



(12) CERERE DE BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: a 2015 00699

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

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

(71) Solicitant:  
• CRISTESCU ION, STR. SPIRU HARET  
NR. 1, ROMAN, NT, RO

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

(54) REACTOR CHIMIC PROCESOR IZOTOPIC

(57) Rezumat:

Invenția se referă la un reactor chimic procesor izotopic sistem heterogen modular și continuu cu recircularea masei de reacție destinat producției izotopilor fisionabili ai toriului și uraniului. Reactorul, conform invenției, este format dintr-un modul (G) reactor generator azotați, hidroxizi Th(IV), U(VI), lantanide (Ln), itriu (Y), care comunică cu un filtru (7) centrifugal separator de faze solid-lichid și module succesive, un reactor (E) extractor complecși azotați Th(IV), U(VI), Ln, Y prin intermediul a două rotoare (11) turbină de pompare fază lichidă, un reextractor (R) azotați Th(IV), U(VI), Ln, Y care comunică cu un cristalizator (13) azotați, acid fosforic și acest cristalizator (13) și vaporizator care comunică cu un condensator (15) vapori de apă și acid azotic hidrat.

Revendicări: 10  
Figuri: 10

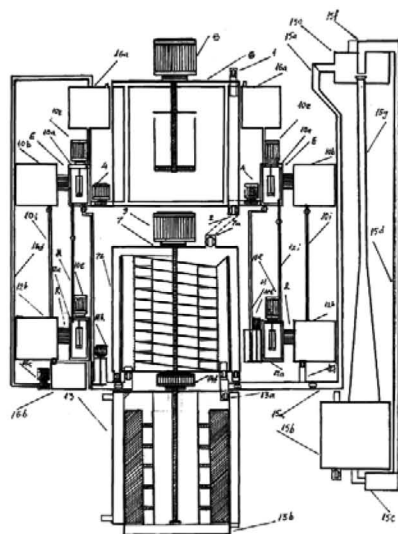
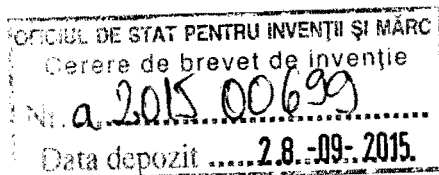


Fig. 1





Secret.

## REACTOR CHIMIC PROCESOR IZOTOPIC

Inventia se refera la un reactor chimic procesor izotopic sistem heterogen modular si continuu cu recircularea masei de reactie, destinat productiei izotopilor toriului si uraniului, combustibili nucleari.

Este cunoscut reactorul *pachus* construit din otel inoxidabil de forma cilindrica verticala cu inaltimea de 4..5 ori mai mare fata de diametru si partea inferioara conica in care este procesat prin procedeu acid, minereu concentrat de uraniu, toriu si uraniu cu granulatia mai mica de 1 mm in timp de reactie 50...70 ore cu randament 80...95% la temperatura de proces 60...70°C si consum specific 40...50 kg acid sulfuric/tona de minereu. Reactorul *pachus* posedea un tub central prin care se introduce aer comprimat la presiune 2..3 atmosfere care prin barbotare formeaza un amestec heterogen cu densitate mai mica si urca prin tubul central la partea superioara avind loc deversarea si recirculatia pentru omogenizare continua cu activarea reactiilor chimice. Agitarea pneumatica si temperatura peste 60°C maresta viteza de reactie si micsoareaza masa de oxigen solubilizat pentru realizarea reactiilor chimice fiind necesara introducerea in reactor a unor oxidanti chimici (clorat de sodiu, clorat de potasiu). In cazul minereului șist negru bituminos, timpul de reactie in reactor este de 6 zile la temperatura de proces 60°C. Separarea fazelor dupa procesarea acida este realizata cu aparate decantare si filtre rotative cu suprafete filtrante mari in mai multe etape cu spalare intermediara. Sunt cunoscute extractoare mixer-settler pentru extractia azotatilor izotopici de uraniu, uraniu si toriu cu extractanti organici (compusi organo-fosforici, amine).

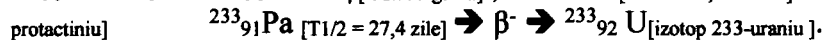
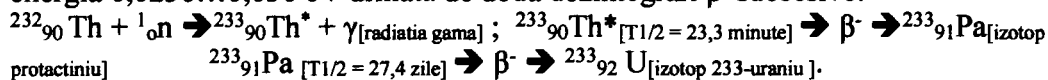
Principalele dezavantaje ale aparatelor cunoscute, sunt urmatoarele:

- timp mare de reactie in procesarea chimica acida sau alcalina;
- omogenizarea fazelor este greu de realizat pentru activarea reactiilor chimice, datorita inexistentei unor componente rotative de intensificare a proceselor in interiorul reactorului;
- randamente reduse de extractie in cazul minereurilor cu continut mic de uraniu respectiv toriu si uraniu, datorita inglobarii izotopilor in substante cu proprietati coloidale (acid silicic, fosfati metalici);

Scopul inventiei este productia performanta a izotopilor fisionabili ai toriului, uraniului ( $^{232}_{90}\text{Th}$ ,  $^{235}_{92}\text{U}$ ,  $^{238}_{92}\text{U}$ ) sub forma compusilor radiochimici  $^{232}\text{Th}(\text{NO}_3)_4$ ,  $^{235}\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$ ,  $^{238}\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$  de puritate nucleara destinati combustibililor nucleari CANDU ( $^{232}\text{ThO}_2$ ,  $^{235}\text{UO}_2$ ,  $^{238}\text{UO}_2$ ) prin procesarea chimica a minereurilor radioactive de monazit aluvionar si de roca cu continut mic de uraniu, toriu, minereuri existente in cantitati mari si neexploatate. Ciclul autosustinator de combustibil nuclear CANDU cu

*Aut*

toriu la un grad de iradiere de 15000 MWzi/t combustibil,este competitiv prin alimentare cu  $^{232}\text{ThO}_2$ ,  $^{238}\text{UO}_2$ (izotopi fertili  $^{232}_{90}\text{Th}$ ,  $^{238}_{92}\text{U}$ ) si izotopi fisili( $^{233}_{92}\text{U}$ ,  $^{235}_{92}\text{U}$ ,  $^{239}_{94}\text{Pu}$ ,  $^{241}_{94}\text{Pu}$ ) sub forma compusilor radiochimici  $^{233}\text{UO}_2$ ,  $^{235}\text{UO}_2$ ,  $^{239}\text{PuO}_2$ ,  $^{241}\text{PuO}_2$  obtinuti prin reprocesarea combustibililor CANDU iradiati.Izotopul fisil  $^{233}_{92}\text{U}$  se formeaza din izotopul fertil  $^{232}_{90}\text{Th}$  in reactorul CANDU prin captura de neutron termic( $^1_0\text{n}$ ) cu energia 0,0256...0,030 eV urmata de doua dezintegrari  $\beta^-$  succesive:



$T_{1/2}$  – timp de injumatatire la dezintegrarea  $\beta^-$  a izotopilor specificati(s).

Problema tehnica pe care o rezolva inventia este dimensionarea,proiectarea si constructia unui reactor chimic procesor izotopic sistem heterogen cu viteza mare de procesare chimica acida a minereurilor cu continut redus de izotopi  $^{232}_{90}\text{Th}$ ,  $^{235}_{92}\text{U}$ ,  $^{238}_{92}\text{U}$  si realizarea unei puritati nucleare a compusilor izotopici aferenti(azotati,oxalati,dioxizi) in conditii severe de securitate radiologica a personalului operator si a mediului.

Reactor chimic procesor izotopic este format din modul reactor generator azotati,hidroxizi izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui ce comunica cu un filtru centrifugal separator de faze solid-lichid si module succesive,reactor extractor complexi azotati izotopici Th(IV), U(VI),lantanide,itrui,ree extractor azotati izotopici Th(IV),U(VI), lantanide,itrui ce comunica cu cristalizor azotati Th(IV),U(VI),lantanide,itrui,acid fosforic si in continuare,acest cristalizor si vaporizator comunica cu un condensator vapori de apa si acid azotic.Se da un exemplu de realizare a reactorului chimic procesor izotopic in legatura cu figurile care reprezinta:

- figura 1, vedere in sectiune longitudinala a reactorului chimic procesor izotopic;
- figura 2, vedere in sectiune longitudinala si transversala a modulului reactor generator azotati,hidroxizi izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui(modul G);
- figura 3, vedere laterala,in sectiune longitudinala si transversala a rotorului turbina de recirculatie a masei de reactie,amestec heterogen;
- figura 4, vedere in sectiune longitudinala a filtrului centrifugal separator si a rotorului separator;
- figura 5, vedere in sectiune longitudinala a rotorului turbina de pompare faza lichida in amestecatoarele modulului reactor extractor complexi azotati Th(IV),U(VI), lantanide,itrui ;
- figura 6, vedere in sectiune transversala a modulului reactor extractor complexi azotati izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui(modul E);
- figura 7, vedere in sectiune transversala a modulului reextractor azotati izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui(modul R);
- figura 8, vedere in sectiune longitudinala a amestecatorului, decantorului si agitatorului turbina cu alimentare axiala dubla si refulare/pompare radiala,afereente modulelor extractor,ree extractor;
- figura 9, vedere in sectiune longitudinala si transversala a cristalizorului azotat izotopic Th(IV),azotat de sodiu,acid fosforic precum si a rotorului cilindric de recirculare ascendenta si descendenta a solutiilor apoase;
- figura 10, vedere in sectiune longitudinala a condensatorului vapori de apa.

Reactor chimic procesor izotopic, este format din modul reactor generator azotati,hidroxizi izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui G construit din otel inoxidabil antiacid sau otel carbon de calitate grafitizat in interior si schimbator de caldura cu

*[Signature]*

tevi cilindrice interioare pentru incalzirea masei de reactie faza solida din minereu monazit granulat de uraniu, toriu, lantanide, itriu, alte metale si faza lichida de solutie reactiv 60%...80%  $\text{HNO}_3$ , la temperatura de proces. Acest modul reactor G cu schimbator de caldura, posedea o conducta 1 circulara cu vana pentru alimentare modul G cu minereu monazit granulat de fosfati uraniu, toriu, lantanide si alte metale (faza solida) si solutia apoasa reactiv  $\text{HNO}_3$  (faza lichida), o conducta de evacuare masa de reactie 2 amestec heterogen solid - lichid la finalizarea timpului de stationare a masei prin recirculare ascendenta - descendenta si reactii chimice in interiorul modulului reactor G in care este asamblat demontabil pe rulmenti si ghidaje un rotor turbina 3 constuit din otel inoxidabil pentru recirculare; format din ax central tronconic rotativ 3a pe care este asamblata nedemontabil o tubulatura cilindrica rotativa 3b de otel inoxidabil pe care sunt executate radial 4 orificii dreptunghiulare 3c la partea superioara pentru ejectarea masei de reactie in recirculatie, orificii 3c executate circumferential pe tubulatura 3b sub unghi de 90 grade. Pe acest ax central rotativ 3a si in interiorul tubulaturii 3b sunt asamblate nedemontabil 8 palete radiale 3d din otel inoxidabil inclinate ascendent fata de orizontala cu un unghi de 30...45 grade si pe circumferinta interioara a axului rotor 3a sub unghi de 45 grade, pentru recirculare energetica a amestecului heterogen solid - lichid si activarea, intensificarea reactiilor chimice. Acest modul reactor generator G posedea un schimbator de caldura 5 interior format din 8 tevi cilindrice verticale din otel inoxidabil prin care circula ascendent un agent caloportor (apa) prin transfer termic in circulatie continua efectuata de un mijloc tehnic 4 si acest rotor turbina 3 este actionat in miscarea de rotatie de un mijloc tehnic 6. Acest filtru separator centrifugal 7 construit din otel inoxidabil cu rol functional de separare a fazei solide de faza lichida solutii apoase de azotati izotopici de toriu, uraniu, azotati lantanide, itriu, acid azotic in exces, acid fosforic, acid silicic coloidal, posedea o conducta metalica de alimentare 7a masa de reactie din modul reactor G, o conducta metalica de evacuare 7b faza lichida filtrata, un compartiment toroidal exterior 7c cu 2 conducte metalice de evacuare gravitacionala a fazei solide granulate diuranat de sodiu, hidroxizi lantanide, itriu si substante reziduale, o membrana filtranta 7d cilindrica verticala din tabla de otel inoxidabil penetrata de cel putin 10000 orificii circulare cu diametru 0,1 milimetri executate cu un laser, membrana 7d cu grosimea 2 milimetri si rol functional de filtrare severa a fazelor. In acest filtru separator 7 este asamblat demontabil pe rulmenti axiali, radiali un rotor separator 8 din otel inoxidabil format din ax central rotativ 8a pe care sunt asamblate nedemontabil 11...13 placi circulare elicoidale 8b inclinate ascendent cu un unghi 30...45 grade fata de orizontala pentru raclarea si deplasarea ascendenta a fazei solide de pe suprafata interioara a membranei cilindrice filtrante 7d si colectarea acesteia in compartimentul toroidal colector exterior cu cele 2 conducte de evacuare 7c. Pe aceste 11...13 placi circulare elicoidale 8b sunt asamblate nedemontabil 10...12 placi metalice verticale trapezoidale 8c cu rol de suport metalic, rezistenta mecanica si de a efectua o presiune dinamica centrifugala radiala asupra amestecului heterogen solid-lichid pentru a filtra faza lichida prin membrana filtranta 7d si a deplasa ascendent rotational faza solida la eliminarea/evacuarea in compartimentul toroidal colector 7c. Acest rotor separator 8 este actionat in miscarea de rotatie de un mijloc tehnic standardizat 9. Reactorul chimic procesor izotopic posedea un modul reactor

extractor **E** complexi azotati izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrriu construit de otel inoxidabil antiacid sau otel carbon de calitate grafitizat in interior, in geometrie ortogonal plana, format din 8 unitati de transfer de masa in contracurent de faze lichide respectiv 8 amestecatoare de faze lichide **10a**(faza organica extractanta: tributil fosfat(TBP), acid di(2-etil) hexil fosforic (HDEHP) dizolvat in kerosen/dodecan  $C_{12}H_{26}$  (p.f.214,5°C, $\rho=749 \text{ kg/m}^3$ ) solvent (strat superior cu densitate mai mica) – faza solutie apoasa azotati izotopici Th(IV),U(VI), lantanide,itrriu, Fe(III) si acid azotic exces,acid fosforic – strat inferior cu densitate mai mare) ce comunica in plan orizontal si intercalat cu 8 decantoare separatoare gravitationale de faze lichide **10b** pntru separare faze lichide(faza organica extractanta ce contine complexii azotati izotopici Th(IV),U(VI), lantanide(Ln),itrriu(Y) de forma  $Th(NO_3)_4 \cdot 2TBP$ ,  $UO_2(NO_3)_2 \cdot 2TBP$ ,  $Ln(NO_3)_3 \cdot 3TBP$ ,  $Y(NO_3)_3 \cdot 3TBP$ ,  $HNO_3$  exces, TBP si kerosen in exces,concentratii mici de complexi metalici extrasii – strat superior cu densitate mai mica si faza lichida decantata de solutie apoasa azotica ce contine azotati metalici neextrasii,acid silicic rezidual,acid fosforic – strat inferior cu densitate mai mare.Fiecare amestecator **10a** cu geometrie paralelipedica poeseda o manta termica proprie pentru transferul termic de caldura al reactiei exoterme de complexare azotati izotopici Th(IV),U(VI), lantanide,itrriu cu TBP sau HDEHP spre schimbatorul de caldura cu 8 tevi cilindrice verticale **5** din modul reactor generator **G** si incalzirea masei de reactie amestec heterogen solid – lichid la temperatura de proces prin pompe efectuate de 2 mijloace tehnice standardizate **4** si comunica cu un decantor paralelipedic **10b** prin intermediul a 25 tevi cilindrice orizontale **10c** de otel inoxidabil asamblate nedemontabil pe 5 rinduri si fiecare teava de comunicare are un diametru interior de 10 milimetri.Fiecare amestecator cu manta **10a** poseda un agitator turbina **10d** cu alimentare dubla axiala de sus si de jos si refulare/pompare radiala a fazei lichide (amestec heterogen ) din amestecator **10a** in decantor **10b**. Fiecare agitator turbina **10d** poseda un ax roativ central de otel inoxidabil pe care sunt asamblate nedemontabil si radial la partea superioara 8...12 palete inclinate ascendent cu un unghi de 30 grade fata de orizontala si pe circumferinta exterioara a axului rotativ cu un unghi de 30...45 grade in scopul pomparii in mod descendent a fazei lichide organice precum si 8...12 palete asamblate nedemontabil,radial si descendent la partea inferioara cu un unghi de 30 grade fata de orizontala si pe circumferinta exterioara a axului rotativ sub unghiuri de 30...45 grade in scopul pomparii in mod ascendent a fazei lichide – solutie apoasa cu densitate mai mare. Fiecare agitator turbina **10d** este actionat in miscarea de rotatie de un mijloc tehnic standardizat **10e**. Aceste 2 rotoare turbina **11** de pompare faza lichida – solutie apoasa de azotati izotopici Th(IV),U(VI),azotati metalici din filtrul separator centrifugal **7** si modul reextractor **R** in modul reactor extractor **E** pentru purificari multiple si avansate ale azotatilor izotopici Th(IV),U(VI),azotati de lantanide,itrriu, construite din oteluri inoxidabile antiacide sau oteluri carbon de calitate grafitizate in interior,sunt asamblate intr-un bazin colector **11a** paralelipedic vertical faza lichida ce poseda un orificiu **11b** circular de alimentare faza lichida si conducta **11c** cilindrica verticala de pompare faza lichida in care este assemblata demontabil un rotor de pompare verticala **11d** faza lichida,format dintr-un ax metalic cilindric rotativ pe care sunt asamblate nedemontabil la partea de mijloc,8 palete radiale **11e**

de pompare inclinate ascendent cu un unghi de 30...45 gade fata de orizontala, asamblate pe circumferinta axului rotativ cu un unghi de 45 grade, si la partea inferioara acest ax rotativ posedea o roata dintata 11f de actionare in rotatie in angrenaj cilindric cu alta roata dintata de la care primeste rotatia si este actionata in rotatie de un ax 11g cilindric vertical prin intermediul unui mijloc tehnic 11h. Datele tehnice ale rotilor dintate 11f in angrenaj cilindric, sunt specificate conform tabel:

