **11e** de pompare înclinate ascendent cu un unghi de 30...45° față de orizontală, asamblate pe circumferința axului rotativ cu un unghi de 45°, și la partea inferioară acest ax rotativ posedă o roată dințată **11f** de acționare în rotație în angrenaj cilindric cu altă roată dințată de la care primește rotația și este acționată în rotație de un ax **11g** cilindric vertical prin intermediul unui mijloc tehnic **11h**. Datele tehnice ale roților dințate **11f** în angrenajul cilindric, sunt specificate conform tabelului:

Material de construcție roți dințate:	Raport de transmitere rotație i:	Distanța între axele de rotație A (mm);	Diametru de divizare = diametru de rostogolire Dd = Dr:	Modul normal al danturii dinților m (mm):	Pasul dinților p (mm):	Număr dinți Z:
Teflon	1	100	100	4	12,56	25

Aceste roți dințate în angrenaj cilindric **11f** sunt asamblate demontabil cu rulmenți, axiali, radiali pe un suport metalic interior existent în bazinul **11a** paralelipipedic vertical colector, și axul rotativ **11d** este asamblat demontabil în interiorul conductei **11c** cilindrice verticale prin intermediul unui suport metalic perforat ce conține rulmenți oscilanți pentru rotația axului **11d**. Fiecare amestecător de faze **10a** posedă conductă circulară **10f** din oțel inoxidabil, asamblată nedemontabil la partea superioară pentru alimentarea și intrarea fazei organice extractantă de complecși azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu în kerosen/dodecan solvent din decantorul separator **10b** gravitațional, precum și o conductă **10g** circulară din oțel inoxidabil asamblată nedemontabil la partea inferioară pentru alimentare/intrare fază soluție apoasă de acid azotic, azotați izotopici din decantorul separator **10b** gravitațional, în contracurent cu faza organică. La amestecarea energetică, amestecul eterogen lichid-lichid este pompat radial de agitatorul turbină **10d** în decantorul separator

# RO 131756 B1

1 gravitațional de faze **10b** prin 25 conducte circulare **10c** din oțel inoxidabil asamblate  
nedemontabil între amestecătoarele **10a** și decantoarele **10b**. Fiecare decantor separator  
3 **10b** gravitațional de faze posedă un indicator de nivel amestec eterogen lichid-lichid, tub  
gradat construit din sticlă termorezistentă pentru măsurarea volumului amestecului bifazic  
5 și o conductă **10h** circulară cu robinet/vană din oțel inoxidabil la partea inferioară pentru  
colectarea soluțiilor apoase de acid azotic, azotaților izotopici în 2 decantoare colectoare **10b**  
7 pentru evacuarea soluției apoase prin 2 conductele **10i** circulare verticale în modulul reex-  
tractor **R** al reactorului chimic procesor izotopic. Acest modul reextractor **R** construit din oțel  
9 inoxidabil antiacid sau din oțel carbon de calitate grafitizat în interior, cu rol funcțional de  
reextracție și purificare nucleară a azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu, în apă  
11 acidulată cu acid azotic pur, în geometrie ortogonală plană, format din 8 unități de transfer  
de masă în contracurent de faze lichide, respectiv 8 amestecătoare **12a** de faze lichide (faza  
13 organică de complecși azotați izotopici de Th(IV), U(VI) cu TBP/HDEHP dizolvați în  
kerosen/dodecan solvent (strat superior cu densitate mai mică) - faza soluție diluată cu acid  
15 azotic, acid fosforic rezidual, acid silicic rezidual - strat inferior cu densitate mai mare) ce  
comunică în plan orizontal și intercalat cu 8 decantoare separatoare **12b** gravitaționale de  
17 faze lichide pentru separarea fazelor lichide (faza organică extractantă TBP/HDEHP/dodecan  
în exces) - strat superior cu densitate mică și faza lichidă decantată de soluție apoasă azo-  
19 tică a azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu și concentrații mici de azotați meta-  
lici reextrași - strat inferior cu densitate mai mare. Fiecare amestecător **12a** cu geometrie  
21 paralelipipedică posedă manta termică proprie pentru transferul termic de căldură la un con-  
sumator endoterm [cristalizor azotat izotopic de Th(IV), azotat de sodiu, acid fosforic, cu  
23 schimbător de căldură și comunică cu un decantor **12b** separator gravitațional și parale-  
lipedic prin intermediul a 25 țevi **12c** cilindrice orizontale de oțel inoxidabil antiacid, asam-  
25 blate nedemontabil pe 5 rânduri, iar fiecare țevă de comunicare are un diametru interior de  
10 mm. Fiecare amestecător cu manta **12a** posedă un agitator turbină **10d** cu alimentare  
27 dublă axială de sus și de jos, și refluxare/pompare radială a fazei lichide (amestec heterogen)  
din decantorul **12a** în decantorul **12b**. Fiecare amestecător de faze **12a** posedă o conductă  
29 **12f** circulară din oțel inoxidabil asamblată nedemontabil la partea superioară pentru  
alimentarea fazei organice extractantă de complecși azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lan-  
31 tanide în kerosen/dodecan solvent din decantorul **12b** separator gravitațional, precum și o  
conductă **12g** circulară din oțel inoxidabil asamblată nedemontabil la partea inferioară pentru  
33 alimentare/intrare faza soluție apoasă de acid azotic, azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lan-  
tanide, ytriu, din decantorul separator gravitațional **12b** în contracurent cu faza organică. La  
35 amestecarea energetică, amestecul eterogen lichid-lichid este pompat radial de agitatorul  
turbină **10d** în decantorul separator gravitațional de faze **12b** prin 25 conducte circulare **12c**  
37 din oțel inoxidabil asamblate nedemontabil între amestecătoarele **12a** și decantoarele **12b**.  
2 amestecătoare colectoare **12a** din modul reextractor **R** posedă conducte **12i** cu robinet/vană  
39 pentru alimentare cu masa de reacție în cazuri accidentale. Ultimul decantor separator **12b**  
gravitațional posedă o conductă **12j** metalică circulară cu robinet/vană pentru transferul de  
41 masă, respectiv curgere gravitațională a soluției apoase azotați izotopici de Th(IV), U(VI) la  
puritate nucleară, azotați de lantanide, ytriu, transfer din decantorul **12b** în cristalizorul **13**  
43 prin conductă **12h** cu robinet/vană. Reactorul chimic procesor izotopic posedă un cristalizor  
**13** de azotat izotopic de Th(IV), azotat de sodiu, acid fosforic, cilindric vertical construit din  
45 oțel inoxidabil sau oțel carbon de calitate grafitizat interior, cu schimbător de căldură tip  
manta pentru încălzirea fazei lichide - soluție apoasă azotică de azotat izotopic de Th(IV),  
47 azotat de sodiu, acid fosforic la temperatura de vaporizare în vid (depresiune 0,1...0,2 atmo-  
sfere) a apei și acidului azotic hidrat, și posedă o conductă **13a** circulară cu robinet/vană

# RO 131756 B1

1 pentru alimentarea soluției apoase de azotați din ultimul decantor **12b** separator gravitațio-  
nal. Acest cristalizor **13** posedă, la partea inferioară, un colector **13b** de fază solidă cristali-  
zată azotat izotopic de Th(IV) de puritate nucleară precum și colectarea separată de fază  
3 solidă de azotat de sodiu, acid fosforic solidificat (p.t. 42,3°C, p.f. 250°C, p = 1880 kg/m<sup>3</sup>).  
În acest cristalizor **13** este asamblat, pe rulmenți radiali și axiali, un rotor **14** cilindric de recir-  
5 culare ascendentă și descendentă a soluției apoase de azotat de Th(IV), azotat de sodiu,  
acid fosforic construit din oțel inoxidabil antiacid, format de axul rotativ **14a** central pe care  
7 este asamblată nedemontabil o tubulatură **14b** metalică, cilindrică verticală prin intermediul  
a 5 grupuri de 8...12 palete **14c** radiale înclinate descendent și asamblate nedemontabil la  
9 30° față de orizontală și la 30...45° pe circumferința axului rotativ **14a** cu rol funcțional de  
pompare ascendentă verticală a soluției apoase azotice de azotați, acid fosforic. Pe circum-  
11 ferința exterioară a tubulaturii **14b** metalice cilindrice verticale sunt asamblate 4 plăci **14d**  
metalice dreptunghiulare verticale cu un unghi de 90° pe circumferință și rol funcțional de  
13 formare a unui strat lichid descendent rotațional pe suprafața cilindrică de transfer termic a  
cristalizorului **13**, creșterea vitezei de vaporizare a apei, acidului azotic hidrat în vid per-  
15 manent până la cristalizarea azotatului izotopic de Th(IV), azotatului de sodiu, acidului fos-  
foric. La partea superioară, tubulatura **14b** metalică cilindrică verticală posedă 4 orificii **14e**  
17 dreptunghiulare de ejectare a soluției apoase pompate de paletele **14c** în recircularea  
continuă. Acest rotor **14** cilindric de recirculare este acționat în mișcarea de rotație de un  
19 mijloc tehnic standardizat **14f**. Reactorul chimic procesor izotopic posedă un condensator  
**15** de vapori de apă și acid azotic azeotrop hidrat, construit din oțel carbon de calitate grafi-  
21 tizat, ce comunică cu cristalizorul **13** prin conducta cu vană **15a** metalică orizontală din oțel,  
pentru aspirare vapori și este format din compartimentul colector **15b** de soluție apoasă 4M  
23 de HNO<sub>3</sub>, respectiv condens lichid, ca lichid motor pompat de mijlocul tehnic standar-  
dizat/electropompă **15c** prin conducta **15d** metalică verticală, în mod ascendent, și cu viteza  
25 mare într-o cameră de amestec **15e** vapori-lichid cu injector/ajutaj **15f** într-un ejector **15g**  
cilindro-conic vertical descendent, condensare vapori în lichid rece și recircularea ca lichid  
27 motor, efectuând vid în cristalizor **13**. Reactorul chimic procesor izotopic posedă la partea  
superioară 2 rezervoare de stocaj **16a** a extractantului organic (TBP/HDEHP) 40% în  
29 kerosen/dodecan solvent organic pentru alimentarea gravitațională a amestecătoarelor **10a**  
aferele modulului reactor extractor **E** și la partea inferioară un colector **16b** pentru extrac-  
31 tantul TBP/HDEHP utilizat în proces, precum și pentru corecția concentrației prin adaos de  
solvent sau eliminarea unor produși de descompunere a extractantului datorită acțiunii  
33 radiațiilor alfa, beta emise de izotopii descendenți ai toriului. Extractantul TBP în solvent este  
recirculat în reactor cu ajutorul unui mijloc tehnic standardizat/electropompă **16c** prin inter-  
35 mediul unei conducte **16d** verticale de pompare. Se deschide conducta circulară cu vana **1**  
și se introduce din compartimentul colector **15b** al condensatorului **15**, soluția apoasă de  
37 reactiv 4M HNO<sub>3</sub> (252 g/l) în volum de 4 m<sup>3</sup> pentru o tonă de monazit granulat [raport masă -  
volum 1:4] la un coeficient de umplere a modulului reactor **G** 0,75...0,80, se pornește motorul  
39 electric **6** și intră în rotație rotorul turbină **3**, și prin conducta **1** se introduce treptat masa de  
monazit. Are loc recircularea ascendentă-descendentă a amestecului eterogen, activarea  
41 reacțiilor chimice la temperatura de proces 80°C timp de reacție 3 h, căldura de reacție neces-  
ară procesului endoterm este transferată de schimbătorul de căldură cu cele 8 țevi cilindrice  
43 **5** de la un generator termic exterior reactorului. Se introduce oxigen molecular gazos com-  
primat în masa de reacție de la un dispozitiv extern pentru oxidarea U(IV) la U(VI). Compo-  
45 ziția chimică procentuală medie în principali fosfați metalici ai monazitului aluvionar și de rocă  
ca minereu este specificată conform tabelului:  
47

# RO 131756 B1

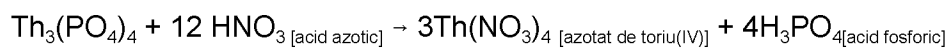
Fosfat de toriu $\text{Th}_3(\text{PO}_4)_4$	Fosfat de uraniu $(\text{UO}_2)_3(\text{PO}_4)_2$	Fosfat de lantanu $\text{LaPO}_4$	Fosfat de ceriu $\text{CePO}_4$	Fosfat de praseodim $\text{PrPO}_4$	Fosfat de neodim $\text{NdPO}_4$	Fosfat de samariu $\text{SmPO}_4$
7,2 % 72 kg/t monazit	1,2% 12 kg/t monazit	6,86% 68,6 kg/t monazit	28,78% 287,8 kg/t monazit	9,46% 94,6kg/t monazit	9,3% 93 kg/t monazit	7,2% 72 kg/t monazit

Masele molare [M(kg/kmol)] ale fosfaților izotopici de Th(IV), U(VI), fosfaților lantanidelor și acidului fosforic, sunt specificate conform tabelului:

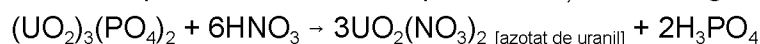
$\text{Th}_3(\text{PO}_4)_4$	$(\text{UO}_2)_3(\text{PO}_4)_2$	$\text{LaPO}_4$	$\text{CePO}_4$	$\text{PrPO}_4$	$\text{NdPO}_4$	$\text{SmPO}_4$	$\text{H}_3\text{PO}_4$
1076	1000	234	235	236	239	245	98

Masa molară a fosfatului de ytriu  $\text{YPO}_4$ : M = 184 kg/kmol.

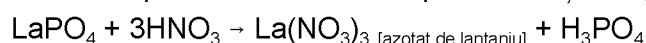
Reacțiile chimice totale ale principalilor fosfați metalici cu acid azotic au loc conform ecuațiilor chimice:



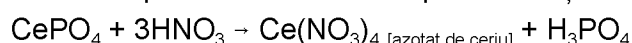
Consum specific de acid azotic pur în reacție: 85,72 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit.



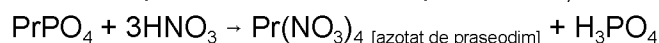
Consum specific de acid azotic pur în reacție: 23,44 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit.



Consum specific de acid azotic pur în reacție: 97,79 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit.



Consum specific de acid azotic pur în reacție: 271,67 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit.



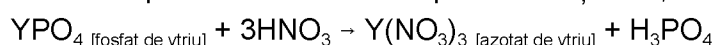
Consum specific de acid azotic pur în reacție: 115,8 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit.



Consum specific de acid azotic pur în reacție: 113,08 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit.



Consum specific de acid azotic pur în reacție: 94,11 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit.



Concentrația fosfatului de ytriu în minereu monazit: 7,2% (72 kg  $\text{YPO}_4$ /t de monazit.

Consum specific de acid azotic pur în reacție: 73,956 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit.

