



(12) **CERERE DE BREVET DE INVENȚIE**

(21) Nr. cerere: **a 2022 00217**

(22) Data de depozit: **28/04/2022**

(41) Data publicării cererii:  
**30/10/2023** BOPI nr. **10/2023**

(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) **INSTALAȚIE DE OBȚINERE ETANOL CARBURANT**

(57) Rezumat:

Invenția se referă la o instalație de obținere etanol carburant, care este un sistem chimic modular discontinuu - continuu omogen prin recircularea maselor de reacție. Instalația conform invenției este constituită dintr-un absorber (A) pentru absorbția soluției apoase de catalizator acid în masa de amidon, care comunică la presiune, printr-o conductă (1b) cilindrică verticală cu robinet/vană, cu un reactor (G) catalitic pentru hidroliză acidă a amidonului la glucoză, acesta comunicând la rândul lui, printr-o conductă (3e) cilindrică orizontală cu robinet/vană, cu un alt reactor (E) catalitic enzimatic pentru conversia glucozei la etanol și dioxid de carbon în prezența enzimelor zimaza, reactorul (E) catalitic enzimatic comunicând mai departe, printr-o conductă (5b), cu un distilator (C) pentru distilare și concentrare azeotrop etanol carburant de concentrație 95,5%.

Revendicări: 6  
Figuri: 10

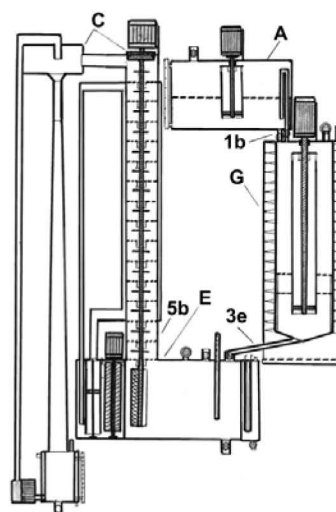


Fig. 1



OFICIUL DE STAT PENTRU INVENȚII ȘI MĂRCI	
Cerere de brevet de invenție	
Nr. ....	a 2022 0217
Data depozit .....	28-04-2022

## INSTALAȚIE DE OBTINERE ETANOL CARBURANT

Invenția se referă la o instalație de obținere etanol carburant, sistem chimic modular discontinuu-continuu omogen prin recircularea maselor de reacție. Este cunoscut un reactor catalitic (brevet **RO 116350 B1**) pentru obținerea glucozei format dintr-un bloc paralelipipedic ce conține un compartiment cilindric de hidroliză a amidonului și celulozei, consolidat cu un compartiment cilindric de vaporizare în vid a soluției de catalizator acid, despărțite printr-un perete comun. Blocul paralelipipedic are un bazin vidat de colectare a glucozei și comunică cu un compartiment de condensare a vaporilor azeotropici de catalizator acid și recirculare în hidroliză. Este cunoscută o instalație modulară (brevet **RO 123660 B1**) pentru conversia biomasei celulozice la carburanți C4...C10 ce conține un modul catalitic omogen enzimatic format dintr-un compartiment elipsoidal cu manta termică pentru conversia catalitică enzimatică a glucozei la etanol azeotrop 95,6% și dioxid de carbon cu ajutorul enzimelor zimaza, încălzirea și menținerea constantă a temperaturii de proces a masei de reacție enzimatică, efectuându-se cu ajutorul unei termorezistențe electrice prin intermediul apei agent caloportor recirculată de un rotor cu palete dreptunghiulare verticale. Acest compartiment elipsoidal de conversie catalitică comunică cu un compartiment de distilare fracționată în vid pentru obținere etanol azeotrop 95,6% care conține o zonă de concentrare azeotropică etanol ascendentă prin separarea descendentă a apei care se recirculă continuu în masa de reacție a compartimentului elipsoidal. Acest compartiment de distilare fracționată comunică cu un ejector de antrenare, condensare vapori etanol azeotrop prin amestecare cu etanol lichid recirculat continuu cu o pompă centrifugală dintr-un bazin de stocare, ejector care efectuează vid în compartimentele de conversie catalitică și distilare fracționată. Dezavantajele reactorului și instalației cunoscute sunt următoarele:

- consum mare de energie electrică și termică la hidroliza polizaharidelor (amidon, celuloză) în reactorul catalitic cu transfer de masa

/

interfazic;

- menținerea constantă a depresiunii(vid) reprezintă o problemă datorită dificultății de etanșare a compartimentelor de vaporizare și condensare;
- asamblarea compartimentelor modulare etajate necesită spații mari de amplasament și construcție necesitând investiții complementare;
- distilarea azeotropică are viteza de proces redusă datorită subdimensionării ejectorului condensator de vapori etanol.

Scopul prezentei invenții este producția cu randamente ridicate de etanol azeotrop carburant auto(cifra octanica 100) prin procesarea materiei prime naturale amidon din cereale măcinate.

Problema tehnică pe care o rezolvă invenția de față este dimensionarea, proiectarea și construcția instalației cu aparate componente de productivitate ridicată prin intensificarea proceselor de transfer masă ,transfer termic pentru creșterea vitezei proceselor chimice în conformitate cu scopul propus, instalație care sa proceseze continuu un polizaharid natural(amidon,celuloză) pentru obținerea de etanol azeotrop 95,6% carburant auto.

Instalație de obținere etanol carburant,inlătură dezavantajele menționate ale altor referințe și realizează scopul propus prin aceea că este formată dintr-un absorber **A** pentru absorbție a soluției apoase de catalizator acid în masa de amidon,ce comunică la presiune hidrodinamică printr-o conductă **1b** cilindrică verticală descendentă cu un reactor catalitic **G** pentru hidroliza acidă a amidonului la glucoză și comunică printr-o conductă **3e** cilindrică orizontală cu un reactor catalitic enzimatic **E** pentru conversia glucozei la etanol și dioxid de carbon în prezența enzimelor zimaza și acest reactor comunică printr-o conductă **5b** cu un distilator **C** pentru distilare și concentrare etanol la azeotrop 95,6% carburant. Se dă un exemplu de realizare a instalației de obținere etanol carburant în legătură și cu figurile,ce reprezintă:

- fig.1,vedere în secțiune longitudinală a instalației de obținere etanol carburant;
- fig.2,vederi în secțiune longitudinală și transversală ale absorberului **A** ;
- fig.3,vederi în secțiune longitudinală și transversală ale reactorului catalitic **G**;
- fig.4,vederi în secțiune longitudinală și transversală ale rotoarelor turbine de recirculație **2** și **4**;
- fig.5,vederi în secțiune longitudinală și transversală ale reactorului catalitic

enzimatic E;

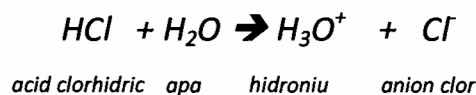
- fig.6,vederi în secțiune longitudinală și transversală ale rotorului 8 cu discuri și recirculare masa de reacție catalitică enzimatică ;
- fig.7,vederi in secțiune longitudinală și transversală ale rotorului 6 de recirculare agent caloportor apa în mantaua reactorului catalitic enzimatic E ;
- fig.8,vederi în secțiune longitudinală și transversală ale rotorului 7 de recircularea agent caloportor apa în mantaua compartimentului 9 de distilare fracționată în vid și concentrare azeotrop etanol 95,6% ;
- fig.9,vederi în secțiune longitudinală și transversală ale compartimentului 9 de distilare fracționată în vid și concentrare azeotrop etanol,distilator C ;
- fig.10,vedere în secțiune longitudinală a compartimentului 10 de vidare-condensare vapori etanol azeotrop,distilator C.

Instalație de obținere etanol carburant conform invenției este formată dintr-un absorber A cu compartiment 1 paralelipipedic din oțel inoxidabil cu indicator de nivel lichid, pentru absorbția soluției apoase de catalizator acid clorhidric(HCl) în masa de amidon/celuloză,are la partea superioară o conductă 1a cilindrică verticală cu vană pentru alimentarea cu materia primă(amidon granulat din cereale măcinate) și soluției de catalizator HCl,la partea inferioară o conductă 1b cilindrică verticală cu robinet/vană pentru evacuarea masei în reactor catalitic G la expirarea duratei de absorbție,o conductă 1c cilindrică verticală cu robinet/vană îndoită 180 grade în compartiment 1 pentru recircularea vaporilor de apă și catalizator HCl din reactor G în absorber A și condensarea vaporilor. În acest absorber A este asamblat demontabil un rotor turbină 2 pentru recircularea ascendentă-descendentă a masei solid-lichidă,mărirea vitezei de absorbție a fazei lichide(soluția apoasă de catalizator HCl) în faza solidă(amidon din cereale măcinate),rotor 2 format din ax 2a cilindric vertical pe care sunt asamblate nedemontabil opt palete 2b înclinate ascendent sub unghi 30 grade față de orizontală pentru pomparea ascendentă a masei solid -lichidă în interiorul unei tubulaturi 2c cilindrice verticale și ejectată prin patru orificii 2d dreptunghiulare sub unghiuri de 90 grade la partea superioară pe circumferința tubulaturii 2c și descendent prin lagăr 2e suport rotor perforat cu 10...20 orificii circulare la un diametru 20...30 mm orificiu și recirculație continuă a masei pe durata absorbției,acest rotor 2 este acționat în rotație la 1200....1250 rotații/minut de un electromotor 2f ca mijloc tehnic. Instalația posedă un reactor G pentru hidroliza