Material de constructie roti dintate:	Raport de transmitere rotatie i:	Distanta intre axele de rotatie A(mm);	Diametru de divizare=diametru de rostogolire $D_d = D_r$ :	Modul normal al danturii dintilor m(mm):	Pasul dintilor p(mm):	Numar dinti Z:
Teflon	1	100	100	4	12,56	25

Aceste roti dintate in angrenaj cilindric 11f sunt asamblate demontabil cu rulmenti, axiali, radiali pe un suport metalic interior existent in bazin 11a paralelipipedic vertical colector si axul rotativ 11d este asamblat demontabil in interiorul conductei 11c cilindrice verticale prin intermediul unui suport metalic perforat ce contine rulmenti oscilanti pentru rotatia axului 11d. Fiecare amestecator de faze 10a posedea conducta circulara 10f din otel inoxidabil asamblata nedemontabil la partea superioara pentru alimentare intrare faza organica extractanta de complexi azotati izotopici Th(IV), U(VI), lantanide, itriu in kerosen/dodecan solvent din decantor separator 10b gravitational, precum si o conducta 10g circulara din otel inoxidabil asamblata nedemontabil la partea inferioara pentru alimentare/intrare faza solutie apoasa de acid azotic, azotati izotopici din decantor separator 10b gravitational, in cotracurent cu faza organica. La amestecarea energica, amestecul heterogen lichid-lichid este pompat radial de agitator turbina 10d in decantor separator gravitational de faze 10b prin 25 conducte circulare 10e din otel inoxidabil asamblate nedemontabil intre amestecatoare 10a si decantoare 10b. Fiecare decantor separator 10b gravitational de faze posedea un indicator de nivel amestec heterogen lichid-lichid, tub gradat construit din sticla termorezistenta pentru masurarea volumului amestecului bifazic si conducta 10h circulara cu robinet/vana din otel inoxidabil la partea inferioara pentru colectare solutii apoase de acid azotic, azotati izotopici in 2 decantoare colectoare 10b pentru evacuare solutie apoasa prin 2 conducte 10i circulare verticale in modul reextractor R al reactorului chimic procesor izotopic. Acest modul reextractor R construit din otel inoxidabil antiacid sau din otel carbon de calitate grafitizat in interior, cu rol functional de reextractie si purificare nucleara a azotatilor izotopici Th(IV), U(VI), lantanide, itriu in apa acidulata cu acid azotic pur, in geometrie ortogonala plana, format din 8 unitati de transfer de masa in contracurent de faze lichide respectiv 8 amestecatoare 12a de faze lichide (faza organica de complexi azotati izotopici Th(IV), U(VI) cu TBP/HDEHP dizolvati in kerosen/dodecan solvent (strat superior cu densitate mai mica) – faza solutie diluata cu acid azotic, acid fosforic rezidual, acid silicic rezidual – strat inferior cu densitate mai mare) ce comunica in plan orizontal si intercalat cu 8 decantoare separatoare 12b gravitationale de faze lichide pentru separare faze lichide (faza organica extractanta TBP/HDEHP/dodecan in exces) - strat superior cu densitate mica si faza lichida decantata de solutie apoasa azotica a azotatilor izotopici Th(IV), U(VI), lantanide, itriu si concentratii mici de azotati metalici reextrasi – strat inferior cu densitate mai mare. Fiecare amestecator 12a cu geometrie paralelipedica

*Antun*

poseda manta termica proprie pentru transfer termic de caldura la un consumator endoterm[cristalizor azotat izotopic Th(IV),azotat de sodiu,acid fosforic,cu schimbator de caldura]si comunica cu un decantor **12b** separator gravitacional si paralelipedic prin intermediul a 25 tevi **12c** cilindrice orizontale de otel inoxidabil antiacid asamblate nedemontabil pe 5 rinduri si fiecare teava de comunicare are un diametru interior de 10 milimetri.Fiecare amestecator cu manta **12a** poseda un agitator turbina **10d** cu alimentare dubla axiala de sus si de jos si refulare/pompare radiala a fazei lichide(amestec heterogen) din decantor **12a** in decantor **12b**.Fiecare amestecator de faze **12a** poseda conducta **12f** circulara din otel inoxidabil asamblata nedemontabil la partea superioara pentru alimentare faza organica extractanta de complexi azotati izotopici Th(IV),U(VI),lantanide in kerosen/dodecan solvent din decantor **12b** separator gravitacional precum si o conducta **12g** circulara din otel inoxidabil asamblata nedemontabil la partea inferioara pentru alimentare/intrare faza solutie apoasa de acid azotic,azotati izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui,din decantor separator gravitacional **12b** in contracurent cu faza organica..La amestecarea energica,amestecul heterogen lichid-lichid este pompat radial de agitator turbina **10d** in decantor separator gravitacional de faze **12b** prin 25 conducte circulare **12c** din otel inoxidabil asamblat nedemontabil intre amestecatoare **12a** si decantoare **12b**. 2 amestecatoare colectoare **12a** din modul reextrator **R** poseda conducte **12i** cu robinet/vana pentru alimentare cu masa de reactie in cazuri accidentale. Ultimul decantor separator **12b** gravitacional poseda o conducta **12j** metalica circulara cu robinet/vana pentru transferul de masa respectiv curgere gravitacionala a solutiei apoase azotati izotopici Th(IV),U(VI) la puritate nucleara,azotati de lantanide,itrui, transfer din decantor **12b** in cristalizor **13** prin conducta **12h** cu robinet/vana.Reactor chimic procesor izotopic poseda un cristalizor **13** azotat izotopic Th(IV),azotat de sodiu,acid fosforic,cilindric vertical construit din otel inoxidabil sau otel carbon de calitate grafitizat interior,cu schimbator de caldura tip manta pentru incalzirea fazei lichide – solutie apoasa azotica de azotat izotopic Th(IV),azotat de sodiu,acid fosforic la temperatura de vaporizare in vid(depresiune 0,1 atmosfere...0,2 atmosfere) a apei si acidului azotic hidrat, si poseda o conducta **13a** circulara cu robinet/vana pentru alimentare solutie apoasa azotati din ultimul decantor **12b** separator gravitacional. Acest cristalizor **13** poseda la partea inferioara un colector **13b** faza solida cristalizata azotat izotopic Th(IV) de puritate nucleara precum si colectarea separata de faza solida azotat de sodiu,acid fosforic solidificat(p.t.42,3°C, p.f.250°C, $\rho=1880 \text{ kg/m}^3$ ).In acest cristalizor **13** este asamblat pe rulmenti radiali si axiali,un rotor **14** cilindric de recirculare ascendenta si descendenta a solutiei apoase de azotat Th(IV),azotat de sodiu,acid fosforic construit din otel inoxidabil antiacid,format de ax rotativ **14a** central pe care este asamblata nedemontabil o tubulatura **14b** metalica,cilindrica verticala prin intermediul a 5 grupuri de 8...12 palete **14c** radiale inclinate descendent si asamblate nedemontabil la 30 grade fata de orizontala si la 30...45 grade pe circumferinta axului rotativ **14a** cu rol functional de pompare ascendenta verticala a solutiei apoase azotice de azotati,acid fosforic.Pe circumferinta exterioara a tubulaturii **14b** metalice cilindrice verticale sunt asamblate 4 placi **14d** metalice dretunghiulare verticale cu un unghi de 90 grade pe circumferinta si rol functional de formare a unui strat lichid descendent rotational pe suprafata cilindrica de transfer termic a cristalizorului **13**, cresterea vitezei de vaporizare a apei,acidului azotic hidrat in vid permanent pina la cristalizarea azotat izotopic Th(IV),azotat de sodiu,acid

fosforic. La partea superioara ,tubulatura 14b metalica cilindrica verticala posedea 4 orificii 14e dreptunghiulare de ejectare a solutiei apoase pompate de palete 14c in recircularea continua. Acest rotor 14 cilindric de recirculare este actionat in miscarea de rotatie de un mijloc tehnic standardizat 14f. Reactor chimic procesor izotopic posedea un condensator 15 de vapori de apa si acid azotic azeotrop hidrat, construit din otel carbon de calitate grafitizat, ce comunica cu cristalizor 13 prin conducta cu vana 15a metalica orizontala din otel, pentru aspirare vapori si este format din compartiment colector 15b de solutie apoasa 4M HNO<sub>3</sub> respectiv condens lichid ca lichid motor pompat de mijloc tehnic standardizat / electropompa 15c prin conducta 15d metalica verticala, in mod ascendent si cu viteza mare intr-o camera de amestec 15e vapori-lichid cu injector/ajutaj 15f intr-un ejector 15g cilindro-conic vertical descendent, condensare vapori in lichid rece si recircularea ca lichid motor, efectuind vid in cristalizor 13. Reactor chimic procesor izotopic posedea la partea superioara 2 rezervoare de stocaj 16a extractant organic (TBP/HDEHP) 40% in kerosen/dodecan solvent organic pentru alimentarea gravitacionala a amestecatoarelor 10a aferente modul reactor extractor E si la partea inferioara un colector 16b pentru extractant TBP/HDEHP utilizat in proces precum si pentru corectia concentratiei prin adaos de solvent sau eliminarea unor produse de descompunere a extractantului datorita actiunii radiatiilor alfa, beta emise de izotopi descendenti ai toriului. Extractantul TBP in solvent este recirculat in reactor cu ajutorul unui mijloc tehnic standardizat/electropompa 16c prin intermediul unei conducte 16d verticale de pompare. Se deschide conducta circulara cu vana 1 si se introduce din compartiment colector 15b al condensatorului 15, solutia apoasa de reactiv acid azotic 4M HNO<sub>3</sub> (252 grame/litru) in volum de 4 m<sup>3</sup> pentru o tona de monazit granulat [raport masa - volum 1:4] la un coeficient de umplere a modulului reactor G 0,75... 0,80, se porneste motorul electric 6 si intra in rotatie rotorul turbina 3 si prin conducta 1 se introduce treptat masa de monazit. Are loc recircularea ascendenta-descendenta a amestecului heterogen, activarea reactiilor chimice la temperatura de proces 80° C timp de reactie 3 ore, caldura de reactie necesara procesului endoterm este transferata de schimbatorul de caldura cu cele 8 tevi cilindrice 5 de la un generator termic exterior reactorului. Se introduce oxigen molecular gazos comprimat in masa de reactie de la un dispozitiv extern pentru oxidarea U(IV) la U(VI). Compozitia chimica procentuala medie in principalii fosfati metalici ai monazitului aluvionar si de roca ca minereu, este specificata conform tabel:

Fosfat de toriu Th <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>4</sub>	Fosfat de uraniu (UO <sub>2</sub> ) <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	Fosfat de lantanu LaPO <sub>4</sub>	Fosfat de ceriu CePO <sub>4</sub>	Fosfat de praseodim PrPO <sub>4</sub>	Fosfat de neodim NdPO <sub>4</sub>	Fosfat de samariu SmPO <sub>4</sub>
7,2 % 72 kg/tona monazit.	1,2% 12 kg/tona Monazit.	6,86% 68,6 kg/tona monazit.	28,78% 287,8 kg /tona monazit.	9,46% 94,6 kg /tona monazit.	9,3% 93 kg /tona monazit.	7,2% 72 kg /tona monazit.

Masele molare [M(kg/kmol)] ale fosfatilor izotopici Th(IV), U(VI), fosfatilor lantanidelor si acidului fosforic, este specificata conform tabel:

Th <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>4</sub>	(UO <sub>2</sub> ) <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	LaPO <sub>4</sub>	CePO <sub>4</sub>	PrPO <sub>4</sub>	NdPO <sub>4</sub>	SmPO <sub>4</sub>	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>
1076	1000	234	235	236	239	245	98

Masa molară a fosfatului de itriu YPO<sub>4</sub>: M = 184 kg/kmol.

*Am. T. 2015*

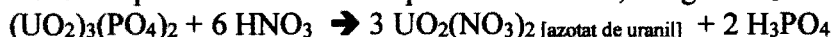


28 -09- 2015

Reactiile chimice totale ale principalilor fosfati metalici cu acid azotic, au loc conform ecuatiilor chimice:



Consum specific de acid azotic pur in reactie: 85,72 kg  $\text{HNO}_3$ /tona minereu monazit.



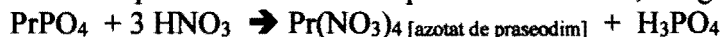
Consum specific de acid azotic pur in reactie: 23,44 kg  $\text{HNO}_3$ /tona minereu monazit.



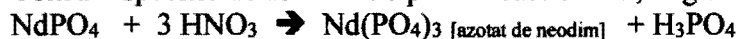
Consum specific de acid azotic pur in reactie: 97,79 kg  $\text{HNO}_3$ /tona minereu monazit.



Consum specific de acid azotic pur in reactie: 271,67 kg  $\text{HNO}_3$ /tona minereu monazit.



Consum specific de acid azotic pur in reactie: 115,8 kg  $\text{HNO}_3$ /tona minereu monazit.



Consum specific de acid azotic pur in reactie: 113,08 kg  $\text{HNO}_3$ /tona minereu monazit.



Consum specific de acid azotic pur in reactie: 94,11 kg  $\text{HNO}_3$ /tona minereu monazit.



Concentratia fosfatului de itriu in minereu monazit: 7,2% (72 kg  $\text{YPO}_4$ /tona de monazit.

Consum specific de acid azotic pur in reactie: 73,956 kg  $\text{HNO}_3$ /tona minereu monazit.

Consumul specific total de acid azotic pur: 875,6 kg  $\text{HNO}_3$  / tona minereu monazit.

Masele molare  $[M(\text{kg/kmol})]$  ale azotatilor izotopici Th(IV), U(VI), azotatilor

lantanidelor, azotatului de itriu si acidului azotic, sunt specificate conform tabel:

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

Productivitatile specifice  $[P(\text{kg}/\text{tona de monazit})]$  ale azotatilor izotopici Th(IV), U(VI) si azotati ai lantanidelor principale:

azotat de toriu  $[\text{Th}(\text{NO}_3)_4]$  : 96,36 kg/tona de monazit;

azotat de uraniu  $[\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2]$ : 14,184 kg/tona de monazit;

azotat de lantanu  $[\text{La}(\text{NO}_3)_3]$ : 93,81 kg/tona de monazit;

azotat de ceriu  $[\text{Ce}(\text{NO}_3)_3]$ : 399,25 kg/tona de monazit;

azotat de praseodim  $[\text{Pr}(\text{NO}_3)_3]$ : 131,1 kg/tona de monazit;

azotat de neodim  $[\text{Nd}(\text{NO}_3)_3]$ : 128,41 kg/tona de monazit;

azotat de samariu  $[\text{Sm}(\text{NO}_3)_3]$ : 98,74 kg/tona de monazit.

azotat de itriu  $[\text{Y}(\text{NO}_3)_3]$  : 107,61 kg/tona de monazit. Productivitatea totala ale

azotatilor izotopici Th(IV), U(VI), lantanide si itriu : 1069,464 kg/tona de monazit.

