



(12)

CERERE DE BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: **a 2022 00704**

(22) Data de depozit: **03/11/2022**

(41) Data publicării cererii:
30/05/2024 BOPI nr. **5/2024**

(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 PENTRU OBȚINEREA DIOXIDULUI DE URANIU

(57) Rezumat:

Invenția se referă la un reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu combustibil nuclear. Reactorul, conform invenției, este format dintr-un modul reactor (A) generator azotat de uraniu, care comunică cu un modul reactor (E) extractor complex azotat de uraniu cu tributil fosfat în fază organică extractantă, comunicând cu un modul reactor (R) reextractor de azotat uraniu în soluție apoasă azotică diluată, care comunică în continuare cu un modul reactor (U) generator oxalat de uraniu și dioxid de uraniu, iar acest modul reactor (U) comunică cu un condensator (7) de vapori de apă și acid azotic recuperat.

Revendicări: 5
Figuri: 9

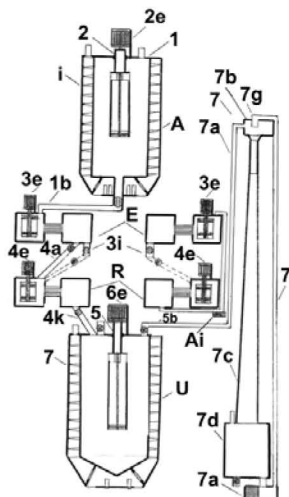


Fig. 1



OFICIUL DE STAT PENTRU INVENȚII ȘI MĂRCI	
Cerere de brevet de invenție	
Nr.	a 2022 00704
Data depozit	03-11-2022

120

REACTOR CHIMIC PENTRU OBȚINEREA DIOXIDULUI DE URANIU

Invenția se referă la un reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu combustibil nuclear, sistem chimic heterogen cu recircularea continuă a masei de reacție.

Este cunoscut un reactor chimic procesor izotopic conform brevet **RO 131756 B1/2020** pentru obținerea dioxidului de toriu combustibil nuclear, format dintr-un modul G generator de azotați, hidroxizi izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu și un schimbător de căldură cu țevi cilindrice interioare pentru încălzirea masei de reacție faza solidă din minereu monazit granulat și faza lichidă de soluție reactiv 60...80 % acid azotic, la temperatura de proces. Acest modul G comunică prin conducte 2, 7a cu un filtru separator 7 pentru separarea fazei solide de faza lichidă soluții apoase de azotați izotopici de toriu, uraniu, azotați lantanide, ytriu, acid azotic în exces, acid fosforic, acid silicic coloidal. Reactorul chimic procesor izotopic posedă un reactor extractor E de complecși azotați izotopici Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu, format din opt unități de transfer de masă în contracurent de faze lichide respectiv opt amestecătoare de faze lichide cu faza organică extractantă tributil fosfat, amestecătoare intercalate cu opt decantoare separatoare gravitaționale de faze lichide pentru separarea fazei organice de faza apoasă epuizată în azotați. Acest reactor chimic procesor izotopic posedă un reextractor R cu rol funcțional de reextracție și purificare nucleară a azotaților izotopici de Th(IV), U(VI), lantanide, ytriu în apă acidulată cu acid azotic pur, reextractor format din opt unități de transfer de masa în contracurent de faze lichide respectiv opt amestecătoare de faze și intercalat cu opt decantoare separatoare gravitaționale. În continuare, acest reactor posedă un cristalizor 13 de azotat izotopic Th(IV) cu schimbător de căldură tip manta pentru încălzirea fazei lichide soluție apoasă azotică deazotat de Th(IV) și

1

vaporizarea în vid a apei, acidului azotic hidrat, cristalizor 13 comunică cu un condensator 15 de vapori apă, acid azotic azeotrop hidrat și realizează depresiune/vid în cristalizor 13.

Principalele dezavantaje ale reactorului cunoscut:

- Reactorul nu procesează chimic minereuri concentrate uranifere respectiv uraninit, pechblenda, brannerit, autunit;
- Reactorul nu procesează chimic produsele comerciale uranifere respectiv diuranat de amoniu (ADU) și diuranat de sodiu (DUNa) existente în piața globală.

Scopul prezentei invenții este producția dioxidului de uraniu de puritate nucleară la o compoziție izotopică naturală formată din $^{235}\text{UO}_2$ (0,72%) și $^{238}\text{UO}_2$ (99,28%) destinată reactorului nuclear energetic CANDU.

Problema tehnică este dimensionarea, proiectarea și construcția reactorului chimic în condiții de securitate nucleară a personalului operator și a mediului deoarece în seria radioactivă a $^{238}_{92}\text{U}$ există izotopii descendenți ai elementelor protactiniu, radium, radon, poloniu, plumb respectiv $^{234}_{91}\text{Pa}$, $^{226}_{88}\text{Ra}$, $^{222}_{86}\text{Rn}$, $^{218}_{84}\text{Po}$, $^{214}_{82}\text{Pb}$, $^{210}_{82}\text{Pb}$, $^{206}_{82}\text{Pb}$ (stabil) descendenți alfa și beta radioactivi. O altă problemă este realizarea unei concentrații procentuale minime în combinația chimică a uraniului în minereul uranifer sortat radiometric și îmbogățit prin procedee de flotație pentru obținerea unei concentrații minime de 150 kg azotat de uraniu/ m^3 masa de reacție, concentrație favorabilă extracției cu solvenți organici (tributil fosfat).

Reactorul chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu este format dintr-un modul reactor generator azotat de uraniu, ce comunică cu un modul reactor extractor de complex azotat de uraniu cu tributil fosfat în faza organică extractantă, extractor ce comunică cu un modul reextractor de azotat uraniu în soluție apoasă azotică diluată și în continuare, acest reextractor comunică cu un modul reactor generator oxalat de uraniu și dioxid de uraniu prin descompunere termică iar

- acesta comunică cu un condensator de vapori de apă și acid azotic. Se dă un exemplu de realizare a reactorului chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu, în legătură și cu figurele 1...8, care reprezintă:
- fig.1, vedere în secțiune longitudinală a reactorului chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu ;
 - fig.2, vedere în secțiune longitudinală și transversală a modulului reactor generator azotat de uraniu(modul A);
 - fig.3, vedere laterală, în secțiune longitudinală și transversală a rotorului de recirculație masa de reacție amestec heterogen;
 - fig.4, vedere în secțiune transversală a modulului reactor extractor complex azotat de uraniu cu tributil fosfat(modul E) ;
 - fig.5, vedere în secțiune transversală a modulului reextractor azotat de uraniu în apă acidulată (modul R);
 - fig.6, vedere în secțiune longitudinală a amestecătorului, decantorului și agitatorului turbină cu alimentare axială dublă și refulare/pompare radială, aferente modulelor extractor, reextractor;
 - fig.7, vedere în secțiune longitudinală și transversală a modulului reactor generator oxalat de uraniu și dioxid de uraniu(modul U);
 - fig.8, vedere în secțiune longitudinală și transversală a rotorului de recirculație masa de reacție în modul reactor U ;
 - fig.9, vedere în secțiune longitudinală a condensatorului de vapori apă și acid azotic.

Reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu este format din modul reactor **A** generator azotat de uraniu prin reacția minereului concentrat uranifer cu granulația 0,1...1,0 mm cu soluția reactiv 4M HNO_3 , modul construit din oțel inoxidabil antiacid(AISI 303) și are un compartiment **1** de reacție cilindric vertical asamblat nedemontabil în modul reactor **A**, pentru efectuarea reacțiilor chimice la temperatura de proces 75..80°C. Acest compartiment **1** posedă o conductă **1a** circulară de alimentare cu soluția reactiv și minereu concentrat uranifer

granulat sau alt produs comercial uranifer, o conductă **1b** circulară cu vană pentru evacuarea masei de reacție la expirarea duratei procesului chimic precum și un bloc termic I toroidal pentru încălzirea masei de reacție în compartimentul **1** cu gaze de combustie ale combustibilului gazos metan la temperatura de proces, bloc format din 4 arzătoare **1c** circumferențiale asamblate demontabil sub unghi de 90 grade o placă **1d** elicoidală în interiorul blocului I pentru circulația ascendentă a gazelor de combustie, încălzirea masei de reacție și evacuarea acestora printr-o conductă **1e** circulară. În acest compartiment **1** este asamblat demontabil pe rulmenți radiali-axiali prin intermediul unei console, un rotor **2** de recirculație ascendentă-descendentă masa de reacție pentru accelerarea procesului chimic, rotor **2** construit din oțel inoxidabil antiacid și format din ax **2a** cilindric vertical de rotație la 1200 rot./minut pe care sunt asamblate nedemontabil la partea inferioară opt palete **2b** înclinate ascendent la 30 grade pe circumferința axului **2a** pentru pomparea masei de reacție printr-o tubulatură **2c** cilindrică asamblată nedemontabil pe ax și ejectarea masei prin patru orificii **2d** dreptunghiulare pe circumferința tubulaturii **2c** sub unghi de 90 grade și acest ax rotor **2a** este acționat în rotație de electromotor **2e** ca mijloc tehnic. Modelul dimensional Ion Cristescu pentru modulul reactor generator A. Debitul volumetric [D_v (m³/s)] al rotorului **2** de recirculație masa de reacție cu opt palete în interiorul modulului reactor, se determină conform ecuației dimensionale: $D_v = n \cdot [0,785 \cdot h_r \cdot (d_t^2 - d_a^2) - (8 \cdot L \cdot l \cdot g)]$; n – turația rotorului ($n = 1200$ rot./minut [20 rot/s]); h_r – înălțimea blocului rotor cu palete ($h_r = 0,1$ m); L – lungimea paletelor ($L = 0,2$ m); l – lățimea paletelor ($l = 0,08$ m); g – grosimea paletelor ($g = 0,01$ m); d_t – diametrul tubulaturii rotorului ($d_t = 0,21$ m); d_a – diametrul axului interior al rotorului ($d_a = 0,05$ m). Viteza radială [v_r (m/s)] de ejectare a masei de reacție prin 4 orificii dreptunghiulare (dimensiuni: lungime $L = 0,25$ m; lățime $l = 0,04$ m) ale tubulaturii rotorului **2**, se determină conform ecuației dimensionale de conservare a debitului: $v_r = [D_v / (4 \cdot L \cdot l)]$. Prima rezistență termică a reactorului: $R_{t1} = (\delta / \lambda) = 0,0004$ m²·ora·°C/kcal; δ – grosimea peretelui cilindric de oțel inoxidabil AISI 303,304 ($\delta = 0,006 \dots 0,010$ m); λ – conductivitatea termică a oțelului

inoxidabil AISI($\lambda = 15 \text{ kcal/m.oră.}^\circ\text{C}$). Ecuația criterială Reynolds ce caracterizează regimul de curgere al masei de reacție: $Re = [(v_r \cdot d_e \cdot \rho) / \eta]$; d_e - dimensiunea caracteristică a reactorului [$d_e = (4 \cdot S) / P = 0,9 \text{ m}$]; S – secțiunea de curgere a masei de reacție ($S = 1,1 \text{ m}^2$); P – perimetru udat de masa de reacție ($P = 6,1 \text{ m}$); ρ – densitatea medie a masei de reacție ($\rho = 1204,46 \text{ kg/m}^3$); η – viscozitatea dinamică a masei de reacție ($\eta = 47,73 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s}$). Ecuația criterială Prandtl: $Pr = [(C_{pr} \cdot \eta) / \lambda]$; C_{pr} - căldura specifică medie a masei de reacție ($C_{pr} = 0,7116 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$); λ – conductivitatea termică a masei de reacție ($\lambda = 0,161 \cdot 10^{-3} \text{ kcal/m.s.}^\circ\text{C}$ respectiv $\lambda = 0,5796 \text{ kcal/m.oră.}^\circ\text{C}$). Coeficientul parțial de transfer termic al căldurii de la peretele cilindric metalic al reactorului la masa de reacție [$\alpha (\text{kcal/m}^2 \cdot \text{oră.}^\circ\text{C})$], se determină conform ecuației dimensionale: $\alpha = 0,021 \cdot (\lambda / d_e) \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43}$; A doua rezistență termică: $R_{t2} = (1/\alpha) = 0,0004416 \text{ m}^2 \cdot \text{oră.}^\circ\text{C/kcal}$; Rezistența termică totală: $R_t = (R_{t1} + R_{t2}) = 0,00084165 \text{ m}^2 \cdot \text{oră.}^\circ\text{C/kcal}$. Coeficientul total de transfer termic [$K_T (\text{kcal/m}^2 \cdot \text{oră.}^\circ\text{C})$], se determină conform ecuației dimensionale: $K_T = (1/R_t)$. Variabilele dimensionale hidrodinamice de proces și coeficientul parțial α , sunt specificate conform tabel:

Debitul volumetric al rotorului de recirculare $2[D_v (\text{m}^3/\text{s})]$:	0,0397
Viteza de ejectare a masei de reacție din rotor $2[v_r (\text{m/s})]$:	1
Ecuația criterială Reynolds [Re (adimensională)]:	2271138
Ecuația criterială Prandtl [Pr (adimensională)]:	2,11
Coeficientul parțial de transfer termic [$\alpha (\text{kcal/m}^2 \cdot \text{oră.}^\circ\text{C})$]:	2264

Modelul transferului termic pentru încălzirea masei de reacție la temperatura de proces în modulul reactor **A** cu ajutorul gazelor de ardere. Ecuația chimică a combustiei metanului ca reacție exotermă: $\text{CH}_4(\text{g}) + 2\text{O}_2(\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{g}) + Q$ (căldura). Masele molare ale reactanților și produșilor de reacție sunt specificate conform tabelului:

Metan:	$M_{\text{CH}_4} = 16 \text{ kg/kmol}$
Oxygen molecular:	$M_{\text{O}_2} = 32 \text{ kg/kmol}$
Dioxid de carbon:	$M_{\text{CO}_2} = 44 \text{ kg/kmol}$
Apa:	$M_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \text{ kg/kmol}$
Azot molecular:	$M_{\text{N}_2} = 28 \text{ kg/kmol}$

În baza compoziției chimice de masă a aerului atmosferic (23,3% O_2 ; 76,7% N_2) datele tehnice ale combustiei metanului, sunt specificate conform tabelului:

Consum specific masic de aer atmosferic	$C_{\text{aer}} = \{[(2 \cdot M_{\text{O}_2}) / (0,233 \cdot M_{\text{CH}_4})] \cdot \alpha\} =$
---	--

pentru combustia metanului la un coeficient de exces aer($\alpha=1,1$):	18,884 kg aer/kg CH ₄
Masa specifică CO ₂ rezultată:	$m_{CO_2} = (M_{CO_2}/M_{CH_4})=2,75$ kg CO ₂ /kg CH ₄
Masa specifică de apă rezultată:	$m_{H_2O} = [(2 \cdot M_{H_2O})/M_{CH_4}] = 2,25$ kg H ₂ O/kg CH ₄
Masa specifică de azot molecular:	$m_{N_2} = \{[(0,767/0,233) \cdot (2 \cdot M_{O_2}/M_{CH_4})] \cdot \alpha\} = 14,484$ kg N ₂ /kg CH ₄
Masa specifică totală de gaze arse:	$m = (m_{CO_2} + m_{H_2O} + m_{N_2}) = 19,484$ kg gaze/kg CH ₄
Fracție de masă dioxid de carbon:	$f_{CO_2} = (m_{CO_2}/m) = 0,141$
Fracție de masă apă:	$f_{H_2O} = (m_{H_2O}/m) = 0,115$
Fracție de masă azot molecular:	$f_{N_2} = (m_{N_2}/m) = 0,744$
Masa molară medie a gazelor de ardere:	$M = [(f_{CO_2} \cdot M_{CO_2}) + (f_{H_2O} \cdot M_{H_2O}) + (f_{N_2} \cdot M_{N_2})] = 29,106$ kg/kmol
Volumul specific al gazelor de ardere la combustia completă a metanului (condiții normale):	$V_N = [(V_M \cdot m)/M] = 15$ m ³ /kg CH ₄ ; V _M -volumul molar(V _M =22,41 m ³ /kmol).