amidonului la glucoză format din compartiment **3** cilindric vertical construit din oțel inoxidabil înconjurat de un bloc termic **T** circumferential vopsit la exterior cu vopsea izolatoare termică și are la partea inferioară un arzător **3a** de combustibil solid (lemn cu putere calorică/biomasă uscată  $P_c = 3500 \text{ kcal/kg} \dots 4500 \text{ kcal/kg}$ ), gazele de combustie efectuează transferul termic de căldură la masa de reacție prin urcare ascendentă cu ajutorul unei plăci **3b** elicoidale a blocului **T** și evacuarea în atmosferă printr-o conductă **3c** circulară asamblată la partea superioară a blocului reactor precum și un manometru **3d** pentru măsurarea presiunii în reactor. Acest compartiment **3** are la partea inferioară o conductă **3e** cilindrică orizontală cu robinet/vană pentru evacuarea la diferența de presiune a masei de reacție în reactor catalitic enzimatic **E** la expirarea duratei procesului de hidroliză catalitică. În acest compartiment **3** este asamblat demontabil un rotor **4** turbină pentru recircularea ascendent-descendentă a masei de reacție pentru mărirea vitezei reacției de hidroliză catalitică a amidonului la glucoză la temperatura de proces  $120^\circ\text{C} \dots 150^\circ\text{C}$ , rotor **4** format din ax **4a** cilindric vertical pe care sunt asamblate nedemontabil opt palete **4b** înclinate ascendent sub unghi de  $30$  grade față de orizontală pentru pomparea ascendentă a masei de reacție în interiorul unei tubulaturi **4c** cilindrice verticale, masa ejectată prin patru orificii **4d** dreptunghiulare sub unghiuri de  $90$  grade la partea superioară pe circumferința tubulaturii **4c** și descendent prin lagăr **4e** suport rotor perforat biletajat cu  $10 \dots 20$  orificii circulare la un diametru  $30 \dots 40$  mm orificiu și recirculație continuă a masei pe durata reacției de hidroliză, acest rotor **4** este acționat în rotație la  $1200 \dots 1250$  rotații/minut de un electromotor **4f** ca mijloc tehnic. Instalația are un reactor catalitic **E** paralelipipedic din oțel inoxidabil cu manta termică de încălzire a masei de reacție cu agent caloportor apă în recirculare continuă, reactor **E** format dintr-un compartiment **5** cilindric în secțiune transversală, pentru conversia catalitică a glucozei la etanol și dioxid de carbon cu enzime zimaza, o termorezistență electrică **5a** fierbător pentru încălzirea agentului caloportor apă la temperatura de proces, o conductă **5b** cilindrică verticală la partea superioară pentru vapori ascendenți de apă și etanol din compartiment **5** în compartiment **9** și pentru lichid descendent apă, un termometru **5c** pentru măsurarea temperaturii de proces a masei de reacție enzimatică, un manometru **5d** pentru măsurarea depresiunii (vid) în compartiment, o conductă **5e** cilindrică verticală cu robinet/vană la partea inferioară pentru evacuarea excedentului de soluție apoasă enzime/drojdie. În acest reactor **E** este

asamblat demontabil pe rulmenți un rotor **6** pentru recircularea orizontală a apei agent caloportor prin manta și este format din ax **6a** cilindric vertical pe care sunt asamblate nedemontabil patru palete **6b** verticale dreptunghiulare sub unghi de 90 grade precum și o roată dințată **6c** pe ax **6a**, rotor **6** acționat în rotație la 1200...1250 rotații/minut de electromotor **6d** mijloc tehnic și transmite mișcarea de rotație la rotor **7** prin angrenaj cilindric pentru pomparea în circuit închis a apei agent caloportor în mantaua compartimentului **9** și recirculare, rotor **7** asamblat demontabil pe rulmenți și format din ax **7a** cilindric vertical pe care sunt asamblate nedemontabil 6...8 palete **7b** înclinate ascendent la 30 grade față de orizontală și în interiorul unei tubulaturi cilindrice **7c** pentru pomparea ascendentă a apei, tubulatură **7c** pe care este asamblată nedemontabil o roată dințată **7d** în angrenaj cilindric cu roata **6c** pentru transmiterea mișcării de rotație la 1200....1250 rotații/minut și pomparea ascendentă a apei. În compartimentele **5** și **9** este asamblat demontabil pe rulmenți axiali-radiali și pe suportul conductei **5b** un rotor **8** cilindric vertical din oțel inoxidabil format din ax **8a** pe care sunt asamblate nedemontabil la partea inferioară trei palete **8b** dreptunghiulare verticale din material dielectric (polietilena) sub unghi de 120 grade pe ax pentru recircularea continuă a masei de reacție enzimatică în compartiment **5** precum și 15 discuri **8c** circulare plane rotative din material dielectric (polietilena) pentru distribuirea lichidului descendent apa-etanol pe talerele **9a** perforate fixe pentru contactare vapori ascendenți apa-etanol, concentrarea azeotropică vapori etanol în compartimentul **9**. La partea superioară acest rotor **8** are asamblat demontabil un disc **8d** circular cu magnetizare permanentă (magneți neodim-fer-bor, magnetizare: N52, forță de aderență maximă pentru masa 8,1 kg rotor **8**) care determină rotația la 1200...1250 rotații/minut a rotorului **8** prin interacțiune magnetică cu un disc magnet permanent exterior. Acest distilator **C** are un compartiment **9** cilindric vertical din oțel cu manta termică circumferențială pentru distilare fracționată în vid și concentrare azeotropică izotermă etanol 95,6%, posedă în interior 15 talere **9a** perforate asamblate demontabil, fiecare taler **9a** de contactare lichid descendent-vapori ascendenți are 50....250 orificii circulare la un diametru 1...2 mm orificiu și un deversor central cilindric vertical pentru deversare de lichid de pe un taler pe altul inferior cu închidere hidraulică. Acest compartiment **9** posedă o manta cilindrică circumferențială de termostatare prin menținerea constantă a temperaturii în distilarea azeotropică izotermă cu ajutorul agentului termic apa recirculată continuu de rotor **7** din mantaua termică

a reactorului catalitic enzimatic E. Acest compartiment 9, este închis la partea superioară de un capac circular din material dielectric (polietilena) pe care se rotește la 1200...1250 rotații/minut un disc 9b circular cu magnetizare permanentă (neodim-fer-bor) și în interacțiune magnetică cu disc rotativ 8d, disc 9b acționat în rotație de un electromotor 9c și acest compartiment 9 comunică cu compartiment 10 de vidare -condensare vapori etanol azeotrop 95,6% prin conducta 9d cilindrică orizontală cu robinet/vană. Acest compartiment 10 din oțel al distilatorului C este format dintr-un bazin 10a paralelipipedic cu manta de răcire și indicator de nivel lichid etanol azeotrop 95,6%, are o electropompă 10b de pompare ascendentă etanol azeotrop rece prin conducta 10c cilindrică verticală în injector 10d cilindric vertical cu camera de amestec 10e lichid-vapori azeotrop pentru condensare și curgere descendentă etanol azeotrop lichid prin ejector 10f cilindro-conic în bazin 10a cu recirculare continuă pentru a forma depresiune (vid 0,1 atmosfere, 76 mm col. Hg, 10135 Pascali) în compartimentele 5 și 9. La deschiderea vanei conductei 1a a compartimentului 1 absorber A are loc alimentarea compartimentului cu soluție apoasă de acid clorhidric 3%...7% HCl, se pornește în rotație rotorul 2 la 1200...1250 rotații/minut pentru recircularea ascendentă și descendentă prin lagăr 2d suport perforat a soluției acide. Se introduce treptat masa de porumb măcinat (60%...70% amidon, 2%...3% celuloză) cu granulația 1..2 mm și are loc recircularea continuă și absorbția prin difuzie accelerată de temperatură a moleculelor de apă ionizată sub formă de hidroni în granulele solide. Formarea hidronilor corespunde ecuației:



Ecuația cinetică diferențială a difuziei hidronilor în granule aproximativ sferice de fază solidă:  $[d^2C_h/dr^2] + (2/r) \cdot [dC_h/dr] - (V_d/D) = 0$

$d^2/dr^2, d/dr$  – operatori derivate de ordinul 2 respectiv ordinul 1 ( $m^{-2}, m^{-1}$ );

$C_h$  – concentrația variabilă a hidronilor în granule ( $kg/m^3$ );  $r$  – raza variabilă a granulelor sferice (m);  $V_d$  – viteza procesului de difuzie a hidronilor ( $kg/m^3 \cdot s$ );

$D$  – coeficientul de difuzie al hidronilor în porii granulelor sferice ( $m^2/s$ ). Viteza procesului de difuzie, ecuație cinetică integrală:  $V_d = [6 \cdot D \cdot (C_s - C_o)] / R^2$

$C_s$  – concentrația hidronilor în masa bifazică solid-lichidă ( $kg/m^3$ );  $C_o$  – concentrația hidronilor în centrul granulelor ( $kg/m^3$ );  $R$  – raza maximă a granulelor sferice (m).

Timpul de contact sau durata de staționare medie  $[t(s)]$  a granulelor în

compartimentul 1 se determină conform ecuației dimensionale:

$t = [(C_s - C_o)/V_d] = [R^2/(6.D)]$ . Etapa determinantă a vitezei transferului de masa este difuzia ionică a hidronilor reactanți electrofili, prin porii granulelor de fază solidă. Coeficientul de difuzie variază direct proporțional cu rădăcina patrată a temperaturii absolute a masei bifazice determinând creșterea vitezei procesului de difuzie și micșorarea timpului de contact. La expirarea timpului de contact (durata de absorbție), se deschide robinetul conductei 1b și 50% din masa de absorbție este evacuată gravitațional în compartimentul 3 al reactorului G. Se închide robinetul conductei 1b și se alimentează compartimentul 1 cu materia primă conform bilantului material (62,5 kg porumb măcinat). Datele dimensionale, variabilele de proces ale compartimentului 1, sunt specificate conform tabel:

Volum compartiment 1 absorber A (L=l=1 m; h=0,6 m) $[V_{1A}(m^3)]$ :	0,6
Masa de absorbție în compartiment 1 absorber A $[m_A(kg)]$ :	500
Coeficient de umplere compartiment 1 $[C_u]$ :	0,83
Timpul de contact minim pentru absorbție $[t(s)]$ :	300
Temperatura procesului de absorbție $[T_p(^{\circ}C)]$ :	10...50
Masa soluției de catalizator acid 3%...7% HCl $[m_s(kg)]$ :	375
Masa de porumb granulat/măcinat în compartiment 1 $[m_p(kg)]$ :	125
Concentrația maximă de amidon/celuloză în porumb granulat $[C_a(\%)]$ :	73
Masa de amidon/celuloză în masa de absorbție $[m_a(kg)]$ :	91
Concentrația de porumb granulat în masa de absorbție $[C_p(\%)]$ :	25

Se pornește arzătorul 3a în generatorul termic T și generarea de căldură pentru masa de reacție prin transfer termic. Se pornește rotorul 4 pentru recircularea masei de reacție prin lagăr 4d suport perforat bietajat în recirculare continuă. Masa de reacție în reactorul G intră în reacție de hidroliză catalitică a amidonului/celulozei la glucoză la temperatura de proces 120°C....150°C. Reacția de hidroliză decurge în două etape: Etapa 1: hidroliza catalitică prin hidroni ca reactanți electrofili:  $(C_6H_{10}O_5)_n + nH_3O^+ \rightarrow n C_6H_{12}O_6 + nH^+$

*amidon/celuloză hidroni glucoză protoni*

$n$  – grad de polimerizare. Reacția de hidroliză catalitică este endotermă și spontană la 120°C cu o variație entalpie de reacție  $\Delta H = +371$  kcal/mol glucoză = +2061 kcal/kg glucoză.