Productivitatea totala in acid fosforic  $[\text{H}_3\text{PO}_4]$  produs de reactie:  $m_{\text{H}_3\text{PO}_4} = 321,87$  kg/tona

de monazit. Silicati metalici prezenti in minereu monazit reactioneaza cu acid azotic si

formeaza acid silicic coloidal. La expirarea timpului de reactie, se deschide automat vana

conductivei circulare 2 si vana conductei 7a, masa de reactie curge gravitational si intra in

filtrul 7 in curgere elicoidala printre placile 8b. Se porneste motorul electric 9 si intra in

rotatie rotorul separator 8, are loc filtrarea centrifugala a masei de reactie efectuata de

placile elicoidale 8b si placile verticale 8c prin membrana filtranta 7d. Presiunea

$[P(\text{N}/\text{m}^2)]$  exercitata de forta centrifugala efectuata de placile verticale 8c, se determina

conform ecuatiei dimensionale:  $P = (F_c / A) = [(m/A) \cdot \omega^2 \cdot R] = [(4 \cdot \pi^2 \cdot m) / A] \cdot N^2 \cdot R$  ;  $F_c$  - forta

*Autun*

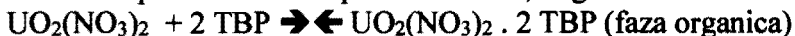
centrifuga(Newton) ;  $m$  – masa de reactie in filtrare(kg) ;  $A$  – suprafata cilindrica interioara a membranei metalice filtrante  $7d(m^2)$  ;  $N$  – turatia axului rotor  $8a$ (rotatii/s) ;  $R$  – raza de rotatie egala cu raza membranei filtrante  $7d(m)$  ; Rotorul  $8$  cu placile elicoidale  $8b$  racleaza faza solida de acid silicic coloidal pe suprafata interioara a membranei filtrante  $7d$  si prin deplasarea ascensionala acest acid este evacuat in compartimentul toroidal exterior,fiind eliminat gravitational in exteriorul reactorului prin deschiderea conductelor metalice  $7c$ . Viteza de deplasare ascensionala a fazei solide[ $w_d(m/s)$ ],se determina conform ecuatiei dimensionale:  $w_d = N.P_r$  ;  $P_r$  – pasul rotorului, respectiv distanta intre placile elicoidale(m).Timpul de deplasare ascendenta a fazei solide de acid silicic coloidal [ $t(s)$ ],se determina conform ecuatiei dimensionale:  $t=(H/w_d) = [H/(N.P_r)]$  ;  $H$  – inaltimea membranei cilindrice perforate  $7d(m)$ .Debitul volumic de faza lichida filtrata[ $D_{vl}(m^3/s)$ ],se determina conform ecuatiei dimensionale:  $D_{vl} = (V_l/t)=[(V_l.N.P_r)/t] = (w_f . A_o)$  ;  $V_l$  – volumul fazei lichide in masa de reactie( $m^3$ );  $w_f$  – viteza de filtrare a fazei lichide,ce se determina conform ecuatiei dimensionale a debitului volumic:  $w_f = (D_{vl} / A_o)$  ;  $A_o$  – suprafata tuturor orificiilor circulare ale membranei filtrante  $7d (m^2)$  si se determina conform ecuatiei dimensionale:  $A_o = [(n.\pi .d^2)/4]$  ;  $n$  – numarul orificiilor circulare ale membranei filtrante  $7d$  ;  $d$  – diametrul orificiilor circulare(m).Cazul  $w_d > w_f$ : faza solida raclata si deplasata ascendent antreneaza si faza lichida avind loc pierderi tehnologice de azotati izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui.Cazul  $w_d < w_f$ : creste grosimea fazei solide de acid silicic coloidal ca strat filtrant pe suprafata interioara a membranei filtrante  $7d$  si are loc si reducerea vitezei de filtrare. Caz dimensional: viteza de filtrare faza lichida este egala cu viteza deplasarii ascendente a fazei solide de acid silicic coloidal ( $w_d = w_f$ ).Turatia axului rotor  $8a$  , se determina conform ecuatiei dimensionale:  $N = [D_{vl}/(A_o.P_r)]$ .Se deschide conducta cu vana  $7c$  si faza solida formata preponderent din acid silicic coloidal,este evacuata gravitational in exteriorul reactorului,pentru a fi procesata in continuare. Se deschide conducta cu robinet/vana  $7b$  si faza lichida intra in bazin paralelipipedic vertical  $11a$  prin orificiul circular  $11b$  si prin pornirea motorului electric  $11h$  intra in rotatie axul cilindric vertical  $11g$  si rotorul  $11e$  prin intermediul rotii dintate  $11f$  si faza lichida de solutie apoasa azotati izotopici Th(IV),U(VI),azotati lantanide,itrui este pompata prin conducta verticala  $11c$  in modul reactor extractor E respectiv in amestecatoarele  $10a$  si decantoarele  $10b$  prin intermediul conductelor orizontale  $10c$ ,la egalizare de nivel faza lichida.In amestecatoarele  $10a$  se introduce extractantul organic[TBP/HDEHP] in concentratie de 40% in solvent organic kerosen/dodecan,din rezervoarele de stocaj  $16a$ . Se adauga acid azotic concentrat pentru a regla concentratia la 4M HNO<sub>3</sub> necesara extractiei. Se pornesc motoarele electrice  $10e$  ale amestecatoarelor  $10a$ ,agitoarele turbina  $10d$  si are loc recirculatia in contracurent,amestecarea,decantarea fazelor,prin conductele  $10f,10g,10c$  intre amestecatoare  $10a$  si decantoare  $10b$ .Consumul specific de extractant [CS(kg/kg)],se determina conform ecuatiei dimensionale:  $CS=[(n.M_e)/M_a]$  ;  $n$  – cantitate moli extractant( $n=2 - 3$ );  $M_e$  – masa molară extractant(kg/kmol) ;  $M_a$  – masa molară azotat izotopic Th(IV),U(VI),azotat lantanid,azotat de itrui(kg/kmol). Procesul chimic de extractie reactiva are loc in contracurent de faze cu complexarea si extractia simultana azotatilor izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui din faza apoasa in faza organica(40% extractant organic in kerosen/dodecan solvent) conform ecuatiilor chimice:Extractant tributil fosfat(TBP).Formula chimica:  $(H_9C_4-O-)_3P \rightarrow O$  ; Masa molară  $M= 266$  kg/kmol. Ecuatiile reactiilor chimice de complexare cu echilibru:

*Arthur*



Consum specific stoichiometric: 1,108 kg TBP/kg  $\text{Th}(\text{NO}_3)_4$

Consum specific material pe reactie: 106,8 kg TBP/ tona de monazit.



Consum specific stoichiometric: 1,35 kg TBP/kg  $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$

Consum specific material pe reactie: 19,152 kg TBP/tona de monazit.



Consum specific stoichiometric: 2,455 kg TBP/kg  $\text{La}(\text{NO}_3)_3$

Consum specific material pe reactie: 230,34 kg TBP/ tona de monazit.



Consum specific stoichiometric: 2,448 kg TBP/kg  $\text{Ce}(\text{NO}_3)_3$

Consum specific material pe reactie: 977,305 kg TBP/tona de monazit.



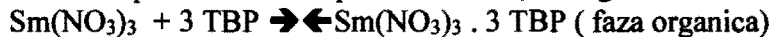
Consum specific stoichiometric: 2,44 kg TBP/kg  $\text{Pr}(\text{NO}_3)_3$

Consum specific material pe reactie: 319,932 kg TBP/tona de monazit.



Consum specific stoichiometric: 2,418 kg TBP/kg  $\text{Nd}(\text{NO}_3)_3$

Consum specific material pe reactie: 310,518 kg TBP/tona de monazit.



Consum specific stoichiometric: 2,375 kg TBP/kg  $\text{Sm}(\text{NO}_3)_3$

Consum specific material pe reactie: 234,508 kg TBP/tona de monazit.



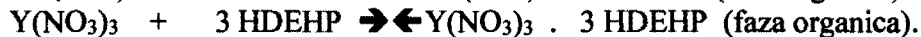
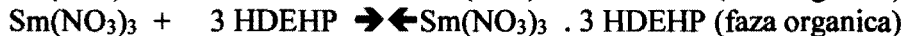
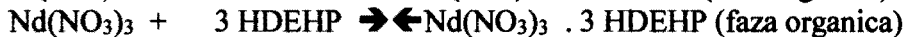
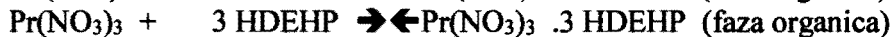
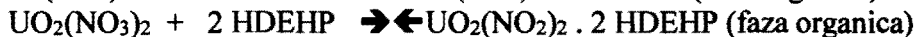
Consum specific stoichiometric: 2,902 kg TBP/ kg  $\text{Y}(\text{NO}_3)_3$

Consum specific material pe reactie: 312,265 kg TBP/ tona de monazit.

Consum specific total[ $\text{CS}_i$ ( kg/tona monazit)]cu exces : 2700 kg TBP/tona de monazit.

Extractant organic acid di(2-etil)hexil fosforic[HDEHP]: formula chimica:

$[\text{H}_3\text{C}-\text{CH}(-\text{H}_2\text{C}-\text{CH}_3)-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{O}]_2(\text{HO})\text{P} \rightarrow \text{O}$  ; Masa molară: 266 kg/kmol.



Consumul specific total[ $\text{CS}_i$ (kg/tona de monazit)] de extractant HDEHP

cu exces de 10% : 2700 kg HDEHP/tona de monazit, deoarece TBP si HDEHP

sunt izomasici molari. Coordonanta 6 pentru toriu, uraniu, lantanide, itriu.

Masele molare [M(kg/kmol)] pentru complexii organo-metalici formati de azotatii

izotopici Th(IV), U(VI), lantanide, itriu sunt specificati conform tabel:

$\text{Th}(\text{NO}_3)_4 \cdot 2 \text{ TBP}$	$\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 2 \text{ TBP}$	$\text{La}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ TBP}$	$\text{Ce}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ TBP}$
$\text{Th}(\text{NO}_3)_4 \cdot 2 \text{ HDEHP}$	$\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 2 \text{ HDEHP}$	$\text{La}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ HDEHP}$	$\text{Ce}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ HDEHP}$
1012	926	1123	1124
$\text{Pr}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ TBP}$	$\text{Nd}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ TBP}$	$\text{Sm}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ TBP}$	$\text{Y}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ TBP}$
$\text{Pr}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ HDEHP}$	$\text{Nd}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ HDEHP}$	$\text{Sm}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ HDEHP}$	$\text{Y}(\text{NO}_3)_3 \cdot 3 \text{ HDEHP}$
1125	1128	1134	1073

*Handwritten signature*

Productivitatile specifice[P(kg/tona de monazit)] pentru complexii organo-metalici,sunt specificati conform tabel:

Th(NO <sub>3</sub> ) <sub>4</sub> . 2 TBP Th(NO <sub>3</sub> ) <sub>4</sub> .2HDEHP	UO <sub>2</sub> (NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> .2 TBP UO <sub>2</sub> (NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> .2HDEHP	La(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3 TBP La(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3HDEHP	Ce(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3 TBP Ce(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3HDEHP
196,834	33,336	324,15	1376,555
Pr(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> . 3 TBP Pr(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3HDEHP	Nd(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3 TBP Nd(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3HDEHP	Sm(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> . 3 TBP Sm(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3HDEHP	Y(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> . 3 TBP Y(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> .3HDEHP
451,032	438,93	333,245	419,875

Masa specifica de faza organica[m<sub>FO</sub>(kg/tona de monazit)],se determina conform ecuatiei dimensionale:  $m_{FO} = (CS_i / F_m)$  ;  $F_m$  – fractia de masa a extractantului(TBP,HDEHP) in faza organica nefolosita in extractie( $F_m = 0,4$  respectiv 40% extractant in faza organica initiala.( $m_{FO} = 6750$  kg extractant / tona de monazit).Masa specifica de solvent inert kerosen /dodecan [m<sub>K</sub>(kg/tona de monazit)],se determina conform ecuatiei dimensionale:  $m_K = [CS_i . (1 - F_m)] / F_m$  ; ( $m_K = 4050$  kg kerosen / tona de monazit).Ecuatia diferentia la a vitezei de complexare[V<sub>rc</sub> (moli/m<sup>3</sup>.s)] pentru reactii multiple cu echilibru:

$V_{rc} = -[dC_d/dt] = K_d . C_a . C_{ex}^n - K_i . C_c$  ;  $C_a$  - concentratia molară pentru fiecare azotat izotopic Th(IV),U(VI),lantanid,itrui(distribuenti) in masa de extractie (moli/m<sup>3</sup>) ;  $C_{ex}$  – concentratia molară de extractant(TBP,HDEHP)in masa de extractie(moli/m<sup>3</sup>) ;  $C_c$ – concentratia molară pentru fiecare complex organo-metalic in masa de extractie(moli/m<sup>3</sup>) ;  $n$  – ordin partial de reactie aferent extractantului( $n=2-3$ ) ;  $K_d$  – constanta de viteza a reactiei directe de complexare pentru fiecare distribuient azotat( $m^{3n}/moli^n.s$ ) ;  $K_i$  – constanta de viteza a reactiei inverse de descompunere pentru fiecare complex organo-metalic( $s^{-1}$ ) ;  $d/dt$  – operator derivata de ordin 1 in raport cu timpul t ( $s^{-1}$ ). La echilibru chimic:  $V_{rc} = 0 \rightarrow K_d . C_a . C_{ex}^n = K_i . C_c$  . Constanta de echilibru pentru fiecare distribuient:  $K = [C_c / (C_a . C_{ex}^n)] = K_d / K_i$  . Volumul total al masei de reactie:  $V_t = (V_{sa} + V_o)$  (m<sup>3</sup>).  $V_{so}$  – volumul solutiei apoase de azotati distribuienti(m<sup>3</sup>) ;  $V_o$  – volumul fazei organice de extractanti(TBP,HDEHP) dizolvati in solvent inert kerosen/dodecan(m<sup>3</sup>).Coeficientul de distributie pentru fiecare distribuient azotat:

$D = (C_{ce} / C_{ae})$  ;  $C_{ce}$  – concentratia molară pentru fiecare complex organo-metalic al distribuientului din faza organica,la echilibru de extractie(moli/m<sup>3</sup>); $C_{ae}$  – concentratia molară pentru fiecare distribuient azotat din solutia apoasa,la echilibru de extractie (moli/m<sup>3</sup>).Valoarea maxima a coeficientului de distributie[D] influentat de temperatura,este D=60 pentru 40% TBP sau HDEHP in kerosen solvent si practic o extractie totala a complexilor organo-metalici ai azotatilor izotopici Th(IV),U(VI). Cresterea coeficientului de distributie D are loc cu respectarea conditiei tehnologice: raportul intre masa/debitul de masa faza organica(40% TBP/HDEHP in kerosen) si masa/debit de masa faza apoasa(solutia apoasa 4M HNO<sub>3</sub> cu azotati izotopici Th(IV), U(VI),lantanide,itrui),sa fie subunitar.Bilantul de materiale al modulului E reactor extractor complexi azotati izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itrui pentru unitatile de transfer 1 si n,se determina conform ecuatiei dimensionale:

$(F . X_{n+1}) + (E . Y_o) = (F . X_1) + (E . Y_n)$  ;  $F$  – debit molar/debit de masa faza solutie apoasa (kmoli/s)(kg/s) si intra in modul E respectiv in decantor 10b al unitatii 1 de transfer de masa;  $E$  – debit de masa faza organica extractanta(40% TBP,HDEHP in kerosen) care intra in modul E respectiv in amestecator 10a al ultimei unitati de transfer de masa(kmoli/s)(kg/s) [ $E = (m_{FO} / t)$ ] ;  $t$  – timp(s) ;  $X_1$  – raport molar/raport de masa al azotatilor izotopici Th(IV), U(VI),lantanide,itrui in faza solutie apoasa epuizata care intra

*Handwritten signature*

in unitatea de transfer de masa 1 dupa ce a iesit din unitatea de transfer 2(kmol/kmol) (kg/kg);  $X_{n+1}$  – raport molar/raport de masa al azotatilor izotopici Th(IV),U(VI),lantanide itriu in faza solutie apoasa care intra in unitatea n de transfer de masa dupa ce a iesit din unitatea n+1 de transfer(kmol/kmol)(kg/kg) ;  $Y_n$  – raport molar/raport de masa al complexilor organo-metalici ai azotatilor izotopici Th(IV),U(VI),lantanide,itriu in faza organica care rezulta din unitatea n de transfer de masa in contracurent si intra in unitatea n+1 de transfer(kmol/kmol)(kg/kg).Daca faza organica(40% TBP/HDEHP in kerosen) intra in unitatea 1 de transfer de masa,peu complexare-extractie fara sa contina azotati izotopici Th(IV),U(VI),azotati de lantanide si itriu sub forma de complexi organo-metalici,atunci  $Y_o = 0$ . Ecuatia dimensionala a bilantului de materiale:

$(F \cdot X_{n+1}) = (F \cdot X_1) + (E \cdot Y_n)$  ; Raportul molar/raportul de masa  $[Y_n]$  al azotatilor izotopici Th(IV),U(VI),azotati de lantanide si itriu in faza organica pentru unitatea n de complexare si extractie,se determina conform ecuatiei dimensionale(ecuatia de operatie):  $Y_n = [(F/E) \cdot (X_{n+1} - X_1)]$ . Ecuatia de echilibru a extractiei:  $D = (Y/X) \Rightarrow Y = (D \cdot X)$  ;  $Y$  – raport molar/raport de masa al complexilor organo-metalici ai azotatilor izotopici Th(IV),U(VI),azotati de lantanide si itriu in faza organica(kmol/kmol)(kg/kg) ;  $X$  – raport molar/raport de masa al azotatilor izotopici Th(IV),U(VI),azotati de lantanide si itriu in faza solutie apoasa azotica(kmol/kmol) (kg/kg). Volumul initial de solutie apoasa 4M HNO<sub>3</sub> ce intra in modulul reactor G :  $V_i = 4 \text{ m}^3$  . Masa initiala de solutie apoasa 4M HNO<sub>3</sub>:  $m_i = (V_i \cdot \rho) = 4520 \text{ kg/tona monazit}$ . Concentratia volumetrica initiala a acidului azotic in solutia apoasa 4M HNO<sub>3</sub> :  $C_{vi} = 252 \text{ kg/m}^3$ . Concentratia procentuala initiala a acidului azotic in solutia apoasa 4M HNO<sub>3</sub>:  $C_{pi} = [(100 \cdot C_{vi})/\rho] = 22,3\%$ ;  $\rho$  – densitatea solutiei apoase 4M HNO<sub>3</sub> ( $\rho = 1130 \text{ kg/m}^3$ ) .Masa initiala de acid azotic in solutia apoasa 4M HNO<sub>3</sub> :  $m_{i \text{ HNO}_3} = (C_{vi} \cdot V_i) = 1008 \text{ kg/tona monazit}$ . Masa de apa in solutia apoasa initiala 4M HNO<sub>3</sub> :  $m_{apa} = (m_i - m_{i \text{ HNO}_3}) = 3512 \text{ kg}$  Masa totala de azotati rezultata din procesele chimice ale modulului reactor G:  $m_{azotati} = 1069,464 \text{ kg/tona monazit}$ . Masa totala de acid azotic consumat in reactiile chimice ale modulului G:  $m_{\text{HNO}_3 \text{ reactionat}} = 875,6 \text{ kg/tona monazit}$ . Masa de acid azotic liber:  $m_{\text{HNO}_3 \text{ liber}} = (m_{i \text{ HNO}_3} - m_{\text{HNO}_3 \text{ reactionat}}) = 132,4 \text{ kg/tona monazit}$ . Masa solutiei apoase rezultata:  $m_r = (m_{apa} + m_{azotati} + m_{\text{HNO}_3 \text{ liber}} + m_{\text{H}_3\text{PO}_4}) = 5035,736 \text{ kg/tona monazit}$ . Concentratia procentuala a acidului azotic liber in solutia apoasa rezultata:  $C_{\text{HNO}_3 \text{ liber}} = [(100 \cdot m_{\text{HNO}_3 \text{ liber}})/m_r] = 2,63\%$ .Masa solutiei apoase cu concentratia 60% HNO<sub>3</sub> adaogata pentru a regla concentratia solutiei rezultate din modulul G,la 4M HNO<sub>3</sub>(22,3%) necesara extractiei :  $m_{60\% \text{ HNO}_3} = 2836,26 \text{ kg}$ .Masa solutiei apoase cu concentratia 22,3% HNO<sub>3</sub> ce intra in circulatie in contracurent in modul extractor E respectiv in decantor 10b al unitatii 1 de transfer de masa:

$m_F = (m_r + m_{60\% \text{ HNO}_3}) = 7872 \text{ kg/tona monazit}$ . Debit de masa solutie apoasa cu concentratia 22,3% HNO<sub>3</sub> in circulatie in modul extractor E:  $F = (m_F/t) = 7872 \text{ kg/s}$  ;  $t$  – timp(s).Raportul de masa  $[X_1(\text{kg/kg})]$  al azotatilor izotopici Th(IV),U(VI),azotati de lantanide si itriu, in faza solutie apoasa  $F$  la intrare in modul E:  $X_f = (m_{azotati}/m_F) = 0,13586 \text{ kg/kg}$ . Consumul specific  $[q(\text{kg/kg})]$  de faza organica extractanta-complexanta (40% TBP,HDEHP in kerosen):  $q = (E/F) = (m_{F0}/m_F) = 0,857 \text{ kg/kg}$ . ( $q < 1$ ).