Date tehnice ale gazului metan:

Puterea calorică inferioară a metanului:	$P_c = 50060$ kJ/kg = 11957 kcal/kg
Densitatea metanului în condiții normale:	$P = (M_{CH_4}/V_M) = 0,714$ kg/m ³
Temperatura maximă a gazelor de ardere la combustia completă a gazului metan:	$T_c = 1900^\circ\text{C}$
Randamentul termic al reacției de ardere:	$R_t = 88 \dots 90\%$
Temperatura gazelor de ardere la ieșirea din blocul termic al modulului reactor A:	$T_e = 200^\circ\text{C}$

Datele tehnice ale gazelor de ardere, sunt specificate conform tabel:

Căldura specifică molară a dioxidului de carbon, la presiune constantă:	$C_{pCO_2} = 54,1$ kJ/kmol. ^o C
Căldura specifică molară a apei la presiune constantă:	$C_{pH_2O} = 43,13$ kJ/kmol. ^o C
Căldura specifică molară a azotului molecular la presiune constantă:	$C_{pN_2} = 33,24$ kJ/kmol. ^o C
Cantitate specifică kmoli dioxid de carbon:	$n_{CO_2} = (m_{CO_2}/M_{CO_2}) = 0,0625$ kmoli/kg CH ₄

Cantitate specifică kmoli apa:	$n_{H_2O} = (m_{H_2O}/M_{H_2O}) = 0,125 \text{ kmoli/kg CH}_4$
Cantitate specifică kmoli azot molecular:	$n_{N_2} = (m_{N_2}/M_{N_2}) = 0,5173 \text{ kmoli/kg CH}_4$
Entalpia gazelor de ardere la combustia metanului:	$H_{gc} = \{T_c \cdot [(n_{CO_2} \cdot C_{pCO_2}) + (n_{H_2O} \cdot C_{pH_2O}) + (n_{N_2} \cdot C_{pN_2})]\}$ = 49338,35 kJ/kg CH ₄ = 11785 kcal/kg CH ₄
Entalpia gazelor de ardere la ieșirea din blocul termic al modulului reactor A:	$H_{ge} = \{T_e \cdot [(n_{CO_2} \cdot C_{pCO_2}) + (n_{H_2O} \cdot C_{pH_2O}) + (n_{N_2} \cdot C_{pN_2})]\}$ = 5193,5 kJ/kg CH ₄ = 1240,5 kcal/kg CH ₄

Debitul caloric [D_{ct} (kcal/s)] transferat de la gazele de combustie ale metanului la masa de reacție din compartimentul 1, se determină conform ecuației dimensionale: $D_{ct} = K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_{med}$; K_T - coeficient total de transfer termic de la gazele de combustie ale metanului la masa de reacție din compartimentul 1 (kcal/m²·s·°C); A_T - suprafața cilindrică de transfer termic a compartimentului 1 (m²); ΔT_{med} - diferența medie logaritmică de temperatură între gazele de combustie și masa de reacție (°C), ce se determină conform ecuației dimensionale: $\Delta T_{med} = [(\Delta T_{max} - \Delta T_{min}) / \ln(\Delta T_{max} / \Delta T_{min})]$; ΔT_{max} - diferența maximă de temperatură respectiv la începutul procesului chimic ($\Delta T_{max} = 1890^\circ\text{C}$); ΔT_{min} - diferența minimă de temperatură respectiv la realizarea temperaturii de proces ($\Delta T_{min} = 120^\circ\text{C}$); \ln - funcția logaritm natural. Debitul de masă [D_m (kg/s)] al metanului combustibil, se determină conform ecuației dimensionale: $D_m = [D_{ct} / (P_c - H_{ge})]$; Debitul volumetric [D_{vm} (m³/s)] în condiții normale al metanului combustibil, se determină conform ecuației dimensionale: $D_{vm} = (D_m / \rho)$; ρ - densitatea în condiții normale a gazului metan ($\rho = 0,714 \text{ kg/m}^3$). Timpul de încălzire al masei de reacție [t_i (s)] la temperatura de proces, se determină conform ecuației dimensionale: $t_i = [m_r \cdot C_{pr} \cdot (T_p - T_i)] / D_{ct}$; m_r - masa de reacție din compartimentul 1 ($m_r = 2810 \text{ kg}$); C_{pr} - căldura specifică a masei de reacție la presiune constantă ($C_{pr} = 0,7116 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$); T_p - temperatura de proces ($T_p = 75 \dots 80^\circ\text{C}$); T_i - temperatura inițială a masei de reacție din compartimentul 1 ($T_i = 10^\circ\text{C}$). Volumul de metan consumat în condiții normale pentru încălzirea masei de reacție la temperatura de proces, se determină conform ecuației dimensionale: $V_{mcn} = (t_i \cdot D_{vm})$; Variabilele de proces, datele dimensionale sunt specificate conform tabel:

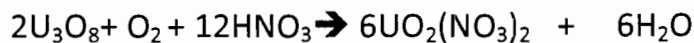
Suprafața cilindrică laterală de transfer termic a modulului reactor A [A_T (m ²):	9
Diferența medie de temperatură între gazele de combustie ale metanului și masa de reacție [ΔT_{med} (°C)]:	642

F
M

Coeficient total de transfer termic de la gazele de combustie ale metanului la masa de reacție [K_T (kcal/m ² .ora.°C)]:	1188
Debit caloric transferat de la gazele de combustie ale metanului la masa de reacție [D_{ct} (kcal/ora)]:	6864264
Debit volumetric în condiții normale al metanului combustibil consumat în proces [D_{vm} (m ³ /ora)]:	897,1
Volumul de metan consumat în condiții normale pentru încălzirea masei de reacție la temperatura de proces [V_{mcr} (m ³)]:	18,293

Se încarcă modulul reactor **A** cu soluția apoasă reactivă 4M HNO₃ prin conducta de alimentare **1a**, se pornește electromotorul **2e** intră în rotație rotorul de recirculație **2** care pompează ascendent-descendent soluția reactivă, se aprind cele 4 arzătoare **1c** și are loc încălzirea soluției la temperatura de proces, moment în care se introduce treptat masa de minereu concentrat uranifer cu granulația 0,1...1,0 mm și începerea procesului chimic.

Reacția chimică globală a octoxidului de triuraniu (U₃O₈) cu acid azotic (HNO₃) în prezența oxigenului molecular (O₂):



azotat de uranil apa

Consum specific stoichiometric: $CS = [(6 \cdot M_{HNO_3}) / M_{U_3O_8}] = 0,45 \text{ kg/kg}$; M_{HNO_3} - masa molară a acidului azotic (63 kg/kmol); $M_{U_3O_8}$ - masa molară a octoxidului de triuraniu (842 kg/kmol). Productivitatea specifică stoichiometrică raportată la reacția globală: $P = [(3 \cdot M_{UO_2(NO_3)_2}) / M_{U_3O_8}] = 1,404 \text{ kg } UO_2(NO_3)_2 / \text{kg } U_3O_8$; $M_{UO_2(NO_3)_2}$ - masa molară a azotatului de uranil (394 kg/kmol). Oxigenul molecular necesar reacției globale este generat în mediul acid de un reactant oxidant [clorat de sodiu (NaClO₃) sau clorat de potasiu (KClO₃)] la un consum specific de 1 kg oxidant/tona minereu concentrat uranifer (uraninit, peblendă). Volumul masei de reacție [V_{mr} (m³)]: $V_{mr} = (V_{sa} + V_m)$; V_{sa} - volumul soluției apoase azotice reactivă 4M HNO₃ (m³); V_m - volumul minereului concentrat uranifer (uraninit, peblendă) (m³). Masa de azotat de uranil generat în masa de reacție [m_{au} (kg)]: $m_{au} = (C_{au} \cdot V_{mr}) = [C_{au} \cdot (V_{sa} + V_m)]$ C_{au} - concentrația de azotat de uranil în masa de reacție ($C_{au} = 150 \text{ kg/m}^3$). Masa de acid azotic în soluția apoasă azotică reactivă 4M HNO₃ [m_{HNO_3} (kg)]: $m_{HNO_3} = (C_{HO} \cdot V_{sa})$; C_{HO} - concentrația inițială 4M HNO₃ în soluția apoasă azotică reactivă ($C_{HO} = 252 \text{ kg/m}^3$). Conform stoechiometriei: $m_{au} = [(C_{HO} \cdot V_{sa} \cdot M_{UO_2(NO_3)_2}) / (2 \cdot M_{HNO_3})]$. Masa de acid azotic consumată în reacție

2
Hutim

pentru producerea azotatului de uranil: $m_H = [(2 \cdot C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{HNO_3}) / M_{UO_2(NO_3)_2}] \cdot \text{Masa}$
 octoxidului de triuranu consumată în reacție pentru producerea azotatului de
 uranil: $m_{U_3O_8} = [(C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{U_3O_8}) / (3 \cdot M_{UO_2(NO_3)_2})]$. Volumul geometric al modulului
 reactor **A** cilindric vertical $[V_{rA} (m^3)]$ la un coeficient de umplere $[C_u = 0,85 \dots 0,90]$, se
 determină conform ecuației dimensionale: $V_{rA} = (V_{mr} / C_u)$. Variabilele de
 process, datele dimensionale pentru modul reactor **A**, sunt specificate conform
 tabel:

Concentrație procentuală minimă U_3O_8 în minereu concentrat uranifer $[C(\%)]$:	25
Densitate minimă minereu concentrat uranifer $[\rho (kg/m^3)]$:	3000
Masa de minereu concentrat uranifer în masa de reacție $[m_{cu} (kg)]$:	1000
Volum minereu concentrat uranifer $[V_m (m^3)]$:	0,333
Volum soluție apoasă azotică $[V_{sa} (m^3)]$:	2
Volum corespunzător masei de reacție $[V_{mr} (m^3)]$:	2,333
Concentrație azotat de uranil în masa de reacție $[C_{au} (kg/m^3)]$:	150
Masa azotat de uranil în masa de reacție $[m_{au} (kg)]$:	350
Masa U_3O_8 consumată în reacție $[m_{U_3O_8} (kg)]$:	249,3
Masa inițială acid azotic în soluția reactivă 4M HNO_3 $[m_{HNO_3} (kg)]$:	504
Concentrația acid azotic în soluția reactivă 4M HNO_3 $[C_{HO} (kg/m^3)]$:	252
Masa de acid azotic consumată în reacție $[m_H (kg)]$:	112
Productivitatea specifică $[P (kg UO_2(NO_3)_2 / kg U_3O_8)]$:	1,404
Consum specific 4M HNO_3 $[CS (m^3 / tona minereu concentrat)]$:	2
Consum specific de masa 4M HNO_3 $[CS (tone / tona minereu con.)]$:	1,81
Volum geometric modul reactor A cilindric vertical $[V_{rA} (m^3)]$:	2,6
Diametru interior modul reactor cilindric A $[d_i (m)]$:	1,151
Înălțimea modulului reactor cilindric A $[h (m)]$:	2,5

Modelul cinetic al modulului reactor **A** discontinuu cu amestecare perfectă:

Concentrația inițială de U_3O_8 în masa de reacție: $C_{u0} = (m_{U_3O_8} / V_{mr})$. Concentrația
 inițială de acid azotic în masa de reacție: $C_{Hi} = (m_{HNO_3} / V_{mr})$. Viteza procesului
 chimic $[V_p (kg/m^3 \cdot ora)]$: $V_p = K \cdot C_u \cdot C_H^6$; C_u - concentrație momentană $U_3O_8 (kg/m^3)$ ce
 se determină conform ecuației dimensionale: $C_u = C_{u0} \cdot (1 - X)$; X - conversia
 maximă a U_3O_8 ; C_H - concentrație momentană $HNO_3 (kg/m^3)$ ce se determină
 conform ecuației dimensionale: $C_H = C_{Hi} - C_{u0} \cdot [(6 \cdot M_{HNO_3}) / M_{U_3O_8}] = [C_{Hi} - (C_{u0} \cdot R_m)] =$
 $C_{u0} \cdot [(C_{Hi} / C_{u0}) - R_m] = C_{u0} \cdot (R_c - R_m)$; R_m - raportul maselor molare
 $[R_m = (6 \cdot M_{HNO_3}) / M_{U_3O_8}]$; R_c - raportul concentrațiilor inițiale $[R_c = (C_{Hi} / C_{u0})]$;

K – constanta cinetică de viteză dependentă de temperatura procesului chimic ($m^{18}/kg^6 \cdot oră$). Viteza procesului chimic: $V_p = K \cdot C_{u0}^7 \cdot (1 - X) \cdot (R_c - R_m)^6$; Durata procesului chimic respectiv timpul de reacție [t_r (ore)], se determină conform ecuației caracteristice integrale:

$$t_r = C_{u0} \cdot \int_0^X [dX/V_p(X)] = \{ 1 / [K \cdot C_{u0}^6 \cdot (R_c - R_m)^6] \cdot \int_0^X [dX/(1-X)] = -\ln(1 - X) / [K \cdot C_{u0}^6 \cdot (R_c - R_m)^6]$$

Variabilele de proces și datele cinetice, sunt specificate conform tabel:

Temperatura procesului chimic [T_p ($^{\circ}C$)]:	75...80
Durata procesului chimic/timp de reacție [t_r (ore)]:	48...50
Concentrația inițială de U_3O_8 în masa de reacție [C_{u0} (kg/m^3)]:	106,86
Concentrația inițială de HNO_3 în masa de reacție [C_{Hi} (kg/m^3)]:	216
Raportul concentrațiilor inițiale [R_c]:	2,02134
Raportul maselor molare [R_m]:	0,44893
Conversia maximă [X]:	0,95
Constanta cinetică de viteză [K ($m^{18}/kg^6 \cdot oră$)]:	$1,782 \cdot 10^{-14}$
Viteza procesului chimic [V_p ($kg/m^3 \cdot oră$)]:	2,143

În cazul produsului comercial diuranat de amoniu [$(NH_4)_2U_2O_7$], ecuația reacției chimice: $(NH_4)_2U_2O_7 + 6HNO_3 \rightarrow 2UO_2(NO_3)_2 + 2NH_4NO_3 + 3H_2O$; Productivitatea specifică: $P = [(2 \cdot M_{UO_2(NO_3)_2}) / M_{ADU}]$; M_{ADU} – masa molară a diuranatului de amoniu ($M_{ADU} = 624$ kg/kmol). Masa de acid azotic consumată în reacție: $m_H = [(3 \cdot C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{HNO_3}) / M_{UO_2(NO_3)_2}]$; Masa diuranatului de amoniu [m_{ADU} (kg)] consumată în reacție: $m_{ADU} = [(C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{ADU}) / (2 \cdot M_{UO_2(NO_3)_2})]$. Datele /variabilele de proces sunt specificate conform tabel:

Masa diuranat de amoniu brut [m (kg)]:	1000
Masa diuranat de amoniu pur consumată în reacție [m_{ADU} (kg)]:	277,16
Masa de acid azotic consumată în reacție [m_H (kg)]:	168
Concentrația procentuală minimă ADU pur [C_{ADU} (%)]:	27,72
Productivitatea specifică [P (kg $UO_2(NO_3)_2$ / kg ADU)]:	1,263
Consum specific 4M HNO_3 [CS (m^3 / tona ADU)]:	2

În cazul produsului comercial diuranat de sodiu [$Na_2U_2O_7$], ecuația reacției chimice: $Na_2U_2O_7 + 6HNO_3 \rightarrow 2UO_2(NO_3)_2 + 2NaNO_3 + 3H_2O$; Productivitatea specifică: $P = [(2 \cdot M_{UO_2(NO_3)_2}) / M_{DUNa}]$; M_{DUNa} – masa molară a diuranatului de sodiu ($M_{DUNa} = 634$ kg/kmol). Masa diuranatului de sodiu consumată în reacție: $m_{DUNa} = [(C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{DUNa}) / (2 \cdot M_{UO_2(NO_3)_2})]$. Datele /variabilele de proces sunt specificate conform tabel:

Masa DUNa brut[m(kg)]:	1000
Masa minimă DUNa pur consumată în reacție[m _{DUNa} (kg)]:	281,6
Concentrație minimă DUNa pur[C _{DUNa} (%)]:	28,2
Masa de acid azotic consumată în reacție[m _H (kg)]:	168
Productivitatea specifică[P(kg UO ₂ (NO ₃) ₂ /kg DUNa)]:	1,243
Consum specific 4M HNO ₃ [CS(m ³ /tona DUNa brut)]:	2

În cazul minereului brannerit respectiv titanat de uraniu IV [UTi₂O₆], ecuația reacției chimice în prezența reactivului oxidant (NaClO₃/KClO₃) și în mediu acid: 2UTi₂O₆+ O₂+ 20HNO₃ → 2UO₂(NO₃)₂+ 4Ti(NO₃)₄+ 10H₂O ; produșii secundari sunt azotat de titan IV[Ti(NO₃)₄]și apa[H₂O]. Productivitatea specifică:

$P = (M_{UO_2(NO_3)_2}/M_{UTi_2O_6})$; M_{UTi₂O₆} – masa molară a titanatului de uraniu IV (M_{UTi₂O₆}= 429,8 kg/kmol). Masa de acid azotic consumată în reacție:

$m_H = [(10 \cdot C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{HNO_3})/M_{UO_2(NO_3)_2}]$. Masa de titanat de uraniu IV consumată în reacție: $m_{UTi_2O_6} = [(C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{UTi_2O_6})/M_{UO_2(NO_3)_2}]$. Datele/variabilele de proces sunt specificate conform tabel:

Masa de brannerit brut[m(kg)]:	1000
Masa minimă de titanat de uraniu IV consumată[m _{UTi₂O₆} (kg)]:	382
Concentrație minimă titanat de uraniu pur în brannerit[C _{UTi₂O₆} (%)]:	38,2
Masa de acid azotic consumată în reacție[m _H (kg)]:	559,645
Productivitatea specifică[P(kg UO ₂ (NO ₃) ₂ /kg UTi ₂ O ₆)]:	0,9167
Consum specific 4M HNO ₃ [CS(m ³ /tona brannerit)]:	2,221

În cazul minereului autunit respectiv fosfat hidratat de uranil și calciu [Ca(UO₂)₂(PO₄)₂ · 8-12 H₂O], ecuația reacției chimice: Ca(UO₂)₂(PO₄)₂+ 6HNO₃ → 2UO₂(NO₃)₂+ Ca(NO₃)₂+ 2H₃PO₄ ; produșii secundari sunt azotat de calciu [Ca(NO₃)₂] și acid fosforic[H₃PO₄]. Productivitatea specifică:

$P = [(2 \cdot M_{UO_2(NO_3)_2})/M_{Ca(UO_2)_2(PO_4)_2}]$; M_{Ca(UO₂)₂(PO₄)₂} – masa molară a fosfatului de calciu și uranil (M_{Ca(UO₂)₂(PO₄)₂} = 770 kg/kmol). Masa de acid azotic consumată în reacție: $m_H = [(3 \cdot C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{HNO_3})/M_{UO_2(NO_3)_2}]$. Masa fosfatului de calciu și uranil consumată în reacție: $m_{Ca(UO_2)_2(PO_4)_2} = [(C_{au} \cdot V_{mr} \cdot M_{Ca(UO_2)_2(PO_4)_2})/(2 \cdot M_{UO_2(NO_3)_2})]$.

Datele/variabilele de proces sunt specificate conform tabel:

Masa de autunit brut[m(kg)]:	1000
Masa minimă de fosfat pur de calciu și uranil consumată în reacție [m _{Ca(UO₂)₂(PO₄)₂} (kg)]:	342
Concentrație minimă de fosfat pur de calciu și uranil în minereu autunit[C _{Ca(UO₂)₂(PO₄)₂} (%)]:	34,2

Masa de acid azotic consumată în reacție [m_H (kg)]:	168
Productivitatea specifica [P (kg $UO_2(NO_3)_2$ /kg $Ca(UO_2)_2(PO_4)_2$):	1,0234
Consum specific 4M HNO_3 [CS (m^3 /tona autunit)]:	2

La expirarea duratei procesului chimic, prin deschiderea vanei conductei **1b** masa de reacție este evacuată în modul reactor extractor **E** de complex azotat uranil, construit din oțel inoxidabil antiacid, în geometrie ortogonală plană format din patru unități de transfer de masă în contracurent de faze lichide respectiv patru amestecătoare de faze lichide **3a** (faza organică extractantă: tributil fosfat (TBP) dizolvat în kerosen/dodecan $C_{12}H_{26}$ (p.f. 214,5°C, $\rho = 749 \text{ kg/m}^3$) solvent strat superior cu densitate mai mică) – faza soluție apoasă de azotat de uranil, azotați metalici și acid azotic – strat inferior cu densitate mai mare) ce comunică în plan orizontal și intercalat cu patru decantoare separatoare gravitaționale de faze lichide **3b** pentru separarea fazelor lichide (faza organică extractantă ce conține complexul $UO_2(NO_3)_2 \cdot 2TBP$, TBP și kerosen în exces – strat superior cu densitate mai mică și faza lichidă decantată de soluție apoasă azotică ce conține azotați metalici neextrași – strat inferior cu densitate mai mare). Fiecare amestecător **3a** cu geometrie cubică comunică cu un decantor cubic **3b** prin intermediul a 25 țevi cilindrice orizontale **3c** de oțel inoxidabil asamblate nedemontabil pe cinci rînduri și fiecare țevă de comunicare are un diametru interior de 10 mm. Fiecare amestecător **3a** posedă un agitator turbină **3d** cu alimentare dublă axială, de sus și de jos și refulare/pompare radială a fazei lichide (amestec heterogen) din amestecător **3a** în decantor **3b**. Fiecare agitator turbină **3d** posedă un ax rotativ central din oțel inoxidabil pe care sunt asamblate nedemontabil și radial la partea superioară 8...12 palete înclinate ascendent cu un unghi de 30 grade față de orizontală și pe circumferința exterioară a axului rotativ cu un unghi de 30...45 grade în scopul pompării în mod descendent a fazei lichide organice precum și 8...12 palete asamblate nedemontabil radial și descendent la partea inferioară cu un unghi de 30 grade față de orizontală și pe circumferința exterioară a axului rotativ sub unghiuri de 30...45 grade în scopul pompării în mod ascendent a fazei lichide – soluție apoasă cu densitate mai mare. Fiecare agitator turbină **3d** este acționat în mișcarea de rotație de un electromotor **3e** mijloc tehnic standardizat. Fiecare amestecător de faze **3a** posedă conductă circulară **3f** din oțel inoxidabil, asamblată nedemontabil la partea superioară pentru alimentarea și intrarea fazei organice extractantă de complex azotat de uranil cu TBP în kerosen/dodecan solvent din decantorul separator **3b**

gravitațional, precum și o conductă **3g** circulară din oțel inoxidabil asamblată nedemontabil la partea inferioară pentru alimentare/intrare fază soluție apoasă de acid azotic, azotați izotopici din decantorul separator **3b** gravitațional, în contracurent cu faza organică. La amestecarea energetică, amestecul heterogen lichid-lichid este pompat radial de agitatorul turbină **3d** în decantorul separator gravitațional de faze **3b** prin 25 conducte circulare **3c** din oțel inoxidabil asamblate nedemontabil între amestecătoarele **3a** și decantoarele **3b**. Fiecare decantor separator gravitațional **3b** de faze posedă un indicator de nivel amestec heterogen lichid-lichid, tub gradat construit din sticlă termorezistentă pentru măsurarea volumului amestecului bifazic și o conductă circulară **3h** cu robinet/vană din oțel inoxidabil la partea inferioară pentru colectarea soluțiilor apoase de acid azotic, azotați izotopici în 2 decantoare colectoare **3b** pentru evacuarea exterioară modulului reactor **E** iar faza organică extractantă este evacuată prin 2 conducte **3i** circulare verticale cu vane în modulul reextractor **R** al reactorului chimic. Se încarcă modulul reactor extractor **E** cu masa de reacție din modulul reactor **A** în toate unitățile de transfer de masă (amestecătoare – decantoare), se introduce treptat masa de fază organică extractantă TBP în kerosen, se pornesc toate agitatoarele turbine **3d** și are loc amestecarea energetică, decantarea și extracția reactivă. Modelul dimensional Ion Cristescu pentru modulul reactor extractor **E**. Ecuația de bilanț material pentru n unități de extracție a azotatului de uraniu cu agent extractant tributil fosfat (TBP) pur dizolvat în kerosen/dodecan în concentrație 40% : $F \cdot X_{n+1} = F \cdot X_1 + E \cdot Y_n$; Ecuația dimensională de operație a extracției : $Y_n = (F/E) \cdot (X_{n+1} - X_1)$; F – debit de masă soluție azotică 4M HNO₃ fază apoasă de alimentare a modulului reactor extractor **E** (kg/oră) ce se determină conform ecuației dimensionale:

$F = [(m_r \cdot D_{va}) / V_{mr}]$; m_r - masa de reacție rezultată din modul reactor **A** ($m_r = 2810$ kg); D_{va} - debit volumetric pompat de agitator turbină **3d** ($D_{va} = 7,5$ m³/oră);

V_{mr} – volum corespunzător masei de reacție rezultată din modul reactor **A** ($V_{mr} = 2,333$ m³) ; E – debit de masă extractant organic TBP în kerosen, de alimentare modul reactor extractor **E** pe la capătul opus aparatului în

contracurent cu soluția apoasă azotică (kg/oră) ce se determină conform ecuației dimensionale: $E = [(m_E \cdot D_{va}) / V_E]$; m_E – masa fazei organice extractante TBP/kerosen (kg), ce se determină conform ecuației dimensionale:

$m_E = (m_{TBP} + m_k) = \{m_{TBP} + [(1-f)/f] \cdot m_{TBP}\} = (m_{TBP}/f)$; m_{TBP} - masa de extractant organic tributil fosfat (TBP) (kg) ce se determină conform ecuației dimensionale:

$m_{TBP} = [(C_{au} \cdot V_{mr} \cdot R_m \cdot M_{TBP}) / M_{UO_2(NO_3)_2}]$; C_{au} – concentrația volumetrică a azotatului de uranil în masa de reacție rezultată din modul reactor **A** ($C_{au} = 150 \text{ kg/m}^3$); f – fracția de masă a TBP în faza organică extractantă ($f = 0,4$); R_m – raport molar între TBP și azotat de uranil pentru formarea complexului extractibil ($R_m = 2 \text{ kmoli TBP/kmol } UO_2(NO_3)_2$); V_E – volumul fazei organice extractante TBP/kerosen (m^3) ce se determină conform ecuației dimensionale: $V_E = [(m_{TBP} / \rho_{TBP}) + (m_K / \rho_K)]$; m_{TBP} – masa de reactant extractant tributil fosfat (kg) în concentrație de 40% în faza organică; ρ_{TBP} – densitatea reactantului extractant tributil fosfat ($\rho_{TBP} = 1000 \text{ kg/m}^3$); M_{TBP} – masa molară tributil fosfat ($M_{TBP} = 266 \text{ kg/kmol}$); m_K – masa de kerosen/dodecan solvent în faza organică extractantă (kg); ρ_K – densitatea kerosenului solvent ($\rho_K = 749 \text{ kg/m}^3$); $M_{UO_2(NO_3)_2}$ – masa molară a azotatului de uranil ($M_{UO_2(NO_3)_2} = 394 \text{ kg/kmol}$); X_1 – raport de masă al azotatului de uranil în soluția apoasă azotică care intră în unitatea 1 de extracție după ce a ieșit din unitatea 2 de extracție (kg azotat de uranil/kg soluție apoasă azotică); X_F – raport de masă al azotatului de uranil în soluția apoasă azotică inițială respectiv de alimentare a modulului reactor extractor (kg/kg); X_2, X_3, X_4 – rapoarte de masă ale azotatului de uranil în soluția apoasă azotică epuizată care intră în contracurent cu faza organică în unitățile 2, 3, 4 (kg/kg); Y_1, Y_2, Y_3, Y_4 – rapoarte de masă ale azotatului de uranil sub forma de complex cu TBP în faza organică care iese din unitățile 1, 2, 3, 4 în contracurent cu soluția apoasă azotică epuizată (kg/kg faza organică). X_{n+1} – raport de masă al azotatului de uranil în soluția apoasă azotică care intră în unitatea **n** de extracție în contracurent după ce a ieșit din unitatea **n+1** de extracție (kg/kg soluție apoasă azotică); Y_n – raport de masă al azotatului de uranil în faza organică sub formă de complex extractibil cu TBP de forma $UO_2(NO_3)_2 \cdot 2TBP$ în kerosen care iese din unitatea **n** de extracție în contracurent și intră în unitatea **n+1** de extracție (kg/kg faza organică). Ecuația dimensională de echilibru: $Y = D \cdot X$; D – coeficient de distribuție al azotatului de uranil în faza organică sub formă de complex cu TBP în kerosen solvent ($D = 60$); Y, X – rapoarte de masă pentru azotatul de uranil în cele 2 faze (kg/kg). Consumul specific de faza organică extractantă [q (kg/kg)] se determină conform ecuației: $q = (E/F) = [(m_e \cdot V_{mr}) / (m_r \cdot V_E)]$. Consumul specific de masa [CS_m (kg TBP/kg $UO_2(NO_3)_2$)] se determină conform ecuației dimensionale: $CS_m = [(R_m \cdot M_{TBP}) / M_{UO_2(NO_3)_2}]$. Condiția tehnologică a extracției reactive este ca raportul între volumul fazei organice din modulul reactor **E** (V_E) și volumul corespunzător masei de reacție din modulul reactor **A** (V_{mr}) să fie subunitar. Variabilele de process sunt specificate conform tabel:

Masa de tributul fosfat reactant extractant [$m_{TBP}(kg)$]:	473
Masa de kerosen/dodecan solvent [$m_k(kg)$]:	709
Volumul fazei organice extractante în modul reactor E [$V_E(m^3)$]:	1,4196
Volumul masei de reacție din modul reactor A [$V_{mr}(m^3)$]:	2,333
Masa fazei organice extractante [$m_E=(m_{TBP}+m_k)$ (kg)]:	1182
Raport (V_E/V_{mr}):	0,608
Consum specific de faza organica extractantă [$q(kg/kg)$]:	0,691
Consum specific de masa [$CS_m(kg TBP/kg UO_2(NO_3)_2)$]:	1,3502

Modelul matematic dimensional al procesului chimic de extracție reactivă pentru patru unități de transfer de masă în modulul reactor extractor E:

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

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

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

$$\text{unitatea 4 de transfer de masă (n=4): } Y_4 = (D \cdot X_4) = [(F/E) \cdot (X_5 - X_1)] = [(1/q) \cdot (X_5 - X_1)] = \\ [(X_5/q) - (X_1/q)] \rightarrow X_4 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3]. \text{ Pentru raport de masă}$$

$$X_F = X_5 = X_1 \cdot [1 + (q \cdot D) + (q \cdot D)^2 + (q \cdot D)^3 + (q \cdot D)^4] = [(C_{au} \cdot V_{mr}) / m_r] = 0,124555 \text{ kg azotat de uranil/kg masa de reacție, în alimentare cu soluție apoasă azotică a modulului}$$

reactor extractor E la unitatea 4 transfer de masă în contracurent cu faza

organică extractantă care intră în unitatea 1 transfer de masă. După

extracție, masa de fază organică [m_E^* (kg)] se determină conform ecuației

$$\text{dimensionale: } m_E^* = (m_{TBP} + m_k + m_{au}) = C_{au} \cdot V_{mr} \cdot \{ 1 + [(R_m \cdot M_{TBP}) / (f \cdot M_{UO_2(NO_3)_2})] \} = 1532$$

kg; m_{au} - masa de azotat de uranil care trece în faza organică [$m_{au} = (C_{au} \cdot V_{mr}) = 350$

kg]; Masa de reacție soluție apoasă epuizată fără azotat de uranil [m_r^* (kg)] se

determină conform ecuației: $m_r^* = (m_r - m_{au}) = 2460$ kg; Raportul de masă al

azotatului de uranil în faza organică [Y_4 (kg/kg)] pentru unitatea 4 de extracție, se

$$\text{determină conform ecuației dimensionale: } Y_4 = (m_{au} / m_E^*) = [(C_{au} \cdot V_{mr}) / m_E^*] =$$