Etapa 2: regenerarea rapidă a catalizatorului hidroniu:  $nH^+ + H_2O \rightarrow nH_3O^+$



Ecuția cinetică diferențială de hidroliză catalitică pentru conversia la glucoză reprezintă viteza reacției de hidroliză [ $V_{rh}(\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ] conform cineticii de ordinul 1:  $V_{rh} = -(dC/dt) = [K_h \cdot C] = [K_h \cdot C_i \cdot (1 - R)]$ .  $K_h$  – constanta macrocinetică de hidroliză a amidonului/celulozei ( $\text{s}^{-1}$ );  $C$  – concentrația variabilă de amidon/celuloză în masa de reacție ( $\text{kg}/\text{m}^3$ );  $C_i$  – concentrația inițială de amidon/celuloză în masa de reacție ( $\text{kg}/\text{m}^3$ );  $R$  – conversia amidonului/celulozei la glucoză – variabilă de proces adimensională;  $d/dt$  – operator derivata de ordinul 1 în raport cu timpul ( $\text{s}^{-1}$ ).

Ecuția cinetică integrală:  $C_f = C_i \cdot \exp(-K_h \cdot t)$ ;  $C_f$  – concentrația finală de amidon nereacționat în masa de reacție ( $\text{kg}/\text{m}^3$ );  $\exp$  – funcția exponentială;  $t$  – timpul de reacție (s). Timpul de reacție [ $t(\text{s})$ ] reprezintă durata de staționare a masei de reacție pentru hidoliza amidonului/celulozei în compartimentul 3 și se determină conform expresiei:  $t = (1/K_h) \cdot [\ln(C_i/C_f)]$ ;  $\ln$  – funcția logaritm natural. Conversia totală [ $R_a$ ] a amidonului/celulozei, se determină conform expresiei:  $R_a = [(C_i - C_f)/C_i] = 1 - \exp(-K_h \cdot t)$ . Reacția de hidroliză catalitică a amidonului și celulozei este endotermă și debitul caloric absorbit în proces [ $Q_h(\text{kcal}/\text{s})$ ] de la gazele de combustie, se determină conform ecuației dimensionale:  $Q_h = (\Delta H \cdot V_{rh} \cdot V_h)$ ;  $V_h$  – volumul compartimentului 3 de hidroliză corespunzător masei de reacție ( $\text{m}^3$ ).

Debitul caloric de vaporizare [ $Q_v(\text{kcal}/\text{s})$ ] a apei și catalizatorului acid clorhidric, se determină conform ecuației dimensionale:  $Q_v = [(D_a \cdot L_a) + (D_c \cdot L_c)]$ ;  $D_a$  – debit de masă vapori apă ( $\text{kg}/\text{s}$ );  $L_a$  – căldura latentă de vaporizare apă ( $\text{kcal}/\text{kg}$ );  $D_c$  – debit de masă vapori catalizator acid clorhidric ( $\text{kg}/\text{s}$ );  $L_c$  – căldura latentă de vaporizare acid clorhidric ( $\text{kcal}/\text{kg}$ ). Debitul caloric total [ $Q_t(\text{kcal}/\text{s})$ ], se determină conform ecuației dimensionale:  $Q_t = (Q_h + Q_v) = (K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_m)$ ;  $K_T$  – coeficientul total de transfer termic de la gazele de combustie ale generatorului termic T la masa de reacție din compartimentul 3 ( $\text{kcal}/\text{m} \cdot \text{s} \cdot ^\circ\text{C}$ );  $A_T$  – suprafața de transfer termic a compartimentului 3 ( $\text{m}^2$ );  $\Delta T_m$  – diferența medie logaritmică de temperatură între gazele de combustie și masa de reacție ( $^\circ\text{C}$ ). Viteza de vaporizare [ $V_v(\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ] a apei și catalizatorului acid clorhidric în condiția tehnică în care masa de reacție din compartimentul 3 este la o temperatură superioară temperaturii de vaporizare corespunzătoare presiunii din compartiment, se determină conform ecuației dimensionale:  $V_v = Q_v / [A_T \cdot (L_a + L_c)] = (K_T \cdot \Delta T_m) / (L_a + L_c)$ . Datele dimensionale ale compartimentului 3 ( $R=0,3 \text{ m}$ ;  $h=1,1 \text{ m}$ ) și variabilele de proces, sunt specificate conform tabel:

Masa de reacție în hidroliză [ $m_r(\text{kg})$ ]:	250
--	-----

S

Masa de amidon/celuloză în hidroliză [ $m_{a/c}$ (kg)]:	45,5
Masa de glucoză generată [ $m_g$ (kg)]:	50,5
Masa soluției catalizator HCl în masa de reacție [ $m_{sc}$ (kg)]:	199,5
Concentrația procentuală de glucoză în masa de reacție [ $C_g$ (%)]:	20,2
Temperatura de proces [ $T_p$ (°C)]:	120°C...150°C
Presiunea vaporilor de apă, acid clorhidric [ $P_v$ (atm.)]:	2,1....5,1
Coeficient de umplere al compartimentului 3 [ $C_u$ ]:	0,8
Suprafața de transfer termic [ $A_T$ (m <sup>2</sup> )]:	2,0724
Diferența medie logaritmică de temperatură [ $\Delta T_m$ (°C)]:	72
Coeficient total de transfer termic [ $K_T$ (kcal/m <sup>2</sup> .s.°C)]:	1
Debit caloric total transmis prin conducție-convecție [ $Q_t$ (kcal/s)]:	149,2

Parametrii cinetici, variabilele de proces la hidroliza amidonului, sunt specificate conform tabel:

Constanta macrocinetică de hidroliză [ $K_h$ (s <sup>-1</sup> )]:	$6 \cdot 10^{-4}$
Concentrația inițială de amidon [ $C_i$ (kg/m <sup>3</sup> )]:	200
Concentrația finală de amidon rezidual [ $C_f$ (kg/m <sup>3</sup> )]:	4....10
Viteza maximă a procesului de hidroliză [ $V_{rh}$ (kg/m <sup>3</sup> .oră)]:	21,6
Durata de staționare a masei de reacție în hidroliză [t(ore)]:	1,4....1,5
Conversia totală a amidonului/celulozei [ $R_a$ ]:	0,95...0,98

Se deschide robinetul/vana conductei 1c și vaporii de apă, acid clorhidric se evacuează la presiune din compartiment 3 în compartiment 1 unde condensează și încălzesc masa de absorbție în recirculare prin cedarea căldurii. Prin vaporizarea componentilor volatili (apa, HCl) se obține glucoza C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> (masa molară M=180 kg/kmol) lichidă, topită, anhidră (p.t. 146°C). Prin deschiderea robinetului/vanei conductei 3e, glucoza lichidă, topită (50,5 kg) este evacuată la diferența de presiune în compartimentul 5 al reactorului catalitic enzimatic E. Se închide robinetul/vana conductei 3e și se încarcă compartimentul 3 cu masa de reacție din compartimentul 1 conform bilanțului material, prin deschiderea robinetului/vanei conductei 1b. Se introduc 20 litri etanol comercial (95%) lichid motor în bazinul 10a, se porneste electropompa 10b pentru pompare etanol rece prin conducta 10c în injector 10d, camera de amestec 10e, ejector 10f, bazin 10a și recirculare efectuându-se vid 0,1 atm (76 mm col. Hg) în compartimentele 9 și 5. Este aspirată prin depresiune (vid) în compartimentul 5, soluția apoasă cu enzimele zimaza/drojdi și glucoza lichidă, topită din compartimentul 3. Masa soluției apoase de enzime/drojdi [ $m_{se}$ (kg)] în funcție de masa de glucoza lichidă [ $m_g$ (kg)], se

determină conform ecuației dimensionale:  $m_{se} = [m_g \cdot C_{pg} \cdot (T_{pG} - T_{pE})] / [(T_{pE} - T_{is}) \cdot C_{ps}]$ ;  $C_{pg}, C_{ps}$  - călduri specifice pentru glucoza ( $C_{pg} = 0,37 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$ ) și pentru soluția apoasă de enzime ( $C_{ps} = 1 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$ );  $T_{pG}$  - temperatura maximă de proces în compartimentul 3 al reactorului G ( $T_{pG} = 150^\circ\text{C}$ );  $T_{pE}$  - temperatura de proces în compartimentul 5 al reactorului E ( $T_{pE} = 40^\circ\text{C}$ );  $T_{is}$  - temperatura inițială a soluției apoase de enzime ( $T_{is} = 10 \dots 25^\circ\text{C}$ ). Procesul catalitic enzimatic este activat prin dizolvarea drojdiei la temperatura de proces  $40 \dots 50^\circ\text{C}$  măsurată cu termometru 5c fiind eliberate enzimele zimaza, catalizatori organici care vor ataca substratul glucoza pentru conversia catalitică la etanol ( $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ ) lichid și dioxid de carbon ( $\text{CO}_2$ ) gaz, conform ecuației chimice:  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + 2\text{CO}_2$ . Durata nominală de staționare [t(s)] a substratului reactant glucoza în modelul reactorului continuu cu amestecare perfectă, se determină conform ecuației dimensionale:  $t = [(C_{gi} - C_{gf}) / V_{pe}] = [(C_{gi} \cdot X_g) / V_{pe}]$ ;  $C_{gi}$  - concentrația inițială a substratului reactant glucoza în masa de reacție ( $\text{kg/m}^3$ );  $C_{gf}$  - concentrația finală de substrat reactant glucoza în masa de reacție ( $\text{kg/m}^3$ ) ce se determină conform ecuației dimensionale:  $C_{gf} = C_{gi} \cdot (1 - X_g)$ ;  $X_g$  - conversia totală a substratului reactant glucoza, variabila de proces adimensională;  $V_{pe}$  - viteza procesului catalitic enzimatic de conversie a glucozei ( $\text{kg/m}^3 \cdot \text{s}$ ). Concentrația de substrat reactant glucoza este mult mai mare față de concentrația de enzime în masa de reacție, viteza procesului catalitic enzimatic este cinetica de ordinul 1 în raport cu zimaza și se determină conform ecuației dimensionale:  $V_{pe} = (K \cdot C_z)$ ;  $C_z$  - concentrația de enzime zimaza în masa de reacție ( $\text{kg/m}^3$ ). Concentrația de substrat reactant glucoza este mai mică față de concentrația de enzime zimaza în masa de reacție și viteza procesului catalitic este cinetica de ordinul 1 în raport cu glucoza conform ecuației diferențiale:  $V_{pe} = -(dC_g/dt) = (K \cdot C_g) = [K \cdot C_{gi} \cdot (1 - X)]$ ;  $K$  - constanta cinetică elementară de reacție ( $\text{s}^{-1}$ );  $X$  - conversia momentană a substratului reactant glucoza, variabila de proces adimensională;  $C_g$  - concentrația momentană de glucoză în masa de reacție, variabila de proces ( $\text{kg/m}^3$ );  $d/dt$  - operator derivată de ordin 1 în raport cu timpul ( $\text{s}^{-1}$ ). Ecuația cinetică integrală:  $C_{gf} = C_{gi} \cdot \exp(-K \cdot t)$ . Conversia totală:  $X_g = [1 - \exp(-K \cdot t)]$ . Viteza procesului catalitic pentru generare etanol [ $V_e$  ( $\text{kg/m}^3 \cdot \text{s}$ )], se determină conform ecuației dimensionale:  $V_e = [2 \cdot V_{pe} \cdot (M_e/M_g)]$ ;  $M_e$  - masa molară etanol ( $M_e = 46 \text{ kg/kmol}$ );  $M_g$  - masa molară glucoza ( $M_g = 180 \text{ kg/kmol}$ ). Debit de masă etanol generat [ $D_e$  ( $\text{kg/s}$ )], se determină conform ecuației dimensionale:  $D_e = (V_e \cdot V_r)$ ;  $V_r$  - volumul compartimentului 5 corespunzător masei de reacție catalitică