Modelul dimensional de proces extractie pentru 8 unitati de transfer de masa:

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

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

*Arta*

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

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

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

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

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

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

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

$X_1, X_2, X_3, X_4, X_5, X_6, X_7, X_8$  – rapoarte molare/rapoarte de masa ale azotatilor izotopici Th(IV), U(VI), azotati de lantanide si itriu in faza solutie apoasa ce intra in contracurent in unitatile de transfer de masa 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 masa ale complexilor organo-metalici pentru azotati izotopici Th(IV), U(VI), azotati de lantanide si itriu in faza organica extractanta, rezultati/iesiti din unitatile de transfer de masa 1,2,3,4,5,6,7,8 in contracurent cu faza solutie apoasa azotica(kmol/kmol)(kg/kg). Pentru 8 unitati de transfer de masa si coeficient minim de distributie(extractie)  $D=10$  al complexilor organo-metalici Th(IV), U(VI), lantanide, itriu in faza organica extractanta (40% TBP/HDEHP in kerosen) si conditia tehnica  $X_f = 0,857$  kg/kg, valorile rapoartelor de masa X, Y sunt specificate conform tabel:

$X_8 = 0,01845$	$Y_8 = 0,1845$
$X_7 = 0,002153$	$Y_7 = 0,02153$
$X_6 = 0,0002512$	$Y_6 = 0,002512$
$X_5 = 0,0000293$	$Y_5 = 0,000293$
$X_4 = 0,00000342$	$Y_4 = 0,0000342$
$X_3 = 0,0000004$	$Y_3 = 0,000004$
$X_2 = 0,000000046$	$Y_2 = 0,00000046$
$X_1 = 0,0000000048$	$Y_1 = 0,000000048$

La expirarea duratei totale de amestecare, complexare, decantare, extractie(25...30 minute) se scot din functiune motoarele electrice 10e ale amestecatoarelor 10a si se deschid automat vanele conductelor 10i, 10h si masa de extractie(faza organica si faza solutie apoasa) este evacuata gravitational in modul reextractor R respectiv in primul decantor 12b si amestecator 12a prin intermediul conductelor 12c unde are loc decantarea fazei lichide solutie apoasa azotica ce contine masa de acid fosforic si azotati metalici neextrasi. Dupa separarea fazelor, se deschid automat vanele conductelor 12h, 12j, 13a si prin conductele 12c, 12f, 12g si cu ajutorul indicatoarelor de nivel, faza apoasa [ $m_{fa} = (m_F - m_{azotati}) = 6802,536$  kg] este evacuata gravitational in cristalizor 13. Se inchide robinetul conductei 12j, se deschide robinetul conductei 15a, se porneste electropompa 15c, se recircula cu viteza mare de curgere ascendenta, solutia apoasa rece 4M HNO<sub>3</sub> din compartiment colector 15b prin conducta 15d, injector/ajutaj 15f si descendent cu viteza de curgere mare prin ejectorul cilindro-conic 15g efectuindu-se

*Antony*

vid(depresiune 0,1 atm.10135 Pascali) in camera de amestec **15e**, conducta **15a** si cristalizor **13** unde se porneste circulatia agentului termic caloportor prin mantaua cristalizorului si realizarea temperaturii procesului.Procesul hidrodinamic de recircularea solutiei 4M HNO<sub>3</sub>,are loc conform ecuatiei dimensionale de conservare a energiei:  $[(\rho \cdot W_1^2)/2] + P_1 + (\rho \cdot g \cdot H_1) = [(\rho \cdot W_2^2)/2] + P_2 + (\rho \cdot g \cdot H_2)$ ;  $\rho$  – densitatea lichidului motor rece,solutia apoasa azotica 4M HNO<sub>3</sub>( $\rho=1130 \text{ kg/m}^3$ );  $W_1$  – viteza de injectare a lichidului motor rece in ajutorajul **15f** al camerei de amestec **15e** (m/s);  $W_2$  – viteza de ejectare a lichidului motor rece din tubulatura ejectorului cilindro-conic **15g**(m/s);  $P_1$  – presiunea dinamica in camera de amestec lichid –vapori **15e** cu ajutoraj **15f** (Pascali);  $P_2$  – presiunea dinamica a lichidului motor rece in compartiment colector **15b** la iesire din ejectorul cilindro-conic **15g** (Pascali) ;  $g$  – acceleratia gravitacionala( $g=9,81 \text{ m/s}^2$ );  $H_1$  – inaltimea cea mai mare a ejectorului cilindro-conic **15g**(m);  $H_2$  – inaltimea cea mai mica a ejectorului cilindro-conic **15g** la nivelul compartimentului colector condensator **15b**(m).In conditia tehnica:  $P_2 \gg P_1$  si  $H_1 > H_2$ ,  $P_1$  reprezinta depresiunea(vid) in camera de amestec lichid-vapori **15e** cu ajutoraj **15f** egala cu presiunea de vaporizare  $P_v = P_1 = 0,1 \text{ atm}$ .Viteza de injectare [ $W_1$ (m/s)] a lichidului motor rece,in camera de amestec cu ajutoraj **15f**,se determina conform ecuatiei dimensionale a debitului:  $W_1 = [(4 \cdot D_v)/(\pi \cdot D_1^2)]$ ;  $D_v$  – debit volumetric de lichid motor rece pompat de electropompa **15c** in circuit inchis( $\text{m}^3/\text{s}$ );  $D_1$  – diametrul mic al ajutorajului camerei de reactie lichid-vapori **15e**(m).Viteza de ejectare [ $W_2$ (m/s)] a lichidului motor rece din tubulatura conica a ejectorului cilindro-conic **15g**,se determina conform ecuatiei dimensionale a debitului:  $W_2 = [(4 \cdot D_v)/(\pi \cdot D_2^2)]$ ;  $D_2$  – diametrul mare al ejectorului cilindro-conic **15g**,respectiv la iesire din tubulatura conica(m).Patratele vitezelor  $W_1$  si  $W_2$  variaza invers proportional cu puterea a patra a diametrelor  $D_1$  si  $D_2$  si in conditia tehnica in care  $D_2 > (5 \cdot D_1) \rightarrow W_2^2 < W_1^2 \rightarrow (W_1^2 - W_2^2)$  aproximativ egala cu  $W_1^2$  si variatia de presiune dinamica [ $\Delta P$ (Pascali)],se determina conform ecuatiei dimensionale:  $\Delta P = [(\rho \cdot W_1^2)/2] + (\rho \cdot g \cdot \Delta H)$ ;  $\Delta H$  – variatia de inaltime a ejectorului cilindro-conic **15g**(m)( $\Delta H = H_1 - H_2$ ).Lungimea tubulaturii conice( $L_c$ (m)) a ejectorului **15g**,se determina conform ecuatiei dimensionale:  $L_c = [(D_2 - D_1)/(2 \cdot \text{tg } \alpha)]$ ;  $\alpha$  – unghi de evazare al tubulaturii conice ;  $\text{tg}$  – functia tangenta.Se porneste motorul electric **14f**, intra in functiune rotorul de recirculare **14** ascendenta-descendenta a solutiei apoase azotice,rotor **14** care pompeaza solutia apoasa cu paletel **14c** prin cele 4 orificii dreptunghiulare **14e** precum si descendent rotational cu ajutorul a 4 palete verticale dreptunghiulare **14d**,pe suprafata cilindrica interioara de transfer termic a vaporizatorului **13** in scopul incalzirii si vaporizarii apei si acidului azotic azeotrop hidrat(HNO<sub>3</sub>.H<sub>2</sub>O; HNO<sub>3</sub>.2H<sub>2</sub>O),la temperatura de proces 75°C.Vaporii de apa si acid azotic azeotrop aspirati prin depresiune urca ascendent prin conducta **15a** in camera de amestec **15e**, fiind condensati prin amestecare si racire in ejector **15g**,compartiment colector condensator **15b** ca urmare a recircularii lichid motor rece(solutia apoasa azotica) de electropompa **15c** prin conducta verticala **15d** in circuit inchis.Se reduce temperatura agentului termic in circulatie prin mantaua cristalizorului **13** la 40°C pentru solidificarea/cristalizarea acidului fosforic si a altor substante in colectorul **13b** al cristalizorului **13**.Se opreste motorul electric **14f**,se inchide conducta cu robinet/vana **13a**,conducta cu robinet/vana **15a** si se extrage colectorul **13b** in exteriorul cristalizorului **13** prin egalizarea cu presiunea atmosferica. Debitul caloric [ $D_c$ (kJ/s)] al generatorului termic aferent reactorului,ce se transfera in proces de vaporizare/cristalizare,se determina conform ecuatiilor dimensionale:

*Antu*

$D_c = (\rho \cdot D_v \cdot \Delta H_a) = (\rho \cdot w \cdot S_c \cdot \Delta H_a) = (K_t \cdot S_t \cdot \Delta T)$ ;  $\rho$  – densitatea agentului termic caloportor ( $\text{kg/m}^3$ );  $D_v$  – debit volumetric de agent termic caloportor pompat prin manta cristalizor 13 si generator ( $\text{m}^3/\text{s}$ );  $\Delta H_a$  – diferenta de entalpie a agentului termic caloportor ( $\text{kJ/kg}$ ) [ $\Delta H_a = (H_i - H_f)$ ];  $H_i$  – entalpia initiala a agentului termic caloportor respectiv la iesire din generator ( $\text{kJ/kg}$ );  $H_f$  – entalpia finala a agentului termic caloportor respectiv la intrare in generator termic ( $\text{kJ/kg}$ );  $w$  – viteza de circulatie a agentului termic caloportor prin manta cristalizor 13 ( $\text{m/s}$ );  $S_c$  – sectiunea de curgere a agentului termic caloportor prin manta cristalizor 13 ( $\text{m}^2$ );  $K_t$  – coeficient total de transfer termic prin peretele cilindric vertical respectiv suprafata de transfer termic ( $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot ^\circ\text{C}$ );  $S_t$  – suprafata cilindrica interioara de transfer termic a cristalizorului 13 ( $\text{m}^2$ );  $\Delta T$  – diferenta de temperatura ( $^\circ\text{C}$ ) intre agent termic caloportor si solutia apoasa azotica, ce se determina conform expresiei:  $\Delta T = (T_a - T_v)$ ;  $T_a$  – temperatura agentului termic caloportor in circulatie prin manta cristalizor 13 ( $^\circ\text{C}$ );  $T_v$  – temperatura de vaporizare a solutiei apoase azotice ( $^\circ\text{C}$ ). Durata de vaporizare [t(s)], se determina conform ecuatiei dimensionale:  $t = [(m_{sa} \cdot H_{sa}) / (K_t \cdot S_t \cdot \Delta T)]$ ;  $m_{sa}$  – masa solutiei apoase azotice respectiv masa apei si acidului azotic azeotrop hidrat din cristalizor 13 ( $\text{kg}$ );  $H_{sa}$  – entalpia medie a vaporilor de apa si acid azotic azeotrop hidrat la temperatura de vaporizare ( $\text{kJ/kg}$ ). Faza organica de complexi organo-metalici Th(IV), U(VI), lantanide, itriu se distribuie in cele 8 unitati de transfer de masa formate din amestecatoare 12a, decantoare 12b prin conductele 12f, 12g, 12c la egalizare de mase in aparatele modulului reextractor R in scop functional de reextractie in contracurent a azotatilor Th(IV), U(VI), lantanide, itriu din faza organica extrantanta si complexanta in solutie apoasa azotica [0,1 M  $\text{HNO}_3$  (6,3 grame  $\text{HNO}_3$  / litru) pentru a bloca hidroliza azotatilor] ce se introduce in reextractor R printr-o conducta exterioara de alimentare in amestecatoarele 12a. Se pornesc motoarele electrice 10e, intra in functiune agitatoarele turbina 10d ale amestecatoarelor 12a si are loc recircularea in contracurent prin conductele 12f, 12g, 12c, amestecarea, reextractia si decantarea fazelor. Coeficientul de distributie (reextractie) al azotatilor Th(IV), U(VI), lantanide, itriu in solutia apoasa azotica diluata 0,1 M  $\text{HNO}_3$  este  $D=10$ . Ecuatia de echilibru a reextractiei in contracurent:  $(X/Y)=D \Rightarrow X=(D \cdot Y)$ ;  $X$  – raport de masa al azotatilor in faza solutie apoasa azotica 0,1 M  $\text{HNO}_3$  ( $\text{kg/kg}$ );  $Y$  – raport de masa al complexilor organo-metalici ai azotatilor Th(IV), U(VI), lantanide, itriu in faza organica (40% TBP/HDEHP in kerosen) ( $\text{kg/kg}$ ). Raport de masa initial al complexilor organo-metalici ai azotatilor in faza organica:  $Y_f = Y_g = 0,1845$ . Ecuatia dimensionala a bilantului material al modulului reextractor R pentru unitatile 1 si n de transfer de masa:  $(F \cdot Y_{n+1}) + (E \cdot X_o) = (F \cdot Y_1) + (E \cdot X_n)$ . Faza solutie diluata azotica de reextractie (0,1 M  $\text{HNO}_3$ ) nu contine azotati ( $X_o = 0$ ). Ecuatia dimensionala a bilantului material:  $(F \cdot Y_{n+1}) = (F \cdot Y_1) + (E \cdot X_n)$ .  $F$  – masa/debit de masa faza organica in alimentarea reextractor R ( $\text{kg}$ ) ( $\text{kg/s}$ ) [masa:  $m_F = (m_{FO} + m_{azotati}) = 7819,464 \text{ kg}$ ];  $E$  – masa/debit de masa solutie apoasa diluata de reextractie (0,1 M  $\text{HNO}_3$ ) [masa:  $m_{0,1M \text{ HNO}_3} = 7819,464 \text{ kg}$ ] si alimentare reextractor R in contracurent cu faza organica ( $\text{kg}$ ) ( $\text{kg/s}$ );  $Y_{n+1}$  – raport de masa al complexilor organo-metalici ai azotatilor in faza organica care au iesit din unitatea n+1 de transfer si au intrat in unitatea n de transfer ( $\text{kg/kg}$ );  $Y_1$  – raport de masa al complexilor organo-metalici ai azotatilor, care au iesit din unitatea 1 de transfer de masa ( $\text{kg/kg}$ );  $X_n$  – raport de masa al azotatilor Th(IV), U(VI), lantanide, itriu in faza solutie apoasa azotica de reextractie (0,1 M  $\text{HNO}_3$ ), care intra in unitatea n de transfer de



masa(kg/kg).Consum specific de solutie apoasa azotica de reextractie:  $q = 1$  kg solutie 0,1 M  $\text{HNO}_3$  / kg faza organica, in conditia tehnica  $F=E$  si  $(F/E) = 1$ .