0,22846 kg/kg fază organică. Variabilele de proces X, Y (kg/kg) sunt specificate

conform tabel:

$X_4 = 0,00381$	$Y_4 = 0,22846$
$X_3 = 0,0000722$	$Y_3 = 0,004333$
$X_2 = 0,00000174$	$Y_2 = 0,0001044$
$X_1 = 0,000000041$ (soluție epuizată)	$Y_1 = 0,00000246$

Datele dimensionale ale modului reactor extractor **E** sunt specificate conform tabel:

Număr total aparate amestecătoare-decantoare în reactor E (2.n):	8
Volum total faze în modul reactor extractor E $[(V_E+V_{mr})(m^3)]$:	3,7526
Volum faze într-un aparat $[(V_E+V_{mr})/(2.n)](m^3)$:	0,469
Volum geometric aparat la coeficient umplere 0,85..0,90 $[V_a(m^3)]$:	0,52
Dimensiunea caracteristica a aparatului cubic $[l=V_a^{0,33}](m)$:	0,805

După expirarea duratei maxime a extracției reactive ($t = 0,5$ ore), se scot din funcțiune electromotoarele **3e** și agitatoarele turbină **3d**, se deschid vanele conductelor **3i** circulare verticale ale celor 2 decantoare colectoare **3b** și faza apoasă soluția azotică epuizată ce conține azotați izotopici metalici și alte substanțe neextractibile este evacuată urmărind indicatoarele de nivel ale decantoarelor **3b** cu camere de luat vederi, într-un bazin colector exterior modului reactor **E** pentru evaporarea apei și acidului azotic rezidual, cristalizarea azotaților izotopici metalici ca săruri radioactive precum și a altor substanțe reziduale. În continuare, faza organică ce conține complexul $UO_2(NO_3)_2 \cdot 2TBP$ în kerosen solvent este evacuată în modul reextractor **R** prin conductă **4a** circulară verticală cu vană pentru alimentarea reextractorului. Acest modul reextractor **R** construit din oțel inoxidabil antiacid cu rol funcțional de reextracție și purificare nucleară a azotatului de uranil în apă acidulată cu acid azotic pur 0,1 M (6,3 kg HNO_3/m^3), reextractor în geometrie plană, format din patru unități de transfer de masă în contracurent de faze lichide, respectiv 4 amestecătoare **4b** de faze lichide (faza organică de complex azotat uranil cu TBP dizolvat în kerosen solvent (strat superior cu densitate mai mică) – faza soluție apoasă diluată cu acid azotic (strat inferior cu densitate mai mare) ce comunică în plan orizontal și intercalat cu 4 decantoare separatoare **4c** gravitaționale de faze lichide pentru separarea fazelor lichide (faza organică extractantă TBP/kerosen în exces) – strat superior cu densitate mică și faza lichidă decantată de soluție apoasă azotică a azotatului de uranil reextras și purificat – strat inferior cu densitate mai mare. Fiecare amestecător **4b** cu geometrie cubică comunică cu un decantor **4c** separator gravitațional cubic prin intermediul a 25 țevi **4d** cilindrice orizontale de oțel inoxidabil antiacid, asamblate nedemontabil pe 5 rînduri, iar fiecare țevă de comunicare are un diametru interior de 10 mm. Fiecare amestecător **4b** posedă un electromotor cu agitator turbină **4e** cu alimentare dublă axială de sus și de jos și

refulare/pompare radială a fazei lichide(amestec heterogen) din amestecător **4b** în decantor **4c**. Fiecare amestecător de faze **4b** posedă o conductă **4f** circulară din oțel inoxidabil asamblată nedemontabil la partea superioară pentru alimentarea fazei organice extractantă de complex azotat uranil cu TBP/kerosen solvent din decantorul **4c** separator gravitațional ,precum și o conductă **4g** circulară din oțel inoxidabil asamblată nedemontabil la partea inferioară pentru alimentare/intrare faza de soluție apoasă 0,1M HNO₃ din decantorul separator **4c** gravitațional în contracurent cu faza organică.La mestecarea energetică,amestecul heterogen lichid-lichid este pompat radial de agitatorul turbină **4e** în decantorul separator gravitațional **4c** prin 25 conducte circulare **4d** din oțel inoxidabil asamblate nedemontabil între amestecătoare **4b** și decantoare **4c**. Ultimul decantor separator **4c** gravitațional posedă o conductă **4h** metalică circulară cu robinet/vană pentru transferul de masă, respectiv curgerea gravitațională a soluției apoase de azotat uranil la puritate nucleară din decantorul collector **4c** în modulul reactor **U** generator oxalat de uranil și dioxid de uraniu.Dintr-un bazin de stocare exterior reactorului se introduce soluția apoasă 0,1 M HNO₃(densitatea $\rho=1002,5 \text{ kg/m}^3$) în cele 4 unități de transfer de masă ale reextractorului **R**. Prin deschiderea robinetului/vanei conductei **4a** faza organică curge gravitațional și intră în unitățile de transfer (amestecătoare-decantoare) ale modulului reextractor **R**. Se pornesc în rotație agitatoarele turbine **4e** ale amestecătoarelor are loc amestecarea energetică a fazelor,pomparea și reextracția azotatului de uranil din faza organică în soluția apoasă azotică în decantoarele **4c**.Modelul dimensional Ion Cristescu pentru modulul reextractor **R**: Ecuația dimensională pentru n unități de transfer ale reextracției: $E \cdot Y_n = S \cdot X_{n+1}$; E – debit de masă faza organică(kg/oră) ; S – debit de masă soluție apoasă azotică 0,1 M HNO₃(kg/oră); Y_n - raport de masă al azotatului de uranil sub formă de complex cu TBP/kerosen în faza organică la intrare în unitatea n a reextracției(kg/kg faza organică) ; X_{n+1} - raport de masa al azotatului de uranil în faza soluție apoasă 0,1 M HNO₃ la ieșire din unitatea n a reextracției (kg/kg soluție apoasă azotică).Consumul specific[q (kg/kg)] de soluție apoasă azotică 0,1 M HNO₃se determină conform ecuației dimensionale: $q = (S/E) = [(\rho \cdot D_{va} \cdot V_E^*) / (m_E^* \cdot D_{va})] = [(\rho \cdot V_E^*) / m_E^*] = 0,98 \text{ kg/kg}$; V_E^* - volumul fazei organice după extracție($V_E^* = 1,5 \text{ m}^3$); ρ – densitatea soluției apoase azotice 0,1M HNO₃ ($\rho=1002,5 \text{ kg/m}^3$); D_{va} - debitul volumetric al agitatoarelor turbine **4e**($D_{va}= 7,5 \text{ m}^3/\text{oră}$); m_E^* . masa fazei organice după extracție($m_E^* = 1532 \text{ kg}$).Masa soluției apoase azotice[m_s (kg)] se determină

conform ecuației dimensionale: $m_s = (q \cdot m_E^*) = 1501 \text{ kg}$. Ecuațiile dimensionale pentru 4 unități de transfer ale reextracției:

unitatea 1 a reextracției ($n=1$): $Y_1 = (q \cdot X_2) = (D \cdot X_1)$;

unitatea 2 a reextracției ($n=2$): $Y_2 = (q \cdot X_3) = (D \cdot X_2)$;

unitatea 3 a reextracției ($n=3$): $Y_3 = (q \cdot X_4) = (D \cdot X_3)$;

unitatea 4 a reextracției ($n=4$): $Y_4 = (q \cdot X_5) = (D \cdot X_4)$. X_1, X_2, X_3, X_4 - rapoarte de masă ale azotatului de uraniu în faza soluție apoasă azotică 0,1M HNO_3 la ieșire din unitățile de transfer 1,2,3,4 (kg/kg faza soluție apoasă azotică); X_5 - raport de masă final al azotatului de uraniu în soluția apoasă azotică 0,1 M HNO_3 și se determină conform ecuației: $X_5 = [(1/q) \cdot Y_4] = 0,233122 \text{ kg/kg soluție}$. Y_1, Y_2, Y_3, Y_4 - rapoarte de masă ale azotatului de uraniu sub forma de complex cu TBP/Kerosen în faza organică la intrare în unitățile de transfer ale reextracției (kg/kg faza organică). D – coeficient de distribuție al azotatului de uraniu din faza organică în soluția apoasă azotică 0,1 M HNO_3 ($D = 10$). Variabilele de proces X, Y ale reextracției în modulul reextractor **R** sunt specificate conform tabel:

$Y_4 = 0,22846$	$X_4 = 0,022846$
$Y_3 = 0,002239$	$X_3 = 0,0002239$
$Y_2 = 0,0002194$	$X_2 = 0,00002194$
$Y_1 = 0,0000215$	$X_1 = 0,00000215$

Datele dimensionale pentru modulul reextractor **R** sunt specificate conform tabel:

Volum soluție apoasă 0,1M HNO_3 intrată în R [$V_S = (m_s/\rho)$] (m^3):	1,497
Volum faza organică intrată în reextractor R [V_E^*] (m^3):	1,5
Volum total intrat în reextractor R [$V_S + V_E^*$] (m^3):	2,997
Număr total de aparate amestecătoare și decantoare (2.n):	8
Volumul aferent masei de reacție într-un aparat [$(V_E^* + V_S)/2.n$] (m^3):	0,375
Volumul geometric al unui aparat cubic la coeficient de umplere 0,85..0,90 [V_a] (m^3):	0,44
Dimensiunea caracteristică a unui aparat cubic [$l = V_a^{0,33}$] (m):	0,762

După expirarea duratei maxime de reextracție ($t = 0,5$ ore) se scot din funcțiune agitatoarele turbine **4e** pentru a avea loc separarea fazelor prin decantare astfel soluția apoasă azotică cu azotat de uraniu reextras este la partea inferioară a amestecătoarelor **4b** și decantoarelor **4c**. Se deschide vana conductei **4h** a ultimului decantor **4c** și are loc curgerea gravitațională a soluției apoase azotice cu azotat de uraniu urmărind indicatoarele de nivel cu camere de luat vederi, soluție

care intră în modul reactor **U** generator oxalat de uraniu și dioxid de uraniu. Faza organică epuizată conține numai TBP în kerosen, este evacuată din modul reextractor **R** și recirculată în modul reactor extractor **E** cu ajutorul unei electropompe centrifuge **4i**. Acest modul reactor **U** generator oxalat de uraniu prin reacția chimică a azotatului de uraniu cu acid oxalic în fază lichidă și descompunerea termică la temperatura 800°C...850°C a oxalatului solid în dioxid de uraniu de puritate nucleară, construit din oțel inoxidabil antiacid (AISI 303), este format din compartiment **5** de reacție cilindric vertical în care este asamblat demontabil un rotor **6** de recirculație ascendentă-descendentă a masei lichide reacție. Acest compartiment **5** posedă la partea superioară, o conductă **5a** circulară cu vană pentru alimentare cu reactiv acid oxalic solid, o conductă **5b** circulară cu robinet/vană pentru evacuarea vaporilor de apă și acid azotic prin depresiune (vid) efectuată de modul condensator **7** iar la partea inferioară posedă un collector **5c** conic pentru dioxid de uraniu pur. Acest compartiment **5** este asamblat nedemontabil într-un bloc termic **T** pentru încălzirea cu gaze de combustie a masei de reacție, vaporizarea apei, acidului azotic și descompunerea termică a oxalatului de uraniu, bloc **T** posedă 2..4 arzătoare **5d** de gaz metan combustibil asamblate demontabil circumferențial collectorului **5c** precum și o placă **5e** elicoidală pentru circulația ascendentă a gazelor de combustie evacuate la partea superioară printr-o tubulatură **5f** cilindrică. Acest rotor **6** construit din oțel inoxidabil antiacid asamblat pe rulmenți axiali – radiali prin intermediul unei console, rotor pentru recircularea ascendentă-descendentă a masei de reacție, accelerarea procesului chimic, vaporizarea rapidă a apei, acidului azotic este format din ax rotor **6a** cilindric pe care sunt asamblate nedemontabil 8 palete **6b** înclinate ascendent sub unghi de 30 grade față de orizontală în interiorul unei tubulaturi **6c** cilindrice verticale ce posedă 4 orificii dreptunghiulare **6d** la partea superioară sub unghi de 90 grade pe circumferința tubulaturii **6c** pentru ejectarea/pomparea/recircularea masei de reacție cu o viteză 1 m/s pe peretele cilindric termic al modulului reactor **U**, rotor **6** acționat în rotație de electromotor **6e** la o turație 1200 rotații/minut. Modelul dimensional Ion Cristescu pentru modulul reactor **U**: Ecuația chimică a reacției azotatului de uraniu $[\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2]$ cu acid oxalic $[\text{H}_2\text{C}_2\text{O}_4]$ și generarea/formarea oxalatului de uraniu $[\text{UO}_2\text{C}_2\text{O}_4]$ și acidului azotic $[\text{HNO}_3]$: $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 + \text{H}_2\text{C}_2\text{O}_4 \rightarrow \text{UO}_2\text{C}_2\text{O}_4 + 2 \text{HNO}_3$; Consum specific stoichiometric de acid oxalic: $CS_{\text{ao}} = (M_{\text{ao}}/M_{\text{au}})$; M_{ao} - masa molară a acidului oxalic ($M_{\text{ao}} = 90 \text{ kg/kmol}$); M_{au} - masa molară a azotatului de uraniu ($M_{\text{au}} = 394$

kg/kmol). Productivitatea specifică a oxalatului de uranil: $P_{ou}=(M_{ou}/M_{au})$; M_{ou} - masa molară a oxalatului de uranil($M_{ou}= 358$ kg/kmol).Productivitatea acidului azotic generat în reacție: $P_{aa}=[(2.M_{aa})/M_{au}]$; M_{aa} -masa molară a acidului azotic ($M_{aa}=63$ kg/kmol).Datele tehnice ale bilanțului material pe reacție în modul reactor **U** ,sunt specificate conform tabel:

Consum specific stoichiometric de acid oxalic[CS_{ao} (kg/kg $UO_2(NO_3)_2$):	0,2284
Productivitatea specifică a oxalatului de uranil[P_{ou} (kg/kg $UO_2(NO_3)_2$):	0,9086
Productivitatea acidului azotic generat[P_{aa} (kg HNO_3 /kg $UO_2(NO_3)_2$):	0,3198
Masa azotatului de uranil intrată în reactor U [$m_{au}=(m_E \cdot Y_4)$](kg):	350
Masa acidului oxalic intrată în reactor U [$m_{ao}=(CS_{ao} \cdot m_{au})$](kg):	79,94
Masa 0,1M HNO_3 intrată în reactor U la volum ($V_s=1,4194$ m ³) (kg):	8,942
Masa oxalatului de uranil generată în reactor U [$m_{ou}=(P_{ou} \cdot m_{au})$](kg):	318
Masa de acid azotic generată în reactor U [$m_{aa}=(P_{aa} \cdot m_{au})$](kg):	111,93
Masa totală de acid azotic în modul reactor U [m_{aa} (kg)]:	120,88
Masa apei în modul reactor U [m_{H_2O} (kg)]:	1414
Masa de reacție în modul reactor U [m_{ru} (kg)]:	1853
Masa apei,acidului azotic pentru vaporizare în vid[($m_{H_2O}+m_{aa}$)(kg)]:	1535