enzimatică( $m^3$ ). Viteza procesului catalitic pentru generare dioxid de carbon [ $V_{dc}(kg/m^3.s)$ ], se determină conform ecuației dimensionale:  
 $V_{dc} = [2 \cdot V_{pe} \cdot (M_{dc}/M_g)]$ ;  $M_{dc}$  – masa molară dioxid de carbon ( $M_{dc} = 44 \text{ kg/kmol}$ ).  
 Debitul de masă dioxid de carbon generat [ $D_{dc}(kg/s)$ ], se determină conform ecuației dimensionale:  $D_{dc} = (V_{dc} \cdot V_r)$ . Intregul proces catalitic enzimatic are loc în vid de 0,1 atm sau 76 mm col.Hg măsurat cu manometru 5d și conversia glucozei la etanol și dioxid de carbon este o reacție exotermă și spontană la 40°C cu o variație entalpie de reacție  $[-\Delta H] = 144,22 \text{ kcal/kg glucoză}$ . Pentru a evita inactivarea termică a enzimelor zimaza, se scoate din circuitul electric termorezistența fierbător 5a, se menține constantă temperatura de proces prin oprirea încălzirii electrice a agentului caloportor apa prin recircularea orizontală a acesteia în mantaua compartimentului 5 cu rotorul 6 de recirculare sau diluarea cu apa rece de la rețea în cazul depășirii accidentale a temperaturii de proces respectiv peste 40°C. Datorită multiplicării bacteriilor drojdii la productivitate maximă [kg drojdii/kg glucoză consumată în proces], excedentul se evacuează periodic din compartimentul 5 prin deschiderea robinetului/vanei conductei 5e, excedent care se procesează conform procedurii și instalației cunoscute urmînd reintroducerea în proces. Datele dimensionale, variabilele de proces, parametri cinetici pentru compartimentul 5 cilindric ( $R = 0,4 \text{ m}$ ;  $h = 0,52 \text{ m}$ ) al reactorului E sunt specificate conform tabel:

Volum geometric al compartimentului [ $V_E(m^3)$ ]:	0,26
Masa de reacție în compartiment 5 [ $m_{rE}(kg)$ ]:	220,5
Masa de glucoză în compartiment 5 [ $m_g(kg)$ ]:	50,5
Concentrație de glucoză în compartiment 5 [ $C_{gE}(kg/m^3)$ ]:	229,5
Masa soluției apoase de enzime [ $m_{se}(kg)$ ]:	170
Concentrația procentuală de enzime în soluția apoasă [ $C_{pe}(\%)$ ]:	19,4
Concentrația de enzime în masa de reacție [ $C_e(kg/m^3)$ ]:	150
Masa de enzime în masa de reacție [ $m_e(kg)$ ]:	33
Temperatura inițială a soluției apoase de enzime [ $T_{is}(^{\circ}C)$ ]:	10...25
Temperatura de proces catalitic enzimatic [ $T_{pE}(^{\circ}C)$ ]:	40...50
Temperatura maximă de proces în reactor G [ $T_{pG}(^{\circ}C)$ ]:	150
Depresiunea (vid) în procesul catalitic enzimatic [ $P(atm.)$ ]:	0,1
Constanta cinetică elementară [ $K(s^{-1})$ ]:	$5,55 \cdot 10^{-5}$
Viteza procesului catalitic în raport cu zimaza [ $V_{pe}(kg/m^3.s)$ ]:	0,008325
Viteza procesului generare etanol în raport cu zimaza [ $V_e(kg/m^3.s)$ ]:	0,004255

//

Productivitatea medie de enzime zimaza [ $P_e$ (kg/kg glucoza)]:	0,01
Durata nominală de staționare a masei în raport cu zimaza [t(ore)]:	2,65
Viteza procesului catalitic în raport cu glucoza [ $V_{pe}$ (kg/m <sup>3</sup> .s)]:	0,0063
Viteza procesului generare etanol în raport cu glucoza [ $V_e$ (kg/m <sup>3</sup> .s)]:	0,00324
Durata nominală de staționare a masei în raport cu glucoza [t(ore)]:	1,2

Se pornește electromotor 9c intră în rotație la 1200....1250 rotații/minut discul 9b placă magnet permanent Fe-Nd-B și prin interacțiune magnetică prin intermediul capacului circular dielectric de închidere al compartimentului 9 ,intră în rotație discul 8d placă magnet permanent Fe-Nd-B și rotorul 8.Magnetizația permanentă patritică [ $M^2$ (Ampere<sup>2</sup>/m<sup>2</sup>)] a discurilor rotative 9b,8d se determină conform ecuației dimensionale:  $M^2=(16.\pi.m.n^2.d^2)/(\mu.R^3)$  ;  $m$  – masa unui disc(kg);  $n$  – turația discului(rotații/s);  $d$  – grosimea discului(m);  $\pi$  – constanta 3,14;  $\mu$  – permeabilitatea magnetică( $\mu=12,56.10^{-7}$  N/Ampere<sup>2</sup>(Henry/m);  $R$  – raza discului(m). Inducția magnetică[B(Tesla)] creată se determină conform ecuației dimensionale:  $B = (\mu.M)$ . Datele dimensionale pentru discurile 9b,8d sunt specificate conform tabel:

Masa unui disc cilindric/placa [m(kg)]:	2,5
Turația discului cilindric [n(rotații/s)]:	20
Grosimea discului cilindric [d(m)]:	0,01
Raza discului cilindric [R(m)]:	0,1
Magnetizația permanentă patritică a discului [ $M^2$ (Ampere <sup>2</sup> /m <sup>2</sup> )]:	$40.10^8$
Magnetizația permanentă a discului cilindric [M(Ampere/m)]:	63245,5
Inducția magnetică creată [B(Tesla)]:	0,079436

Se pornește recircularea ascendentă-descendentă a agentului caloportor apa prin mantaua compartimentului 9 cu rotorul 7 de pompare verticală acționat în rotație de rotor 6 pentru menținerea constantă a temperaturii 40°C în distilarea azeotropică izotermă. Etanolul format în masa de reacție se vaporizează spontan la depresiunea 0,1 atm,conform expresiei presiunii de vapori:

$Lg P=8,045-[1554,3/(T_v+222,65)]$ ;  $P$  – presiunea vaporilor de etanol pur la 0,1 atm,76 mm col.Hg;  $T_v$  – temperatura de vaporizare etanol la presiunea de vapori(°C);  $Lg$  – funcția logaritm zecimal. Volatilitatea relativă a etanolului pur față de apa pură se determină conform expresiei:  $a=(P_{eo}/P_{ao})$  ;  $a$  – coeficient de volatilitate etanol față de apă (adimensional);  $P_{eo}$  – presiune de vapori etanol pur(mm col.Hg);  $P_{ao}$  – presiune de vapori apa pură(mm col.Hg).Dependența presiunii de vapori etanol pur( $P_{eo}$ ),a presiunii de vapori apa pură( $P_{ao}$ ) și

coeficientul de volatilitate( $a$ ) în funcție de temperatura de vaporizare $[T_v(^{\circ}C)]$  este specificată conform tabel:

$T_v(^{\circ}C)$ :	$P_{eo}$ (mm col.Hg):	$P_{ao}$ (mm col.Hg):	$a$ :
40	135	55,3	2,4
50	222	92,5	2,4