Ecuatia dimensionala a procesului de reextractie:  $X_n = (Y_{n+1} - Y_1) = (D \cdot Y_n)$ . Modelul dimensional de proces reextractie pentru 8 unitati de transfer de masa:

Unitatea 1 de transfer de masa(n=1):  $X_1 = (D \cdot Y_1)$ ;  $Y_1 = Y_2 / (1+D)$ ;

Unitatea 2 de transfer de masa(n=2):  $X_2 = (D \cdot Y_2)$ ;  $Y_2 = Y_3 \cdot [(1+D)/(1+D+D^2)]$ ;

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

Unitatea 4 de transfer de masa(n=4):  $X_4 = (D \cdot Y_4)$ ;

$Y_4 = Y_5 \cdot [(1+D+D^2+D^3)/(1+D+D^2+D^3+D^4)]$ ;

Unitatea 5 de transfer de masa(n=5):  $X_5 = (D \cdot Y_5)$ ;

$Y_5 = Y_6 \cdot [(1+D+D^2+D^3+D^4)/(1+D+D^2+D^3+D^4+D^5)]$ ;

Unitatea 6 de transfer de masa(n=6):  $X_6 = (D \cdot Y_6)$ ;

$Y_6 = Y_7 \cdot [(1+D+D^2+D^3+D^4+D^5)/(1+D+D^2+D^3+D^4+D^5+D^6)]$ ;

Unitatea 7 de transfer de masa(n=7):  $X_7 = (D \cdot Y_7)$ ;

$Y_7 = Y_8 \cdot [(1+D+D^2+D^3+D^4+D^5+D^6)/(1+D+D^2+D^3+D^4+D^5+D^6+D^7)]$ ;

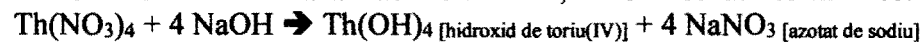
Unitatea 8 de transfer de masa(n=8):  $X_8 = (D \cdot Y_8)$ ;

$Y_8 = Y_f \cdot [(1+D+D^2+D^3+D^4+D^5+D^6+D^7)/(1+D+D^2+D^3+D^4+D^5+D^6+D^7+D^8)]$ ;

Valorile  $X, Y$  pentru 8 unitati de transfer de masa, sunt specificate conform tabel:

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

La expirarea timpului de reextractie, se scot din functiune motoarele electrice 10e si agitatoarele turbina 10d ale amestecatoarelor 12a in scopul separarii fazelor vizualizata pe indicatoarele de nivel aferente decantoarelor 12b si se deschid automat vanele conductelor 12h si solutia apoasa cu densitate mai mare [masa:  $m_G = (m_{\text{azotati}} + m_{0,1M \text{ HNO}_3}) = 8888,928$  kg] rezultata in modul reextractor R este pompata in modul reactor G prin intermediul unei conducte exterioare cu electropompa. Faza organica (40% TBP/HDEHP in kerosen) ( $m_{FO} = 6750$  kg) din amestecatoarele 12a, decantoarele 12b in conditia in care vanele conductelor 12h sunt deschise, curge gravitational in colector 16b fiind pompata cu ajutorul electropompei 16c ca mijloc tehnic standardizat, in 2 rezervoare de stocaj 16a prin conducta verticala 16d pentru a fi utilizata la o noua extractie reactiva. Se inchid automat vanele conductelor 12h si se opreste electropompa 16c. Se porneste motorul electric 6, intra in miscarea de rotatie rotorul turbina 3 si solutia apoasa intra in recirculatie ascendenta-descendenta in interiorul modulului reactor G. Se introduce treptat masa de hidroxid de sodiu solid cristalizat [ $\text{NaOH}$ . Masa molară:  $M = 40$  kg/kmol] granule in modul G si se activeaza reactiile chimice, conform ecuatiilor chimice:



Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 32,12 kg NaOH / tona monazit.



Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 4,32 kg NaOH / tona monazit.



*Autus*

Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 35,179 kg NaOH / tona monazit.  
 $Ce(NO_3)_3 + 3 NaOH \rightarrow Ce(OH)_3$  [hidroxid de ceriu] + 3 NaNO<sub>3</sub>  
 Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 147 kg NaOH / tona monazit.  
 $Pr(NO_3)_3 + 3 NaOH \rightarrow Pr(OH)_3$  [hidroxid de praseodim] + 3 NaNO<sub>3</sub>  
 Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 48,11 kg NaOH / tona monazit.  
 $Nd(NO_3)_3 + 3 NaOH \rightarrow Nd(OH)_3$  [hidroxid de neodim] + 3 NaNO<sub>3</sub>  
 Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 46,7 kg NaOH / tona monazit.  
 $Sm(NO_3)_3 + 3 NaOH \rightarrow Sm(OH)_3$  [hidroxid de samariu] + 3 NaNO<sub>3</sub>  
 Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 35,26 kg NaOH / tona monazit.  
 $Y(NO_3)_3 + 3 NaOH \rightarrow Y(OH)_3$  [hidroxid de itriu] + 3 NaNO<sub>3</sub>  
 Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 46,96 kg NaOH / tona monazit.  
 $HNO_3 + NaOH \rightarrow H_2O$  [apa] + NaNO<sub>3</sub> + energie termica(caldura) (reactie exoterma).  
 $m_{0,1M HNO_3} = 7819,464$  kg. Masa de acid azotic in solutia apoasa 0,1 M HNO<sub>3</sub>  
 $[C_{HNO_3} = 6,3 \text{ kg/m}^3]$  [densitatea:  $\rho = 1002,5 \text{ kg/m}^3$ ] :  $m_{HNO_3} = [(m_{0,1M HNO_3} / \rho) \cdot C_{HNO_3}] = 49,14$  kg . Consumul specific de hidroxid de sodiu in reactie: 31,2 kg NaOH / tona monazit. Consumul specific stoichiometric total de hidroxid de sodiu: 426,85 kg/tona monazit. Are loc precipitarea diuranatului de sodiu, hidroxizilor La, Ce, Pr, Nd, Sm, Y respectiv formarea precipitatelor insolubile si gelatinoase in masa de reactie. Masele molare [M(kg/kmol)] ale hidroxidului izotopic Th(IV), diuranatului de sodiu, hidroxizilor lantanidelor si itriu, sunt specificate conform tabel:

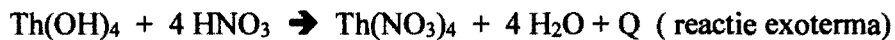
Th(OH) <sub>4</sub> :	Na <sub>2</sub> U <sub>2</sub> O <sub>7</sub> :	La(OH) <sub>3</sub> :	Ce(OH) <sub>3</sub> :
300	634	190	191
Pr(OH) <sub>3</sub> :	Nd(OH) <sub>3</sub> :	Sm(OH) <sub>3</sub> :	Y(OH) <sub>3</sub> :
192	195	201	140

Productivitatile specifice [P(kg/tona monazit)] ale diuranatului de sodiu, hidroxizilor Th(IV), lantanide, itriu sunt specificate conform tabel:

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> :
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> :
76,98	75,88	59,1	54,78

Productivitate specifica totala: 628 kg diuranat de sodiu, hidroxizi Th(IV), U(VI), lantanide, itriu/tona de monazit. Productivitatea specifica totala a azotatului de sodiu: 904,764 kg NaNO<sub>3</sub> / tona monazit. La expirarea timpului de reactie, se deschide automat vana conductei circulare 2 si vana conductei 7a, masa de reactie curge gravitational si intra in filtrul 7 in curgere elicoidala printre placile 8b. Se porneste motorul electric 9 si intra in rotatie rotorul separator 8, are loc filtrarea centrifugala a diuranatului de sodiu, hidroxizilor La, Ce, Pr, Nd, Sm, Y precipitate gelatinoase. Rotorul 8 cu placile 8b racleaza faza solida de precipitate de pe suprafata interioara a membranei filtrante 7d si prin deplasare ascensionala faza solida este evacuata in compartimentul toroidal exterior, fiind eliminata gravitational in exteriorul reactorului prin deschiderea conductelor metalice 7c. Prin procesare chimica in afara reactorului, se separa uraniu de lantanide si itriu conform procedurilor cunoscute. Faza lichida (hidroxidul de toriu, apa si azotatul de sodiu dizolvat) intra in cristalizor 13 prin deschiderea automata a vanelor conductelor 7b, 13a si prin pornirea motorului electric 14f, pornirea electropompei 15c, deschiderea vanei conductei 15a, inchiderea vanei conductei 7b, intra in rotatie rotorul 14 de recirculatie ascendenta-descendenta a fazei lichide si vaporizarea apei in

vid,condensarea vaporilor in compartimentul colector 15b.Se inchide vana conductei 15a, se opreste electropompa 15c si se extrage colectorul 13b cu hidroxidul de toriu,azotat de sodiu,cristalizati [ $m = (m_{\text{NaNO}_3} + m_{\text{Th(OH)}_4}) = 964,965 \text{ kg}$ ] la egalizare cu presiunea atmosferica in cristalizor 13.Masa de hidroxid de toriu,azotat de sodiu in stare solida cristalizata se introduce in modul reactor G in amestec cu volumul de solutie apoasa 4M  $\text{HNO}_3$  [ $V_{4\text{M HNO}_3} = 1,2143 \text{ m}^3$ ].Masa de solutie 4M  $\text{HNO}_3$ :  $m_{4\text{M HNO}_3} = (\rho \cdot V_{4\text{M HNO}_3}) = 1372 \text{ kg HNO}_3$  [ $m_{\text{HNO}_3} = 306 \text{ kg}$ ;  $m_{\text{H}_2\text{O}} = 1066 \text{ kg}$ ].Se porneste motorul electric 6,intra in miscarea de rotatie rotorul turbina 3 si masa de reactie intra in recirculatie ascendenta-descendenta in interiorul modulului G,se activeaza reactia chimica rapida conform ecuatiei chimice:



Q – energie termica sub forma de caldura(kJ).Bilantul material al reactiilor chimice,este specificat conform tabel:

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

Masa totala de azotati in masa de reactie a modulului G:

$m_{\text{azotati}} = (m_{\text{Th(NO}_3)_4} + m_{\text{NaNO}_3}) = 1001,124 \text{ kg}$ . Masa totala de apa in masa de reactie a modulului reactor G :  $m_{\text{H}_2\text{O totala}} = 1080,454 \text{ kg}$ . Masa de acid azotic in exces in masa de reactie a modulului G:  $m_{\text{HNO}_3 \text{ exces}} = (m_{\text{HNO}_3} - m_{\text{HNO}_3 \text{ reactionat}}) = 252 \text{ kg}$  - masa corespunzatoare solutiei apoase azotice 4M  $\text{HNO}_3$  necesara extractiei reactive. Masa de reactie a modulului G respectiv masa fazei lichide apoase:  $m_{\text{FA}} = (m_{\text{azotati}} + m_{\text{H}_2\text{O totala}} + m_{\text{HNO}_3 \text{ exces}}) = 2333,575 \text{ kg}$ . La expirarea timpului de reactie,se deschid automat vanele conductelor 2,7a,7b,se porneste motorul electric 11h si rotoarele turbina 11 pompeaza faza lichida in modul reactor extractor E respectiv in amestecatoarele 10a,decantoarele 10b.Din rezervoarele de stocaj 16a se introduce masa de faza organica extractanta - complexanta [ $m_{\text{FO}} = 340 \text{ kg}$ ],se pornesc motoarele electrice 10e si are loc extractia in contracurent si complexarea respectiv formarea complexului organo-metalic Th(IV).Bilantul material al extractiei,este specificat conform tabel:

Masa TBP/ HDEHP in exces [ $m_{\text{TBP}}(\text{kg})$ ]:	Masa complex $\text{Th(NO}_3)_4 \cdot 2\text{TBP/HDEHP}$ [ $m_{\text{Th(NO}_3)_4 \cdot 2\text{TBP}}(\text{kg})$ ]:	- Masa kerosen/ dodecan( $\text{C}_{12}\text{H}_{26}$ ) [ $m_{\text{K}}(\text{kg})$ ]:	Masa faza organica extractanta-complexanta [ $m_{\text{FO}}(\text{kg})$ ]:
136	203	204	340

Raport de masa [ $X_f(\text{kg/kg})$ ] al azotatului izotopic Th(IV), in faza solutie apoasa azotica F la intrarea in modul E:  $X_F = (m_{\text{Th(NO}_3)_4} / m_{\text{FA}}) = 0,04129 \text{ kg/kg}$ .Consumul specific [ $q(\text{kg/kg})$ ] de faza organica extractanta-complexanta(40% TBP/HDEHP in kerosen):

$q = (m_{\text{FO}} / m_{\text{FA}}) = (E/F) = 0,15 \text{ kg/kg}$ .Pentru un coeficient de distributie  $D=10$ , valorile rapoartelor de masa X,Y sunt specificate conform tabel:

$X_8 = 0,03134$	$Y_8 = 0,3134$
$X_7 = 0,02054$	$Y_7 = 0,2054$
$X_6 = 0,01332$	$Y_6 = 0,1332$
$X_5 = 0,00845$	$Y_5 = 0,0845$
$X_4 = 0,00526$	$Y_4 = 0,0526$

*Antun*

$X_3 = 0,00310$	$Y_3 = 0,0310$
$X_2 = 0,00162$	$Y_2 = 0,0162$
$X_1 = 0,00065$	$Y_1 = 0,0065$

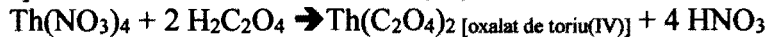
La expirarea duratei totale de amestecare, complexare, extractie, se scot din functiune motoarele electrice 10e ale amestecatoarelor 10a si se deschid automat vanele conductelor 10i, 10h si masa de extractie este evacuata gravitational in modul reextractor R respectiv in primul decantor 12b si amestecator 12a prin intermediul conductelor 12c unde are loc decantarea fazei lichide solutie apoasa azotica ce contine masa de azotat de sodiu neextractibil. Dupa separarea fazelor, se deschid automat vanele conductelor 12h, 12j, 13a si prin conductele 12c, 12f, 12g, faza apoasa [ $m_{fa} = (m_{H_2O \text{ total}} + m_{HNO_3 \text{ exces}} + m_{NaNO_3}) = 2237,218 \text{ kg}$ ] este evacuata gravitational in cristalizor 13. Se inchide robinetul conductei 12j, se deschide robinetul conductei 15a, se porneste electropompa 15c, se efectueaza vid in cristalizor 13 unde se porneste recirculatia agentului termic caloportor pentru realizarea temperaturii procesului (75°C) de incalzire si vaporizare a apei si acidului azotic hidrat, vapori condensati in compartiment colector condensator 15 ca urmare a recircularii lichidului motor rece (solutia apoasa azotica). Se opreste motorul electric 14f, se inchide conducta cu robinet/vana 13a, conducta cu robinet/vana 15a si se extrage colectorul 13b cu azotat de sodiu cristalizat, in exteriorul cristalizorului 13 prin egalizare cu presiunea atmosferica. Faza organica de complex organo-metalic Th(IV), se distribuie in cele 8 unitati de transfer de masa formate din amestecatoare 12a, decantoare 12b prin conducte 12f, 12g, 12c la egalizare de mase si in scop functional de reextractie in contracurent a azotatului izotopic Th(IV) din faza organica extractanta in solutia apoasa azotica 0,1 M HNO<sub>3</sub> (6,3 grame/litru), ce se introduce in reextractor R printr-o conducta exterioara de alimentare in amestecatoarele 12a. Se pornesc motoarele electrice 10e, intra in functiune agitatoarele turbina 10d ale amestecatoarelor 12a si are loc recircularea in contracurent prin conductele 12f, 12g, 12c, amestecarea, reextractia si decantarea fazelor. Raport de masa initial al complexului organo-metalic Th(IV), in faza organica:  $Y_f = 0,396$ . Consumul specific de solutie apoasa azotica de reextractie:  $q = 1 \text{ kg solutie } 0,1 \text{ M HNO}_3 / \text{kg faza organica}$ . Valorile X, Y, pentru 8 unitati transfer de masa reextractie si coeficient de distributie  $D=10$ , sunt specificate conform tabel:

$Y_8 = 0,0396$	$X_8 = 0,396$
$Y_7 = 0,00396$	$X_7 = 0,0396$
$Y_6 = 0,000396$	$X_6 = 0,00396$
$Y_5 = 0,0000396$	$X_5 = 0,000396$
$Y_4 = 0,00000395$	$X_4 = 0,0000395$
$Y_3 = 0,000000395$	$X_3 = 0,00000395$
$Y_2 = 0,000000039$	$X_2 = 0,00000039$
$Y_1 = 0,000000039$	$X_1 = 0,00000039$

Dupa separarea fazelor, se deschid automat vanele conductelor 12h, 12j, 13a si prin conductele 12c, 12f, 12g faza apoasa [ $m_{fa} = (m_{0,1M \text{ HNO}_3} + m_{Th(NO_3)_4}) = 400 \text{ kg}$ ] este evacuata gravitational in cristalizor 13 unde are loc incalzirea si vaporizarea apei, acidului azotic hidrat, condensarea vaporilor in compartiment condensator 15. Prin oprirea motorului electric 14f, inchiderea conductelor cu vane 13a, 15a, se extrage colectorul 13b cu azotatul izotopic Th(IV) cristalizat [ $Th(NO_3)_4 \cdot 4 H_2O$ ], in exteriorul cristalizorului 13 prin egalizare cu presiunea atmosferica. In continuare, azotatul izotopic Th(IV) se proceseaza chimic conform procedeelelor cunoscute: - reactia chimica cu acid oxalic H<sub>2</sub>C<sub>2</sub>O<sub>4</sub> in solutie

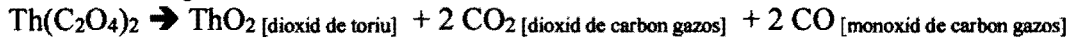
*Antu*

apoasa si formarea oxalatului Th(IV) insolubil, conform ecuatiilor chimice:



- cristalizarea oxalatului Th(IV)  $[\text{Th}(\text{C}_2\text{O}_4)_2 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}]$  prin vaporizarea apei si acidului azotic hidrat;

- descompunerea termica a oxalatului Th(IV) la temperatura  $T=800^\circ\text{C}$  si formarea dioxidului izotopic  $\text{ThO}_2$  combustibil nuclear, conform ecuatiei chimice:



Prin aplicarea, realizarea inventiei, se obtin urmatoarele avantaje:

- reactorul chimic procesor izotopic realizeaza un grad inalt de purificare nucleara a toriului;
- reactorul chimic procesor izotopic are stabilitate termica mai mare fata de instalatiile cunoscute in stadiul tehnicii;
- reactorul chimic procesor izotopic are stabilitate chimica ridicata la actiunea coroziva a acidului azotic;
- reactorul chimic procesor are un grad mic de miscibilitate a fazelor organice si apoase;
- reactorul chimic procesor izotopic are posibilitatea reglarii proprietatilor extractantilor organici (TBP, HDEHP) prin diluare cu solventi inerti care nu solubilizeaza uraniu, toriu;
- reactorul chimic procesor izotopic are stabilitate la actiunea radiatiilor ionizante;
- reactorul chimic procesor izotopic realizeaza o productivitate specifica de acid fosforic (produs strategic) ca indicator tehnic: 322 kg  $\text{H}_3\text{PO}_4$ /tona de monazit;
- reactorul chimic procesor izotopic realizeaza procesarea si a altor minereuri de toriu si uraniu (thorit, thorianit, euxenit, uraninit, pehblenda, torbernit, carnotit) in conditia existentei specificatiei tehnice de compozitia chimica;
- reactorul chimic procesor izotopic realizeaza o viteza de procesare a minereurilor de uraniu si toriu mai mare cu 50% fata de instalatii cunoscute, datorita intensificarii proceselor unitare;
- reactorul chimic procesor izotopic poate fi automatizat complet.