Consumul specific total de acid azotic pur: 875,6 kg  $\text{HNO}_3$ /t minereu monazit. Masele molare [M(kg/kmol)] ale azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), azotaților lantanidelor, azotatului de ytriu și acidului azotic, sunt specificate conform tabelului:

$\text{Th}(\text{NO}_3)_4$	$\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$	$\text{La}(\text{NO}_3)_3$	$\text{Ce}(\text{NO}_3)_3$	$\text{Pr}(\text{NO}_3)_3$	$\text{Nd}(\text{NO}_3)_3$	$\text{Sm}(\text{NO}_3)_3$	-	-
480	394	325	326	327	330	336	-	-
$\text{Y}(\text{NO}_3)_3$				$\text{HNO}_3$				
275				63				



# RO 131756 B1

Productivitățile specifice [P(kg/t de monazit)] ale azotaților izotopici de Th(IV), U(VI) și azotaților lantanidelor principale:	1
- azotat de toriu [Th(NO <sub>3</sub> ) <sub>4</sub> ]: 96,36 kg/t de monazit;	3
- azotat de uraniu [UO <sub>2</sub> (NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ]: 14,184 kg/t de monazit;	
- azotat de lantanu [La(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ]: 93,81 kg/t de monazit;	5
- azotat de ceriu [Ce(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ]: 399,25 kg/t de monazit;	
- azotat de praseodim [Pr(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ]: 131,1 kg/t de monazit;	7
- azotat de neodim [Nd(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ]: 128,41 kg/t de monazit;	
- azotat de samariu [Sm(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ]: 98,74 kg/t de monazit.	9
- azotat de ytriu [Y(NPO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ]: 107,61 kg/t de monazit.	
Productivitatea totală a azotaților izotopici Th(IV), U(VI), lantanide și ytriu:	11
1069,464 kg/t de monazit.	
Productivitatea totală în acid fosforic [H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> ] produs de reacție: $m_{H_3PO_4} = 321,87$ kg/t de monazit. Silicații metalici prezenți în minereul monazit reacționează cu acidul azotic și formează acid silicic coloidal. La expirarea timpului de reacție, se deschide automat vana conductei circulare <b>2</b> și vana conductei <b>7a</b> , masa de reacție curge gravitațional și intră în filtrul <b>7</b> în curgere elicoidală printre plăcile <b>8b</b> . Se pornește motorul electric <b>9</b> și intră în rotație rotorul separator <b>8</b> , are loc filtrarea centrifugală a masei de reacție efectuată de plăcile elicoidale <b>8b</b> și plăcile verticale <b>8c</b> prin membrana filtrantă <b>7d</b> . Presiunea [P(N/m <sup>2</sup> )] exercitată de forța centrifugală efectuată de plăcile verticale <b>8c</b> , se determină conform ecuației dimensionale: $P = (F_c/A) = [(m/A) \cdot \omega^2 \cdot R] = [(4 \cdot \pi^2 \cdot m)/A] \cdot N^2 \cdot R$ ; F <sub>c</sub> - forța centrifugă (Newton); m - masa de reacție în filtrare (kg); A - suprafața cilindrică interioară a membranei metalice filtrante <b>7d</b> (m <sup>2</sup> ); N - turația axului rotor <b>8a</b> (rot/s); R - raza de rotație egală cu raza membranei filtrante <b>7d</b> (m). Rotorul <b>8</b> cu plăcile elicoidale <b>8b</b> raclează faza solidă de acid silicic coloidal de pe suprafața interioară a membranei filtrante <b>7d</b> și, prin deplasare ascensională, acest acid este evacuat în compartimentul toroidal exterior, fiind eliminat gravitațional în exteriorul reactorului prin deschiderea conductelor metalice <b>7c</b> . Viteza de deplasare ascensională a fazei solide [w <sub>d</sub> (m/s)] se determină conform ecuației dimensionale: $w_d = N \cdot P_r$ ; P <sub>r</sub> - pasul rotorului, respectiv distanța dintre plăcile elicoidale (m). Timpul de deplasare ascendentă a fazei solide de acid silicic coloidal [t(s)] se determină conform ecuației dimensionale: $t = (H/w_d) = [H/(N \cdot P_r)]$ ; H - înălțimea membranei cilindrice perforate <b>7d</b> (m). Debitul volumic de fază lichidă filtrată [D <sub>vl</sub> (m <sup>3</sup> /s)] se determină conform ecuației dimensionale: $D_{vl} = (V_l/t) = [(V_l \cdot N \cdot P_r)/t] = (w_f \cdot A_o)$ ; V <sub>l</sub> - volumul fazei lichide în masa de reacție (m <sup>3</sup> ); w <sub>f</sub> - viteza de filtrare a fazei lichide, care se determină conform ecuației dimensionale a debitului volumic: $w_f = (D_{vl}/A_o)$ ; A <sub>o</sub> - suprafața tuturor orificiilor circulare ale membranei filtrante <b>7d</b> (m <sup>2</sup> ) și se determină conform ecuației dimensionale: $A_o = [(n \cdot \pi \cdot d^2)/4]$ ; n - numărul orificiilor circulare ale membranei filtrante <b>7d</b> ; d - diametrul orificiilor circulare (m). Cazul w <sub>d</sub> > w <sub>f</sub> : faza solidă raclată și deplasată ascendent antrenează și faza lichidă având loc pierderi tehnologice de azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu. Cazul w <sub>d</sub> < w <sub>f</sub> : crește grosimea fazei solide de acid silicic coloidal ca strat filtrant pe suprafața interioară a membranei filtrante <b>7d</b> și are loc și reducerea vitezei de filtrare. Caz dimensional: viteza de filtrare a fazei lichide este egală cu viteza deplasării ascendente a fazei solide de acid silicic coloidal (w <sub>d</sub> = w <sub>f</sub> ). Turația axului rotor <b>8a</b> se determină conform ecuației dimensionale: $N = [D_{vl}/(A_o \cdot P_r)]$ . Se deschide conducta cu vana <b>7c</b> și faza solidă formată preponderent din acid silicic coloidal, este evacuată gravitațional în exteriorul reactorului, pentru a fi procesată în continuare. Se deschide conducta cu robinet/vană <b>7b</b> și faza lichidă intră în bazinul paralelipipedic vertical <b>11a</b> prin orificiul circular <b>11b</b> și prin pornirea motorului electric <b>11h</b> intră	13 15 17 19 21 23 25 27 29 31 33 35 37 39 41 43 45 47

# RO 131756 B1

1 în rotație axul cilindric vertical **11g** și rotorul **11e** prin intermediul rotii dințate **11f** și faza  
lichidă de soluție apoasă de azotați izotopici de Th(IV), U(VI), azotați de lantanide, ytriu, este  
3 pompată prin conducta verticală **11c** în modul reactor extractor **E**, respectiv în amestecă-  
toarele **10a** și decantoarele **10b** prin intermediul conductelor orizontale **10c**, la egalizare de  
5 nivel fază lichidă. În amestecătoarele **10a** se introduce extractantul organic [TBP/HDEHP]  
în concentrație de 40% în solvent organic kerosen/dodecan, din rezervoarele de stocaj **16a**.  
7 Se adaugă acid azotic concentrat pentru a regla concentrația de HNO<sub>3</sub> necesară extracției  
la 4M. Se pornesc motoarele electrice **10e** ale amestecătoarelor **10a** și agitoarele turbină  
9 **10d**, și are loc recirculația în contracurent, amestecarea, decantarea fazelor, prin conductele  
**10f**, **10g**, **10c** între amestecătoarele **10a** și decantoarele **10b**. Consumul specific de  
11 extractant [CS(kg/kg)] se determină conform ecuației dimensionale:  $CS = [(n \cdot M_e)/M_a]$ ; n -  
13 cantitate moli extractant (n = 2-3); M<sub>e</sub> - masa molară extractant (kg/kmol); M<sub>a</sub> - masa molară  
de azotat izotopic de Th(IV), U(VI), azotat de lantanide, azotat de ytriu (kg/kmol). Procesul  
15 chimic de extracție reactivă are loc în contracurent de faze cu complexarea și extracția  
simultană azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu, din faza apoasă în faza  
17 organică (40% extractant organic în solvent kerosen/dodecan), conform ecuațiilor chimice:  
extractant tributil fosfat (TBP). Formula chimică: (H<sub>9</sub>C<sub>4</sub>-O-)<sub>3</sub>P → O; Masa molară M =  
= 266 kg/kmol. Ecuațiile reacțiilor chimice de complexare cu echilibru:

19  $Th(NO_3)_4 + 2TBP \rightleftharpoons Th(NO_3)_4 \cdot 2TBP$  (faza organică)  
Consum specific stoichiometric: 1,108 kg TBP/kg Th(NO<sub>3</sub>)<sub>4</sub>  
21 Consum specific material pe reacție: 106,8 kg TBP/t de monazit.  
 $UO_2(NO_3)_2 + 2TBP \rightleftharpoons UO_2(NO_3)_2 \cdot 2TBP$  (faza organică)  
23 Consum specific stoichiometric: 1,35 kg TBP/kg UO<sub>2</sub>(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>  
Consum specific material pe reacție: 19,152 kg TBP/t de monazit.  
25  $La(NO_3)_3 + 3TBP \rightleftharpoons La(NO_3)_3 \cdot 3TBP$  (faza organică)  
Consum specific stoichiometric: 2,455 kg TBP/kg La(NO<sub>3</sub>)<sub>3</sub>  
27 Consum specific material pe reacție: 230,34 kg TBP/t de monazit.  
 $Ce(NO_3)_3 + 3TBP \rightleftharpoons Ce(NO_3)_3 \cdot 3TBP$  (faza organică)  
29 Consum specific stoichiometric: 2,448 kg TBP/kg Ce(NO<sub>3</sub>)<sub>3</sub>  
Consum specific material pe reacție: 977,305 kg TBP/t de monazit.  
31  $Pr(NO_3)_3 + 3TBP \rightleftharpoons Pr(NO_3)_3 \cdot 3TBP$  (faza organică)  
Consum specific stoichiometric: 2,44 kg TBP/kg Pr(NO<sub>3</sub>)<sub>3</sub>  
33 Consum specific material pe reacție: 319,932 kg TBP/t de monazit.  
 $Nd(NO_3)_3 + 3TBP \rightleftharpoons Nd(NO_3)_3 \cdot 3TBP$  (faza organică)  
35 Consum specific stoichiometric: 2,418 kg TBP/kg Nd(NO<sub>3</sub>)<sub>3</sub>  
Consum specific material pe reacție: 310,518 kg TBP/t de monazit.  
37  $Sm(NO_3)_3 + 3TBP \rightleftharpoons Sm(NO_3)_3 \cdot 3TBP$  (faza organică)  
Consum specific stoichiometric: 2,375 kg TBP/kg Sm(NO<sub>3</sub>)<sub>3</sub>  
39 Consum specific material pe reacție: 234,508 kg TBP/t de monazit.  
 $Y(NO_3)_3 + 3TBP \rightleftharpoons Y(NO_3)_3 \cdot 3TBP$  (faza organică)  
41 Consum specific stoichiometric: 2,902 kg TBP/kg Y(NO<sub>3</sub>)<sub>3</sub>  
Consum specific material pe reacție: 312,265 kg TBP/t de monazit.  
43 Consum specific total [CS<sub>t</sub> (kg/t monazit)] cu exces: 2700 kg TBP/t de monazit.  
Extractant organic acid di(2-etil)hexil fosforic[HDEHP]: formula chimică: [H<sub>3</sub>C-CH(-  
45 H<sub>2</sub>C-CH<sub>3</sub>)-CH<sub>2</sub>-CH<sub>2</sub>-O]<sub>2</sub> (HO)P → O; Masa molară: 266 kg/kmol.  
 $Th(NO_3)_4 + 2HDEHP \rightleftharpoons Th(NO_3)_4 \cdot 2HDEHP$  (faza organică)  
47  $UO_2(NO_3)_2 + 2HDEHP \rightleftharpoons UO_2(NO_3)_2 \cdot 2HDEHP$  (faza organică)

# RO 131756 B1

$\text{La}(\text{NO}_3)_3 + 3\text{HDEHP} \leftrightarrow \text{La}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3\text{HDEHP}$ (faza organică)	1
$\text{Ce}(\text{NO}_3)_3 + 3\text{HDEHP} \leftrightarrow \text{Ce}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3\text{HDEHP}$ (faza organică)	
$\text{Pr}(\text{NO}_3)_3 + 3\text{HDEHP} \leftrightarrow \text{Pr}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3\text{HDEHP}$ (faza organică)	3
$\text{Nd}(\text{NO}_3)_3 + 3\text{HDEHP} \leftrightarrow \text{Nd}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3\text{HDEHP}$ (faza organică)	
$\text{Sm}(\text{NO}_3)_3 + 3\text{HDEHP} \leftrightarrow \text{Sm}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3\text{HDEHP}$ (faza organică)	5
$\text{Y}(\text{NO}_3)_3 + 3\text{HDEHP} \leftrightarrow \text{Y}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3\text{HDEHP}$ (faza organică)	

Consumul specific total [ $\text{CS}_t$  (kg/t de monazit)] de extractant HDEHP cu exces de 10% : 2700 kg HDEHP/t de monazit, deoarece TBP și HDEHP sunt izomasici molari. Coordinața 6 pentru toriu, uraniu, lantanide, ytriu.

Masele molare [ $M$ (kg/kmol)] pentru complexii organo-metalici formați de azotații izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu sunt specificate în tabel:

Th( $\text{NO}_3$ ) <sub>4</sub> · 2TBP Th( $\text{NO}_3$ ) <sub>4</sub> · 2HDEHP	UO <sub>2</sub> ( $\text{NO}_3$ ) <sub>2</sub> · 2TBP UO <sub>2</sub> ( $\text{NO}_3$ ) <sub>2</sub> · 2HDEHP	La( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP La( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	Ce( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Ce( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	13
1012	926	1123	1124	
Pr( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Pr( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	Nd( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Nd( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	Sm( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Sm( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	Y( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Y( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	15
1125	1128	1134	1073	17

Productivitățile specifice [ $P$ (kg/t de monazit)] pentru complexii organo-metalici, sunt specificate în tabel:

Th( $\text{NO}_3$ ) <sub>4</sub> · 2TBP Th( $\text{NO}_3$ ) <sub>4</sub> · 2HDEHP	UO <sub>2</sub> ( $\text{NO}_3$ ) <sub>2</sub> · 2TBP UO <sub>2</sub> ( $\text{NO}_3$ ) <sub>2</sub> · 2HDEHP	La( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP La( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	Ce( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Ce( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	21
196,834	33,336	324,15	1376,555	23
Pr( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Pr( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	Nd( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Nd( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	Sm( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Sm( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	Y( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3TBP Y( $\text{NO}_3$ ) <sub>3</sub> · 3HDEHP	25
451,032	438,93	333,245	419,875	27

Masa specifică de fază organică [ $m_{\text{FO}}$ (kg/tonă de monazit)] se determină conform ecuației dimensionale:  $m_{\text{FO}} = (\text{CS}_t \cdot F_m)$ ;  $F_m$  - fracția de masă a extractantului (TBP, HDEHP) în fază organică nefolosită în extracție ( $F_m = 0,4$ , respectiv 40% extractant în faza organică inițială,  $m_{\text{FO}} = 6750$  kg extractant/t de monazit). Masa specifică de solvent inert kerosen/dodecan [ $m_K$  (kg/t de monazit)] se determină conform ecuației dimensionale:  $m_K = [\text{CS}_t \cdot (1 - F_m)]/F_m$ ; ( $m_K = 4050$  kg kerosen/t de monazit). Ecuația diferențială a vitezei de complexare [ $V_{rc}$ (moli/m<sup>3</sup> · s)] pentru reacții multiple cu echilibru:  $V_{rc} = -[dC_a/dt] = K_d \cdot C_a \cdot C_{\text{ex}}^n - K_i \cdot C_c$ ;  $C_a$  - concentrația molară pentru fiecare azotat izotopic de Th(IV), U(VI), lantanid, ytriu (distribuienți) în masa de extracție (moli/m<sup>3</sup>);  $C_{\text{ex}}$  - concentrația molară de extractant (TBP, HDEHP) în masa de extracție (moli/m<sup>3</sup>);  $C_c$  - concentrația molară pentru fiecare complex organo-metalic în masa de extracție (moli/m<sup>3</sup>);  $n$  - ordin parțial de reacție aferent extractantului ( $n = 2 \dots 3$ );  $K_d$  - constanta de viteză a reacției directe de complexare pentru fiecare distribuient azotat (m<sup>3n</sup>/moli<sup>n</sup> · s);  $K_i$  - constanta de viteză a reacției inverse de descompunere pentru fiecare complex organo-metalic (s<sup>-1</sup>);  $d/dt$  - operator derivată de ordin 1 în raport cu timpul  $t$  (s<sup>-1</sup>). La echilibru chimic:  $V_{rc} = 0 \rightarrow K_d \cdot C_a \cdot C_{\text{ex}}^n = K_i \cdot C_c$ . Constanta de echilibru pentru fiecare distribuient:  $K = [C_c / (C_a \cdot C_{\text{ex}}^n)] = K_d / K_i$ . Volumul total al masei de reacție:  $V_t = (V_{\text{sa}} + V_o)$  (m<sup>3</sup>).  $V_{\text{so}}$  - volumul soluției apoase de azotați distribuienți (m<sup>3</sup>);  $V_o$  - volumul fazei organice de extractanți (TBP, HDEHP) dizolvați în solvent inert kerosen/dodecan (m<sup>3</sup>).