La depresiunea creată produsul de reacție etanol se vaporizează spontan la o temperatură inferioară temperaturii de proces( $40^{\circ}C$ ) în comparație cu apa care se vaporizează la  $48^{\circ}C$  temperatură superioară celei de proces la care are o presiune de vapori 55,3 mm col.Hg. Vaporii de apă și etanol sunt aspirați împreună cu dioxidul de carbon gaz prin talerele 9a fixe perforate ale compartimentului 9 începînd cu talerul inferior cel mai apropiat de masa de reacție. Prin procese de vaporizări și condensări repetate datorită contactării vapori-lichid pe talerele perforate, faza lichidă descendentă fiind dispersată de talerele 8c circulare plane rotative, apa se separă treptat de etanol și dioxid de carbon și se recirculă în masa de reacție cu excepția a 4,4% din debitul ei ,apă ce formează azeotropul etanol distilat. Prin transfer termic de la manta, se menține constantă temperatura în acest compartiment 9 pentru distilarea azeotropică izotermă. Debitul minim de vapori $[V_{min}(kg/s)]$  ascendenți etanol, apă ce intră în talerul inferior al compartimentului 9 distilare fracționată în vid, se determină conform expresiei:  $V_{min} = (L_{min} + D)$ ;  $L_{min}$  – debit de masă minim faza lichidă descendentă etanol, apă la prima condensare(kg/s);  $D$  – debit azeotrop 95,6% etanol distilat(kg/s). Ecuțiile dimensionale de bilanț material pentru etanol, raportate la talerul inferior cel mai apropiat de masa de reacție, sunt următoarele:  $(Y_f \cdot V_{min}) = (L_{min} \cdot X_f) + (D \cdot X_d)$ ;  $[(L_{min} + D) \cdot Y_f] = (L_{min} \cdot X_f) + (D \cdot X_d)$ ;  $[L_{min} \cdot (Y_f - X_f)] = [D \cdot (X_d - Y_f)]$ ;  $R_{min} = (L_{min} / D) = [(X_d - Y_f) / (Y_f - X_f)]$ ;  $R = c \cdot R_{min} = [c \cdot (X_d - Y_f) / (Y_f - X_f)]$ ;  $Y_f$  – fracția de masă etanol în vapori pe talerul inferior de alimentare(kg etanol/kg vapori);  $X_f$  – fracția de masă etanol în faza lichidă pe talerul inferior de alimentare(kg etanol/kg lichid);  $X_d$  – fracția de masă etanol în distilatul azeotrop lichid(kg etanol/kg azeotrop);  $R_{min}$  – reflux minim(kg faza lichidă/kg distilat azeotrop);  $R$  – reflux real(kg faza lichidă/kg distilat azeotrop);  $c$  – coeficient de reflux(adimensional). Volatilitatea $[a]$ :  $a = [Y_f / (1 - Y_f)] / [X_f / (1 - X_f)] = [Y_f \cdot (1 - X_f)] / [X_f \cdot (1 - Y_f)] = 2,4$ . Ecuția de echilibru vapori-lichid pe talerul inferior de alimentare cel mai apropiat de masa de reacție:  $Y_f = (a \cdot X_f) / [1 + (a - 1) \cdot X_f]$ . Ecuțiile de bilanț material și de echilibru pentru etanol raportate la toate talerele, sunt următoarele:  $R = (L / D)$ ;  $L = (R \cdot D)$ ;

$V=(L+D)=[(R+1).D]$ ;  $(Y . V)=[(L . X)+(D . X_d)]$ ;  $[(L + D) . Y]=[ (R + 1) . D . Y] = (R . D . X) + (D . X_d)$ ;  $L$  – debit real de masă lichidă (apă, etanol) descendent pe talere (kg/s);  $V$  – debit real de masă faza vapori (etanol, apă) ascendenți pe talere (kg/s);  $Y$  – fracție de masă etanol în vapori pe talere (kg etanol/kg vapori);  $X$  – fracție de masă etanol în faza lichidă pe talere (kg etanol/kg lichid). Ecuația operației pe talere:

$Y = [(R . X)/(R + 1)] + [X_d/(R + 1)]$ ; Ecuația de echilibru lichid-vapori pe talere în baza volatilității:  $X = Y/[a . (1 - Y) + Y]$ . Dependența variabilelor de proces în compartimentul 9 de distilare fracționată în vid, este specificată conform tabelului:

$X_f = 0,1$ ; $Y_f = 0,21$ ; $X_d = 0,956$ ; $c = 1,5$ ; $a = 2,4$ ; $R = 10$
---

Ecuația operației pe talere: $Y = (0,91 . X) + 0,0869$		
Taler 1:	$Y_1 = X_d = 0,956$	$X_1 = 0,90$
Taler 2:	$Y_2 = 0,906$	$X_2 = 0,80$
Taler 3:	$Y_3 = 0,8149$	$X_3 = 0,6472$
Taler 4:	$Y_4 = 0,6758$	$X_4 = 0,4741$
Taler 5:	$Y_5 = 0,5183$	$X_5 = 0,3095$
Taler 6:	$Y_6 = 0,3685$	$X_6 = 0,1955$
Taler 7:	$Y_7 = 0,2648$	$X_7 = 0,1324$
Taler 8:	$Y_8 = 0,2074$	$X_8 = 0,0983$
Taler 9:	$Y_9 = 0,1763$	$X_9 = 0,082$
Taler 10:	$Y_{10} = 0,1615$	$X_{10} = 0,080$
Taler 11:	$Y_{11} = 0,1597$	$X_{11} = 0,0734$
Taler 12:	$Y_{12} = 0,1537$	$X_{12} = 0,070$
Taler 13:	$Y_{13} = 0,150$	$X_{13} = 0,068$
Taler 14:	$Y_{14} = 0,1488$	$X_{14} = 0,067$
Taler 15:	$Y_{15} = 0,1478$	$X_{15} = 0,067$
$X_f = 0,1$ ; $Y_f = 0,21$ ; $X_d = 0,956$ ; $c = 1$ ; $a = 2,4$ ; $R = 6,66$		
Ecuația operației pe talere: $Y = (0,87 . X) + 0,1248$		
Taler 1:	$Y_1 = X_d = 0,956$	$X_1 = 0,90$
Taler 2:	$Y_2 = 0,908$	$X_2 = 0,80$
Taler 3:	$Y_3 = 0,821$	$X_3 = 0,656$
Taler 4:	$Y_4 = 0,696$	$X_4 = 0,488$
Taler 5:	$Y_5 = 0,549$	$X_5 = 0,336$
Taler 6:	$Y_6 = 0,417$	$X_6 = 0,230$
Taler 7:	$Y_7 = 0,325$	$X_7 = 0,167$

Taler 8:	$Y_8 = 0,270$	$X_8 = 0,1335$
Taler 9:	$Y_9 = 0,241$	$X_9 = 0,1110$
Taler 10:	$Y_{10} = 0,221$	$X_{10} = 0,1060$
Taler 11:	$Y_{11} = 0,217$	$X_{11} = 0,1035$
Taler 12:	$Y_{12} = 0,215$	$X_{12} = 0,1024$
Taler 13:	$Y_{13} = 0,214$	$X_{13} = 0,1018$
Taler 14:	$Y_{14} = 0,213$	$X_{14} = 0,1013$
Taler 15:	$Y_{15} = 0,213$	$X_{15} = 0,1014$

Viteza de vaporizare în masă pentru etanol [ $V_{ve}(\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ], se determină conform expresiei:  $V_{ve} = [1 / (6,28 \cdot R_g)] \cdot (M_e / T) \cdot P_{eo} \cdot X_e$ ;  $M_e$  – masa molară etanol ( $M_e = 46 \text{ kg}/\text{kmol}$ );  $R_g$  – constanta universală a gazelor ( $R_g = 8,31 \text{ Joulle}/\text{mol} \cdot ^\circ\text{K}$ );  $X_e$  – fracție de masă etanol în masa de reacție (kg etanol/kg masa de reacție);  $T$  – temperatura absolută de vaporizare respectiv de proces ( $T = 313^\circ\text{K}$ );  $P_{eo}$  – presiunea de vapori etanol pur la temperatura de proces (Pascali). Debitul de masă etanol [ $D_e(\text{kg}/\text{s})$ ] produs și vaporizat:  $D_e = (0,785 \cdot D_c^2 \cdot V_{ve})$ ;  $D_c$  – diametrul compartimentului 5 de conversie catalitică enzimatică unde are loc vaporizarea etanolului (m). Viteza de vaporizare la suprafața de vaporizare pentru apă [ $V_{va}(\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ], se determină conform expresiei:

$V_{va} = [1 / (6,28 \cdot R_g)] \cdot (M_a / T) \cdot P_{ao} \cdot X_a$ ;  $M_a$  – masa molară a apei ( $M_a = 18 \text{ kg}/\text{kmol}$ );  $P_{ao}$  – presiunea de vapori apă pură la temperatura de proces (Pascali);  $X_a$  – fracția de masă apă în masa de reacție (kg apă/kg masa de reacție). Dependența presiunii de vapori [ $P_{ao}(\text{mm col.Hg})$ ] a apei în funcție de temperatura de vaporizare [ $T(^{\circ}\text{K})$ ] se determină conform expresiei logaritmice:

$Lg P_{ao} = 24,0683 - (5,138 \cdot Lg T) - (2975 / T)$ ;  $Lg$  – funcția logaritmică zecimală.

Debitul de masă apă vaporizată [ $D_a(\text{kg}/\text{s})$ ] se determină conform expresiei:

$D_a = (0,785 \cdot D_c^2 \cdot V_{va})$ . Vaporii de apă urcă ascendent talerele compartimentului 9 de distilare fracționată azeotropică izotermă în vid și prin condensare se recirculă în masa de reacție a compartimentului 5 sub formă de reflux descendent. Datele dimensionale sunt specificate conform tabel:

Rotor 6:	
Raza de rotație a paletelor rotorului [ $r_i(\text{m})$ ]:	0,1
Număr palete rotor [ $n_p$ ]:	4
Lungimea paletelor rotorului [ $L(\text{m})$ ]:	0,3
Grosimea paletelor rotorului [ $g(\text{m})$ ]:	0,01



Turația rotorului[n(rotații/s)]:	20
Viteza periferică de recirculare agent caloportor apa[v <sub>r</sub> (m/s)]:	12,56
Număr de dinți roata dințată de acționat în rotație rotor[z]:	30
<b>Rotor 7:</b>	
Număr palete rotor[n <sub>p</sub> ]:	6
Grosimea paletelor[g(m)]:	0,01
Diametru interior rotor[d <sub>i</sub> (m)]:	0,10
Lungime tubulatură rotor[L(m)]:	0,2
Turație rotor[n(rotații/s)]:	20
Număr dinți roata de angrenare cu rotor 6[z]:	30
<b>Rotor 8:</b>	
Lungimea rotorului[L(m)]:	1,6
Număr talere rotative[n <sub>tr</sub> ]:	15
Distanța între talere rotative[d(m)]:	0,08
Număr palete rotative de recirculare masa de reacție[n <sub>pr</sub> ]:	3
Raza de rotație a paletelor de recirculare masa de reacție[r <sub>i</sub> (m)]:	0,01
Lungimea paletelor rotative de recirculare masa de reacție[L <sub>p</sub> (m)]:	0,3
Turația paletelor rotative de recirculare masa de reacție[n(rot./s)]:	20
Diametru discului circular magnet permanent rotativ[d <sub>m</sub> (m)]:	0,2
<b>Compartiment 9:</b>	
Număr talere perforate fixe[n <sub>tp</sub> ]:	15
Distanța între talere perforate fixe[d(m)]:	0,08
Lungimea coloanei de distilare azeotropică izotermă[L <sub>c</sub> (m)]:	1,2
Diametru interior al coloanei de distilare azeotropica[d <sub>i</sub> (m)]:	0,25
Diametru exterior al coloanei cu manta izotermă[d <sub>e</sub> (m)]:	0,35
Diametru discului circular magnet permanent rotative[d <sub>m</sub> (m)]:	0,2
<b>Bazin reactor catalitic E:</b>	
Lungime bazin paralelipipedic reactor E [L(m)]:	1,6
Lățime bazin reactor E[l(m)]:	1
Înălțime reactor E[H(m)]:	0,52