### Bibliografie:

1. F. Bunus. Actinidele si aplicatiile lor. Editura stiintifica si enciclopedica. Bucuresti. 1981. Pag: 30.....50, 60.....180.
2. I. Ursu. Fizica si tehnologia materialelor nucleare. Editura Academiei R.S.R. Bucuresti. 1982. Pag: 365.....407, 574....579.
3. C. Bratianu, V. Bendic, Vl. Georgescu. Strategii si filiere energetice nucleare. Editura tehnica. Bucuresti. 1990. Pag: 311.....314, 326...328.
4. N. Perescu. Chimia extractiei cu solventi si aplicatii. Editura Academiei R.S.R. Bucuresti. 1985. Pag.: 11.....23.
5. I. Cristescu. Actinidele – studiu fizico-chimic prin descoperire dirijata (teza grad I chimie). Facultatea de chimie. Universitatea "Alexandru Ioan Cuza" Iasi. Sesiunea 2000-2002. Pag: 99...104, 108...125.
6. Gh. Paizi, N. Stere, D. Lazar. Organe de masini si mecanisme. Editura didactica si pedagogica. Bucursti. 1977. Pag: 414-415.

*Autent*

**REVENDICARI:**

1. Reactor chimic procesor izotopic **caracterizat prin aceea ca**, este format din modul reactor generator (G) azotati, hidroxizi Th(IV), U(VI), lantanide(Ln), itriu(Y) ce comunica cu filtru (7) centrifugal separator faza solid-lichid si module succesive, reactor extractor (E) complexi azotati Th(IV), U(VI), Ln, Y prin intermediul a doua rotoare turbina (11) de pompare faza lichida, reextractor (R) azotati Th(IV), U(VI), Ln, Y ce comunica cu cristalizor (13) azotati, acid fosforic si in continuare, acest cristalizor (13) si vaporizator comunica cu un condensator (15) vapori de apa si acid azotic hidrat.
2. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicarii 1, **caracterizat prin aceea ca**, acest modul reactor generator (G) este format din conducta (1) circulara cu vana, pentru alimentare modul(G) cu minereu monazit granulat si reactanti, o conducta (2) de evacuare amestec heterogen solid-lichid, la finalizarea timpului de stationare a masei de reactie prin recirculare ascendenta-descendenta in interiorul modulului (G) in care este asamblat demontabil un rotor turbina (3) format din ax central (3a) tronconic rotativ pe care este asamblata o tubulatura (3b) cilindrica rotativa si pe care sunt executate radial, circumferential pe tubulatura (3b) sub unghi de 90 grade, 4 orificii (3c) dreptunghiulare si in continuare, in interiorul tubulaturii (3b) sunt asamblate nedemontabil 8 palete (3d) radiale inclinate ascendent fata de orizontala cu un unghi de 30...45 grade pe circumferinta axului rotor (3a) sub unghi de 45 grade, pentru recircularea energica a amestecului heterogen solid-lichid, activarea, marirea vitezei reactiilor chimice si acest modul (G) poseda un schimbator de caldura (5) format din 8 tevi cilindrice verticale prin care circula ascendent un agent caloportor cu transfer termic in circulatie continua, efectuata de un mijloc tehnic (4) si acest rotor turbina (3) este actionat in miscarea de rotatie de un mijloc tehnic (6).
3. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicarii 1, **caracterizat prin aceea ca**, acest filtru (7) centrifugal cu rol functional de separare a fazei solide de faza lichida solutie apoasa de azotati Th(IV), U(VI), Ln, Y, acid azotic, acid fosforic, acid silicic, poseda o conducta (7a) de alimentare masa de reactie din modul (G), o conducta (7b) de evacuare faza lichida filtrata, un compartiment (7c) toroidal exterior cu 2 conducte de evacuare gravitacionala a fazei solide granulate diuranat de sodiu, hidroxizi lantanide si itriu, substante reziduale, o membrana filtranta (7d) cilindrica verticala penetrata de cel putin 10000 orificii circulare cu rol functional de filtrare a fazelor si in acest filtru separator (7) este asamblat demontabil un rotor separator (8) format din ax rotativ (8a) central pe care sunt asamblate nedemontabil 11...13 placi (8b) circulare elicoidale inclinate ascendent cu un unghi 30...45 grade fata de orizontala pentru raclarea, deplasarea ascendenta a fazei solide de pe suprafata interioara a membranei filtrante (7d) si colectarea fazei solide in compartiment (7c)

si in continuare,pe aceste placi (8b) sunt asamblate nedemontabil 10...12 placi (8c) verticale trapezoidale cu rol de suport,rezistenta mecanica de a efectua o presiune dinamica centrifugala radiala asupra amestecului heterogen solid-lichid pentru a filtra faza lichida prin membrana filtranta (7d) si a deplasa ascendent rotational faza solida la evacuarea acesteia in compartiment (7c) iar acest rotor separator (8) este actionat in miscarea de rotatie de un mijloc tehnic (9).

4. Reactor chimic procesor izotopic,conform revendicarii 1,**caracterizat prin aceea ca**,acest modul reactor extractor (E) complexi azotati Th(IV),U(VI),Ln,Y in geometrie ortogonala plana,format din 8 amestecatoare (10a) unitati de transfer de masa in contracurent de faze lichide respectiv faza organica extractanta – faza solutie apoasa azotica de azotati Th(IV),U(VI),Ln,Y,Fe(III),acid fosforic, amestecatoare (10a) ce comunica in plan orizontal si intercalat cu 8 decantoare (10b) gravitationale pentru separare faze lichide,fiecare amestecator (10a) cu geometrie paralelipedica posedo o manta termica proprie pentru transferul termic de caldura al reactiei exoterme de complexare azotati spre schimbator de caldura (5) al modulului reactor generator (G),incalzirea masei de reactie amestec heterogen solid-lichid la temperatura de proces,prin pompare efectuata de 2 mijloace tehnice (4) si comunica cu un decantor (10b) paralelipedic prin intermediul a 25 tevi (10c) cilindrice orizontale asamblate nedemontabil pe 5 rinduri,fiecare amestecator (10a) posedo un agitator turbina (10d) cu alimentare dubla axiala de sus si de jos,pompare radiala a fazei lichide ca amestec heterogen din amestecator (10a) in decantor (10b) si in continuare,fiecare agitator turbina (10d) posedo un ax rotativ central pe care sunt asamblate nedemontabil si radial la partea superioara, 8...12 palete inclinate ascendent cu un unghi de 30 grade fata de orizontala si pe circumferinta axului rotativ in scopul pomparii in mod descendent a fazei lichide organice extractante precum si 8...12 palete asamblate nedemontabil,radial si descendent la partea inferioara cu un unghi 30 grade fata de orizontala si pe circumferinta axului rotativ,in scopul pomparii in mod ascendent a fazei lichide – solutie apoasa si fiecare agitator turbina (10d) este actionat in miscarea de rotatie de un mijloc tehnic (10e).

5. Reactor chimic procesor izotopic,conform revendicarilor 1,4,**caracterizat prin aceea ca**,fiecare amestecator (10a) de faze,posedo conducta (10f) circulara asamblata nedemontabil la partea superioara pentru intrare faza organica extractanta de complexi azotati Th(IV),U(VI),Ln,Y dizolvati in solvent organic hidrocarbonat(dodecan),din decantor separator (10b) precum si o conducta (10g) circulara asamblata nedemontabil la partea inferioara pentru intrare faza solutie apoasa azotica de azotati din decantor separator (10b) in contracurent cu faza organica si la amestecarea energica,amestecul heterogen lichid-lichid este pompat radial de agitator turbina (10d) in decantor separator (10b) gravitacional de faze,prin tevi (10c) si fiecare decantor (10b) posedo conducta (10h) circulara cu robinet/vana la partea inferioara pentru colectare solutii apoase de azotati in 2 decantoare colectoare (10b),pentru evacuare prin 2 conducte (10i) circulare verticale in modul reextractor (R).

6. Reactor chimic procesor izotopic,conform revendicarii 1,**caracterizat prin aceea ca**,aceste 2 rotoare turbina (11) de pompare faza lichida-solutie apoasa de azotati Th(IV), U(VI),Ln,Y din filtrul separator (7) si modul reextractor (R) in modul extractor (E), rotoare (11) asamblate in bazin colector (11a) paralelipedic vertical de faza lichida ce posedo un orificiu (11b) circular de alimentare faza lichida si conducta (11c) cilindrica

*Autun*

verticala de pompare faza lichida, in care este asamblat demontabil un rotor de pompare verticala (11d) faza lichida, format din ax cilindric rotativ pe care sunt asamblate nedemontabil la partea de mijloc 8 palete (11e) radiale de pompare inclinate ascendent cu un unghi de 30...45 grade fata de orizontala, palete (11e) asamblate pe circumferinta axului rotativ si la partea inferioara acest ax rotativ posedea o roata dintata (11f) de actionare in rotatie in angrenaj cilindric cu alta roata dintata de la care primeste rotatia si este actionata in rotatie de ax (11g) cilindric vertical, prin intermediul unui mijloc tehnic (11h).

7. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicarii 1, caracterizat prin aceea ca, acest modul reextractor (R) in geometrie ortogonala plana cu rol functional de reextractie-purificare azotati Th(IV), U(VI), Ln, Y din faza organica in solutie apoasa azotica diluata, este format din 8 amestecatoare (12a) unitati de transfer de masa in contracurent de faze lichide, ce comunica in plan orizontal si intercalat cu 8 decantoare separatoare (12b) gravitationale de faze lichide pentru separarea acestora, fiecare amestecator (12a) cu geometrie paralelipedica posedea manta termica proprie pentru transfer termic si comunica cu un decantor separator (12b) gravitacional si paralelipedic prin intermediul a 25 tevi (12c) cilindrice orizontale asamblate nedemontabil pe 5 rinduri, fiecare amestecator (12a) posedea un agitator turbina (10d) cu alimentare dubla axiala de sus si de jos si pompare radiala a fazei lichide, o conducta (12f) circulara asamblata nedemontabil la partea superioara pentru alimentare faza organica extractanta de complexi azotati Th(IV), U(VI), Ln, Y in solvent organic hidrocarbonat, din decantor separator (12b) precum si o conducta (12g) circulara asamblata nedemontabil la partea inferioara pentru intrare solutie apoasa azotica de azotati Th(IV), U(VI), Ln, Y din decantor separator (12b) in contracurent cu faza organica si la amestecarea energica, amestecul heterogen lichid-lichid este pompat de agitator turbina (10d) in decantor separator (12b) si in continuare, ultimul decantor separator (12b) gravitacional posedea conductele (12i), (12j) circulare cu robinet/vana pentru curgere gravitacionala a solutiei apoase azotice de azotati Th(IV), U(VI), Ln, Y respectiv transfer din decantor (12b) in cristalizor (13) prin conducta (12h) cu robinet/vana.

8. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicarii 1, caracterizat prin aceea ca, acest cristalizor (13) azotat izotopic Th(IV), azotat de sodiu, acid fosforic, cilindric vertical cu schimbator de caldura pentru incalzirea fazei lichide la temperatura de vaporizare in vid a apei, acidului azotic hidrat, posedea o conducta (13a) circulara cu robinet/vana pentru alimentare solutie apoasa azotica de azotati, acid fosforic din ultimul decantor (12b), la partea inferioara posedea un colector (13b) faza solida cristalizata azotat Th(IV), azotat de sodiu, acid fosforic si in acest cristalizor (13) este asamblat un rotor (14) cilindric de recirculare ascendenta si descendenta a solutiei apoase azotice de azotati, acid fosforic, format din ax rotativ (14a) central pe care este asamblata nedemontabil o tubulatura (14b) cilindrica verticala prin intermediul a 5 grupuri de 8...12 palete (14c) radiale inclinate descendent si asamblate nedemontabil la 30 grade fata de orizontala si la 30...45 grade pe circumferinta axului rotativ (14a), pentru pompare ascendenta verticala a solutiei apoase azotice si in continuare, pe circumferinta exterioara a tubulaturii (14b) sunt asamblate nedemontabil 4 placi (14d) dreptunghiulare verticale cu un unghi de 90 grade pe circumferinta si rol functional de formare a unui strat lichid descendent rotational pe suprafata cilindrica de transfer termic a cristalizorului (13), cresterea vitezei de vaporizare a apei si acidului azotic hidrat in vid permanent pina la cristalizarea



azotatului Th(IV), azotatului de sodiu, acidului fosforic, la partea superioara tubulatura (14b) poseda 4 orificii (14e) dreptunghiulare de ejectare a solutiei apoase pompate de palete (14c) in recirculare continua si acest rotor (14) este actionat in miscarea de rotatie de mijloc tehnic (14f).

9. Reactor chimic procesor izotopic, conform revendicarii 1, caracterizat prin aceea ca, acest condensator (15) de vapori apa si acid azotic hidrat, comunica cu cristalizor (13) prin conducta (15a) orizontala cu vana pentru aspirare vapori si este format din compartiment colector (15b) de solutie apoasa azotica respectiv condens lichid pompat de mijloc tehnic (15c) prin conducta (15d) verticala, in mod ascendent si cu viteza mare intr-o camera de amestec (15e) vapori-lichid cu injector/ajutaj (15f) intr-un ejector (15g) cilindro-conic vertical descendent, condensare vapori in lichid rece, recirculare ca lichid motor si efectuare vid in cristalizor (13).

10. Reactor chimic procesor izotopic, caracterizat prin aceea ca, poseda la partea superioara 2 rezervoare de stocaj (16a) extractant organic dizolvat in solvent hidrocarbonat, pentru alimentarea gravitacionala a amestecatoarelor (10a) aferente modul reactor extractor (E) si la partea inferioara un colector (16b) pentru extractant utilizat in proces in decantor (12b) si recirculat in reactor cu ajutorul unui mijloc tehnic (16c) prin intermediul unei conducte (16d) verticale de pompare.