# RO 131756 B1

1 Coeficientul de distribuție pentru fiecare distribuient azotat:  $D = (C_{ce}/C_{ae})$ ;  $C_{ce}$  - concentrația  
molară pentru fiecare complex organo-metalic al distribuientului din faza organică, la echilibru  
3 de extracție (moli/m<sup>3</sup>);  $C_{ae}$  - concentrația molară pentru fiecare distribuient azotat din soluția  
apoașă, la echilibru de extracție (moli/m<sup>3</sup>). Valoarea maximă a coeficientului de distribuție  
5 [D] influențat de temperatură este  $D = 60$  pentru 40% TBP sau HDEHP în kerosen solvent  
și, practic, o extracție totală a complexilor organo-metalici ai azotaților izotopici de Th(IV),  
7 U(VI). Creșterea coeficientului de distribuție D are loc cu respectarea condiției tehnologice:  
raportul între masa/debitul de masă fază organică (40% TBP/HDEHP în kerosen) și  
9 masă/debit de masă faza apoasă (soluția apoasă HNO<sub>3</sub> 4M cu azotați izotopici de Th(IV),  
U(VI), lantanide, ytriu) să fie subunitar. Bilanțul de materiale al modulului E reactor extractor  
11 complexi azotați izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu pentru unitățile de transfer 1 și  
n, se determină conform ecuației dimensionale:  $(F \cdot X_{n+1}) + (E \cdot Y_o) = (F \cdot X_1) + (E \cdot Y_n)$ ; F - debit  
13 molar/debit de masă fază soluție apoasă (kmoli/s)(kg/s) și intră în modulul E, respectiv în  
decantorul **10b** al unității 1 de transfer de masă; E - debit de masă fază organică extractantă  
15 (40% TBP, HDEHP în kerosen) care intră în modulul E, respectiv în amestecătorul **10a** al  
ultimei unități de transfer de masă (kmoli/s)(kg/s) [ $E = (m_{Fo}/t)J$ ; t - timp(s);  $X_1$  - raport  
17 molar/raport de masă al azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu în faza soluție  
apoașă epuizată care intră în unitatea de transfer de masă 1 după ce a ieșit din unitatea de  
19 transfer 2 (kmol/kmol) (kg/kg);  $X_{n+1}$  - raport molar/raport de masă al azotaților izotopici de  
Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu în faza soluție apoasă care intră în unitatea n de transfer de  
21 masă după ce a ieșit din unitatea n+1 de transfer (kmol/kmol)(kg/kg);  $Y_n$  - raport molar/raport  
de masă al complexilor organo-metalici ai azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu  
23 în faza organică care rezultă din unitatea n de transfer de masă în contracurent și intră în  
unitatea n+1 de transfer (kmol/kmol)(kg/kg). Dacă faza organică (40% TBP/HDEHP în  
25 kerosen) intră în unitatea 1 de transfer de masă, pentru complexare-extracție fără să conțină  
azotați izotopici de Th(IV), U(VI), azotați de lantanide și ytriu sub formă de complexi organo-  
27 metalici, atunci  $Y_o = 0$ . Ecuația dimensională a bilanțului de materiale:  $(F \cdot X_{n+1}) = (F \cdot X_1) + (E \cdot Y_n)$ ; Raportul molar/raportul de masă [ $Y_n$ ] al azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), azotați de  
29 lantanide și ytriu în faza organică pentru unitatea n de complexare și extracție, se determină  
conform ecuației dimensionale(ecuatia de operație):  $Y_n = [(F/E) \cdot (X_{n+1} - X_1)]$ . Ecuația de  
31 echilibru a extracției:  $D = (Y/X) - Y = (D \cdot X)$ ; Y - raport molar/raport de masă al complexilor  
organo-metalici ai azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), azotați de lantanide și ytriu în faza  
33 organică (kmol/kmol)(kg/kg); X - raport molar/raport de masă al azotaților izotopici de Th(IV),  
U(VI), azotați de lantanide și ytriu în faza soluție apoasă azotică (kmol/kmol) (kg/kg). Volumul  
35 inițial de soluție apoasă de HNO<sub>3</sub> 4M ce intră în modulul reactor G:  $V_i = 4 \text{ m}^3$ . Masa inițială  
de soluție apoasă 4M de HNO<sub>3</sub>:  $m_i = (V_i \cdot \rho) = 4520 \text{ kg/t monazit}$ . Concentrația volumetrică  
37 inițială a acidului azotic în soluția apoasă 4M HNO<sub>3</sub>:  $C_{vi} = 252 \text{ kg/m}^3$ . Concentrația procentuală  
inițială a acidului azotic în soluția apoasă 4M HNO<sub>3</sub>:  $C_{pi} = [(100 \cdot C_{vi})/\rho] = 22,3\%$ ;  $\rho$  -  
39 densitatea soluției apoase de HNO<sub>3</sub> 4M ( $\rho = 1130 \text{ kg/m}^3$ ). Masa inițială de acid azotic în  
soluția apoasă 4M de HNO<sub>3</sub>:  $m_{iHNO_3} = (C_{vi} \cdot V_i) = 1008 \text{ kg/t monazit}$ . Masa de apă în soluția  
41 apoasă inițială 4M HNO<sub>3</sub>:  $m_{apa} = (m_i - m_{iHNO_3}) = 3512 \text{ kg}$ . Masa totală de azotați rezultată din  
procesele chimice ale modulului reactor G:  $m_{azotați} = 1069,464 \text{ kg/t monazit}$ . Masa totală de  
43 acid azotic consumat în reacțiile chimice ale modulului G:  $m_{HNO_3 \text{ reacționat}} = 875,6 \text{ kg/t monazit}$ .  
Masa de acid azotic liber:  $m_{HNO_3 \text{ liber}} = (m_{iHNO_3} - m_{HNO_3 \text{ reacționat}}) = 132,4 \text{ kg/t monazit}$ . Masa solu-  
45 ției apoase rezultată:  $m_r = (m_{apa} + m_{azotați} + m_{HNO_3 \text{ liber}} + m_{H_3PO_4}) = 5035,736 \text{ kg/t monazit}$ . Con-  
centrația procentuală a acidului azotic liber în soluția apoasă rezultată:  $C_{HNO_3 \text{ liber}} = [(100 \cdot$   
47  $\cdot m_{HNO_3 \text{ liber}})/m_r] = 2,6\%$ . Masa soluției apoase cu concentrația 60% HNO<sub>3</sub> adăugată pentru  
a regla concentrația soluției rezultate din modulul G, la 4M HNO<sub>3</sub> (22,3%) necesară

# RO 131756 B1

extracției:  $m_{60\% \text{ HNO}_3} = 2836,26 \text{ kg}$ . Masa soluției apoase cu concentrația 22,3%  $\text{HNO}_3$  ce intră în circulație în contracurent în modulul extractor **E**, respectiv în decantorul **10b** al unității 1 de transfer de masă:  $m_F = (m_r + m_{60\% \text{ HNO}_3}) = 7872 \text{ kg/t monazit}$ . Debitul de masă soluție apoasă cu concentrația 22,3%  $\text{HNO}_3$  în circulație în modulul extractor **E**:  $F = (m_{E/t}) = 7872 \text{ kg/s}$ ;  $t$  - timp (s). Raportul de masa  $[X_f \text{ (kg/kg)}]$  al azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), azotați de lantanide și ytriu, în faza soluție apoasă **F** la intrare în modulul **E**:  $X_f = (m_{\text{azotați}}/m_F) = 0,13586 \text{ kg/kg}$ . Consumul specific  $[q \text{ (kg/kg)}]$  de faza organică extractantă-complexantă (40% TBP, HDEHP în kerosen):  $q = (E/F) = (m_{F0}/m_F) = 0,857 \text{ kg/kg} \cdot (q < 1)$ . Modelul dimensional de proces extracție pentru 8 unități de transfer de masă:

Unitatea 1 de transfer de masă ( $n = 1$ ):  $Y_1 = (D \cdot X_1) = [(F/E) \cdot (X_2 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_2 - X_1)] = [(X_2/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_1 = X_2/[1 + (q \cdot D)]$ ; 11

Unitatea 2 de transfer de masă ( $n = 2$ ):  $Y_2 = (D \cdot X_2) = [(F/E) \cdot (X_3 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_3 - X_1)] = [(X_3/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_2 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D)]$ ; 13

Unitatea 3 de transfer de masă ( $n = 3$ ):  $Y_3 = (D \cdot X_3) = [(F/E) \cdot (X_4 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_4 - X_1)] = [(X_4/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_3 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2]$ ; 15

Unitatea 4 de transfer de masă ( $n = 4$ ):  $Y_4 = (D \cdot X_4) = [(F/E) \cdot (X_5 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_5 - X_1)] = [(X_5/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_4 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3]$ ; 17

Unitatea 5 de transfer de masă ( $n = 5$ ):  $Y_5 = (D \cdot X_5) = [(F/E) \cdot (X_6 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_6 - X_1)] = [(X_6/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_5 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3 + (q \cdot D)^4]$ ; 19

Unitatea 6 de transfer de masă ( $n = 6$ ):  $Y_6 = (D \cdot X_6) = [(F/E) \cdot (X_7 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_7 - X_1)] = [(X_7/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_6 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3 + (q \cdot D)^4 + (q \cdot D)^5]$ ; 21

Unitatea 7 de transfer de masă ( $n = 7$ ):  $Y_7 = (D \cdot X_7) = [(F/E) \cdot (X_8 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_8 - X_1)] = [(X_8/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_7 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3 + (q \cdot D)^4 + (q \cdot D)^5 + (q \cdot D)^6]$ ; 23

Unitatea 8 de transfer de masă ( $n = 8$ ):  $Y_8 = (D \cdot X_8) = [(F/E) \cdot (X_9 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_9 - X_1)] = [(X_9/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_8 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3 + (q \cdot D)^4 + (q \cdot D)^5 + (q \cdot D)^6 + (q \cdot D)^7]$ ; 25

$X_f = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3 + (q \cdot D)^4 + (q \cdot D)^5 + (q \cdot D)^6 + (q \cdot D)^7 + (q \cdot D)^8] = X_{n+1} = X_9$ ; 27

$X_1 = X_f/[1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3 + (q \cdot D)^4 + (q \cdot D)^5 + (q \cdot D)^6 + (q \cdot D)^7 + (q \cdot D)^8]$ . 29

$X_1, X_2, X_3, X_4, X_5, X_6, X_7, X_8$  - rapoarte molare/rapoarte de masă ale azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), azotați de lantanide și ytriu în faza soluție apoasă ce intră în contracurent în unitățile de transfer de masă ale modulului extractor **E** (kmol/kmol) (kg/kg).  $Y_1, Y_2, Y_3, Y_4, Y_5, Y_6, Y_7, Y_8$  - rapoarte molare/rapoarte de masă ale complexilor organo-metalici pentru azotați izotopici de Th(IV), U(VI), azotați de lantanide și ytriu în faza organică extractantă, rezultați/ieșiți din unitățile de transfer de masă 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 în contracurent cu faza soluție apoasă azotică (kmol/kmol)(kg/kg). Pentru 8 unități de transfer de masă și coeficient minim de distribuție (extracție)  $D = 10$  al complexilor organo-metalici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu în faza organică extractantă (40% TBP/HDEHP în kerosen) și condiția tehnică  $X_f = 0,857 \text{ kg/kg}$ , valorile rapoartelor de masă  $X, Y$  sunt specificate conform tabelului: 39

$X_8 = 0,01845$	$Y_8 = 0,1845$	
$X_7 = 0,002153$	$Y_7 = 0,02153$	41
$X_6 = 0,0002512$	$Y_6 = 0,002512$	
$X_5 = 0,0000293$	$Y_5 = 0,000293$	43
$X_4 = 0,00000342$	$Y_4 = 0,0000342$	
$X_3 = 0,0000004$	$Y_3 = 0,000004$	45
$X_2 = 0,000000046$	$Y_2 = 0,00000046$	
$X_1 = 0,000000048$	$Y_1 = 0,00000048$	47

# RO 131756 B1

1 La expirarea duratei totale de amestecare, complexare, decantare, extracție  
(25...30 min) se scot din funcțiune motoarele electrice **10e** ale amestecătoarelor **10a** și se  
3 deschid automat vanele conductelor **10i**, **10h** și masa de extracție (faza organică și faza  
soluție apoasă) este evacuată gravitațional în modul reextractor **R**, respectiv în primul  
5 decantor **12b** și amestecător **12a** prin intermediul conductelor **12c**, unde are loc decantarea  
fazei lichide soluție apoasă azotică ce conține masa de acid fosforic și azotați metalici  
7 neextrași. După separarea fazelor, se deschid automat vanele conductelor **12h**, **12j**, **13a**, iar  
prin conductele **12c**, **12f**, **12g** și cu ajutorul indicatoarelor de nivel, faza apoasă [ $m_{fa} = (m_F -$   
9  $m_{azotați}) = 6802,536 \text{ kg}$ ] este evacuată gravitațional în cristalizorul **13**. Se închide robinetul  
conduței **12j**, se deschide robinetul conduței **15a**, se pornește electropompa **15c**, se  
11 recirculă cu viteză mare de curgere ascendentă, soluția apoasă rece de  $\text{HNO}_3$  4M din  
compartimentul colector **15b** prin conducta **15d**, injectorul/ajutajul **15f** și descendent cu  
13 viteza de curgere mare prin ejectorul cilindro-conic **15g** efectuându-se vid (depresiune  
0,1 atm 10135 Pascal) în camera de amestec **15e**, conducta **15a** și cristalizorul **13** unde se  
15 pornește circulația agentului termic caloportor prin mantaua cristalizorului și realizarea tem-  
peraturii procesului. Procesul hidrodinamic de recirculare a soluției de  $\text{HNO}_3$  4M are loc con-  
17 form ecuației dimensionale de conservare a energiei:  $[(\rho \cdot W_1^2)/2] + P_1 + (\rho \cdot g \cdot H_1) = [(\rho \cdot$   
 $\cdot W_2^2)/2] + P_2 + (\rho \cdot g \cdot H_2)$ ;  $\rho$  - densitatea lichidului motor rece, soluția apoasă azotică  $\text{HNO}_3$   
19 4M ( $\rho = 1130 \text{ kg/m}^3$ );  $W_1$  - viteza de injectare a lichidului motor rece în ajutorajul **15f** al camerei  
de amestec **15e** (m/s);  $W_2$  - viteza de ejectare a lichidului motor rece din tubulatura  
21 ejectorului cilindro-conic **15g** (m/s);  $P_1$  - presiunea dinamică în camera de amestec lichid-  
vapori **15e** cu ajutorajul **15f** (Pascal);  $P_2$  - presiunea dinamică a lichidului motor rece în com-  
23 partiment colector **15b** la ieșire din ejectorul cilindro-conic **15g** (Pascal);  $g$  - accelerația gravi-  
tațională ( $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ );  $H_1$  - înălțimea cea mai mare a ejectorului cilindro-conic **15g** (m);  $H_2$  -  
25 înălțimea cea mai mică a ejectorului cilindro-conic **15g** la nivelul compartimentului colector  
condensator **15b** (m). În condiția tehnică:  $P_2 \gg P_1$  și  $H_1 > H_2$ ,  $P_1$ , reprezintă depresiunea  
27 (vid) în camera de amestec lichid-vapori **15e** cu ajutoraj **15f** egală cu presiunea de vaporizare  
 $P_v = P_1 = 0,1 \text{ atm}$ . Viteza de injectare [ $W_1$ (m/s)] a lichidului motor rece, în camera de  
29 amestec cu ajutoraj **15f**, se determină conform ecuației dimensionale a debitului:  $w_1 = [(4 \cdot$   
 $D_{v1})/(\pi \cdot D_1^2)]$ ;  $D_{v1}$  - debit volumetric de lichid motor rece pompat de electropompa **15c** în  
31 circuit închis ( $\text{m}^3/\text{s}$ );  $D_1$  - diametrul mic al ajutorajului camerei de reacție lichid-vapori **15e** (m).  
Viteza de ejectare [ $W_2$ (m/s)] a lichidului motor rece din tubulatura conică a ejectorului  
33 cilindro-conic **15g** se determină conform ecuației dimensionale a debitului:  $W_2 = [(4 \cdot D_{v1})/(\pi$   
 $\cdot D_2^2)]$ ;  $D_2$  - diametrul mare al ejectorului cilindro-conic **15g**, respectiv la ieșire din tubulatura  
35 conică (m). Pătratele vitezelor  $W_1$  și  $W_2$  variază invers proporțional cu puterea a patra a  
diametrelor  $D_1$  și  $D_2$ , și în condiția tehnică în care  $D_2 > (5 \cdot D_1) \rightarrow W_2^2 \ll W_1^2 \rightarrow (W_1^2 - W_2^2)$   
37 aproximativ egală cu  $W_1^2$  și variația de presiune dinamică [ $\Delta P$  (Pascali)], se determină  
conform ecuației dimensionale:  $\Delta P = [(\rho \cdot W_1^2)/2] + (\rho \cdot g \cdot \Delta H)$ ;  $\Delta H$  - variația de înălțime a  
39 ejectorului cilindro-conic **15g** ( $\Delta H = H_1 - H_2$ ). Lungimea tubulaturii conice ( $L_c$ (m)) a ejecto-  
rului **15g** se determină conform ecuației dimensionale:  $L_c = [(D_2 - D_1)/(2 \cdot \text{tg } \alpha)]$ ;  $\alpha$  - unghi de  
41 evazare al tubulaturii conice;  $\text{tg}$  - funcția tangentă. Se pornește motorul electric **14f**, intră în  
funcțiune rotorul de recirculare **14** ascendentă-descendentă a soluției apoase azotice, rotorul  
43 **14** care pompează soluția apoasă cu paletetele **14c** prin cele 4 orificii dreptunghiulare **14e**,  
precum și descendent rotațional cu ajutorul a 4 palete verticale dreptunghiulare **14d**, pe  
45 suprafața cilindrică interioară de transfer termic a vaporizatorului **13** în scopul încălzirii și  
vaporizării apei și acidului azotic azeotrop hidrat ( $\text{HNO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ;  $\text{HNO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ), la temperatura