Dispozitivul injector – ejector este asamblat vertical în compartimentul 10 vidare-condensare și procesul dinamic de curgere are loc conform ecuației conservării energiei:  $(H_1 - H_2) + [(P_1 - P_2) / (\rho \cdot g)] + [(w_1^2 - w_2^2) / (2 \cdot g)] = 0$ ;  $H_1$  - înălțimea cea mare măsurată de la injector 10d la sol(m);  $H_2$  - înălțimea cea mică măsurată de la ieșirea din ejector 10f la sol(m);  $(H_1 - H_2) = L$ ;  $L$  - lungimea ejectorului 10f (m);  $P_1$  - presiunea dinamică creată în corpul injectorului 10d și camera de amestec 10e

egală cu presiunea de vaporizare( $P_1$ )(Pascali) ;  $P_2$  – presiunea dinamică la ieșirea din ejectorul **10f** egală cu presiunea atmosferică(Pascali);  $\rho$  – densitatea azeotropului etanol lichid( $\text{kg/m}^3$ ) ;  $g$  – accelerația gravitațională ( $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ );  $w_1$  – viteza de curgere a azeotropului lichid în injector **10d**( $\text{m/s}$ ), ce se determină conform ecuației debitului:  $w_1 = [D_{vp} / (0,785 \cdot d_i^2)]$ ;  $D_{vp}$  – debitul volumetric de azeotrp lichid pompat de electropompa **10b** prin conducta **10c** în injector **10d**( $\text{m}^3/\text{s}$ );  $d_i$  – diametrul injectorului cilindric **10d**( $\text{m}$ );  $w_2$  – viteza de curgere a azeotropului lichid etanol la ieșirea din ejectorul **10f** cilindro-conic( $\text{m/s}$ ) care se determină conform ecuației debitului:  $w_2 = [(D_{vp} + D_{va}) / (0,785 \cdot d_e^2)]$ ;  $D_{va}$  – debitul volumetric de etanol aspirat din talerul 1 al zonei de concentrare azeotropica izotermă respectiv compartiment **9**( $\text{m}^3/\text{s}$ );  $d_e$  – diametrul cel mai mare al ejectorului **10f** cilindro-conic respectiv la ieșire( $\text{m}$ ). Depresiunea  $\Delta P = (P_2 - P_1)$  creată de compartimentul **10** de vidare-condensare în compartimentele **5** și **9** pentru realizarea presiunii de vapori, se determină conform ecuației dimensionale:  $\Delta P = [(w_1^2 - w_2^2) \cdot (\rho/2)] + (\rho \cdot g \cdot L)$ ; Patratele vitezelor  $w_1$  și  $w_2$  variază invers proporțional cu puterea a patra a diametrelor  $d_i$  și  $d_e$  și în condiția tehnică în care  $d_e > (5 \cdot d_i) \rightarrow w_2^2 \ll w_1^2 \rightarrow (w_1^2 - w_2^2)$  aproximativ egală cu  $w_1^2$  și variația de presiune dinamică [ $\Delta P$ (Pascali)] se determină conform ecuației dimensionale:  $\Delta P = [(\rho \cdot w_1^2) / 2 + (\rho \cdot g \cdot \Delta H)]$ . Lungimea tubulaturii conice [ $L_c$ ( $\text{m}$ )] a ejectorului **10f** se determină conform ecuației dimensionale:  $L_c = (d_e - d_i) / (2 \cdot \text{tg } \alpha)$ ;  $\alpha$  – unghi de evazare al tubulaturii conice;  $\text{tg}$  – funcția tangenta. Pentru temperatura de proces variabilă [ $T_p$ ( $^{\circ}\text{C}$ )], datele dimensionale sunt specificate conform tabel:

$w_1$ ( $\text{m/s}$ ):	$T_p$ ( $^{\circ}\text{C}$ ):	$\rho$ ( $\text{kg/m}^3$ ):	$[\Delta P / (\rho \cdot g)]$ ( $\text{m}$ ):	$\Delta H$ ( $\text{m}$ ):	$\Delta H_{\text{mediu}}$ ( $\text{m}$ ):
1...6	20...40	772...789	10,789...11,027	8,83...11,0	10

Prin condensarea vaporilor crește masa de etanol azeotrop în bazinul paralelipipedic **10a**(volum maxim:  $0,30 \text{ m}^3$ ) fiind recirculat și răcit permanent sub temperatura de  $16^{\circ}\text{C}$  prin transfer termic ca urmare a circulației continue a apei de răcire prin mantaua bazinului, excedentul de azeotrop 95%...95,6% etanol acumulat prin condensare este evacuat prin sifonare și imbuteliat. Dioxidul de carbon este desorbit la  $16^{\circ}\text{C}$  și se elimină continuu prin conducta de la partea superioară a bazinului **10a** pentru a fi stocat prin lichefiere. Prin aplicarea invenției se obțin următoarele avantaje:

- simplificarea instalației modulare cunoscute în stadiul tehnicii;
- reducerea consumului de manoperă în operare/procesare cu cel puțin 30%;

- instalația procesează amidon un polizaharid natural abundent cu randament 95%...98%, nefiind amenințată de lipsa materiei prime respectiv cereale măcinate cu o concentrație variabilă de amidon;
- instalația procesează și celuloză chimică papetară reziduală și granulată la temperatura de proces 180°C pentru obținere etanol celulozic carburant cu randament de 90% ;
- instalația realizează un consum specific material 2 kg amidon/kg azeotrop etanol 95,6 % și o productivitate 6,10...9,35 kg azeotrop etanol/oră;
- instalația realizează un consum specific de energie electrică 1,10...1,64 kWh/kg azeotrop etanol 95,6% la o putere electrică instalată de curent alternativ monofazat de 10 kW;
- instalația are stabilitate funcțională și poate fi complet automatizată;
- economie de amplasament în investiții concurențiale și poate fi folosită orice clădire aflată în conservare.

18



**REVENDICĂRI:**

1. Instalație de obținere etanol carburant, **caracterizată prin aceea că**, este formată dintr-un absorber **(A)** pentru absorbția soluției apoase de catalizator acid în masa de amidon, comunică la presiune printr-o conductă **(1b)** cilindrică verticală cu robinet/vană, cu un reactor catalitic **(G)** pentru hidroliza acidă a amidonului la glucoză și comunică printr-o conductă **(3e)** cilindrică orizontală cu robinet/vană, cu un reactor catalitic enzimatic **(E)** pentru conversia glucozei la etanol și dioxid de carbon în prezența enzimelor zimaza și acest reactor comunică printr-o conductă **(5b)** cu un distilator **(C)** pentru distilare și concentrare azeotrop etanol 95,5% carburant.

2. Instalație de obținere etanol carburant, conform revendicării

1, **caracterizată prin aceea că**, acest absorber **(A)** cu compartiment **(1)** paralelipipedic pentru absorbția soluției apoase de catalizator acid clorhidric în masa de amidon/celuloză, are la partea superioară o conductă **(1a)** cilindrică verticală cu vană pentru alimentarea cu materie primă amidon granulat din cereale măcinate și soluție de catalizator HCl, la partea inferioară o conductă **(1b)** cilindrică verticală cu robinet/vană pentru evacuarea masei în reactor catalitic **(G)** la expirarea duratei de absorbție, o conductă **(1c)** cilindrică verticală cu robinet/vană îndoită la 180 grade în compartiment **(1)** pentru recircularea vaporilor de apă și catalizator HCl din reactor **(G)** în absorber **(A)** și condensarea vaporilor, în acest absorber **(A)** este asamblat demontabil un rotor turbină **(2)** pentru recircularea ascendentă-descendentă a masei solid-lichidă pentru mărirea vitezei de absorbție, rotor **(2)** format din ax **(2a)** cilindric vertical pe care sunt asamblate nedemontabil opt palete **(2b)** înclinate ascendent sub unghi 30 grade față de orizontală pentru pomparea ascendentă a masei solid-lichidă în interiorul unei tubulaturi **(2c)** cilindrice verticale și ejectată prin patru orificii **(2d)** dreptunghiulare sub unghiuri de 90 grade la partea superioară pe circumferința tubulaturii **(2c)** și descendent prin lagăr **(2e)** suport rotor perforat cu 10.....20 orificii circulare la un diametru 20...30 mm orificiu și

recirculație continuă a masei pe durata absorbției, acest rotor (2) este acționat în rotație la 1200....1250 rotații/minut de un electromotor (2f) ca mijloc tehnic.

**3.** Instalație de obținere etanol carburant, conform revendicării

**1, caracterizată prin aceea că,** acest reactor catalitic (G) este format din compartiment (1) cilindric vertical înconjurat de un bloc termic (T) circumferențial și are la partea inferioară un arzător (3a) de combustibil solid lemn/biomasă uscată, gazele de combustie efectuează transferul termic de căldură la masa de reacție prin urcare ascendentă cu ajutorul unei plăci (3b) elicoidale a blocului (T) și evacuarea în atmosferă printr-o conductă (3c) circulară asamblată la partea superioară a reactorului precum și un manometru (3d) pentru măsurarea presiunii, acest compartiment (3) are la partea inferioară o conductă (3e) cilindrică orizontală cu robinet/vană pentru evacuarea la presiune a masei de reacție în reactor catalitic enzimatic (E) la expirarea duratei procesului de hidroliză și în acest compartiment (3) este asamblat demontabil un rotor turbină (4) pentru recircularea ascendent-descendentă a masei de reacție, mărirea vitezei reacției de hidroliză catalitică a amidonului la temperatura de proces 120°C...150°C, rotor (4) format din ax (4a) cilindric vertical pe care sunt asamblate nedemontabil opt palete (4b) înclinate ascendent sub unghi de 90 grade față de orizontală pentru pomparea ascendentă a masei de reacție în interiorul unei tubulaturi (4c) cilindrice verticale, masa fiind ejectată prin patru orificii (4d) dreptunghiulare sub unghiuri de 90 grade la partea superioară pe circumferința tubulaturii (4c) și descendent prin lagăr (4e) suport rotor perforat bietajat cu 10...20 orificii circulare la un diametru 30....40 mm orificiu și recirculație continuă a masei pe durata reacției de hidroliză și acest rotor (4) este acționat în rotație la 1200....1250 rotații/minut de un electromotor (4f) ca mijloc tehnic.