*Antun*

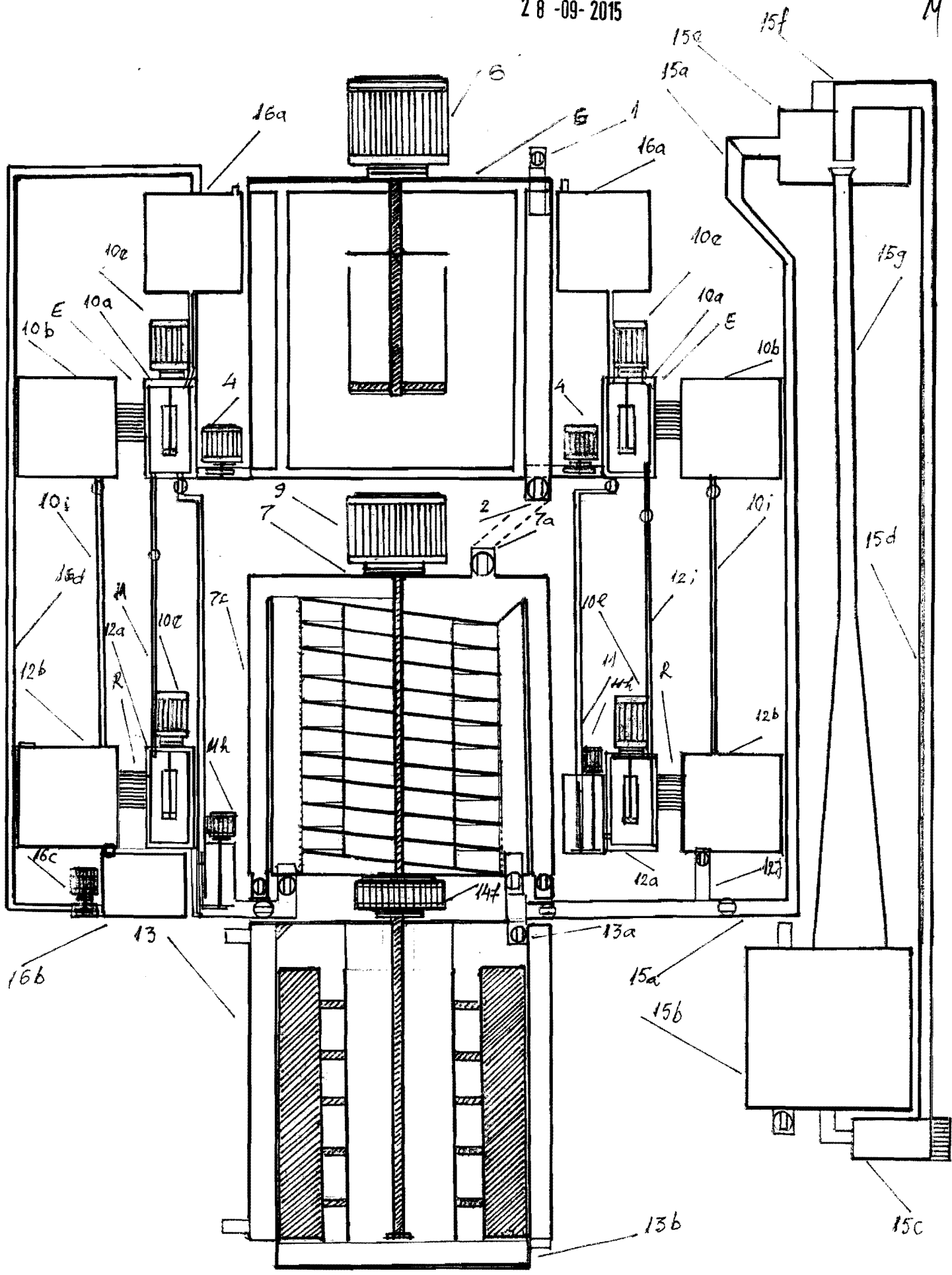


Figura 1

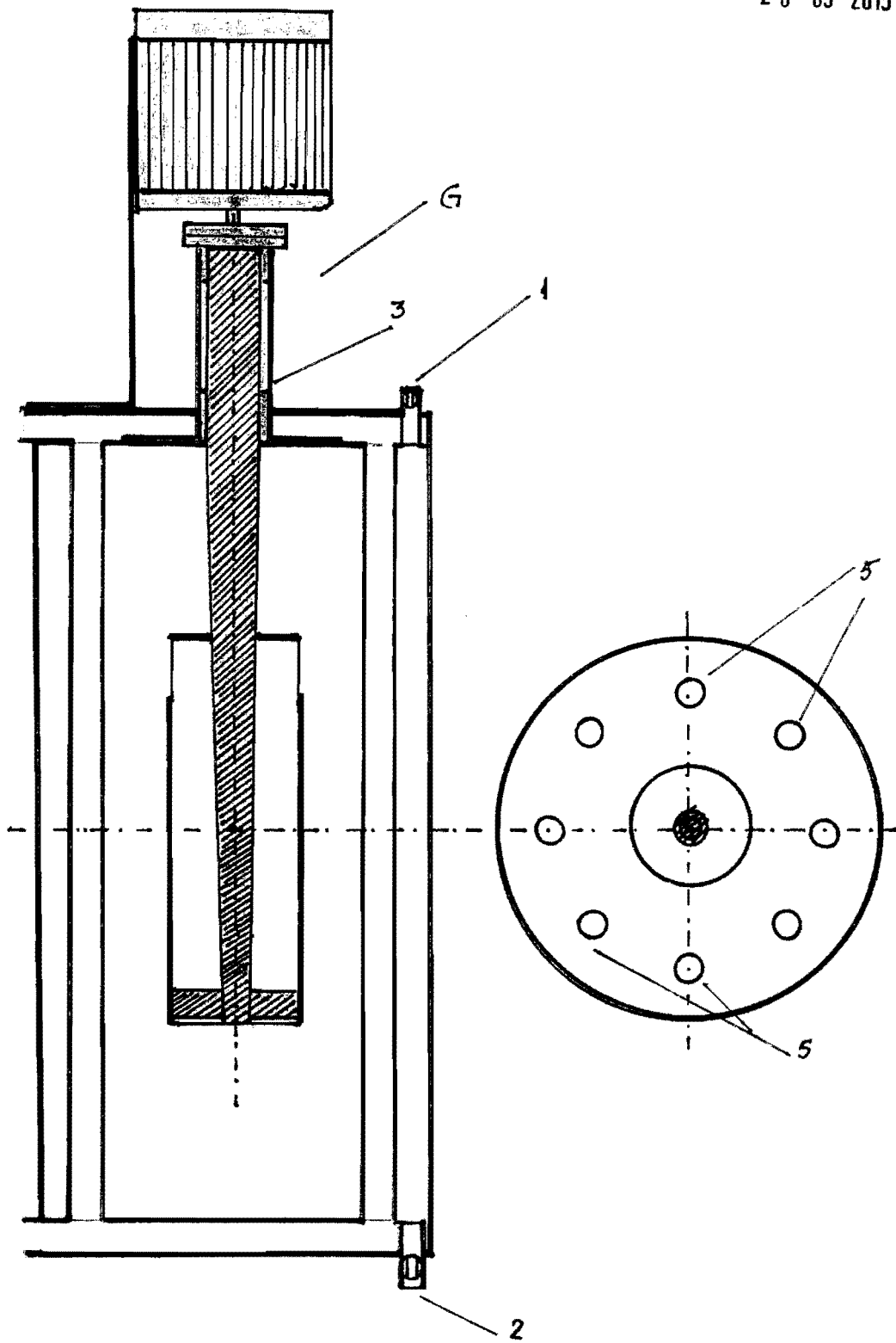


figura 2

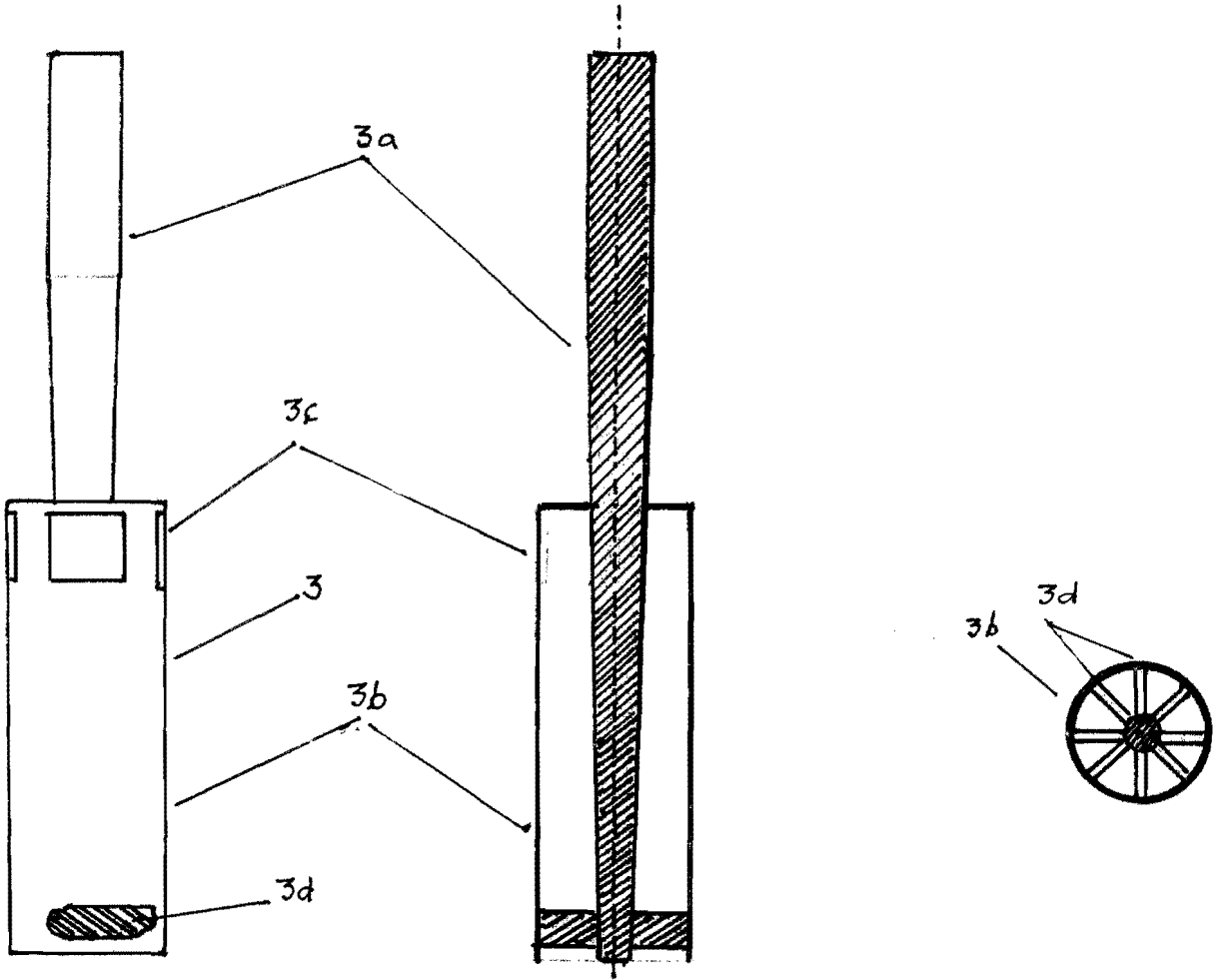


figura 3

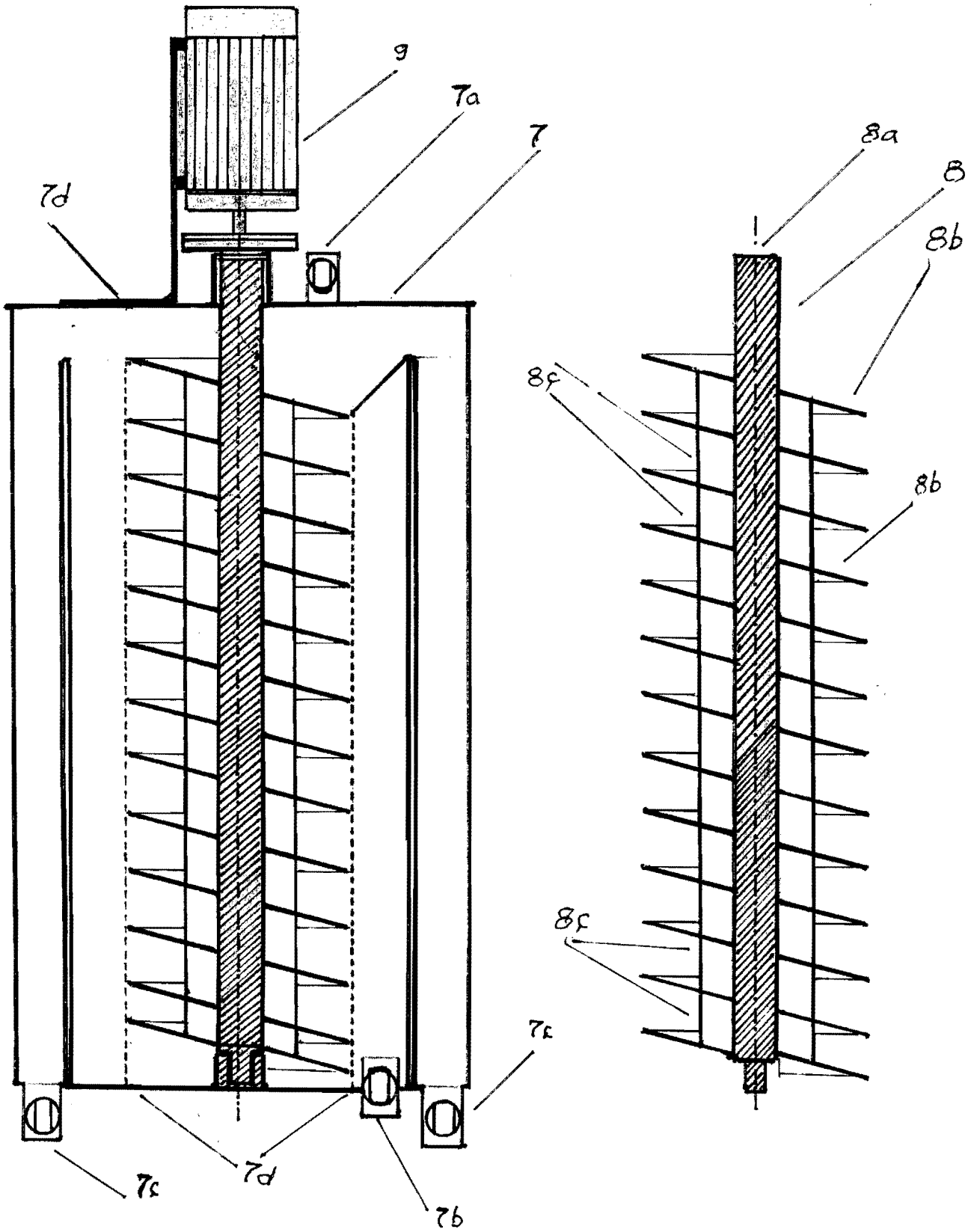


figura 4

7

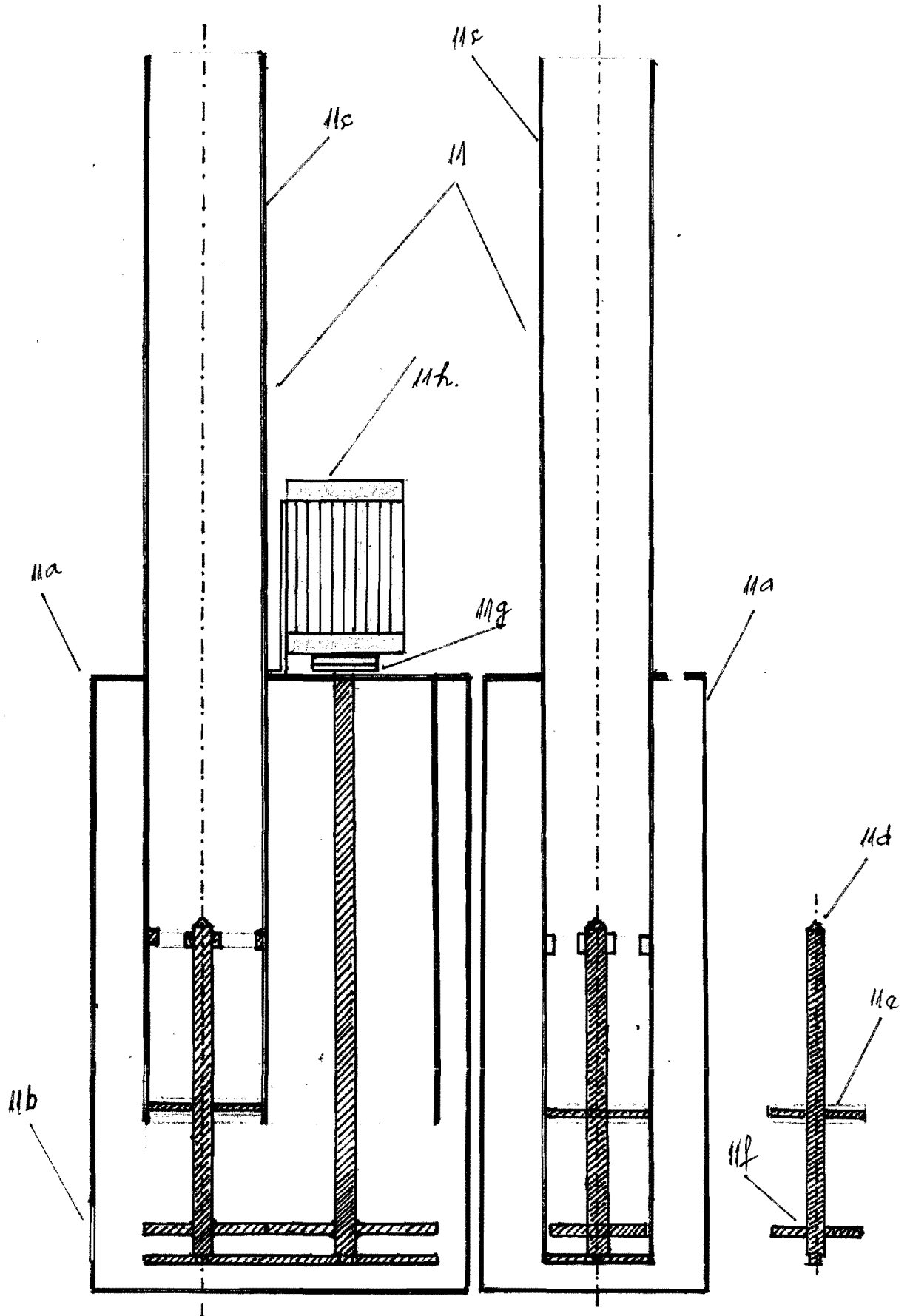


figura 5