# RO 131756 B1

de proces 75°C. Vaporii de apă și acid azotic azeotrop aspirați prin depresiune urcă ascendent prin conducta **15a** în camera de amestec **15e**, fiind condensați prin amestecare și răcire în ejectorul **15g**, compartimentul colector condensator **15b** ca urmare a recirculării lichidului motor rece (soluția apoasă azotică) de electropompă **15c** prin conducta verticală **15d** în circuit închis. Se reduce temperatura agentului termic în circulație prin mantaua cristalizorului **13** la 40°C pentru solidificarea/cristalizarea acidului fosforic și a altor substanțe în colectorul **13b** al cristalizorului **13**. Se oprește motorul electric **14f**, se închide conducta cu robinet/vană **13a**, conducta cu robinet/vană **15a**, și se extrage colectorul **13b** în exteriorul cristalizorului **13** prin egalizarea cu presiunea atmosferică. Debitul caloric [ $D_c$ (kJ/s)] al generatorului termic aferent reactorului, ce se transferă în proces de vaporizare/cristalizare, se determină conform ecuațiilor dimensionale:

$$D_c = (\rho \cdot D_v \cdot \Delta H_a) = (\rho \cdot w \cdot S_c \cdot \Delta H_a) = (K_t \cdot S_t \cdot \Delta T);$$

$\rho$  - densitatea agentului termic caloportor (kg/m<sup>3</sup>);  $D_v$  - debit volumetric de agent termic caloportor pompat prin mantaua cristalizorului **13** și generator (m<sup>3</sup>/s);  $\Delta H_a$  - diferența de entalpie a agentului termic caloportor (kJ/kg)[ $\Delta H_a = (H_i - H_f)$ ];  $H_i$  - entalpia inițială a agentului termic caloportor respectiv la ieșire din generator (kJ/kg);  $H_f$  - entalpia finală a agentului termic caloportor respectiv la intrare în generatorul termic (kJ/kg);  $w$  - viteza de circulație a agentului termic caloportor prin mantaua cristalizorului **13** (m/s);  $S_c$  - secțiunea de curgere a agentului termic caloportor prin mantaua cristalizorului **13** (m<sup>2</sup>);  $K_t$  - coeficient total de transfer termic prin peretele cilindric vertical respectiv suprafața de transfer termic (kJ/m<sup>2</sup> · s · °C);  $S_t$  - suprafața cilindrică interioară de transfer termic a cristalizorului **13** (m<sup>2</sup>);  $\Delta T$  - diferența de temperatură (°C) între agentul termic caloportor și soluția apoasă azotică, ce se determină conform expresiei:  $\Delta T = (T_a - T_v)$ ;  $T_a$  - temperatura agentului termic caloportor în circulație prin mantaua cristalizorului **13** (°C);  $T_v$  - temperatura de vaporizare a soluției apoase azotice (°C). Durata de vaporizare [t(s)] se determină conform ecuației dimensionale:  $t = [(m_{sa} \cdot H_{sa}) / (K_t \cdot S_t \cdot \Delta T)]$ ;  $m_{sa}$  - masa soluției apoase azotice, respectiv masa apei și acidului azotic azeotrop hidrat din cristalizor **13** (kg);  $H_{sa}$  - entalpia medie a vaporilor de apă și acid azotic azeotrop hidrat la temperatura de vaporizare (kJ/kg). Faza organică de complecși organo-metalici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu se distribuie în cele 8 unități de transfer de masă formate din amestecătoarele **12a**, decantoarele **12b** prin conductele **12f**, **12g**, **12c** la egalizare de mase în aparatele modulului reextractor **R** în scop funcțional de reextracție în contracurent a azotaților de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu din faza organică extractantă și complexantă în soluție apoasă azotică [0,1 M HNO<sub>3</sub> (6,3 g HNO<sub>3</sub>/l) pentru a bloca hidroliza azotaților] ce se introduce în reextractorul **R** printr-o conductă exterioară de alimentare în amestecătoarele **12a**. Se pornesc motoarele electrice **10e**, intră în funcțiune agitatoarele turbinei **10d** ale amestecătoarelor **12a** și are loc recircularea în contracurent prin conductele **12f**, **12g**, **12c**, amestecarea, reextracția și decantarea fazelor. Coeficientul de distribuție (reextracție) al azotaților de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu în soluția apoasă azotică diluată 0,1 M HNO<sub>3</sub> este  $D = 10$ . Ecuația de echilibru a reextracției în contracurent:  $(X/Y) = D \rightarrow X = (D \cdot Y)$ ;  $X$  - raport de masă al azotaților în faza soluție apoasă azotică 0,1 M HNO<sub>3</sub> (kg/kg);  $Y$  - raport de masă al complecșilor organo-metalici ai azotaților de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu în fază organică (40% TBP/HDEHP în kerosen)(kg/kg). Raportul de masă inițial al complecșilor organo-metalici ai azotaților în fază organică:  $Y_f = Y_o = 0,1845$ . Ecuația dimensională a bilanțului material al modulului reextractor **R** pentru unitățile 1 și n de transfer de masă:  $(F \cdot Y_{n+1}) + (E \cdot X_o) = (F \cdot Y_1) + (E \cdot X_n)$ . Faza de soluție diluată azotică de reextracție (0,1 M HNO<sub>3</sub>) nu conține azotați ( $X_o = 0$ ). Ecuația dimensională a bilanțului material:  $(F \cdot Y_{n+1}) = (F \cdot Y_1) + (E \cdot X_n)$ .  $F$  - masă/debit de masă fază organică în alimentarea reextractorului **R** (kg) (kg/s) [masa:  $m_F = (m_{FO} + m_{azotati}) = 7819,464$  kg];  $E$  - masă/debit de masă soluție apoasă diluată de reextracție (0,1 M

# RO 131756 B1

1 HNO<sub>3</sub>) [masa:  $m_{0,1M\ HNO_3} = 7819,464\ \text{kg}$ ] și alimentare reextractor R în contracurent cu faza  
 3 organică (kg)(kg/s);  $Y_{n+1}$  - raport de masă al complexilor organo-metalici ai azotaților în faza  
 5 organică care au ieșit din unitatea n + 1 de transfer și au intrat în unitatea n de transfer  
 7 (kg/kg);  $Y_1$  - raport de masă al complexilor organo-metalici ai azotaților, care au ieșit din  
 9 unitatea 1 de transfer de masă (kg/kg);  $X_n$  - raport de masă al azotaților de Th(IV), U(VI), lan-  
 11 tanide, ytriu în faza soluție apoasă azotică de reextracție (0,1 M HNO<sub>3</sub>), care intră în unitatea  
 13 n de transfer de masă (kg/kg). Consum specific de soluție apoasă azotică de reextracție:  
 15  $q = 1\ \text{kg soluție } 0,1\ \text{M HNO}_3/\text{kg faza organică}$ , în condiția tehnică  $F = E$  și  $(F/E) = 1$ .

17 Ecuția dimensională a procesului de reextracție:  $X_n = (Y_{n+1} - Y_1) = (D \cdot Y_n)$ . Modelul  
 19 dimensional de proces reextracție pentru 8 unități de transfer de masă:

21 - unitatea 1 de transfer de masă (n = 1):  $X_1 = (D \cdot Y_1)$ ;  $Y_1 = Y_2/(1 + D)$ ;

23 - unitatea 2 de transfer de masă (n = 2):  $X_2 = (D \cdot Y_2)$ ;  $Y_2 = Y_3 \cdot [(1 + D)/(1 + D + D^2)]$ ;

25 - unitatea 3 de transfer de masa (n = 3):  $X_3 = (D \cdot Y_3)$ ;  $Y_3 = Y_4 \cdot [(1 + D + D^2)/(1 + D +$   
 $+ D^2 + D^3)]$ ;

27 - unitatea 4 de transfer de masă (n = 4):  $X_4 = (D \cdot Y_4)$ ;  $Y_4 = Y_5 \cdot [(1 + D + D^2 + D^3)/(1 +$   
 $+ D + D^2 + D^3 + D^4)]$ ;

29 - unitatea 5 de transfer de masă (n = 5);  $X_5 = (D \cdot Y_5)$ ;  $Y_5 = Y_6 \cdot [(1 + D + D^2 + D^3 +$   
 $+ D^4)/(1 + D + D^2 + D^3 + D^4 + D^5)]$ ;

31 - unitatea 6 de transfer de masă (n = 6):  $X_6 = (D \cdot Y_6)$ ;  $Y_6 = Y_7 \cdot [(1 + D + D^2 + D^3 + D^4 +$   
 $+ D^5)/(1 + D + D^2 + D^3 + D^4 + D^5 + D^6)]$ ;

33 - unitatea 7 de transfer de masă (n = 7):  $X_7 = (D \cdot Y_7)$ ;  $Y_7 = Y_8 \cdot [(1 + D + D^2 + D^3 + D^4 +$   
 $+ D^5 + D^6)/(1 + D + D^2 + D^3 + D^4 + D^5 + D^6 + D^7)]$ ;

35 - unitatea 8 de transfer de masă (n = 8):  $X_8 = (D \cdot Y_8)$ ;  $Y_8 = Y_f [(1 + D + D^2 + D^3 + D^4 +$   
 $+ D^5 + D^6 + D^7)/(1 + D + D^2 + D^3 + D^4 + D^5 + D^6 + D^7 + D^8)]$ .

37 Valorile X, Y pentru 8 unitățile de transfer de masă sunt specificate conform tabelului:

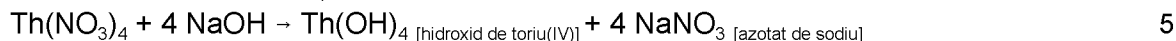
	$X_8 = 0,1845$	$Y_8 = 0,01845$
	$X_7 = 0,01845$	$Y_7 = 0,001845$
	$X_6 = 0,001845$	$Y_6 = 0,0001845$
	$X_5 = 0,0001845$	$Y_5 = 0,00001845$
	$X_4 = 0,00001845$	$Y_4 = 0,00000185$
	$X_3 = 0,000001845$	$Y_3 = 0,000000185$
	$X_2 = 0,000000183$	$Y_2 = 0,0000000183$
	$X_1 = 0,0000000167$	$Y_1 = 0,00000000167$

39 La expirarea timpului de reextracție, se scot din funcțiune motoarele electrice 10e și  
 41 agitatoarele turbină 10d ale amestecătoarelor 12a în scopul separării fazelor vizualizată pe  
 43 indicatoarele de nivel aferente decantoarelor 12b și se deschid automat vanele conductelor  
 45 12h și soluția apoasă cu densitate mai mare [masa:  $m_G = (m_{azotați} + m_{0,1\ M\ HNO_3}) = 8888,928$   
 kg] rezultată în modulul reextractor R este pompată în modulul reactor G prin intermediul  
 unei conducte exterioare cu electropompa. Faza organică (40% TBP/HDEHP în kero-  
 sen)( $m_{FO} = 6750\ \text{kg}$ ) din amestecătoarele 12a, decantoarele 12b în condiția în care vanele  
 conductelor 12h sunt deschise, curge gravitațional în colectorul 16b, fiind pompată cu  
 ajutorul electropompei 16c ca mijloc tehnic standardizat, în 2 rezervoare de stocaj 16a prin  
 conducta verticală 16d pentru a fi utilizată la o nouă extracție reactivă. Se închid automat  
 vanele conductelor 12h și se oprește electropompa 16c. Se pornește motorul electric 6, intră

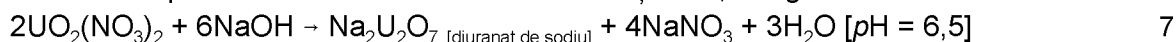


# RO 131756 B1

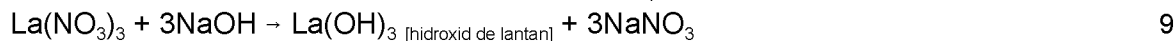
În mișcare de rotație rotorul turbinei 3 și soluția apoasă intră în recirculație ascendentă-descendentă în interiorul modulului reactor G. Se introduce treptat masa de hidroxid de sodiu solid cristalizat [NaOH. Masa molară: M = 40 kg/kmol] granule în modul G și se activează reacțiile chimice, conform ecuațiilor chimice:



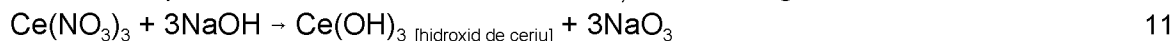
Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 32,12 kg NaOH/tonă monazit.



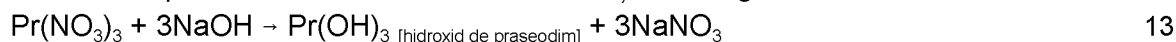
Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 4,32 kg NaOH/tonă monazit.