**4.** Instalație de obținere etanol carburant, conform revendicării

**1, caracterizată prin aceea că,** acest reactor catalitic enzimatic (E) paralelipedic cu manta termică de încălzire a masei de reacție cu agent caloportor apa în recirculație continuă, este format dintr-un compartiment (5) cilindric pentru conversia glucozei la etanol și dioxid de carbon cu enzime zimaza, o termorezistență electrică (5a) fierbător pentru încălzirea agentului caloportor apa și masei de reacție la temperatura de proces 40°C,

o conductă (5b) cilindrică verticală la partea superioară pentru vapori ascendenți apă, etanol, dioxid de carbon din compartiment (5) în compartiment (9) și pentru lichid descendent apă, un termometru (5c) pentru măsurarea temperaturii de proces a masei de reacție enzimatică, un manometru (5d) pentru măsurarea presiunii respectiv vid în compartiment (5), o conductă (5e) cilindrică verticală cu robinet/vană la partea inferioară pentru evacuarea excedentului de soluție apoasă enzime/drojdie și în acest reactor (E) este asamblat demontabil un rotor (6) pentru recircularea orizontală a apei agent cald prin manta și este format din ax (6a) cilindric vertical pe care sunt asamblate nedemontabil patru palete (6b) verticale dreptunghiulare sub unghi de 90 grade precum și o roată dințată (6c) pe ax (6a), rotor (6) acționat în rotație la 1200...1250 rotații/minut de electromotor (6d) mijloc tehnic și transmite mișcarea de rotație la rotor (7) prin angrenaj cilindric pentru pomparea în circuit închis a apei agent cald în mantaua compartimentului (9) și recirculare, rotor (7) asamblat demontabil și format din ax (7a) cilindric vertical pe care sunt asamblate nedemontabil 6...8 palete (7b) înclinate ascendent la 30 grade față de orizontală și în interiorul unei tubulaturi cilindrice (7c) pentru pomparea ascendentă a apei, tubulatură (7c) pe care este asamblată nedemontabil o roată dințată (7d) în angrenaj cilindric cu roata (6c) pentru transmiterea mișcării de rotație la 1200...1250 rotații/minut și pomparea ascendentă a apei agent cald în mantaua compartimentului (9).

5. Instalație pentru obținere etanol carburant, conform revendicărilor 1 și 4, caracterizată prin aceea că, în aceste compartimente (5) și (9) este asamblat demontabil pe suportul conductei (5b) un rotor (8) cilindric format din ax (8a) vertical pe care sunt asamblate nedemontabil la partea inferioară trei palete (8b) din material dielectric sub unghi 120 grade pe ax (8a) pentru recircularea continuă a masei de reacție enzimatică în compartiment (5) precum și 15 discuri (8c) circulare plane rotative din material dielectric pentru distribuirea lichidului descendent apă-etanol pe talerele (9a) în compartimentul (9), la partea superioară acest rotor (8) are asamblat demontabil un disc (8d) circular cu magnetizare permanentă neodim-fer-bor care determină rotația la 1200...1250 rotații/minut a rotorului (8) prin interacțiune magnetică cu un disc magnet permanent exterior.

6. Instalație de obținere etanol carburant, conform revendicărilor 1 și 5, caracterizată prin aceea că, acest distilator (C) are un compartiment (9) cilindric vertical cu manta termică circumferențială pentru disilare fracționată în vid și concentrare azeotropică în vid etanol 95,6%, posedă în interior 15 talere (9a) perforate fixe asamblate demontabil, fiecare taler (9a) de contactare lichid descendent-vapori ascendenți are 50...250 orificii circulare la un diametru 1...2 mm orificiu și un deversor central cilindric vertical pentru deversare de lichid de pe un taler pe altul inferior, acest compartiment (9) este închis la partea superioară de un capac circular din material dielectric pe care se rotește la 1200...1250 rotații/minut un disc (9b) circular cu magnetizare permanentă și în interacțiune magnetică cu un disc rotativ (8d) disc (9b) acționat în rotație de un electromotor (9c) și acest compartiment (9) comunică cu compartiment (10) prin conducta (9d) cilindrică orizontală cu robinet/vană, acest compartiment (10) de vidare-condensare vapori azeotrop etanol 95,6% cu bazin (10a) paralelipipedic cu manta de răcire și indicator de nivel lichid are o electropompă (10b) de pompare ascendentă azeotrop etanol rece prin conductă (10c) cilindrică verticală în injector (10d) cilindric vertical cu camera de amestec (10e) lichid – vapori azeotrop pentru condensare și curgere descendentă azeotrop etanol lichid prin ejector (10f) cilindro-conic în bazin (10a) cu recirculare continuă pentru a forma depresiune 0,1 atmosfere în compartimentele (5) și (9).