Datele dimensionale ale modulului reactor cilindric **U** sunt specificate conform tabel:

Înălțimea modulului reactor cilindric U [H(m)]:	2
Raza modulului reactor cilindric U [R(m)]:	0,53
Volumul geometric al modulului reactor U la Coeficient de umplere 0,85[V_U (m ³):	1,76

Modelul cinetic al reacției chimice: viteza procesului chimic[V_p (kg/m³.ora)],se determină conform ecuației cinetice diferențiale:

$$V_p = (dX/dt) = k \cdot C_a^0 \cdot (1 - X) \cdot [1 - (M_{ao}/M_{au}) \cdot X] = k \cdot C_a^0 \cdot (1 - X) \cdot (1 - 0,228 \cdot X) =$$

$$k \cdot C_a^0 \cdot (1 - 1,228 \cdot X + 0,228 \cdot X^2); X - \text{variabila conversia a azotatului de uranil}$$

(adimensională),ce se determină conform expresiei: $X = [(C_a^0 - C_a)/C_a^0]$; C_a^0 - concentrația inițială a azotatului de uranil(kg/m³) ce se determină conform

expresiei: $C_a^0 = (m_{au}/V_s)$; C_a - concentrația momentană a azotatului de uranil(kg/m³) la momentul de timp t(ore); k – constanta cinetică a

reacției(m³/kg.ora); d/dt – operator derivata în raport cu timpul t(ore⁻¹).Ecuația caracteristică integrală a modulului reactor **U**:

$$t = [1/(k \cdot C_a^0)] \cdot \int_0^X [dX / (1 - 1,228 \cdot X + 0,228 \cdot X^2)] \rightarrow \text{durata procesului chimic}[t_r(\text{ore})]:$$

$$t_r = [0,2953/(k \cdot C_a^0)] \cdot \ln[(4,386 - X)/(1 - X)]; \ln - \text{funcția logaritm natural. Prin}$$

introducerea treptată a masei de acid oxalic și omogenizarea prin recirculație efectuată de rotor **6**, se pornesc arzătoarele **5d** de gaz metan are loc încălzirea masei de reacție cu gaze de combustie la temperatura de proces 75...80 grade Celsius și vaporizarea în vid a apei, acidului azotic, vapori aspirați și condensați de condensatorul **7**. Cantitatea de căldură [Q_{iv} (kcal)] pentru încălzirea masei de reacție la temperatura de proces și vaporizarea apei, acidului azotic se determină conform ecuației dimensionale: $Q_{iv} = [m_{ru}(H_p - H_i) + (m_{H_2O} + m_{aa}) \cdot L_v]$; H_p - entalpia masei de reacție la temperatura de proces ($H_p = 82$ kcal/kg); H_i - entalpia masei de reacție la temperatura inițială de alimentare a modulului reactor **U** ($H_i = 12$ kcal/kg); L_v - căldura latentă de vaporizare a apei și acidului azotic ($L_v = 552$ kcal/kg). Prin vaporizarea în vid a apei, acidului azotic are loc deplasarea echilibrului chimic, precipitarea oxalatului de uranil al cărui produs de solubilitate al concentrațiilor ionilor uranil [UO_2^{2+}] și oxalat [$C_2O_4^{2-}$]: $P_s = [UO_2^{2+}] \cdot [C_2O_4^{2-}] = 1,3 \cdot 10^{-9}$ kg²/m⁶ și solubilitatea ionilor $S = [UO_2^{2+}] = [C_2O_4^{2-}] = 3,6 \cdot 10^{-5}$ kg/m³, valoare destul de mică în comparație cu concentrația oxalatului de uranil precipitat în masa de reacție. Datele dimensionale, variabile de proces cinetice și de transfer termic pentru modulul reactor **U** sunt specificate conform tabel:

Conversia azotatului de uranil[X]:	0,98
Concentrația inițială a azotatului de uranil [C_a^0 (kg/m ³)]:	233,333
Constanta cinetică de viteză a reacției[k(m ³ /kg.ora)]:	0,0325
Aria laterală de transfer termic [$A_T = (2 \cdot \pi \cdot R \cdot H)$](m ²):	6,657
Coeficient total de transfer termic [K_T (kcal/m ² .ora.°C)]:	1188
Diferența medie logaritmică de temperatură [$\Delta T_{med.}$ (°C)]:	642
Căldura pentru încălzire și vaporizare apă, acid azotic [Q_{iv} (kcal)]:	977030
Durata de încălzire-vaporizare [$t_{iv} = Q_{iv} / (K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_{med.})$](ore):	0,2
Puterea calorică a gazului metan combustibil [P_c (kcal/kg)]:	11957
Entalpia reziduală a gazelor de combustie metan [H_{ge} (kcal/kg)]:	1240,5
Densitatea metanului în condiții normale [ρ (kg/m ³)]:	0,714
Debit volumetric metan [$D_{vm} = (K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_{med.}) / [\rho \cdot (P_c - H_{ge})]$](m ³ /ora):	663,56
Volum metan consumat pentru încălzire și vaporizare apă, acid azotic în condiții normale [$V_m = (t_{iv} \cdot D_{vm})$](m ³):	132,7

Masa de oxalat de uranil din colectorul **5c** conic este supusă încălzirii cu gaze de combustie ale metanului de la temperatura de proces ($T_p = 80^\circ\text{C}$) la temperatura de descompunere termică a oxalatului ($T_d = 800^\circ\text{C}$). Cantitatea de căldură [Q_{id} (kcal)] pentru încălzirea masei oxalat de uranil la temperatura de

descompunere ,se determină conform ecuației dimensionale:

$Q_{id}=[m_{ou} \cdot C_p \cdot (T_d - T_p)] = (m_{ou} \cdot C_p \cdot \Delta T_i)$; C_p - căldura specifică medie a oxalatului de uranil la presiune constantă (kcal/kg.°C).Debitul caloric pentru descompunerea oxalatului de uranil [D_{cd} (kcal/ora)],se determină conform ecuației dimensionale:
 $D_{cd} = (K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_d) = [K_T \cdot A_T \cdot (T_{gc} - T_d)]$; T_{gc} - temperatura reglabilă a gazelor de combustie ale metanului ($T_{gc}=850^\circ\text{C}$) obținută prin deplasarea verticală ascendentă-descendentă a arzătoarelor **5d** de gaz metan sub colectorul conic **5c** .
 Datele dimensionale,variabilele de proces pentru colectorul conic **5c** sunt specificate conform tabel:

Raza colectorului conic 5c [R(m)]:	0,53
Înălțimea colectorului conic 5c [H(m)]:	0,53
Aria laterală de transfer termic a colectorului [$A_T = [\pi \cdot R \cdot (H^2 + R^2)^{0,5}]$](m ²):	1,247
Volumul colectorului conic 5c [$V = (\pi \cdot H \cdot R^2)/3$](m ³):	0,1558
Masa oxalatului de uranil în colectorul conic 5c [m_{ou} (kg)]:	318
Căldura specifică medie a oxalatului de uranil [C_p (kcal/kg.°C)]:	0,2
Diferența de temperatură la încălzirea oxalatului de uranil [ΔT_i (°C)]:	720
Cantitatea de căldură pentru încălzirea oxalatului de uranil [Q_{id} (kcal)]:	45792
Grosimea peretelui de oțel inoxidabil al colectorului 5c [δ (m)]:	0,01
Conductivitatea termică a oțelului inoxidabil AISI [λ (kcal/m.ora.°C)]:	15
Coefficient de transfer termic [$K_T = (\lambda/\delta)$] (kcal/m ² .ora.°C):	1500
Diferența de temperatură [$\Delta T_d = (T_{gc} - T_d)$](°C):	50
Durata procesului descompunerii termice [$t_d = Q_{id}/(K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_d)$](ore):	0,5
Debit volumetric metan [$D_{vm} = (K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_d)/[\rho \cdot (P_c - H_{ge})]$](m ³ /ora):	5,985
Volum metan consumat pentru descompunerea oxalatului de uranil(condiții normale)[$V_m = (t_d \cdot D_{vm})$](m ³):	3

Modelul cinetic al reacției de descompunere termică a oxalatului de uranil solid[UO₂C₂O₄] la temperatura 800° C și generarea/formarea dioxidului de uraniu solid[UO₂] și a dioxidului de carbon gaz[CO₂] .Ecuția chimică a reacției:
 $UO_2C_2O_4 \rightarrow UO_2 + 2 CO_2$. Productivitatea specifică stoechiometrică a dioxidului de uraniu: $P_{UO_2} = (M_{UO_2}/M_{ou})$; M_{UO_2} - masa molară a dioxidului de uraniu ($M_{UO_2} = 270$ kg/kmol) . Masa dioxidului de uraniu generat: $m_{UO_2} = (P_{UO_2} \cdot m_{ou})$; M_{ou} - masa molară a oxalatului de uranil ($M_{ou} = 354$ kg/kmol) . Productivitatea specifică stoechiometrică a dioxidului de carbon generat: $P_{CO_2} = [(2 \cdot M_{CO_2})/M_{ou}]$; M_{CO_2} - masa molară a dioxidului de carbon ($M_{CO_2} = 44$ kg/kmol).Masa dioxidului de carbon generat: $m_{CO_2} = (P_{CO_2} \cdot m_{ou})$. Volumul dioxidului de carbon generat în condiții

normale: $V_{CO_2} = [(m_{CO_2} \cdot V_M) / M_{CO_2}]$; V_M – volumul molar ($V_M = 22,41 \text{ m}^3/\text{kmol}$). Ecuația cinetică diferențială a reacției de descompunere termică a oxalatului de uraniu: $dX_o / dt = k_d \cdot (1 - X_o)$; X_o – conversia oxalatului de uraniu (adimensională); k_d – constanta cinetică a reacției de descompunere a oxalatului de uraniu (ore^{-1}); d/dt – operator derivată în raport cu timpul (ore^{-1}). Ecuația caracteristică integrală determină durata [t_d (ore)] a procesului de descompunere termică: $t_d = (1/k_d) \cdot \int_0^{X_o} [dX_o / (1 - X_o)] = - (1/k_d) \cdot \ln(1 - X_o)$. Datele bilanțului material, variabile de proces sunt specificate conform tabel:

Productivitatea specifică a dioxidului de uraniu [P_{UO_2} (kg/kg $UO_2C_2O_4$)]:	0,7627
Masa dioxidului de uraniu generat [m_{UO_2} (kg)]:	242,542
Productivitatea specifică a dioxidului de carbon [P_{CO_2} (kg/kg $UO_2C_2O_4$)]:	0,2486
Masa dioxidului de carbon generat [m_{CO_2} (kg)]:	79
Volumul dioxidului de carbon generat în condiții normale [V_{CO_2} (m^3)]:	40,236
Conversia oxalatului de uraniu [X_o]:	0,99
Constanta cinetică a descompunerii oxalatului de uraniu [k_d (ore^{-1})]:	9,21

Dioxidul de carbon gaz este aspirat în de aparatele condensatorului **7** și eliminat în atmosferă fiind insolubil în soluție apoasă de acid azotic. Colectorul conic **5c** ce conține masa dioxidului de uraniu de puritate nucleară, este dezasamblat în atmosferă de gaz inert (heliu-argon) sau în atmosferă reducătoare pentru a prevenii oxidarea la UO_3 . Modulul reactor **U** comunică cu condensator **7** printr-o conductă **7a** circulară de vapori apă, acid azotic, condensator **7** ce crează depresiune/vid și condensează vaporii aspirați într-o cameră **7b** de amestec lichid-vapori într-un ejector **7c** cilindro-conic descendent, faza lichidă de condens soluție apoasă azotică este colectată într-un bazin colector **7d** paralelipipedic și recirculată cu o electropompă **7e** centrifugală prin conductă **7f** circulară verticală ascendentă într-un injector **7g** cilindric asamblat în camera **7b** și recirculare continua pentru a efectua vid și a aspira vaporii de apă, acid azotic din modul reactor **U**. Modelul dimensional hidrodinamic Ion Cristescu pentru condensatorul **7**: Conform ecuației de conservare a energiei: $[(\rho \cdot W_1^2 / 2) + P_1 + (\rho \cdot g \cdot H_1) = [(\rho \cdot W_2^2 / 2)] + P_2 + (\rho \cdot g \cdot H_2)$; ρ – densitatea lichidului motor rece soluția apoasă azotică (kg/m^3); W_1 – viteza de injectare a lichidului motor rece în injectorul **7g** al camerei de amestec **7b** (m/s); W_2 – viteza de ejectare a lichidului motor rece din tubulatura ejectorului cilindro-conic **7c** la ieșire (m/s); P_1 – presiunea dinamică în camera de amestec lichid-vapori cu injector **7g** (Pascali); P_2 – Presiunea dinamică a lichidului motor rece în bazinul condensator collector **7d** la ieșire din ejectorul

cilindro-conic **7c**(Pascali); g – accelerația gravitațională ($g = 9,81 \text{ m/s}^2$); H_1 - înălțimea cea mai mare a ejectorului cilindro-conic **7c**(m); H_2 - înălțimea cea mai mica a ejectorului cilindro-conic **7c** la nivelului bazinului colector condensator **7d**(m). În condiția tehnologică: $P_2 \gg P_1$ și $H_1 > H_2$, P_1 reprezintă depresiunea (vid) în camera de amestec lichid-vapori cu ajutor /injector **7b**, egală cu presiunea de vaporizare $P_v = P_1 = 0,1 \text{ at} = 10135 \text{ Pascali}$. Viteza de injectare [W_1 (m/s)] a lichidului motor rece, în camera de amestec **7b** cu injector **7g**, se determină conform ecuației dimensionale a debitului: $W_1 = (4 \cdot D_{vi}) / (\pi \cdot D_1^2)$; D_{vi} - debit volumetric de lichid motor rece pompat de electropompa **7e** în circuit închis (m^3/s); D_1 - diametrul mic al injectorului **7g**(m); Viteza de ejectare [W_2 (m/s)] a lichidului motor rece (soluția apoasă azotică) din tubulatura conică a ejectorului cilindro-conic **7c**, se determină conform ecuației dimensionale a debitului: $W_2 = (4 \cdot D_{vi}) / (\pi \cdot D_2^2)$; D_2 - diametrul mare al ejectorului cilindro-conic **7c** respectiv la ieșire din tubulatura conică(m). Patratele vitezelor W_1 și W_2 variază invers proporțional cu puterea a patra a diametrelor D_1 și D_2 și în condiția tehnică în care $D_2 > (5 \cdot D_1) \rightarrow W_2^2 \ll W_1^2 \rightarrow (W_1^2 - W_2^2)$ aproximativ egală cu W_1^2 , și variația de presiune dinamică [ΔP (Pascali)] se determină conform ecuației dimensionale:

$\Delta P = [(\rho \cdot W_1^2) / 2] + (\rho \cdot g \cdot \Delta H)$. Variația de înălțime [$\Delta H = (H_1 - H_2)$] a ejectorului cilindro-conic **7c** se determină conform ecuației dimensionale:

$\Delta H = [(2 \cdot \Delta P) - (\rho \cdot W_1^2)] / (2 \cdot \rho \cdot g)$. Lungimea tubulaturii conice [L_c (m)] a ejectorului **7c** se determină conform ecuației dimensionale: $L_c = (D_2 - D_1) / (2 \cdot \text{tg } \alpha)$; α – unghi de evazare al tubulaturii conice; tg – funcția tangentă. Datele dimensionale sunt specificate conform tabel:

W_1 (m/s):	ρ (kg/m ³):	ΔH (m):	ΔP (Pascali):	$P_1 = P_v$ (Pascali) \rightarrow (atm.)
1	1000	1	10310	91040 \rightarrow 0,89
1	1000	2	20120	81230 \rightarrow 0,80
1	1000	3	29930	71420 \rightarrow 0,70
1	1000	4	39740	61610 \rightarrow 0,61
1	1000	5	49550	51800 \rightarrow 0,51
1	1000	6	59360	41990 \rightarrow 0,41
1	1000	7	69170	32180 \rightarrow 0,32

Soluția concentrată de acid azotic din bazinul condensator colector **7d** este recirculată în modul reactor **A** după corecția concentrației la 4M HNO₃ cu ajutorul acidului azotic concentrat 60%...80% HNO₃. Prin aplicarea invenției se obțin următoarele avantaje:

- creșterea randamentului termic de transfer al căldurii în reactorul chimic este mai mare de 60% în comparație cu aparatele, instalațiile cunoscute;
- productivitatea reactorului chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu este mai mare cu cel puțin 10% datorită intensificării vitezelor reacțiilor chimice prin creșterea temperaturii și recircularea intensă a maselor de reacție;
- simplificarea instalațiilor cunoscute, reactorul chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu este construit din materiale și componente standardizate accesibile, generându-se economii de amplasament în investiții concurențiale ;
- reactorul chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu are stabilitate funcțională și poate fi complet automatizat;
- reactorul chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu diminuează consumul de acid azotic reactiv cu cel puțin 25% prin recuperare la formarea oxalatului de uraniu precipitat insolubil;
- reactorul chimic obține dioxid de uraniu de puritate nucleară nefiind necesare procese fizice și chimice ulterioare de purificare.