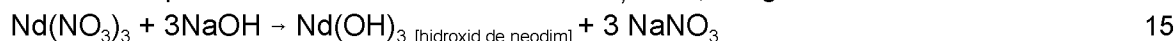
Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 35,179 kg NaOH/tonă monazit.



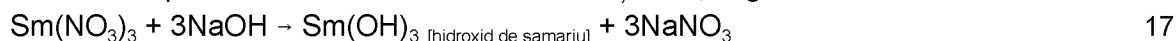
Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 147 kg NaOH/tonă monazit.



Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 48,11 kg NaOH/tonă monazit.



Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 46,7 kg NaOH/tonă monazit.



Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 35,26 kg NaOH/tonă monazit.



Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 46,96 kg NaOH/tonă monazit.



$m_{0,1 \text{ M HNO}_3} = 7819,464 \text{ kg}$ . Masa de acid azotic în soluția apoasă 0,1 M HNO<sub>3</sub>

$[C_{\text{HNO}_3} = 6,3 \text{ kg/m}^3]$  [densitatea:  $\rho = 1002,5 \text{ kg/m}^3$ ] :  $m_{\text{HNO}_3} = [(m_{0,1 \text{ M HNO}_3} / \rho) \cdot C_{\text{HNO}_3}] = 49,14 \text{ kg}$ . 23

Consumul specific de hidroxid de sodiu în reacție: 31,2 kg NaOH/tonă monazit. Consumul specific stoichiometric total de hidroxid de sodiu: 426,85 kg/tonă monazit. Are loc precipitarea diuranatului de sodiu, hidroxizilor de La, Ce, Pr, Nd, Sm, Y, respectiv formarea precipitatelor insolubile și gelatinoase în masa de reacție. Masele molare [M(kg/kmol)] ale hidroxidului izotopic de Th(IV), diuranatului de sodiu, hidroxizilor lantanidelor și ytriului sunt specificate conform tabelului: 27

Th(OH) <sub>4</sub> :	Na <sub>2</sub> U <sub>2</sub> O <sub>7</sub> :	La(OH) <sub>3</sub> :	Ce(OH) <sub>3</sub> :	31
300	634	190	191	
Pr(OH) <sub>3</sub> :	Nd(OH) <sub>3</sub> :	Sm(OH) <sub>3</sub> :	Y(OH) <sub>3</sub> :	33
192	195	201	140	

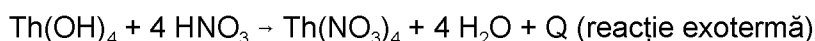
Productivitățile specifice [P(kg/tonă monazit)] ale diuranatului de sodiu, hidroxizilor de Th(IV), lantanide, ytriu sunt specificate conform tabelului: 35

Th(OH) <sub>4</sub> :	Na <sub>2</sub> U <sub>2</sub> O <sub>7</sub> :	La(OH) <sub>3</sub> :	Ce(OH) <sub>3</sub> :	37
60,225	11,412	55,7	233,92	
Pr(OH) <sub>3</sub> :	Nd(OH) <sub>3</sub> :	Sm(OH) <sub>3</sub> :	Y(OH) <sub>3</sub> :	39
76,98	75,88	59,1	54,78	

Productivitate specifică totală: 628 kg diuranat de sodiu, hidroxizi de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu/tonă de monazit. Productivitatea specifică totală a azotatului de sodiu: 904,764 kg NaNO<sub>3</sub>/tonă monazit. La expirarea timpului de reacție, se deschide automat vana conductei circulare 2 și vana conductei 7a, masa de reacție curge gravitațional și intră în 41

# RO 131756 B1

1 filtrul **7** în curgere elicoidală printre plăcile **8b**. Se pornește motorul electric **9** și intră în rotație  
 rotorul separator **8**, are loc filtrarea centrifugală a diuranatului de sodiu, hidroxizilor de La, Ce,  
 3 Pr, Nd, Sm, Y precipitate gelatinoase. Rotorul **8** cu plăcile **8b** raclează faza solidă de precipitate  
 de pe suprafața interioară a membranei filtrante **7d** și prin deplasare ascensională faza  
 5 solidă este evacuată în compartimentul toroidal exterior, fiind eliminată gravitațional în exteriorul  
 reactorului prin deschiderea conductelor metalice **7c**. Prin procesare chimică în afara reactorului,  
 7 se separă uraniu de lantanide și ytriu conform procedeelelor cunoscute. Faza lichidă (hidroxidul de toriu,  
 apă și azotatul de sodiu dizolvat) intră în cristalizorul **13** prin deschiderea automată a vanelor  
 9 conductelor **7b**, **13a** și prin pornirea motorului electric **14f**, pornirea electropompei **15c**,  
 deschiderea vanei conductei **15a**, și închiderea vanei conductei **7b**, intră în rotație rotorul **14**  
 11 de recirculație ascendentă-descendentă a fazei lichide și vaporizarea apei în vid, condensarea  
 vaporilor în compartimentul colector **15b**. Se închide vana conductei **15a**, se oprește  
 13 electropompa **15c** și se extrage colectorul **13b** cu hidroxidul de toriu, azotatul de sodiu,  
 cristalizați [ $m = (m_{\text{NaNO}_3} + m_{\text{Th(OH)}_4}) = 964,965 \text{ kg}$ ] la egalizare cu presiunea  
 15 atmosferică în cristalizor **13**. Masa de hidroxid de toriu, azotat de sodiu în stare solidă  
 cristalizată se introduce în modulul reactor **G** în amestec cu volumul de soluție apoasă  
 17 **4M HNO<sub>3</sub>** [ $V_{4M \text{ HNO}_3} = 1,2143 \text{ m}^3$ ]. Masa de soluție **4M HNO<sub>3</sub>**:  $m_{4M \text{ HNO}_3} = (\rho \cdot V_{4M \text{ HNO}_3}) =$   
 $= 1372 \text{ kg HNO}_3$  [ $m_{\text{HNO}_3} = 306 \text{ kg}$ ;  $m_{\text{H}_2\text{O}} = 1066 \text{ kg}$ ]. Se pornește motorul electric **6**, intră în  
 19 mișcare de rotație rotorul turbină **3** și masa de reacție intră în recirculație ascendentă-  
 descendentă în interiorul modulului **G**, se activează reacția chimică rapidă conform ecuației  
 21 chimice:



23 Q - energie termică sub formă de caldură (kJ). Bilanțul material al reacțiilor chimice, este specificat conform tabelului:

Masa de acid azotic reacționat/consumat [ $m_{\text{HNO}_3}$ (kg)]:	Masa de azotat de toriu produsă [ $m_{\text{Th(NO}_3)_4}$ (kg)]:	-	Masa de apă produsă [ $m_{\text{H}_2\text{O}}$ (kg)]:
50,589	96,36		14,454

29 Masa totală de azotați în masa de reacție a modulului **G**:

$m_{\text{azotați}} = (m_{\text{Th(NO}_3)_4} + m_{\text{NaNO}_3}) = 1001,124 \text{ kg}$ . Masa totală de apă în masa de reacție a  
 31 modulului reactor **G**:  $m_{\text{H}_2\text{O totală}} = 1080,454 \text{ kg}$ . Masa de acid azotic în exces în masa de reacție a  
 33 modulului **G**:  $m_{\text{HNO}_3 \text{ exces}} = (m_{\text{HNO}_3} - m_{\text{HNO}_3 \text{ reacționat}}) = 252 \text{ kg}$  - masa corespunzătoare  
 soluției apoase azotice **4M HNO<sub>3</sub>** necesară extracției reactive. Masa de reacție a modulului  
 35 **G** respectiv masa fazei lichide apoase:  $m_{\text{FA}} = (m_{\text{azotați}} + m_{\text{H}_2\text{O totală}} + m_{\text{HNO}_3 \text{ exces}}) = 2333,575 \text{ kg}$ .  
 La expirarea timpului de reacție, se deschid automat vanele conductelor **2**, **7a**, **7b**, se  
 37 pornește motorul electric **11h** și rotoarele turbină **11** pompează faza lichidă în modul reactor  
 extractor **E**, respectiv în amestecătoarele **10a**, decantoarele **10b**. Din rezervoarele de stocaj  
 39 **16a** se introduce masa de fază organică extractantă-complexantă [ $m_{\text{FO}} = 340 \text{ kg}$ ], se pornesc  
 motoarele electrice **10e** și are loc extracția în contracurent și complexarea respectiv formarea  
 41 complexului organo-metalic Th(IV). Bilanțul material al extracției, este specificat conform tabelului:

Masa TBP/HDEH P în exces [ $m_{\text{TBP}}$ (kg)]:	Masa complex Th(NO <sub>3</sub> ) <sub>4</sub> ·2TBP/HDEHP [ $m_{\text{Th(NO}_3)_4 \cdot 2\text{TBP}}$ (kg)]:	-	Masa kerosen/dodecan (C <sub>12</sub> H <sub>26</sub> ) [mK(kg)]:	Masa faza organică extractantă-complexantă [ $m_{\text{FO}}$ (kg)]:
136	203		204	340

# RO 131756 B1

Raportul de masă [ $X_i$ (kg/kg)] al azotatului izotopic Th(IV), în faza soluție apoasă azotică F la intrarea în modul E:  $X_F = (m_{Th(NO_3)_4}/m_{FA}) = 0,04129$  kg/kg. Consumul specific [ $q$ (kg/kg)] de fază organică extractantă-complexantă (40% TBP/HDEHP în kerosen):  $q = (m_{FO}/m_{FA}) = (E/F) = 0,15$  kg/kg. Pentru un coeficient de distribuție  $D = 10$ , valorile rapoartelor de masă  $X, Y$  sunt specificate conform tabelului:

$X_8 = 0,03134$	$Y_8 = 0,03134$
$X_7 = 0,02054$	$Y_7 = 0,2054$
$X_6 = 0,01332$	$Y_6 = 0,1332$
$X_5 = 0,00845$	$Y_5 = 0,0845$
$X_4 = 0,00526$	$Y_4 = 0,0526$
$X_3 = 0,00310$	$Y_3 = 0,0310$
$X_2 = 0,00162$	$Y_2 = 0,0162$
$X_1 = 0,00065$	$Y_1 = 0,0065$

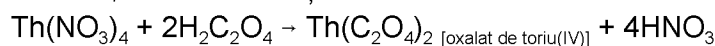
La expirarea duratei totale de amestecare, complexare, extracție, se scot din funcțiune motoarele electrice **10e** ale amestecătoarelor **10a** și se deschid automat vanele conductelor **10i**, **10h** și masa de extracție este evacuată gravitațional în modulul reextractor **R**, respectiv în primul decantor **12b** și amestecător **12a** prin intermediul conductelor **12c**, unde are loc decantarea fazei lichide soluție apoasă azotică ce conține masa de azotat de sodiu neextractibil. După separarea fazelor, se deschid automat vanele conductelor **12h**, **12j**, **13a** și prin conductele **12c**, **12f**, **12g**, faza apoasă [ $m_{fa} = (m_{H_2O \text{ total}} + m_{HNO_3 \text{ exces}} + m_{NaNO_3}) = 2237,218$  kg] este evacuată gravitațional în cristalizorul **13**. Se închide robinetul conductei **12j**, se deschide robinetul conductei **15a**, se pornește electropompa **15c**, se efectuează vid în cristalizor **13** unde se pornește recirculația agentului termic caloportor pentru realizarea temperaturii procesului ( $75^\circ\text{C}$ ) de încălzire și vaporizare a apei și acidului azotic hidrat, vapori condensati în compartiment colector condensator **15** ca urmare a recirculării lichidului motor rece (soluția apoasă azotică). Se oprește motorul electric **14f**, se închide conducta cu robinet/vana **13a**, conducta cu robinet/vana **15a** și se extrage colectorul **13b** cu azotat de sodiu cristalizat, în exteriorul cristalizorului **13** prin egalizare cu presiunea atmosferică. Faza organică de complex organo-metalic de Th(IV) se distribuie în cele 8 unități de transfer de masă formate din amestecătoarele **12a**, decantoarele **12b** prin conductele **12f**, **12g**, **12c** la egalizare de mase și în scop funcțional de reextracție în contracurent a azotatului izotopic Th(IV) din faza organică extractantă în soluția apoasă azotică 0,1 M  $HNO_3$  (6,3 g/l), ce se introduce în reextractorul **R** printr-o conductă exterioară de alimentare în amestecătoarele **12a**. Se pornesc motoarele electrice **10e**, intră în funcțiune agitatoarele turbină **10d** ale amestecătoarelor **12a** și are loc recircularea în contracurent prin conductele **12f**, **12g**, **12c**, amestecarea, reextracția și decantarea fazelor. Raport de masă inițial al complexului organo-metalic de Th(IV), în fază organică:  $Y_f = 0,396$ . Consumul specific de soluție apoasă azotică de reextracție:  $q = 1$  kg soluție 0,1 M  $HNO_3$ /kg fază organică. Valorile  $X, Y$ , pentru 8 unități transfer de masă reextracție și coeficient de distribuție  $D = 10$  sunt specificate conform tabelului:

$Y_8 = 0,0396$	$X_8 = 0,396$
$Y_7 = 0,00396$	$X_7 = 0,0396$
$Y_6 = 0,000396$	$X_6 = 0,00396$

$Y_5 = 0,0000396$	$X_5 = 0,000396$
$Y_4 = 0,00000395$	$X_4 = 0,0000395$
$Y_3 = 0,000000395$	$X_3 = 0,00000395$
$Y_2 = 0,000000039$	$X_2 = 0,00000039$
$Y_1 = 0,000000039$	$X_1 = 0,00000039$

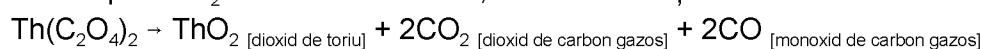
După separarea fazelor, se deschid automat vanele conductelor **12h**, **12j**, **13a**, iar prin conductele **12c**, **12f**, **12g**, faza apoasă [ $m_{fa} = (m_{0,1MHNO_3} + m_{Th(NO_3)_4}) = 400 \text{ kg}$ ] este evacuată gravitațional în cristalizorul **13**, unde are loc încălzirea și vaporizarea apei, acidului azotic hidrat, condensarea vaporilor în compartimentul condensator **15**. Prin oprirea motorului electric **14f**, închiderea conductelor cu vane **13a**, **15a**, se extrage colectorul **13b** cu azotatul izotopic de Th(IV) cristalizat [ $Th(NO_3)_4 \cdot 4H_2O$ ], în exteriorul cristalizorului **13** prin egalizare cu presiunea atmosferică. În continuare, azotatul izotopic de Th(IV) se procesează chimic conform procedeelor cunoscute:

- reacția chimică cu acid oxalic  $H_2C_2O_4$  în soluție apoasă și formarea oxalatului de Th(IV) insolubil, conform ecuațiilor chimice:



- cristalizarea oxalatului de Th(IV) [ $Th(C_2O_4)_2 \cdot 6H_2O$ ] prin vaporizarea apei și acidului azotic hidrat;

- descompunerea termică a oxalatului de Th(IV) la temperatura  $T = 800^\circ C$  și formarea dioxidului izotopic  $ThO_2$  combustibil nuclear, conform ecuației chimice:



Prin aplicarea, realizarea invenției, se obțin următoarele avantaje:

- reactorul chimic procesor izotopic realizează un grad înalt de purificare nucleară a toriului;

- reactorul chimic procesor izotopic are stabilitate termică mai mare față de instalațiile cunoscute în stadiul tehnicii;

- reactorul chimic procesor izotopic are stabilitate chimică ridicată la acțiunea corozivă a acidului azotic;

- reactorul chimic procesor are un grad mic de miscibilitate a fazelor organică și apoasă;

- reactorul chimic procesor izotopic are posibilitatea reglării proprietăților extractanților organici (TBP, HDEHP) prin diluare cu solvenți inerți care nu solubilizează uraniu, toriu;

- reactorul chimic procesor izotopic are stabilitate la acțiunea radiațiilor ionizante;

- reactorul chimic procesor izotopic realizează o productivitate specifică de acid fosforic (produs strategic) ca indicator tehnic:  $322 \text{ kg } H_3PO_4/\text{tonă de monazit}$ ;

- reactorul chimic procesor izotopic realizează procesarea și a altor minereuri de toriu și uraniu (torit, torianit, euxenit, uraninit, pehblenda, torbernit, carnotit) în condiția existenței specificației tehnice de compoziția chimică;

- reactorul chimic procesor izotopic realizează o viteză de procesare a minereurilor de uraniu și toriu mai mare cu 50% față de instalații cunoscute, datorită intensificării proceselor unitare;

- reactorul chimic procesor izotopic poate fi automatizat complet.