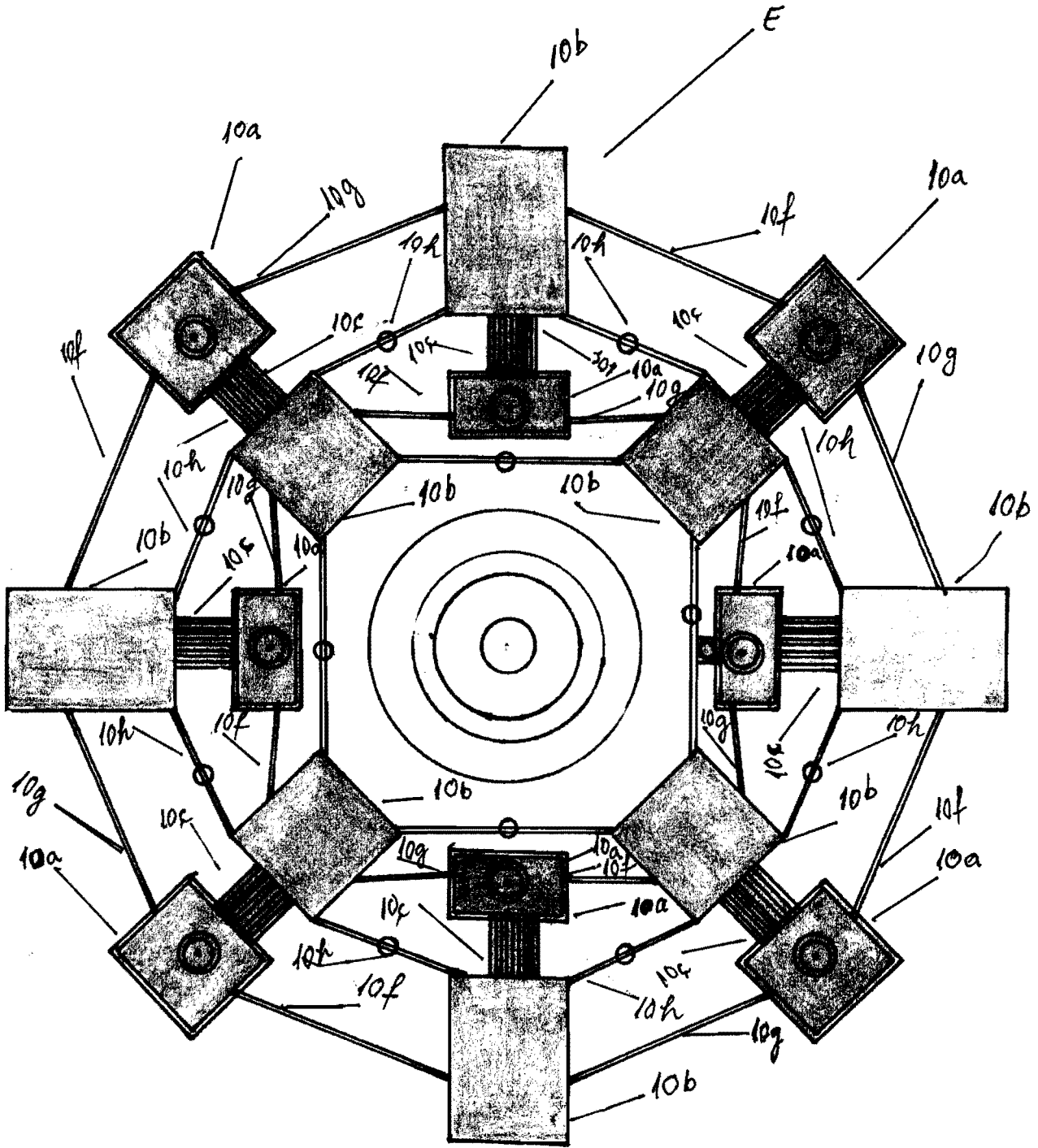


figura 6

8

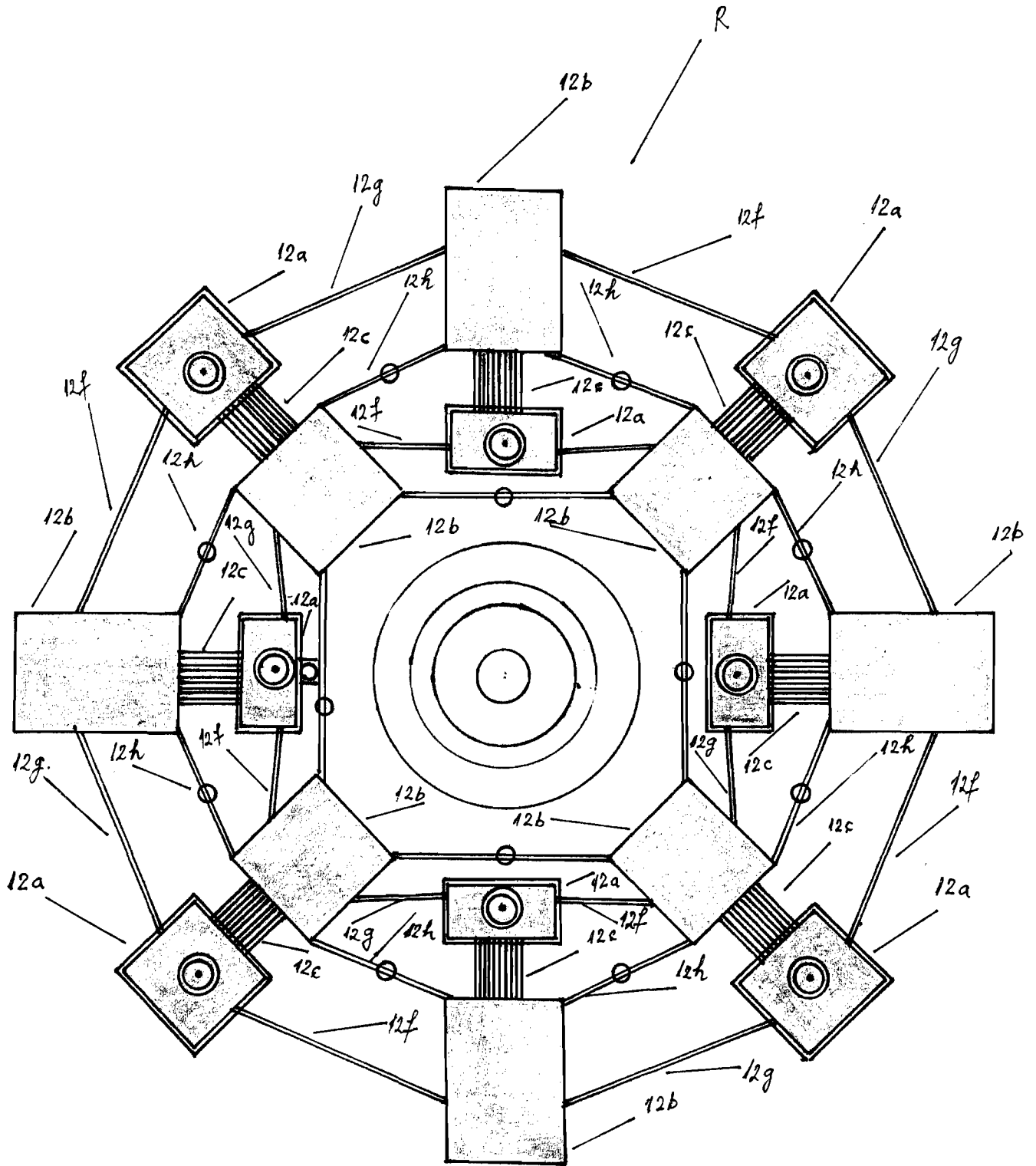


figura 7



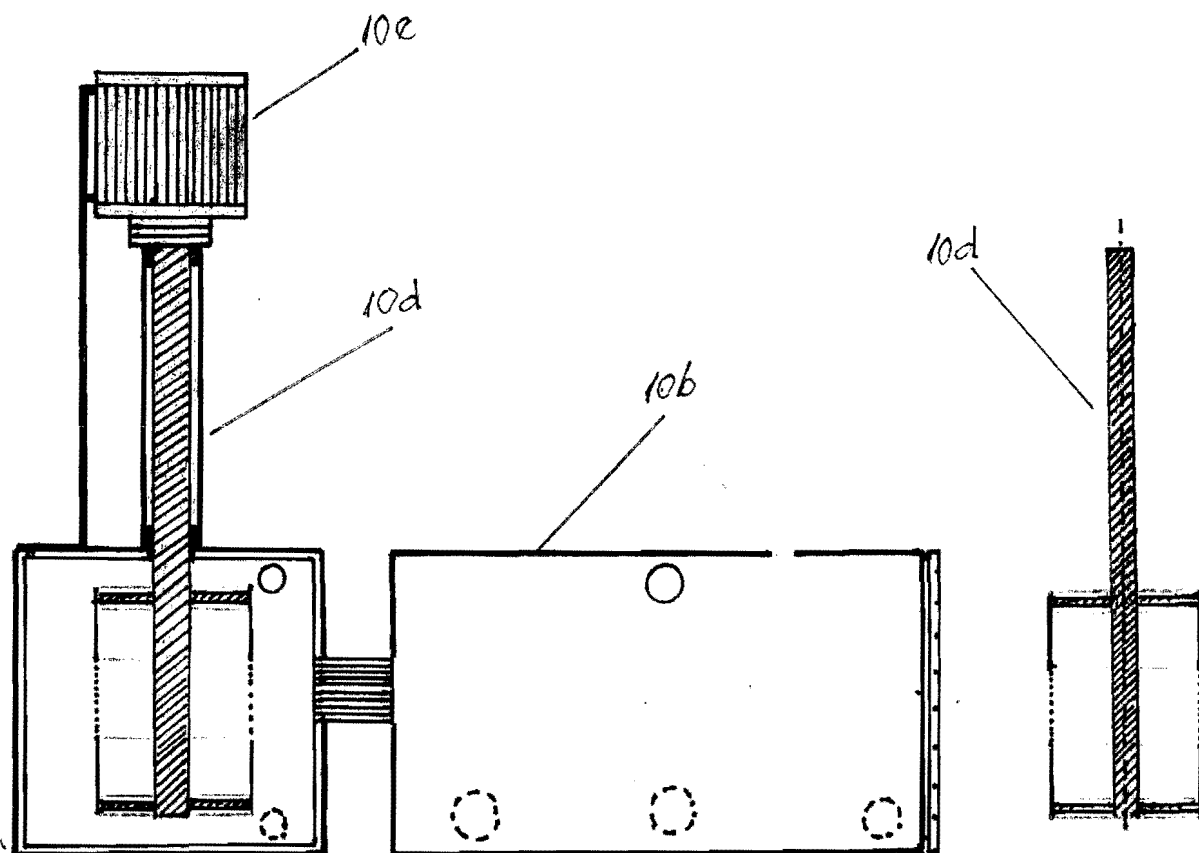


figura 8

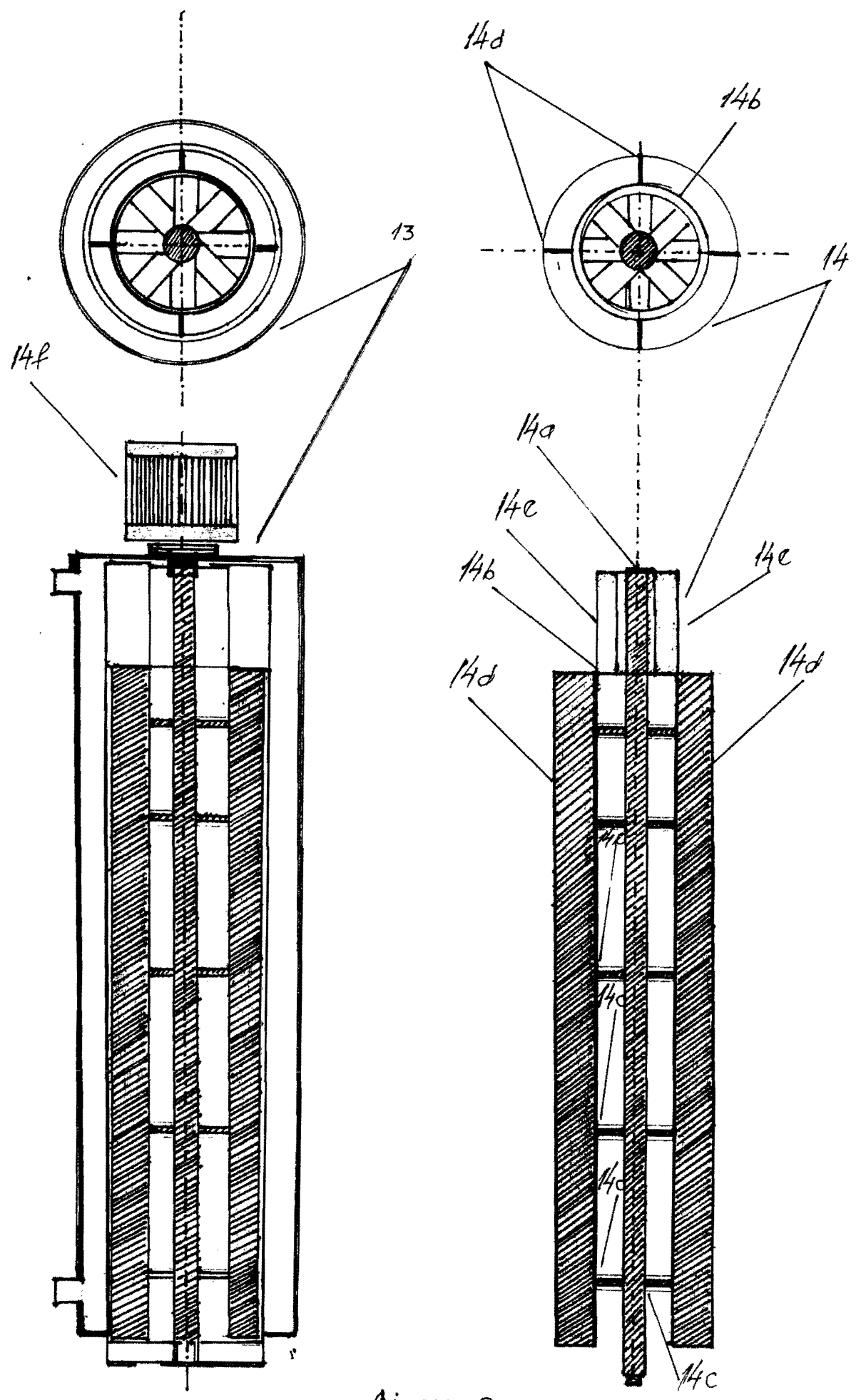


figura 9

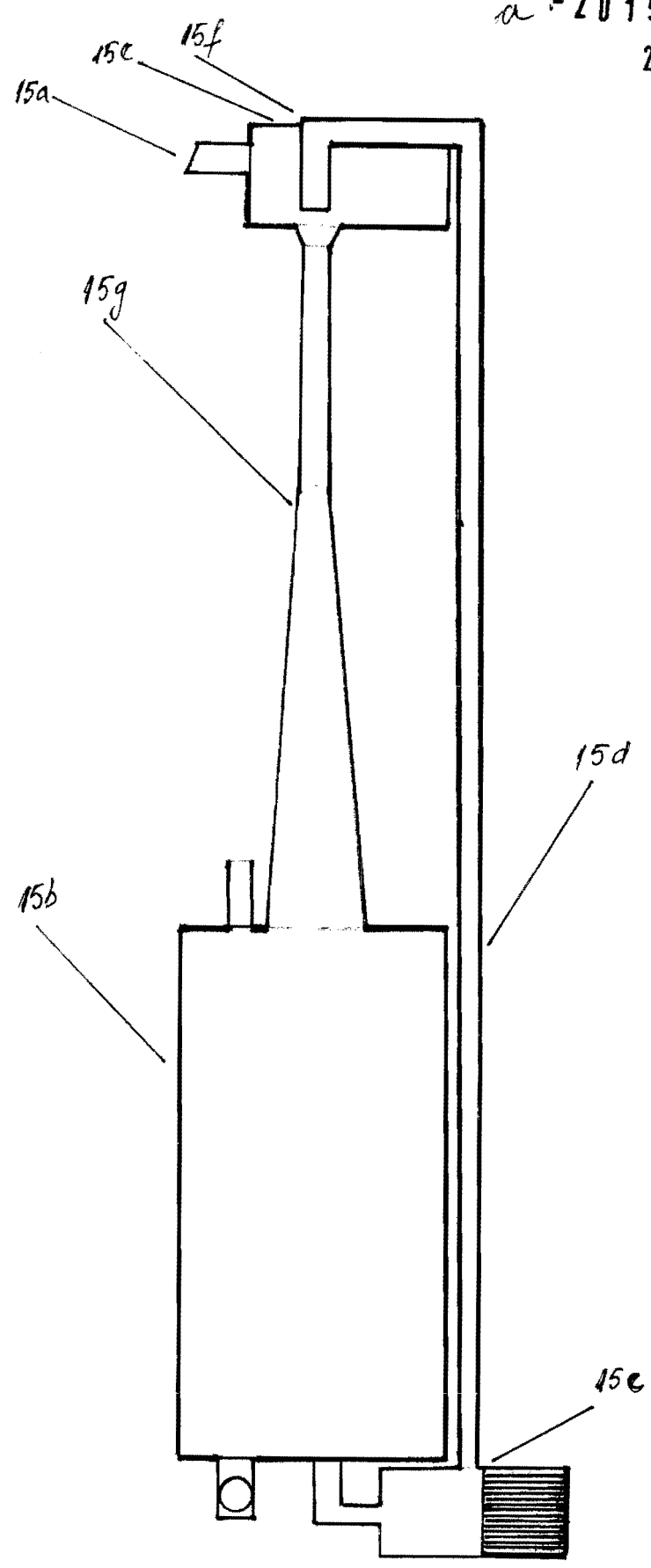


figura 10