Bibliografie:

Brevet RO 131756 B1/2020 : Reactor chimic procesor izotopic.

REVENDICĂRI:

1. Reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu, **caracterizat prin aceea că**, este format din modul reactor **(A)** generator azotat de uraniu prin reacția chimică a minereului concentrat uranifer sau alt produs comercial uranifer cu soluția reactiv $4M\ HNO_3$, masa de reacție la expirarea duratei procesului chimic este evacuată prin conducta **(1b)** în modul reactor **(E)** extractor complex azotat de uraniu cu tributul fosfat(TBP)/kerosen solvent într-o fază organică cu densitate mică care la expirarea duratei maxime de extracție este evacuată printr-o conductă **(4a)** circulară verticală cu vană în modul reextractor **(R)** pentru reextracție și purificare nucleară a azotatului de uraniu în apă acidulată $0,1M\ HNO_3$, faza organică extractantă TBP în solvent kerosen/dodecan fiind recirculată în modul reactor **(E)** extractor cu ajutorul electropompei **(4i)** centrifuge la expirarea duratei maxime de reextracție, soluția azotică cu azotat de uraniu reextras este evacuată prin curgere gravitațională prin deschiderea vanei conductei **(4h)** în modul reactor **(U)** generator oxalat de uraniu prin reacția chimică a azotatului de uraniu cu acid oxalic în faza lichidă și descompunerea termică a oxalatului solid precipitat la $800^{\circ}C \dots 850^{\circ}C$ cu formarea dioxidului de uraniu de puritate nucleară, vaporii de apă și acid azotic sunt aspirați la depresiune/vid și condensați de condensator **(7)**.
2. Reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu, **caracterizat prin aceea că**, acest modul reactor **(A)** are un compartiment **(1)** de reacție, cilindric vertical, pentru efectuarea reacțiilor chimice la temperatura de proces $75^{\circ}C \dots 80^{\circ}C$ și posedă o conductă **(1a)** circulară de alimentare cu soluția reactiv și minereu concentrat uranifer granulat sau alt produs comercial uranifer granulat, o conductă **(1b)** circulară cu vană pentru evacuarea masei de reacție la expirarea duratei procesului chimic precum și un bloc termic **(I)** toroidal pentru încălzirea masei de reacție la temperatura de proces cu gaze de combustie ale combustibilului gazos metan sau alt gaz combustibil, bloc **(I)** format din patru arzătoare **(1c)** circumferențiale demontabile sub unghi de 90 grade, o placă **(1d)** elicoidală în interiorul blocului **(I)** pentru circulația ascendentă a gazelor de combustie la încălzirea masei de reacție și evacuarea gazelor printr-o conductă **(1e)** circulară și în acest compartiment **(1)** este asamblat demontabil pe rulmenți axiali-radiali prin intermediul unei

organică cu densitate mică care la expirarea duratei maxime de extracție este evacuată printr-o conductă **(4a)** circulară verticală cu vană în modul reextractor **(R)** pentru reextracție și purificare nucleară a azotatului de uranil în apă acidulată 0,1M HNO₃, faza organică extractantă TBP în solvent kerosen/ dodecan fiind recirculată în modul reactor **(E)** extractor cu ajutorul electropompei **(4i)** centrifuge la expirarea duratei maxime de reextracție, soluția azotică cu azotat de uranil reextras este evacuată prin curgere gravitațională prin deschiderea vanei conductei **(4h)** în modul reactor **(U)** generator oxalat de uranil prin reacția chimică a azotatului de uranil cu acid oxalic în faza lichidă și descompunerea termică a oxalatului solid precipitat la 800°C.....850°C cu formarea dioxidului de uraniu de puritate nucleară, vaporii de apă și acid azotic sunt aspirați la depresiune/vid și condensați de condensator **(7)**.

2. Reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu, conform revendicării 1, caracterizat prin aceea că, acest modul reactor **(A)** are un compartiment **(1)** de reacție, cilindric vertical, pentru efectuarea reacțiilor chimice la temperatura de proces 75°C....80°C și posedă o conductă **(1a)** circulară de alimentare cu soluția reactiv și minereu concentrat uranifer granulat sau alt produs comercial uranifer granulat, o conductă **(1b)** circulară cu vană pentru evacuarea masei de reacție la expirarea duratei procesului chimic precum și un bloc termic **(I)** toroidal pentru încălzirea masei de reacție la temperatura de proces cu gaze de combustie ale combustibilului gazos metan sau alt gaz combustibil, bloc **(I)** format din patru arzătoare **(1c)** circumferențiale demontabile sub unghi de 90 grade, o placă **(1d)** elicoidală în interiorul blocului **(I)** pentru circulația ascendentă a gazelor de combustie la încălzirea masei de reacție și evacuarea gazelor printr-o conductă **(1e)** circulară și în acest compartiment **(1)** este asamblat demontabil pe rulmenți axiali-radiali prin intermediul unei console, un rotor **(2)** de recirculație ascendentă-descendentă masă de reacție pentru accelerarea procesului chimic, rotor **(2)** format din ax **(2a)** cilindric vertical de rotație la 1200 rot./minut pe care sunt asamblate nedemontabil la partea inferioară opt palete **(2b)** înclinate ascendent la 30 grade pe circumferința axului **(2a)** pentru pomparea masei de reacție printr-o tubulatură **(2c)** cilindrică asamblată nedemontabil pe ax **(2a)** și ejectarea masei prin patru orificii **(2d)** dreptunghiulare existente pe

circumferința tubulaturii **(2c)** sub unghi de 90 grade și acest ax rotor **(2a)** este acționat în rotație la 1200 rot./minut de electromotor **(2e)** ca mijloc tehnic.

3. Reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu, conform revendicării 1, caracterizat prin aceea că, acest modul reactor **(E)** extractor complex azotat de uraniu cu tributul fosfat (TBP) este format din patru amestecătoare **(3a)** de faze lichide (faza organică extractantă tributul fosfat dizolvat în kerosen/dodecan solvent, strat superior cu densitate mai mică – faza soluție apoasă de azotat uraniu, azotați metalici izotopici, acid azotic, strat inferior cu densitate mai mare) și comunică în plan orizontal și intercalat cu patru decantoare **(3b)** separatoare gravitaționale de faze lichide pentru separarea fazelor, fiecare amestecător **(3a)** cubic comunică cu un decantor **(3b)** cubic prin intermediul a 25 țevi **(3c)** cilindrice orizontale asamblate nedemontabile pe cinci rînduri, fiecare țevă de comunicație are diametru interior 0,010 m, fiecare amestecător **(3a)** posedă electromotor cu agitator **(3d)** turbină cu alimentare dublă axială, de sus și de jos și refulare/pompă radială a fazei lichide amestec heterogen din amestecător **(3a)** în decantor **(3b)**, fiecare agitator **(3d)** posedă un ax rotativ central pe care sunt asamblate nedemontabil și radial la partea superioară 8...12 palete înclinate ascendent cu un unghi 30...45 grade în scopul pomparei în mod descendent a fazei lichide organice precum și 8...12 palete asamblate nedemontabil radial și descendent la partea inferioară cu un unghi de 30 grade față de orizontală și pe circumferința exterioară a axului rotativ cu un unghi 30...45 grade în scopul pomparei în mod ascendent a fazei lichide soluție apoasă cu densitate mai mare, fiecare agitator **(3d)** turbină este acționat în mișcarea de rotație de un electromotor **(3e)** mijloc tehnic standardizat și în continuare, fiecare amestecător **(3a)** posedă conductă **(3f)** circulară asamblată nedemontabil la partea superioară pentru alimentarea/intrarea fazei organice extractante de complex azotat uraniu cu TBP în kerosen solvent din decantor **(3b)** separator gravitațional precum și o conductă **(3g)** circulară asamblată nedemontabil în partea inferioară pentru alimentare/intrare faza soluție apoasă de acid azotic, azotați izotopici din decantor **(3b)** în contracurent cu faza organică și la amestecare energetică amestecul heterogen este pompat radial de agitatoare **(3d)** între amestecătoare **(3a)** și decantoare **(3b)** și fiecare decantor **(3b)** cu indicator de nivel amestec lichid posedă o conductă **(3h)** cu robinet/vană la partea inferioară pentru colectarea soluțiilor apoase de acid azotic, azotați

metalici izotopici în două decantoare **(3b)** colectoare pentru evacuare exterioară iar faza organică cu complex este evacuată prin două conducte **(3i)** circulare cu vană în modul reextractor **(R)**.

4. Reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu, conform revendicării 1, caracterizat prin aceea că, prin deschiderea robinetului/vanei conductei **(4a)** faza organică ce conține complex azotat uranil cu TBP/kerosen solvent intră în acest modul reextractor **(R)** pentru reextracția și purificarea nucleară a azotatului de uranil în apă acidulată 0,1M HNO₃ reextractor format din patru unități de transfer de masă în contracurent de faze lichide respectiv patru amestecătoare **(4b)** de faze (faza organică cu densitate mai mică, strat superior – faza soluție apoasă 0,1 M HNO₃ cu densitate mai mare, strat inferior), comunică în plan orizontal și intercalat cu patru decantoare **(4c)** separatoare gravitaționale de faze, fiecare amestecător **(4b)** cubic comunică cu un decantor **(4c)** cubic prin 25 țevi **(4d)** cilindrice orizontale cu diametru interior 0,01 m fiecare țevă, fiecare amestecator **(4b)** posedă electromotor cu agitator **(4e)** turbină cu alimentare dublă axială de sus și de jos și refulare/pompare radială a fazei lichide din amestecator **(4b)** în decantor **(4c)** și în continuare, fiecare amestecator **(4b)** posedă conductă **(4f)** circulară asamblată nedemontabil la partea superioară pentru alimentarea fazei organice extractantă de complex azotat uranil cu TBP/kerosen solvent din decantor **(4c)** precum și o conductă **(4g)** circulară la partea inferioară pentru alimentare/intrare faza soluție apoasă 0,1M HNO₃ din decantor **(4c)** în contracurent cu faza organică și la amestecarea energetică amestecul heterogen este pompat radial de agitator **(4e)** în decantor **(4c)** prin conducte **(4d)**, ultimul decantor **(4c)** posedă conductă **(4h)** circulară cu robinet/vană pentru transferul de masă respectiv curgere gravitațională a soluției apoase azotat de uranil în modul reactor **(U)**, faza organică fiind recirculată în modul reactor **(E)** cu ajutorul unei electropompe **(4i)** centrifuge ca mijloc tehnic.
5. Reactor chimic pentru obținerea dioxidului de uraniu, conform revendicării 1, caracterizat prin aceea că, acest modul reactor **(U)** generator oxalat de uranil prin reacția chimică a azotatului de uranil cu acid oxalic în fază lichidă și descompunerea termică a oxalatului solid în dioxid de uraniu solid de puritate nucleară și dioxid de carbon gaz, este format din compartiment **(5)** de reacție, cilindric vertical, posedă la partea superioară o conductă **(5a)** circulară cu vană pentru alimentarea cu reactiv acid oxalic solid, o conductă **(5b)**

circulară cu robinet/vană pentru evacuarea vaporilor de apă, acid azotic, gaz dioxid de carbon iar la partea inferioară posedă colector (5c) conic pentru dioxid de uraniu pur și acest compartiment (5) este asamblat nedemontabil într-un bloc termic (T) toroidal pentru încălzirea cu gaze de combustie a masei de reacție, vaporizarea apei, acidului azotic, descompunerea oxalatului de uraniu solid la 800°C...850°C, bloc (T) posedă 2...4 arzătoare (5d) de gaz metan sau alt gaz combustibil, arzătoare (5d) asamblate demontabil circumferențial colectorului (5c) precum și o placă (5e) elicoidală pentru circulația ascendentă a gazelor de combustie evacuate la partea superioară printr-o tubulatură (5f) cilindrică și în acest compartiment (5) este asamblat demontabil pe rulmenți axiali-radiali prin intermediul unei console, un rotor (6) de recirculație ascendentă-descendentă a masei lichide de reacție, rotor (6) format din ax rotor (6a) cilindric pe care sunt asamblate nedemontabil opt palete (6b) înclinate ascendent sub unghi de 30 grade față de orizontală în interiorul unei tubulaturi (6c) cilindrice verticale, care posedă patru orificii (6d) dreptunghiulare la partea superioară sub unghi de 90 grade pe circumferința tubulaturii (6c) pentru pomparea/ejectarea/recircularea masei de reacție pe peretele cilindric termic al modulului reactor (U), rotor (6) acționat în rotație de electromotor (6e) la o turație 1200 rot./minut și în continuare, acest modul reactor (U) comunică cu condensator (7) printr-o conductă (7a) circulară de vapori apă, acid azotic, gaz dioxid de carbon, condensator (7) ce crează depresiune/vid și condensează vaporii aspirați într-o cameră (7b) paralelipipedică de amestec lichid-vapori și într-un ejector (7c) cilindro-conic vertical descendent, faza lichidă de condens soluție apoasă azotică este colectată într-un colector (7d) bazin paralelipipedic și recirculată cu o electropompă (7e) centrifugă prin conductă (7f) circulară verticală ascendentă într-un injector (7g) cilindric asamblat nedemontabil în camera (7b) și recirculare continuă pentru a efectua vid și a aspira vaporii de apă, acid azotic, gaz dioxid de carbon necondensabil din modul reactor (U) și prin dezasamblarea în atmosferă de gaz inert (heliu-argon) a colectorului (5c) se obține dioxidul de uraniu solid granulat de puritate nucleară.