1. Reactor chimic procesor izotopic, **caracterizat prin aceea că** este format dintr-un modul reactor generator (**G**) de azotați, hidroxizi de Th(IV), U(VI), lantanide (Ln), ytriu (Y), ce comunică cu un filtru (**7**) centrifugal separator de faze solid-lichid și module succesive, un reactor extractor (**E**) de complecși azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y prin intermediul a două rotoare turbină (**11**) de pompare a fazei lichide, un reextractor (**R**) de azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y ce comunică cu un cristalizor (**13**) de azotați, acid fosforic, și, în continuare, acest cristalizor (**13**) și vaporizator comunică cu un condensator (**15**) pentru vaporii de apă și acidul azotic hidrat. 3  
5  
7  
9
2. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că** acest modul reactor generator (**G**) este format dintr-o conductă (**1**) circulară cu vană, pentru alimentarea modulului (**G**) cu minereu monazit granulat și reactanți, o conductă (**2**) de evacuare a amestecului eterogen solid-lichid, la finalizarea timpului de staționare a masei de reacție prin recirculare ascendentă-descendentă în interiorul modulului (**G**) în care este asamblat demontabil un rotor turbină (**3**) format din ax central (**3a**) tronconic rotativ pe care este asamblată o tubulatură (**3b**) cilindrică rotativă și pe care sunt executate radial, circumferențial pe tubulatura (**3b**) sub unghi de 90°, 4 orificii (**3c**) dreptunghiulare și, în continuare, în interiorul tubulaturii (**3b**), sunt asamblate nedemontabil 8 palete (**3d**) radiale înclinate ascendent față de orizontală cu un unghi de 30...45° pe circumferința axului rotor (**3a**) sub unghi de 45°, pentru recircularea energetică a amestecului eterogen solid-lichid, activarea, mărirea vitezei reacțiilor chimice, iar acest modul (**G**) posedă un schimbător de căldură (**5**) format din 8 țevi cilindrice verticale prin care circulă ascendent un agent caloportor cu transfer termic în circulație continuă, efectuată de un mijloc tehnic (**4**) și acest rotor turbină (**3**) este acționat în mișcarea de rotație de un mijloc tehnic (**6**). 11  
13  
15  
17  
19  
21  
23  
25
3. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că** filtrul (**7**) centrifugal cu rol funcțional de separare a fazei solide de faza lichidă soluție apoasă de azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y, acid azotic, acid fosforic, acid silicic, posedă o conductă (**7a**) de alimentare a masei de reacție din modul (**G**), o conductă (**7b**) de evacuare a fazei lichide filtrată, un compartiment (**7c**) toroidal exterior cu 2 conducte de evacuare gravitațională a fazei solide granulate de diuranat de sodiu, hidroxizi de lantanide și ytriu, substanțe reziduale, o membrană filtrantă (**7d**) cilindrică verticală perforată de cel puțin 10000 orificii circulare cu rol funcțional de filtrare a fazelor, și în acest filtru separator (**7**) este asamblat demontabil un rotor separator (**8**) format dintr-un ax rotativ (**8a**) central pe care sunt asamblate nedemontabil 11...13 plăci (**8b**) circulare elicoidale înclinate ascendent cu un unghi 30...45° față de orizontală, pentru raclarea, deplasarea ascendentă a fazei solide de pe suprafața interioară a membranei filtrante (**7d**) și colectarea fazei solide în compartimentul (**7c**), iar în continuare, pe aceste plăci (**8b**) sunt asamblate nedemontabil 10...12 plăci (**8c**) verticale trapezoidale cu rol de suport, rezistența mecanică pentru a efectua o presiune dinamică centrifugală radială asupra amestecului eterogen solid-lichid pentru a filtra faza lichidă prin membrana filtrantă (**7d**) și a deplasa ascendent rotațional faza solidă la evacuarea acesteia în compartimentul (**7c**), iar acest rotor separator (**8**) este acționat în mișcarea de rotație de un mijloc tehnic (**9**). 27  
29  
31  
33  
35  
37  
39  
41  
43
4. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că** acest modul reactor extractor (**E**) de complecși azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y în geometrie ortogonală plană, format din 8 amestecătoare (**10a**) unități de transfer de masă în contracurent de faze lichide respectiv faza organică extractantă - faza soluție apoasă de 45  
47

# RO 131756 B1

1 azotați Th(IV), U(VI), Ln, Y, Fe(III), acid fosforic, amestecătoare (10a) ce comunică în plan  
2 orizontal și intercalat cu 8 decantoare (10b) gravitaționale pentru separare faze lichide, fiecare  
3 amestecător (10a) cu geometrie paralelipipedică posedă o manta termică proprie pentru  
4 transferul termic de căldură al reacției exoterme de complexare a azotaților spre schimbătorul  
5 de căldură (5) al modulului reactor generator (G), încălzirea masei de reacție amestec  
6 eterogen solid-lichid la temperatura de proces, prin pompare efectuată de 2 mijloace tehnice  
7 (4) și comunică cu un decantor (10b) paralelipipedic prin intermediul a 25 țevi (10c) cilindrice  
8 orizontale asamblate nedemontabil pe 5 rânduri, fiecare amestecător (10a) posedă un agitator  
9 turbină (10d) cu alimentare dublă axială, de sus și de jos, pompare radială a fazei lichide ca  
10 amestec eterogen din amestecător (10a) în decantor (10b), și, în continuare, fiecare agitator  
11 turbină (10d) posedă un ax rotativ central pe care sunt asamblate nedemontabil și radial la  
12 partea superioară, 8...12 palete înclinate ascendent cu un unghi de 30° față de orizontală și  
13 pe circumferința axului rotativ în scopul pomparei în mod descendent a fazei lichide organice  
14 extractante precum și 8...12 palete asamblate nedemontabil, radial și descendent la partea  
15 inferioară cu un unghi 30° față de orizontală și pe circumferința axului rotativ, în scopul  
16 pomparei în mod ascendent a fazei lichide - soluție apoasă, și fiecare agitator turbină (10d)  
17 este acționat în mișcarea de rotație de un mijloc tehnic (10e).

18 5. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicărilor 1 și 4, **caracterizat prin**  
19 **aceea că** fiecare amestecător (10a) de faze posedă conducta (10f) circulară asamblată  
20 nedemontabil la partea superioară pentru intrarea fazei organice extractantă de complecși  
21 azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y dizolvați în solvent organic hidrocarbonat (dodecan), din decan-  
22 torul separator (10b), precum și o conductă (10g) circulară asamblată nedemontabil la partea  
23 inferioară pentru intrarea fazei de soluție apoasă de azotați din decantorul separator (10b) în  
24 contracurent cu faza organică și la amestecarea energetică, amestecul eterogen lichid-lichid  
25 este pompat radial de agitatorul turbină (10d) în decantorul separator (10b) gravitațional de  
26 faze, prin țevi (10c), și fiecare decantor (10b) posedă conducta (10b) circulară cu  
27 robinet/vană la partea inferioară pentru colectarea soluției apoase de azotați în 2 decantoare  
28 colectoare (10b), pentru evacuare prin 2 conducte (10i) circulare verticale în modul  
29 reextractor (R).

30 6. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea**  
31 **că** aceste 2 rotoare turbină (11) de pompare a fazei lichide-soluție apoasă de azotați de  
32 Th(IV), U(VI), Ln, Y din filtrul separator (7) și modul reextractor (R) în modul extractor (E),  
33 rotoarele (11) asamblate în bazinul colector (11a) paralelipipedic vertical de faza lichidă ce  
34 posedă un orificiu (11b) circular de alimentare a fazei lichide și conducta (11c) cilindrică  
35 verticală de pompare a fazei lichide, în care este asamblat demontabil un rotor de pompare  
36 verticală (11d) a fazei lichide, format dintr-un ax cilindric rotativ pe care sunt asamblate  
37 nedemontabil, la partea de mijloc, 8 palete (11e) radiale de pompare înclinate ascendent cu  
38 un unghi de 30...45° față de orizontală, paletetele (11e) asamblate pe circumferința axului  
39 rotativ și la partea inferioară, iar acest ax rotativ posedă o roată dințată (11f) de acționare în  
40 rotație în angrenaj cilindric cu altă roată dințată de la care primește rotația și care este  
41 acționată în rotație de axul (11g) cilindric vertical, prin intermediul unui mijloc tehnic (11h).

42 7. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea**  
43 **că** acest modul reextractor (R) în geometrie ortogonală plană cu rol funcțional de reextracție-  
44 purificare azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y din faza organică în soluție apoasă azotică diluată  
45 este format din 8 amestecătoare (12a) unități de transfer de masă în contracurent de faze  
46 lichide, ce comunică în plan orizontal și intercalat cu 8 decantoare separatoare (12b) grava-  
47 ționale de faze lichide pentru separarea acestora, fiecare amestecător (12a) cu geometrie

# RO 131756 B1

paralelipipedică posedă manta termică proprie pentru transfer termic și comunică cu un decantor separator (12b) gravitațional și paralelipipedic prin intermediul a 25 țevi (12c) cilindrice orizontale asamblate nedemontabil pe 5 rânduri, fiecare amestecător (12a) posedă un agitator turbină (10d) cu alimentare dublă axială de sus și de jos, și pompă radială a fazei lichide, o conductă (12f) circulară asamblată nedemontabil la partea superioară pentru alimentarea fazei organice extractantă de complecși azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y în solvent organic hidrocarbonat, din decantorul separator (12b), precum și o conductă (12g) circulară, asamblată nedemontabil la partea inferioară pentru intrarea soluției apoase azotice de azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y din decantorul separator (12b) în contracurent cu faza organică și la amestecarea energetică, amestecul eterogen lichid-lichid este pompat de agitatorul turbină (10d) în decantorul separator (12b) și, în continuare, ultimul decantor separator (12b) gravitațional posedă conductele (12i), (12j) circulare cu robinet/vană pentru curgerea gravitațională a soluției apoase de azotați de Th(IV), U(VI), Ln, Y, respectiv transferul din decantorul (12b) în cristalizorul (13) prin conducta (12h) cu robinet/vană.

8. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că** acest cristalizor (13) de azotat izotopic de Th(IV), azotat de sodiu, acid fosforic, cilindric vertical cu schimbător de căldură pentru încălzirea fazei lichide la temperatura de vaporizare în vid a apei, acidului azotic hidrat, posedă o conductă (13a) circulară cu robinet/vană pentru alimentarea soluției apoase de azotați, acid fosforic din ultimul decantor (12b), la partea inferioară posedă un colector (13b) al fazei solide cristalizate azotat de Th(IV), azotat de sodiu, acid fosforic, și în acest cristalizor (13) este asamblat un rotor (14) cilindric de recirculare ascendentă și descendentă a soluției apoase de azotați, acid fosforic, format dintr-un ax rotativ (14a) central, pe care este asamblată nedemontabil o tubulatură (14b) cilindrică verticală prin intermediul a 5 grupuri de 8...12 palete (14c) radiale, înclinate descendent și asamblate nedemontabil la 30° față de orizontală și la 30...45° pe circumferința axului rotativ (14a), pentru pomparea ascendentă verticală a soluției apoase azotice, și, în continuare, pe circumferința exterioară a tubulaturii (14b) sunt asamblate nedemontabil 4 plăci (14d) dreptunghiulare verticale cu un unghi de 90° pe circumferință și rol funcțional de formare a unui strat lichid descendent rotațional pe suprafața cilindrică de transfer termic a cristalizorului (13), creșterea vitezei de vaporizare a apei și acidului azotic hidrat în vid permanent până la cristalizarea azotatului de Th(IV), azotatului de sodiu, acidului fosforic, la partea superioară tubulatura (14b) posedă 4 orificii (14e) dreptunghiulare de evacuare a soluției apoase pompate de paletetele (14c) în recirculare continuă și acest rotor (14) este acționat în mișcare de rotație de mijloc tehnic (14f).

9. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că** acest condensator (15) de vapori apă și acid azotic hidrat comunică cu cristalizorul (13) prin conducta (15a) orizontală cu vană pentru aspirarea vaporilor și este format dintr-un compartiment colector (15b) de soluție apoasă azotică, respectiv condens lichid pompat de un mijloc tehnic (15c) prin conducta (15d) verticală, în mod ascendent, și cu viteză mare într-o cameră de amestec (15e) vapori-lichid cu injector/ajutaj (15f) într-un ejector (15g) cilindro-conic vertical descendent, condensarea vaporilor în lichid rece, recirculare ca lichid motor și efectuare vid în cristalizor (13).

10. Reactor chimic procesor izotopic, **caracterizat prin aceea că** posedă, la partea superioară, 2 rezervoare de stocaj (16a) extractant organic dizolvat în solvent hidrocarbonat, pentru alimentarea gravitațională a amestecătoarelor (10a) aferente modulului reactor extractor (E) și, la partea inferioară, un colector (16b) pentru extractantul utilizat în proces în decantorul (12b) și recirculat în reactor cu ajutorul unui mijloc tehnic (16c) prin intermediul unei conducte (16d) verticale de pompare.

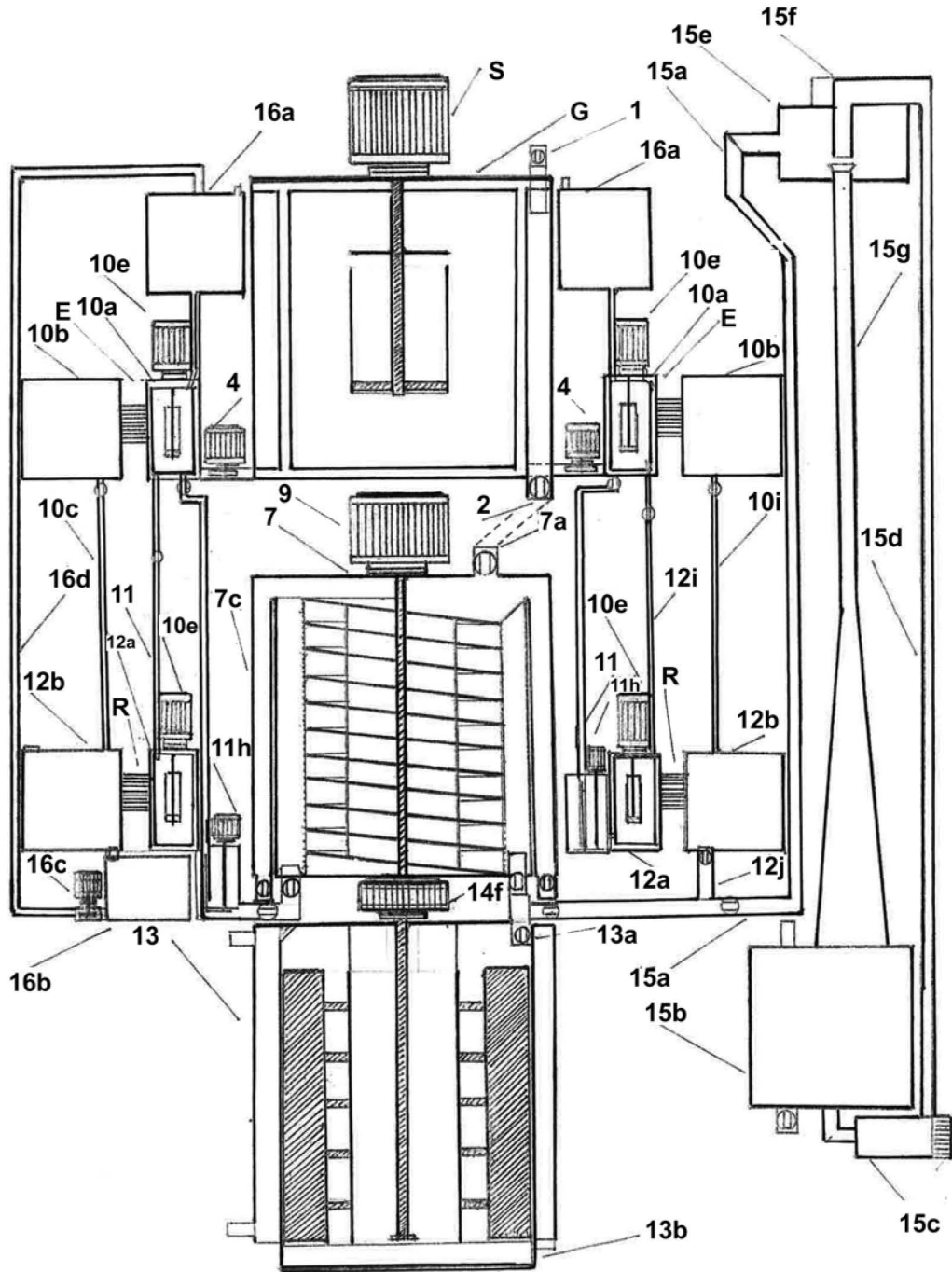


Fig. 1



(51) Int.Cl.