90

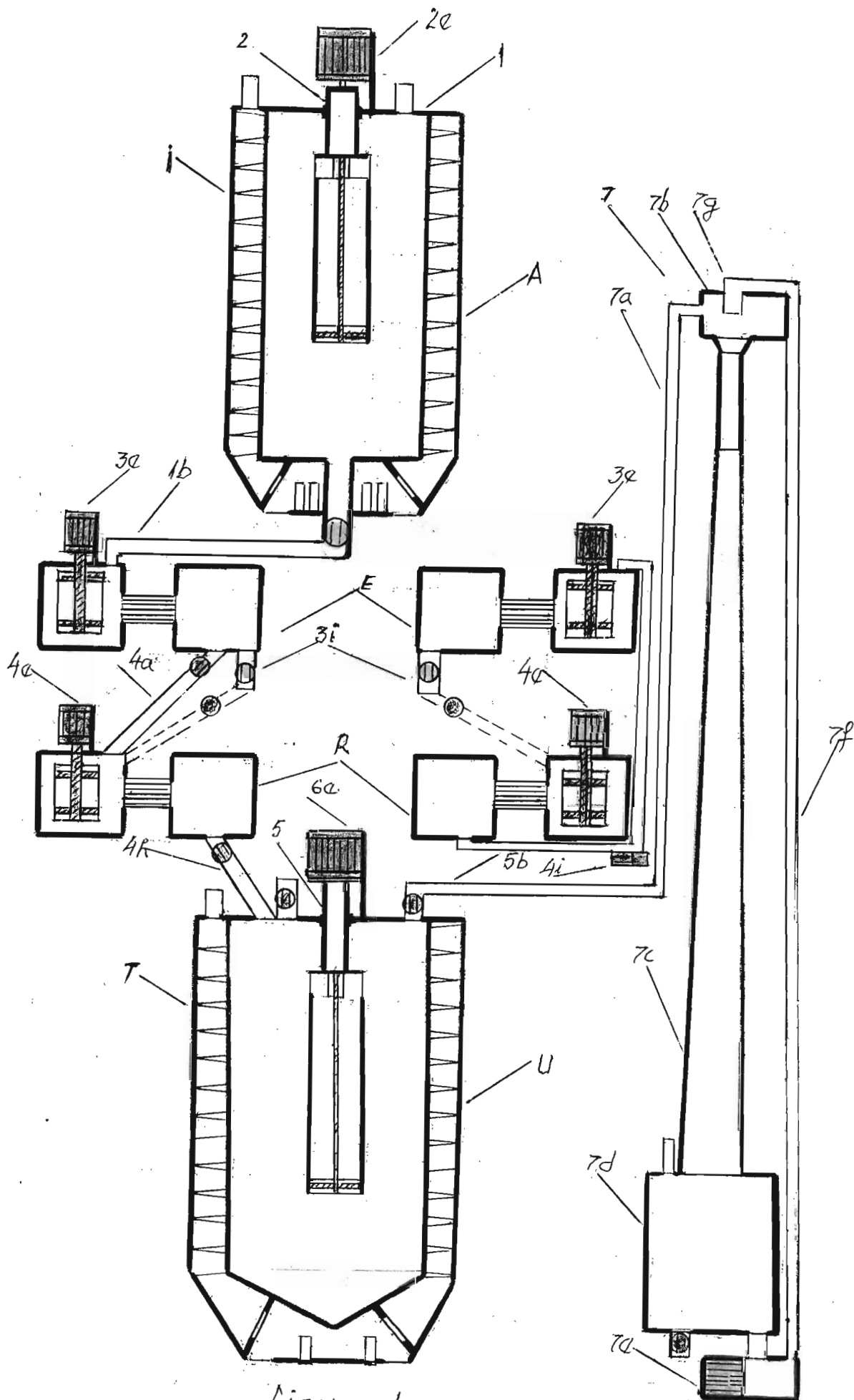


figura 1

89

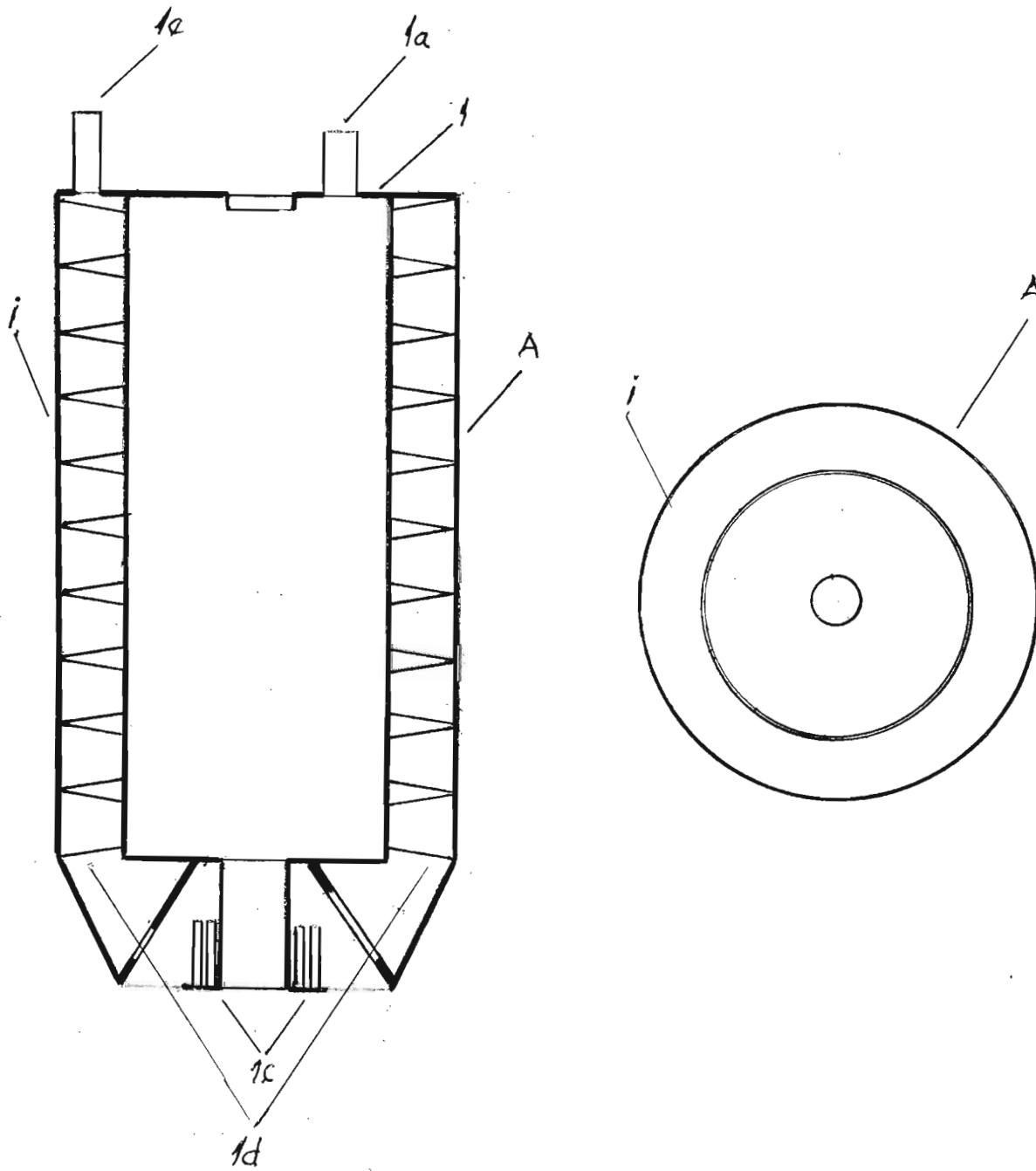


figura 2

88

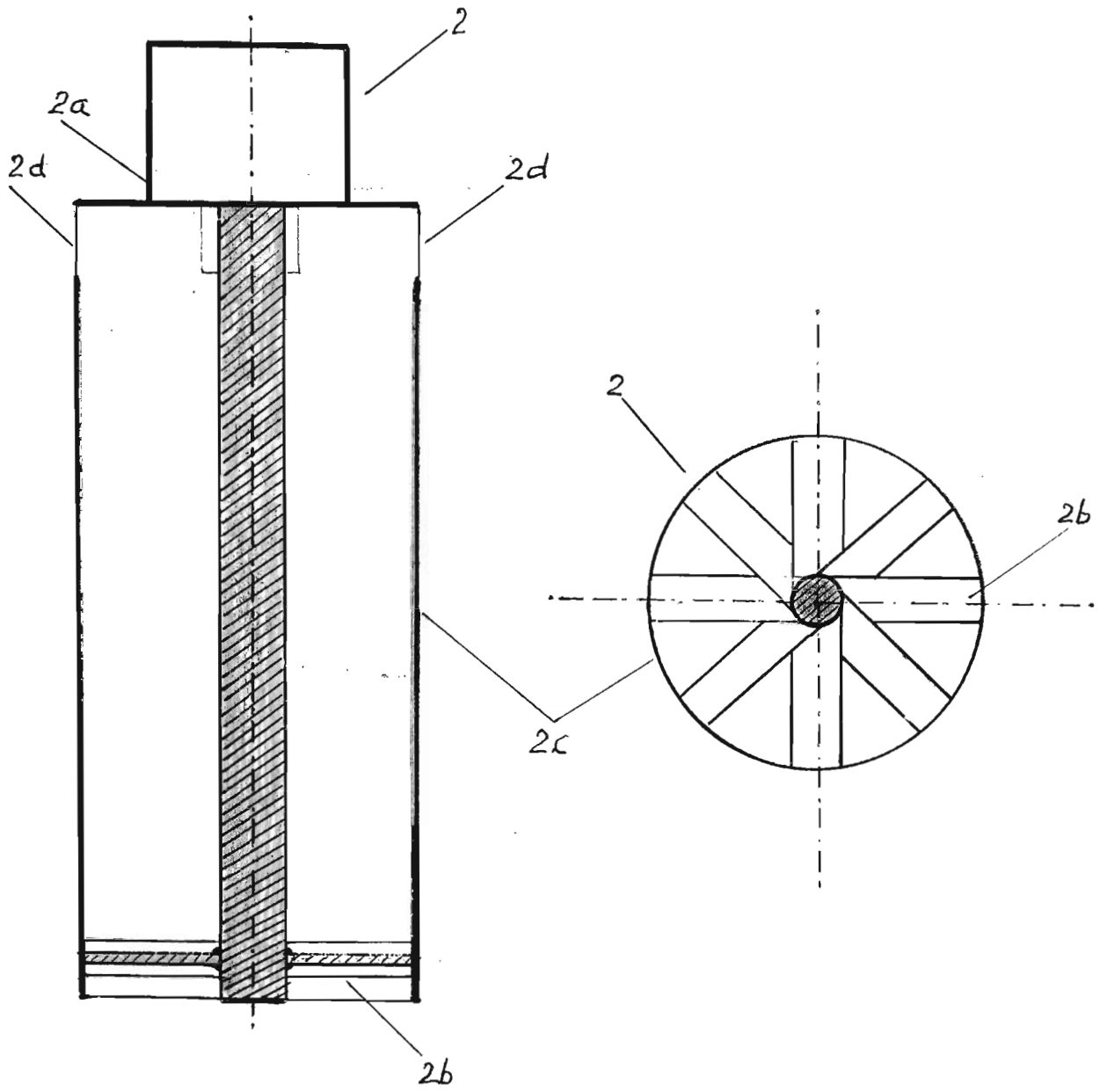


figura 3

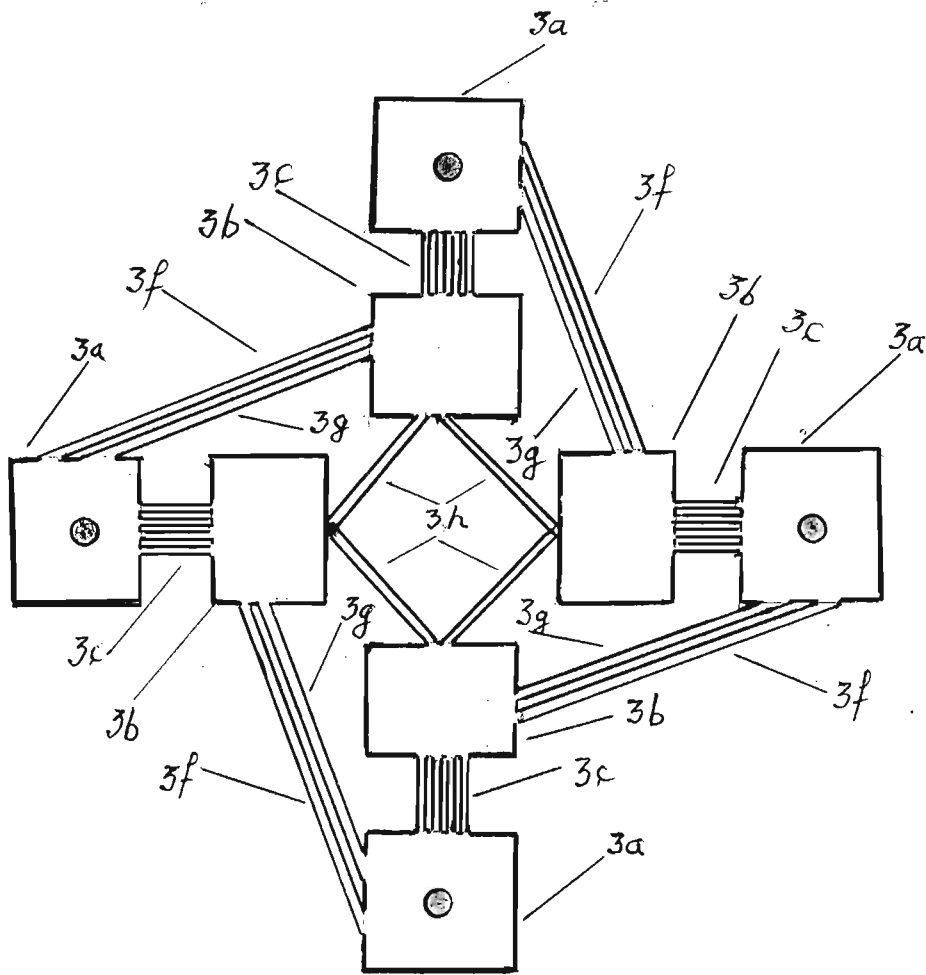


figura 4

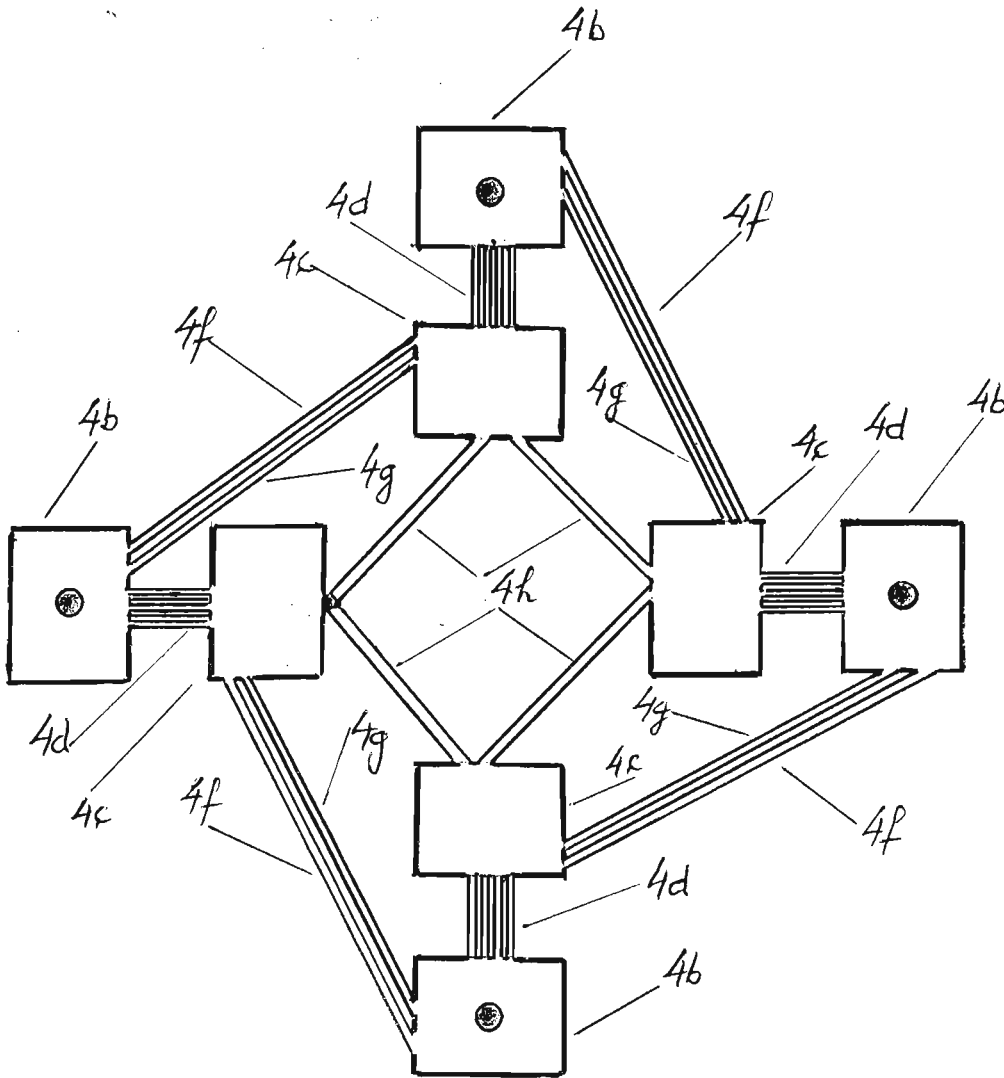