**B01J 8/10** (2006.01),

**G21G 1/02** (2006.01)

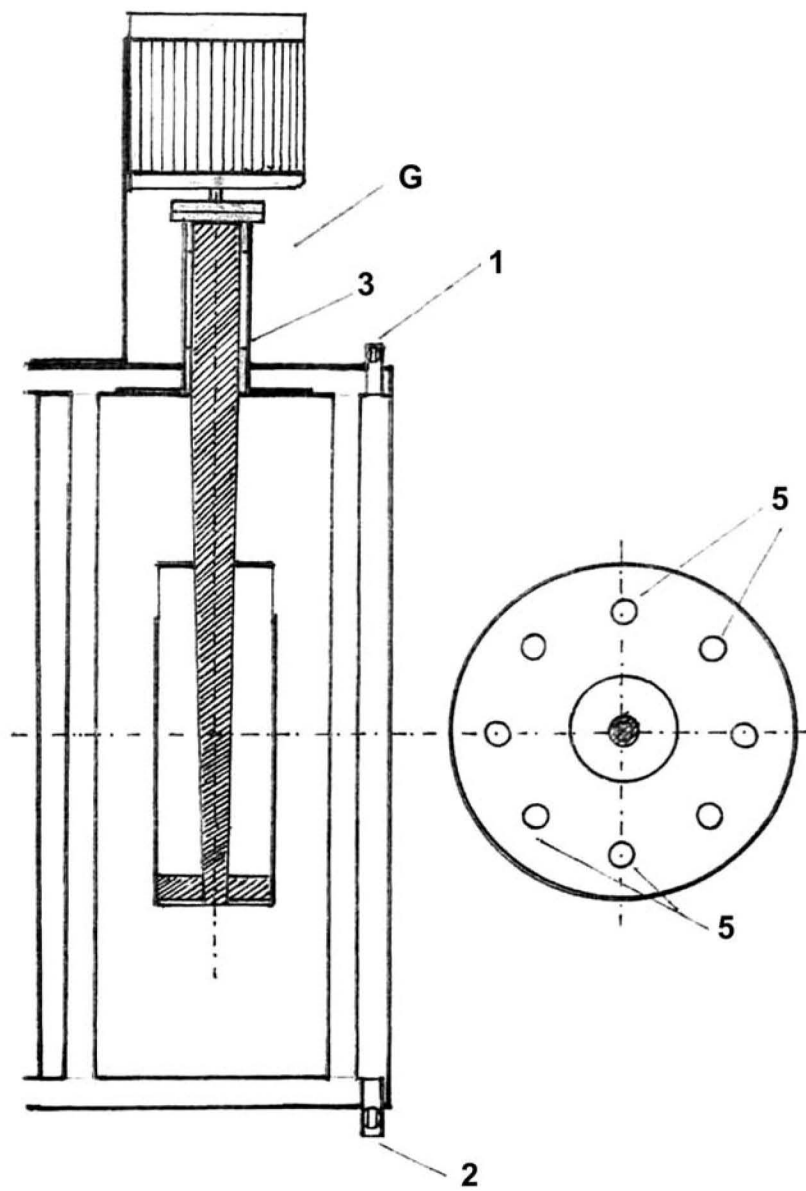


Fig. 2

(51) Int.Cl.  
**B01J 8/10** (2006.01),  
**G21G 1/02** (2006.01)

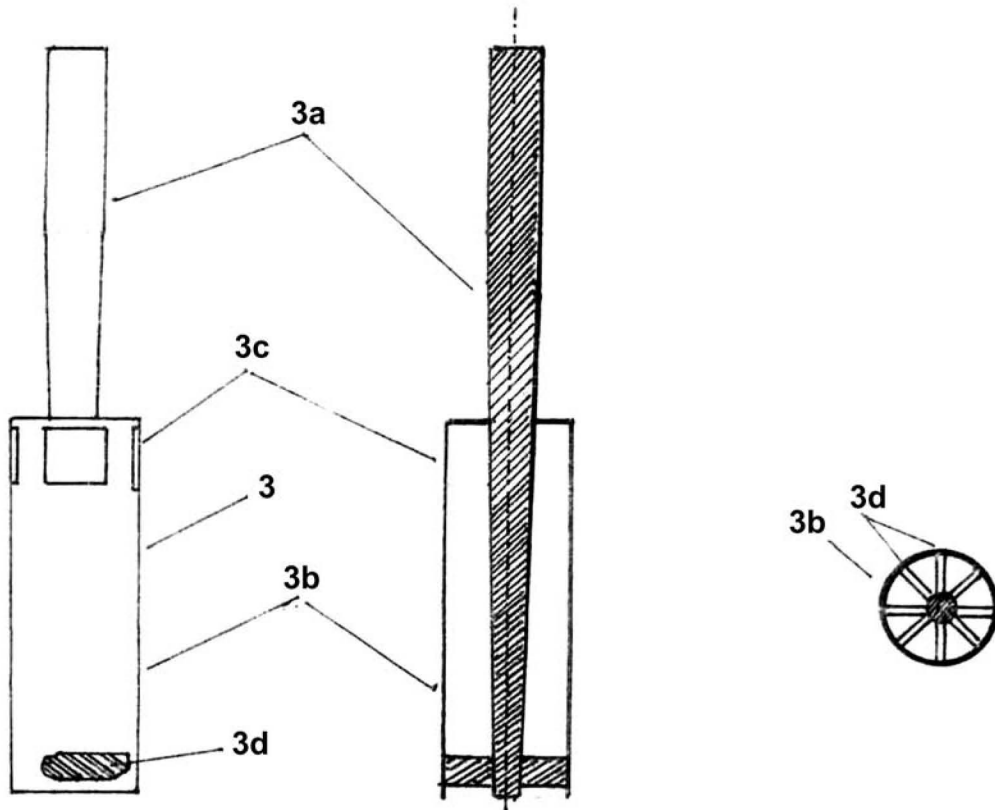


Fig. 3

(51) Int.Cl.

**B01J 8/10** (2006.01),

**G21G 1/02** (2006.01)

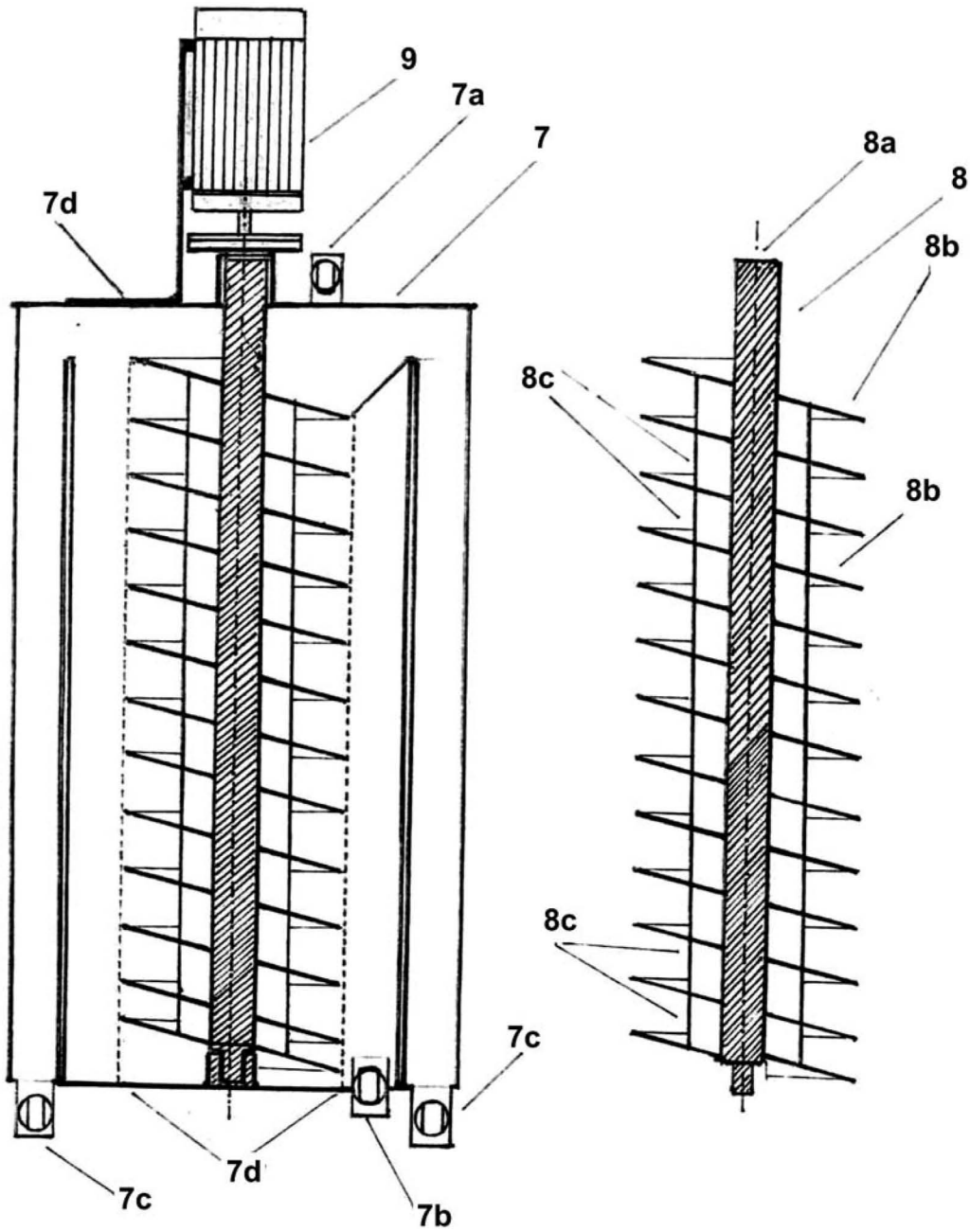


Fig. 4

(51) Int.Cl.  
*B01J 8/10* (2006.01),  
*G21G 1/02* (2006.01)