figura 5

85

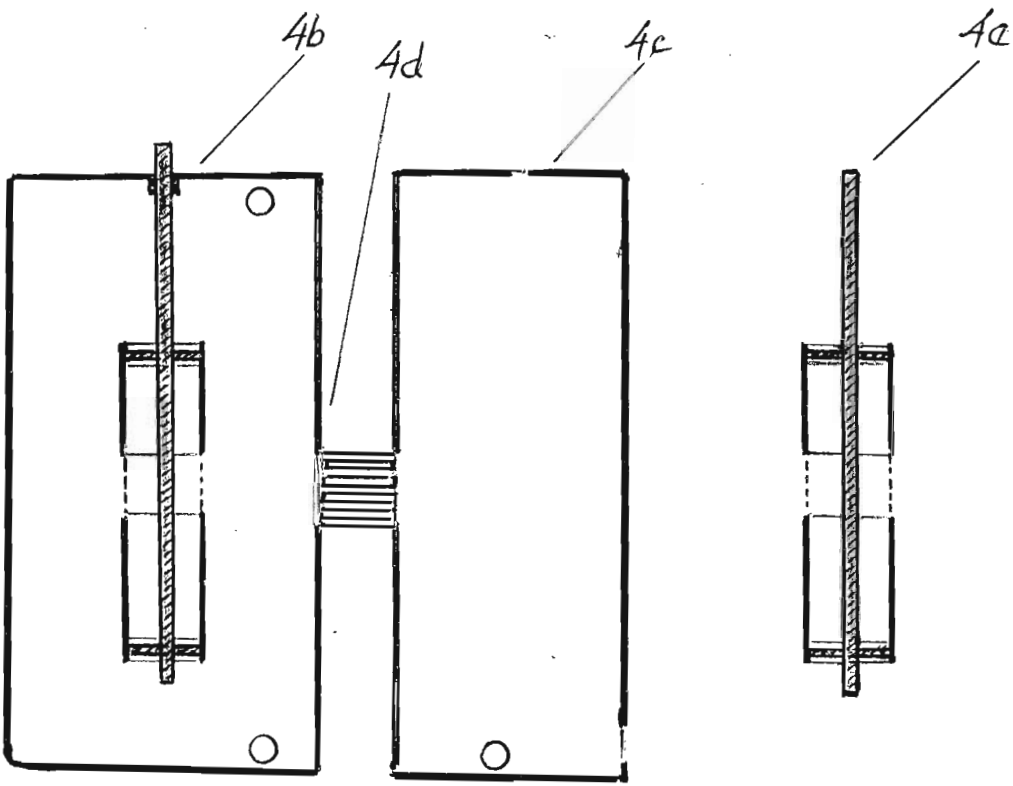
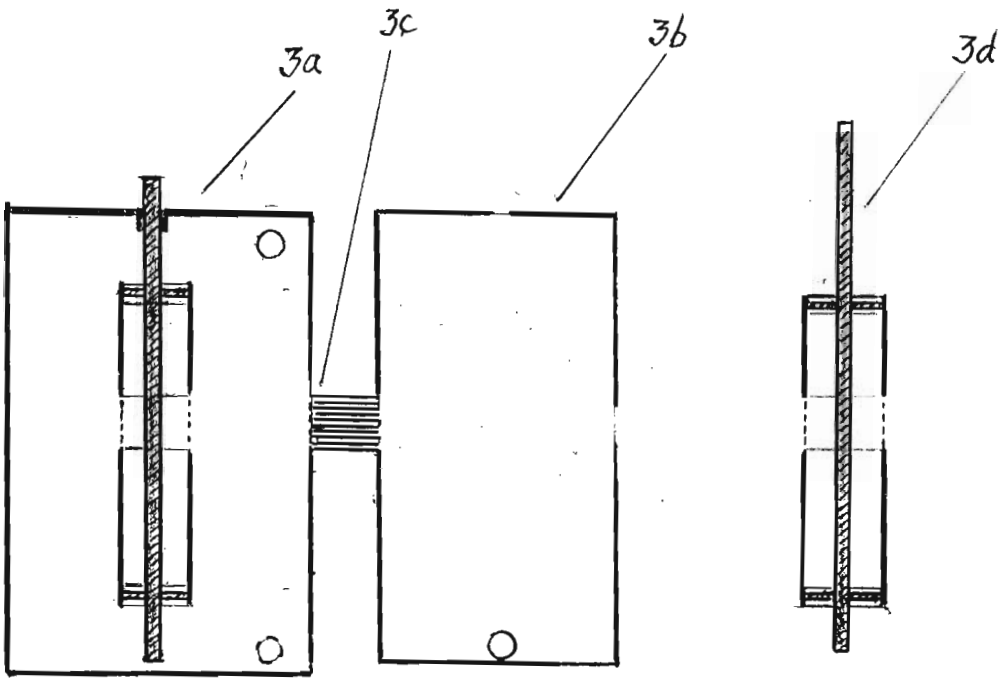


figura 6

84

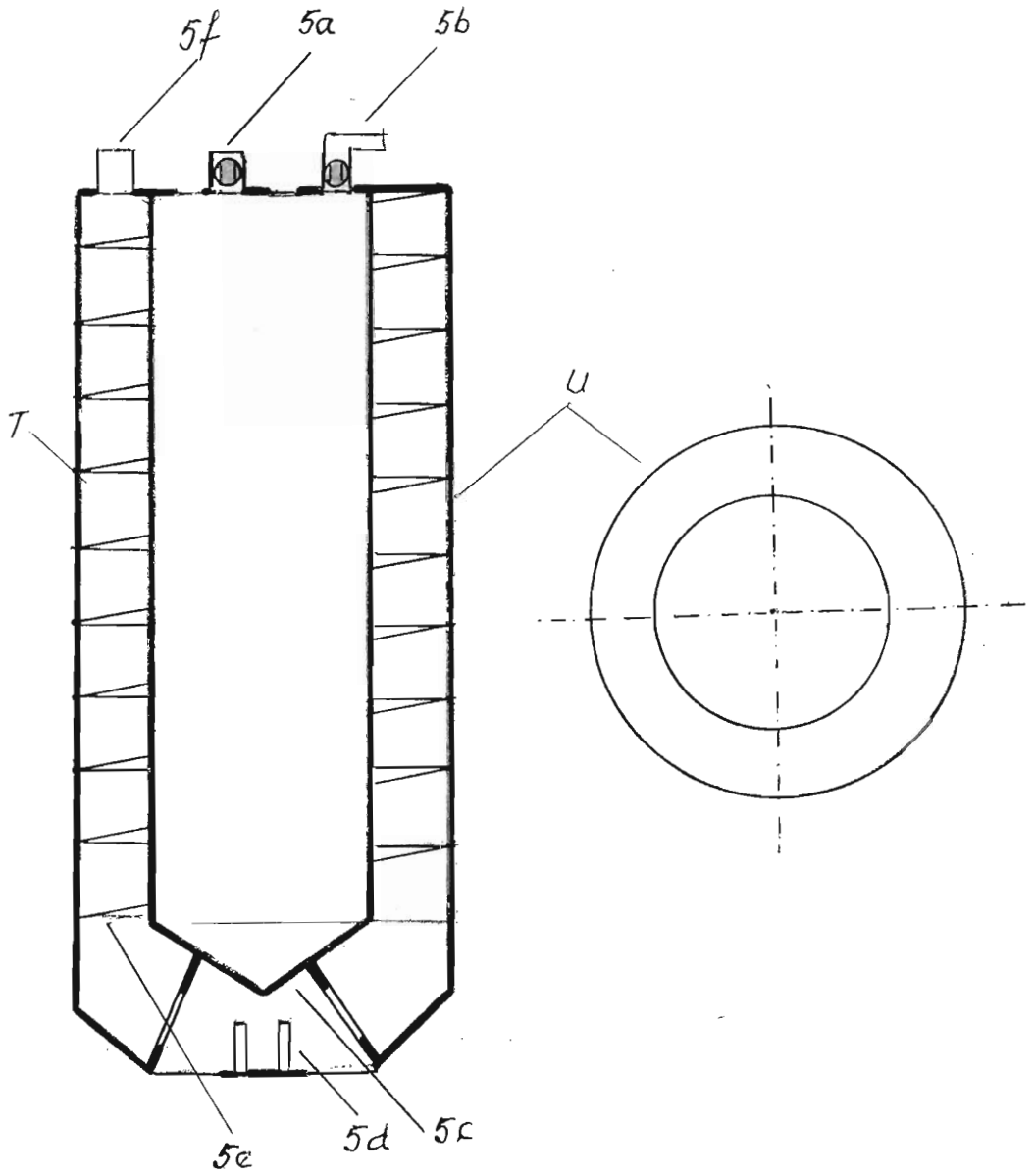


figura 7

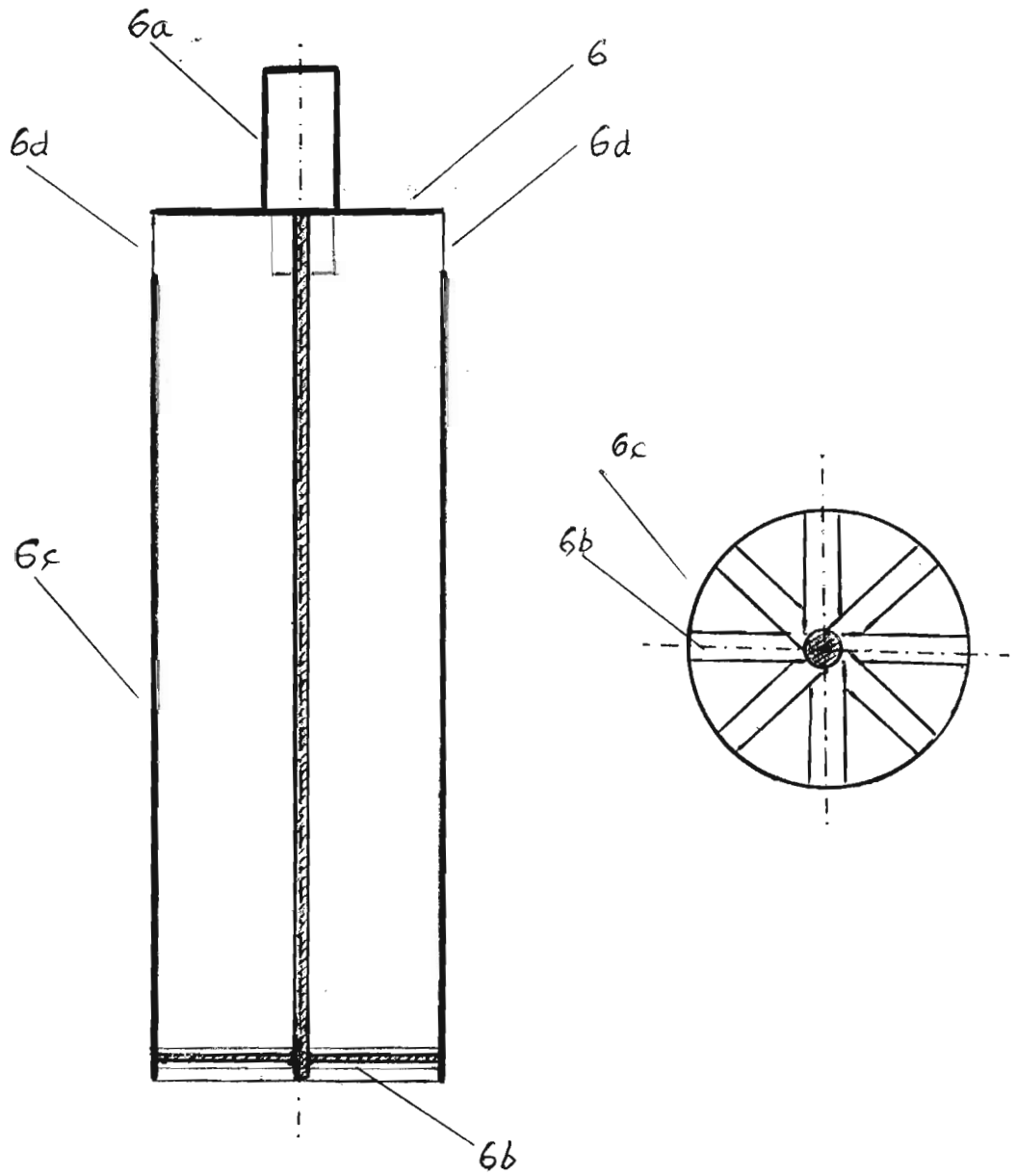


figura 8

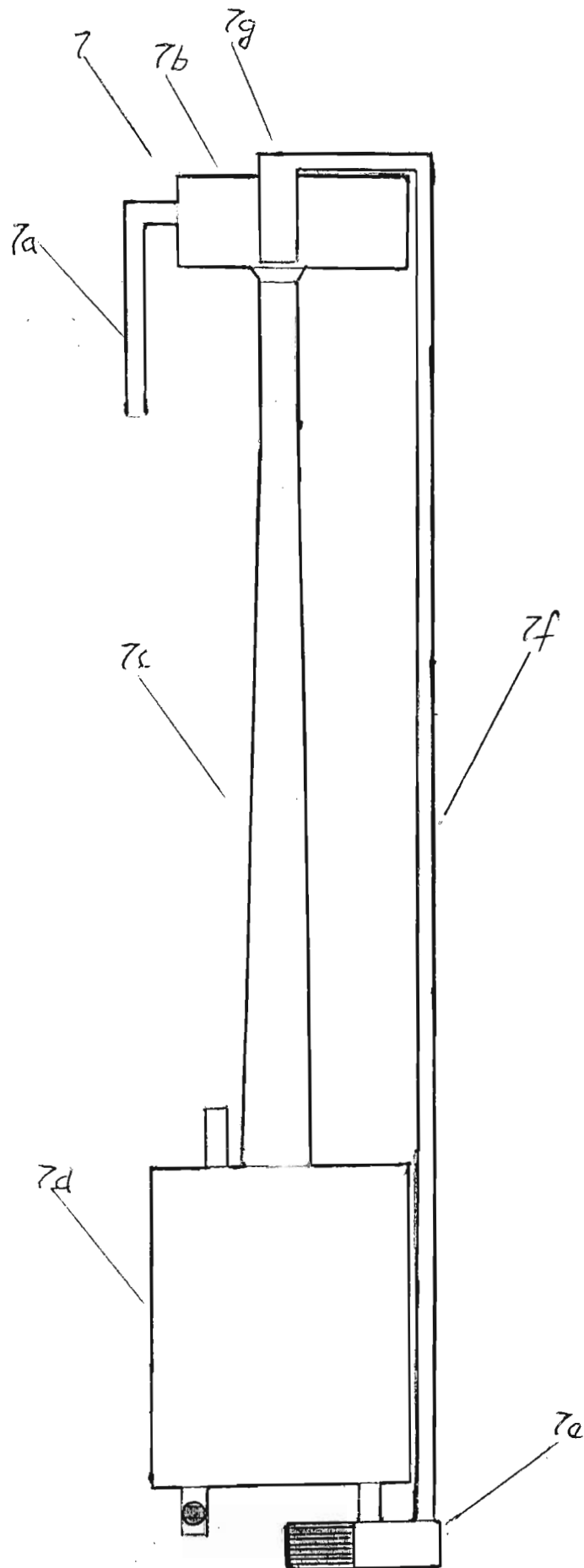


figura 9