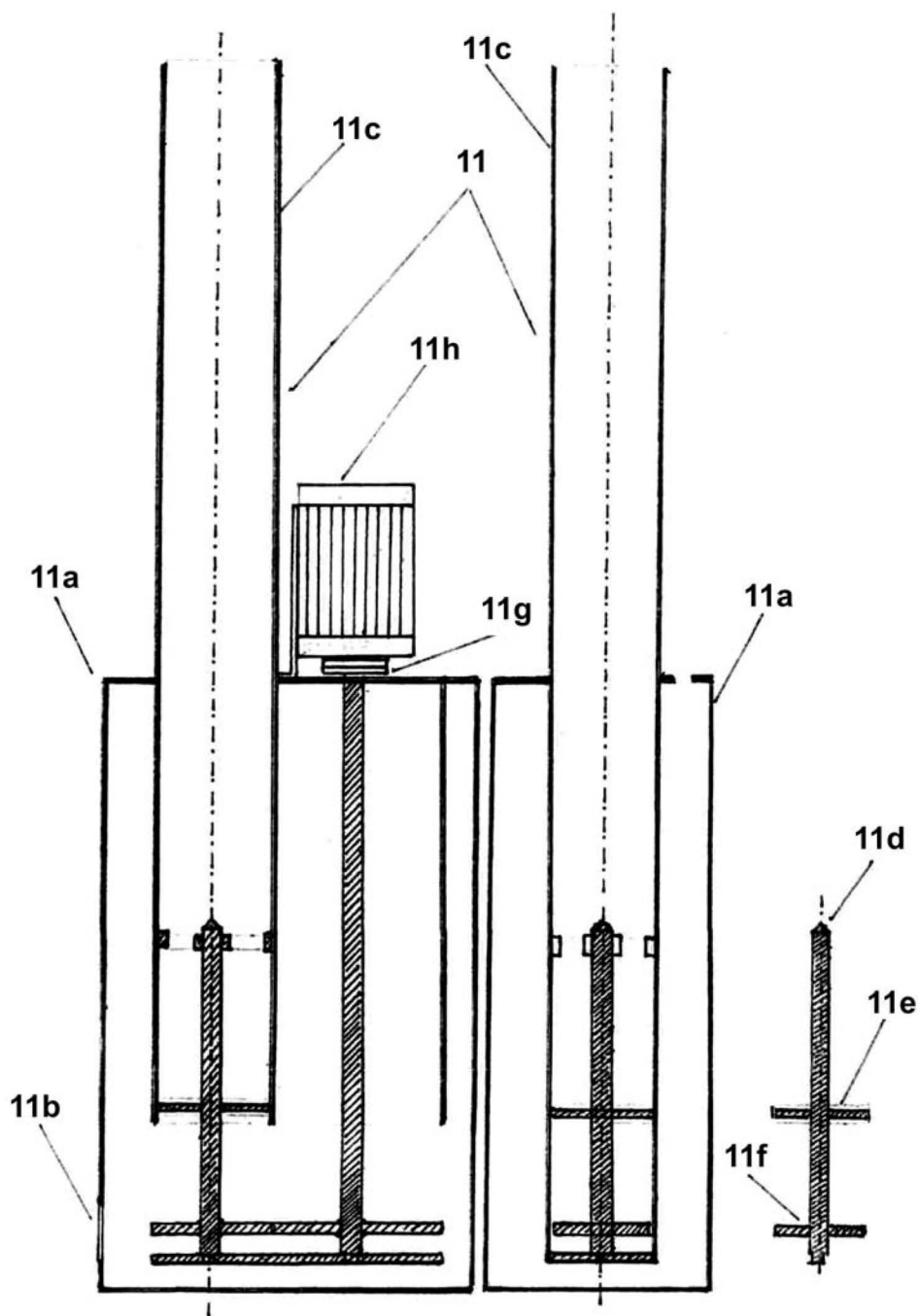


Fig. 5

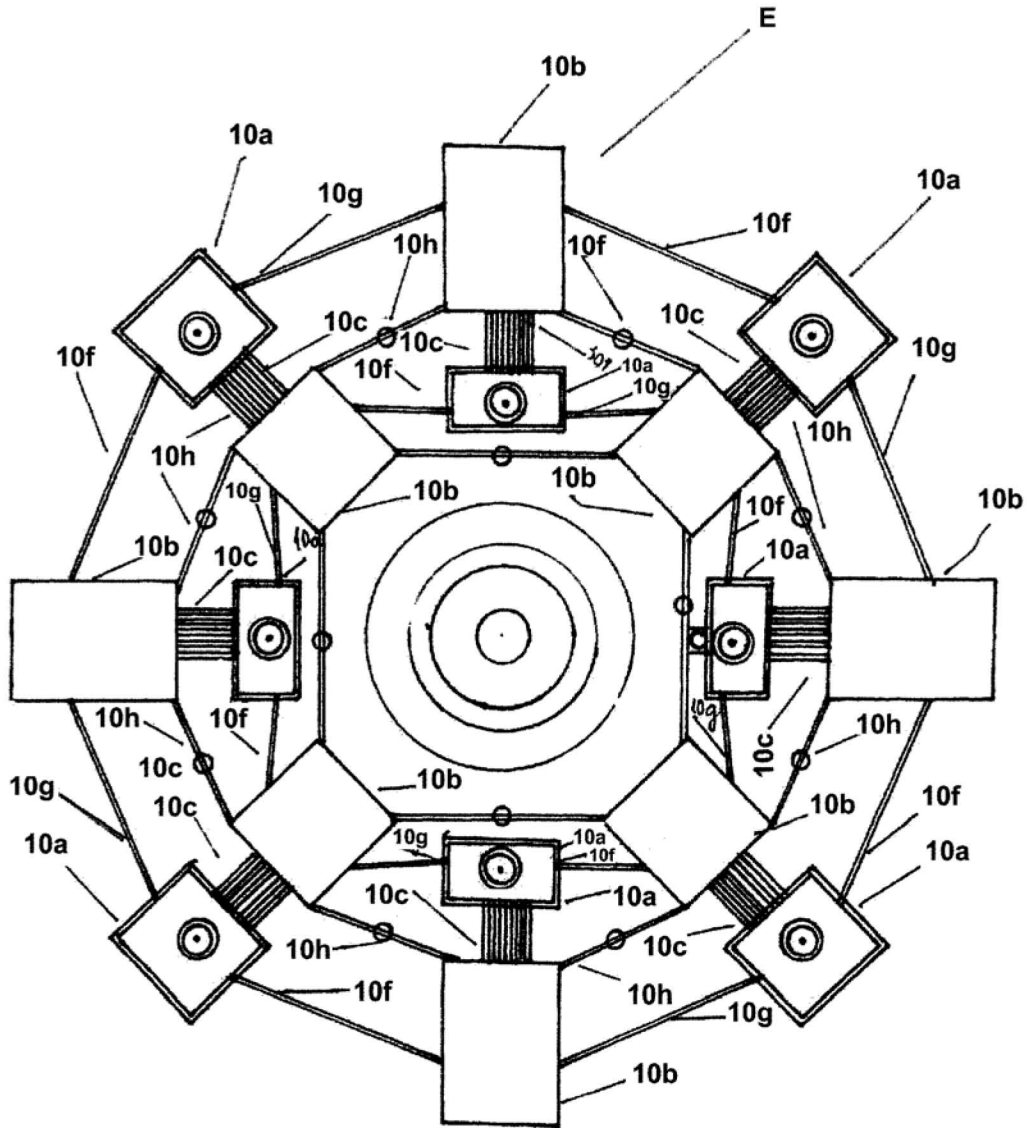


Fig. 6

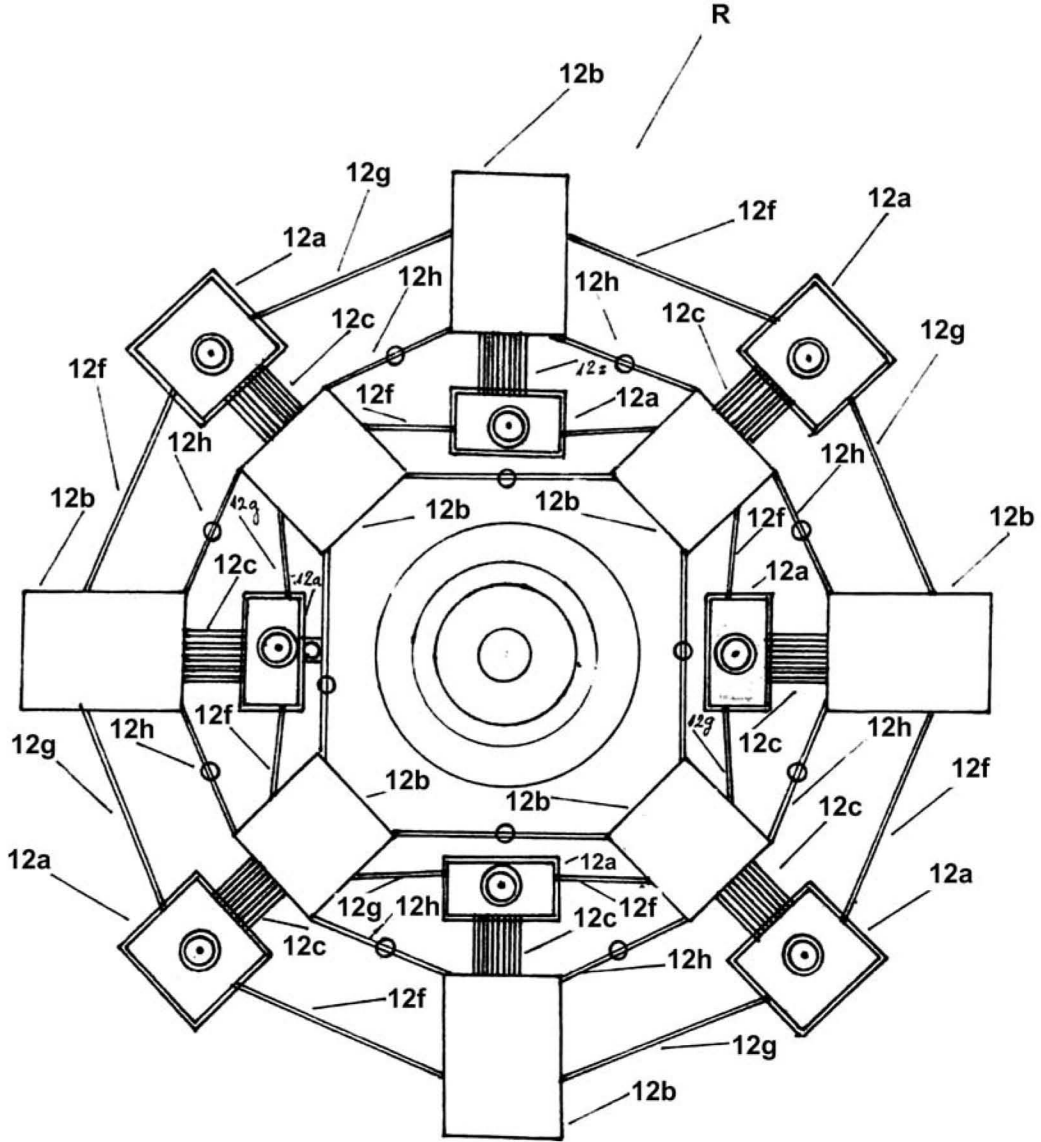


Fig. 7

(51) Int.Cl.

*B01J 8/10* (2006.01),

*G21G 1/02* (2006.01)

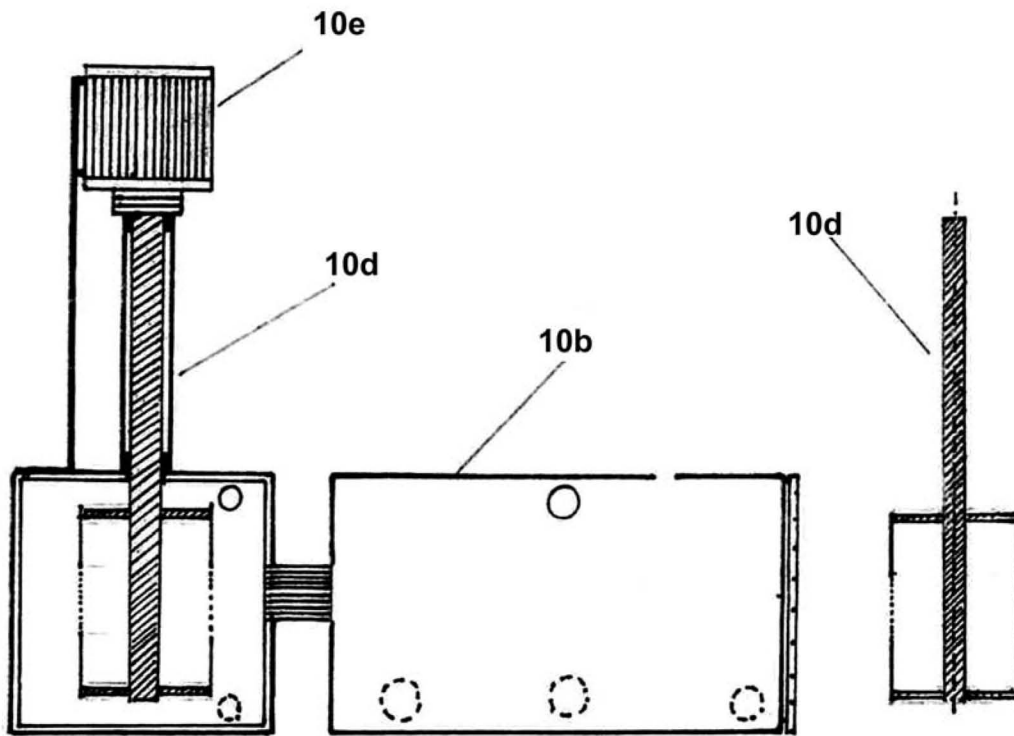


Fig. 8

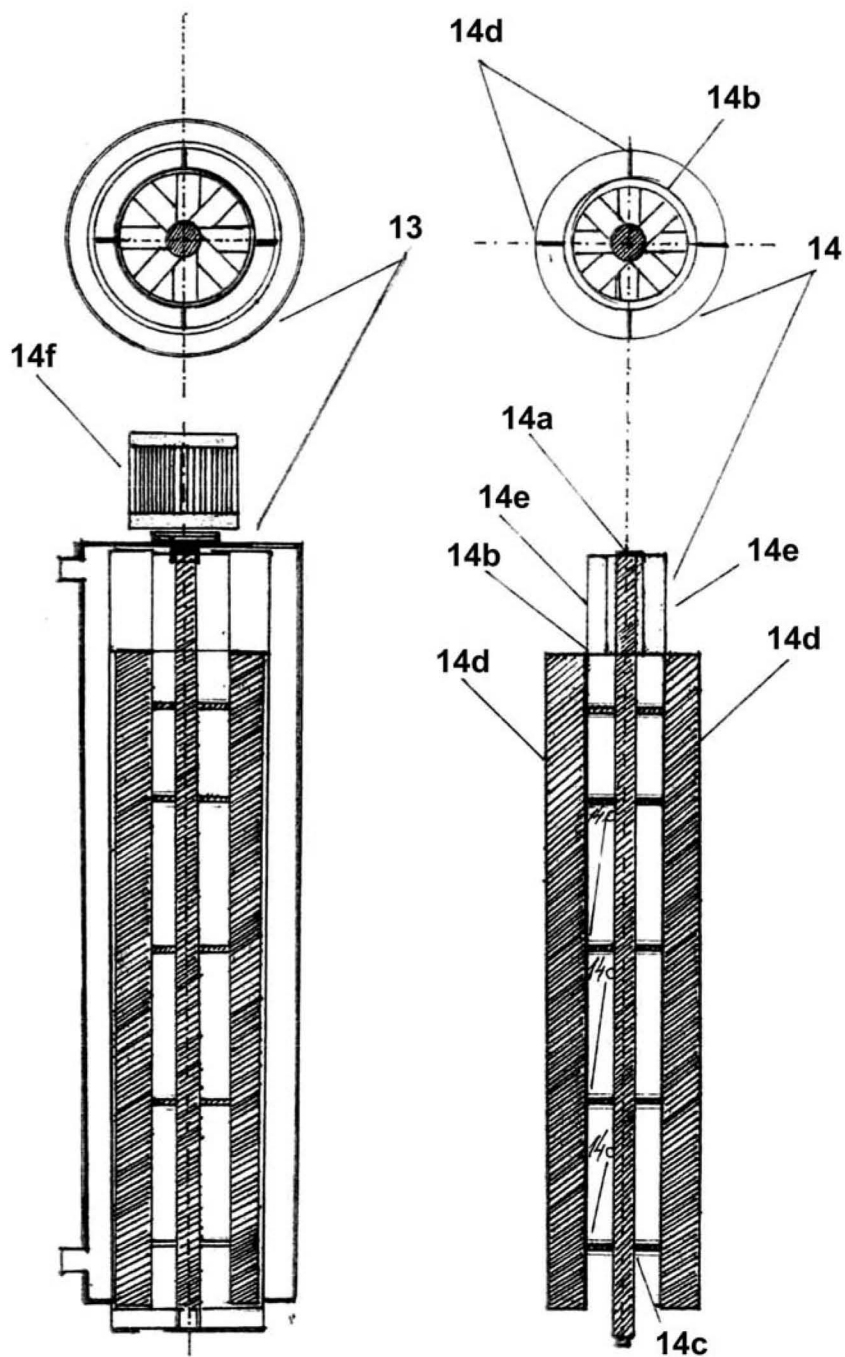


Fig. 9



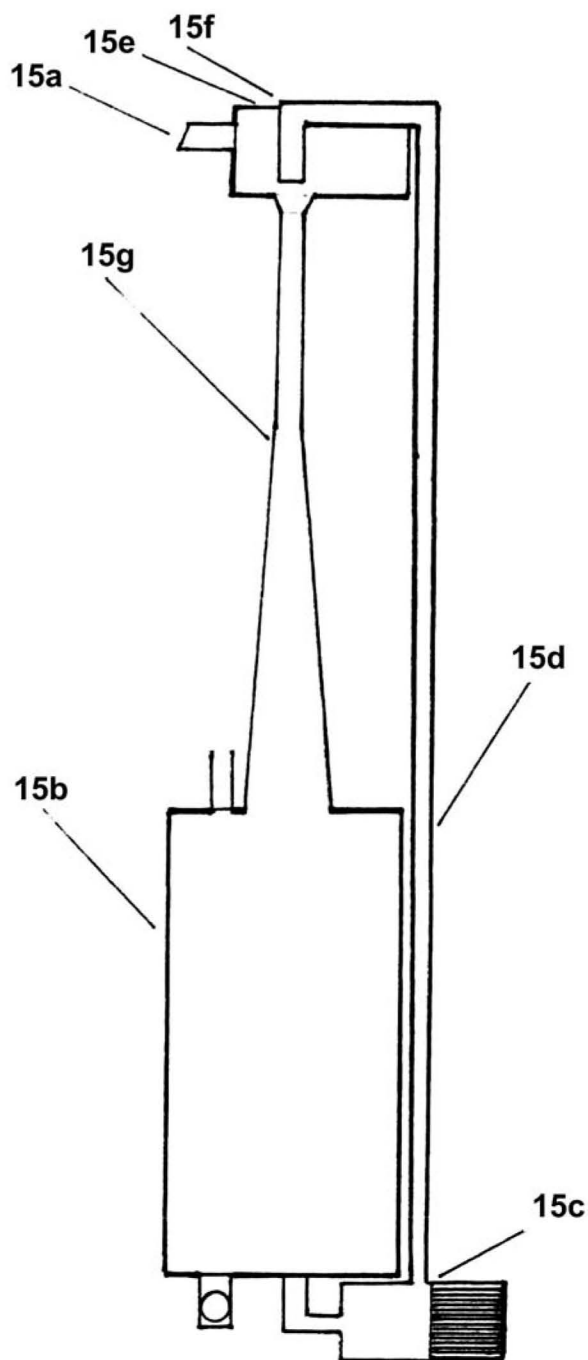


Fig. 10