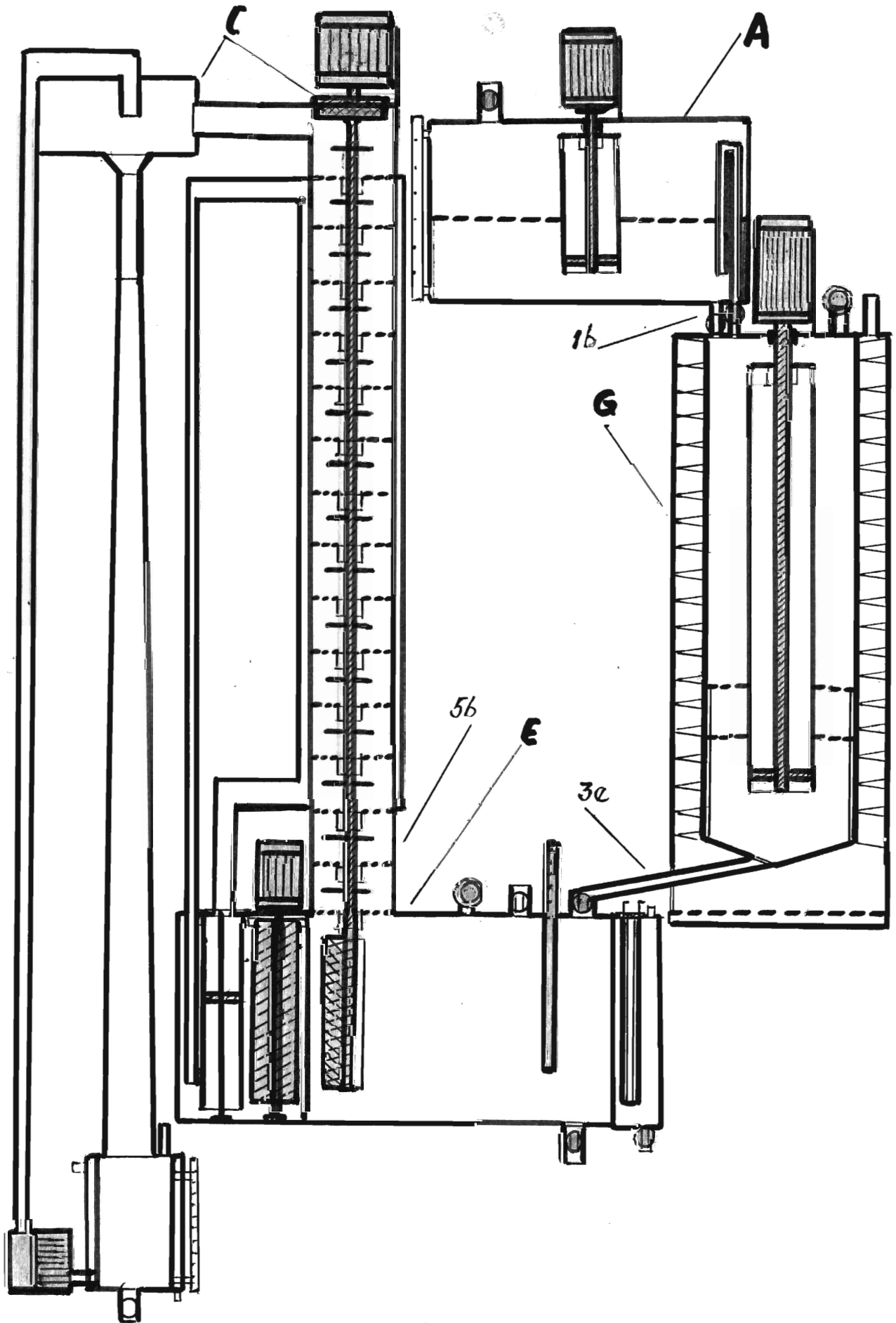


figura 1



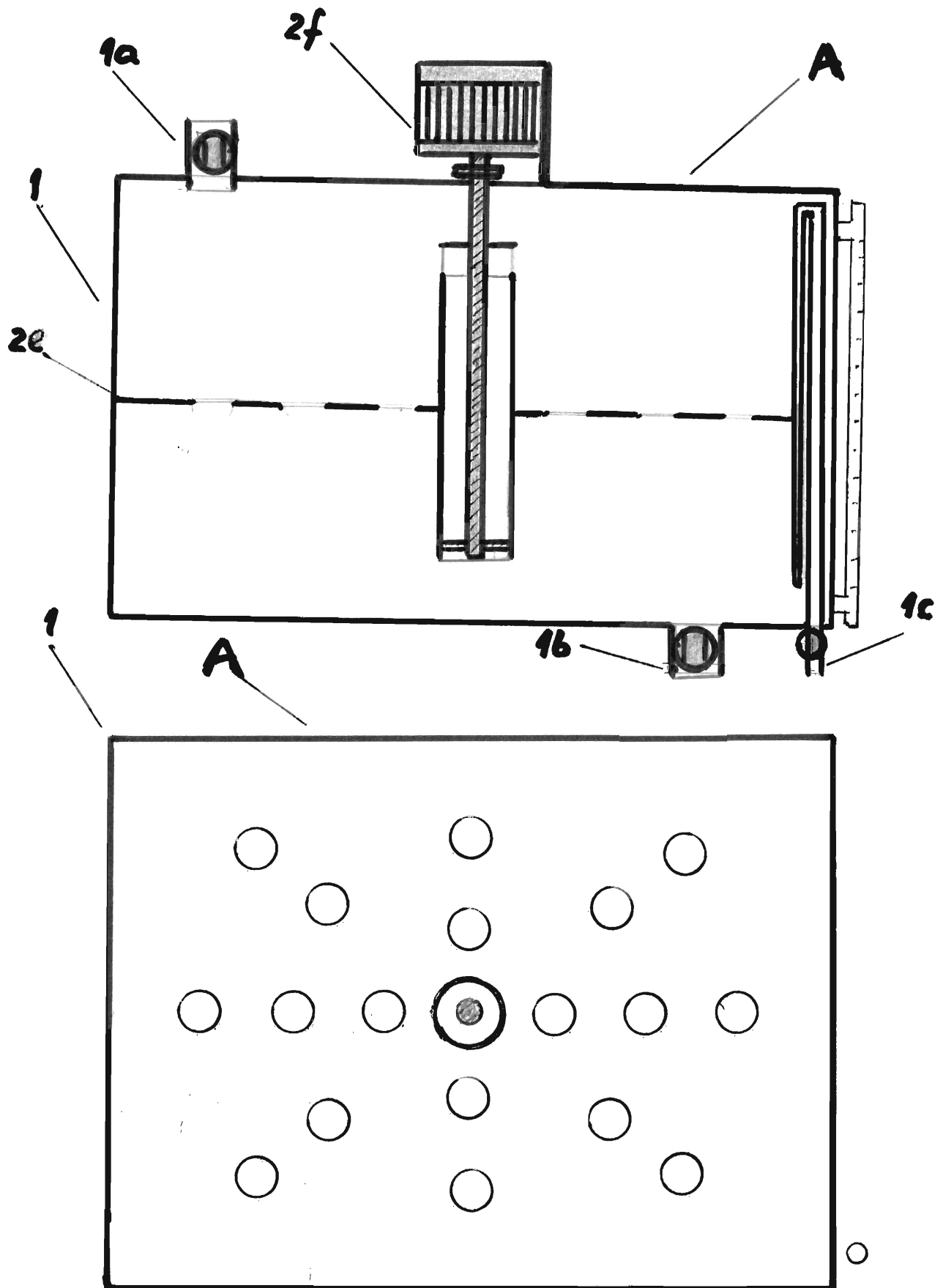


figura 2

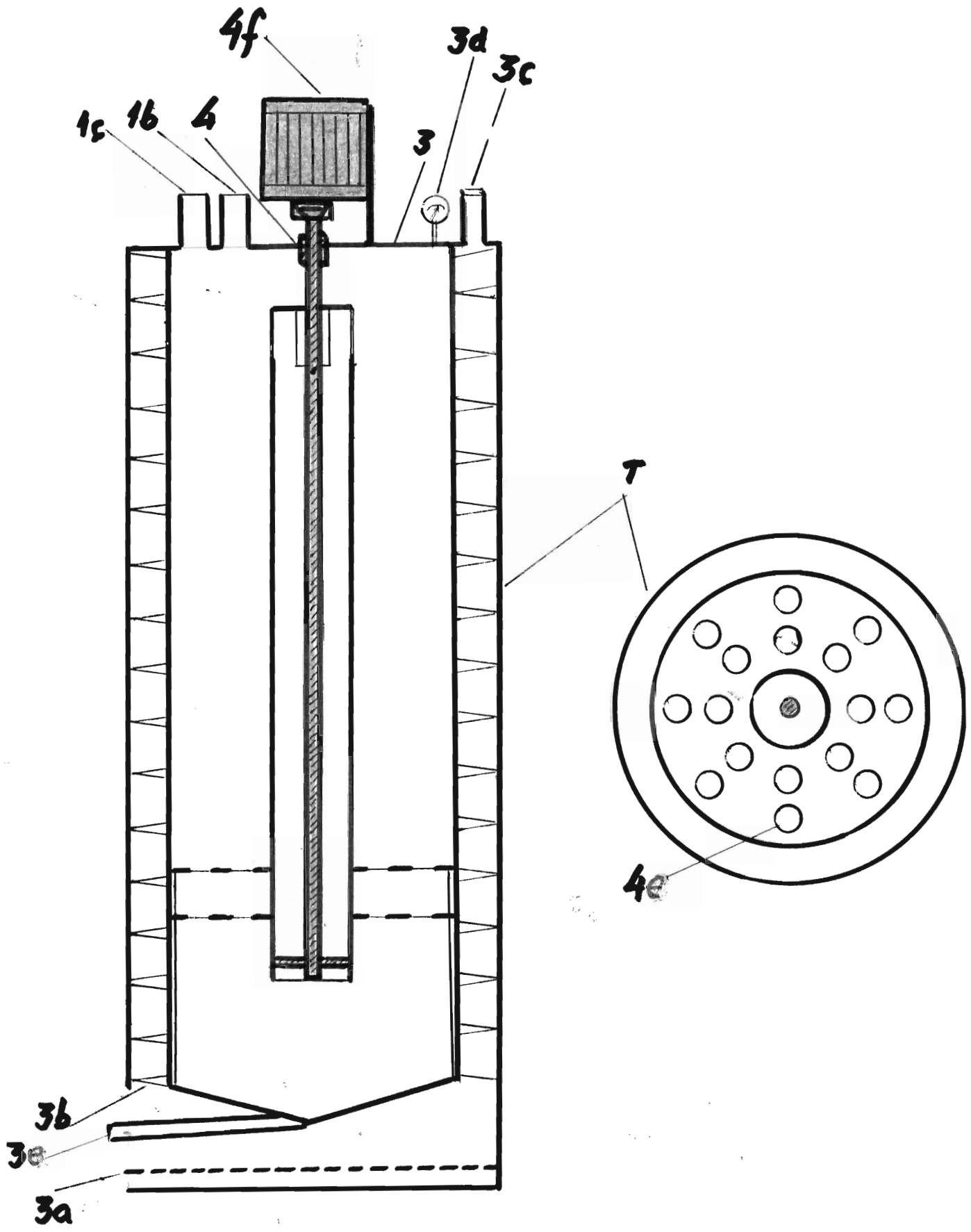


Figura 3

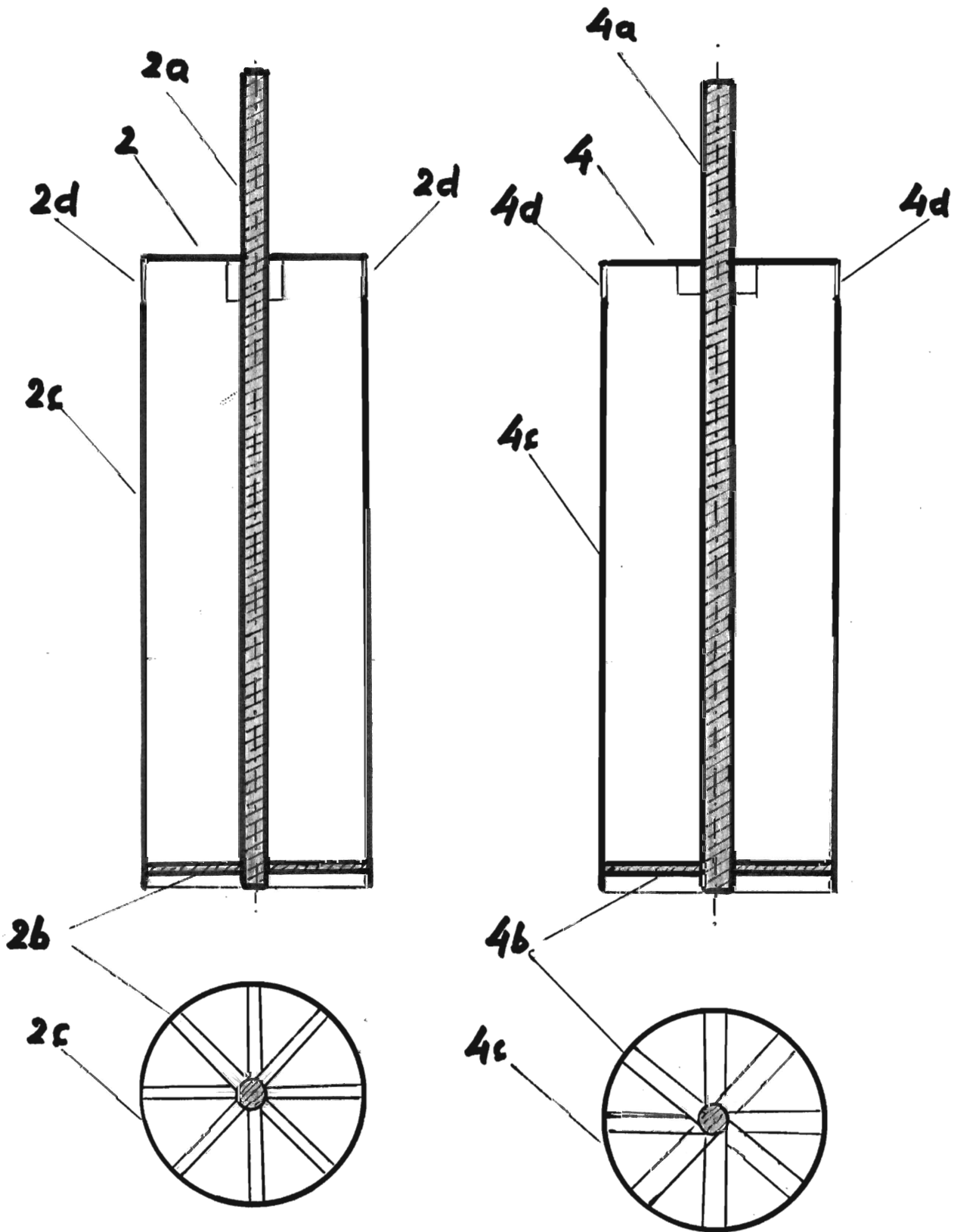


figura 4

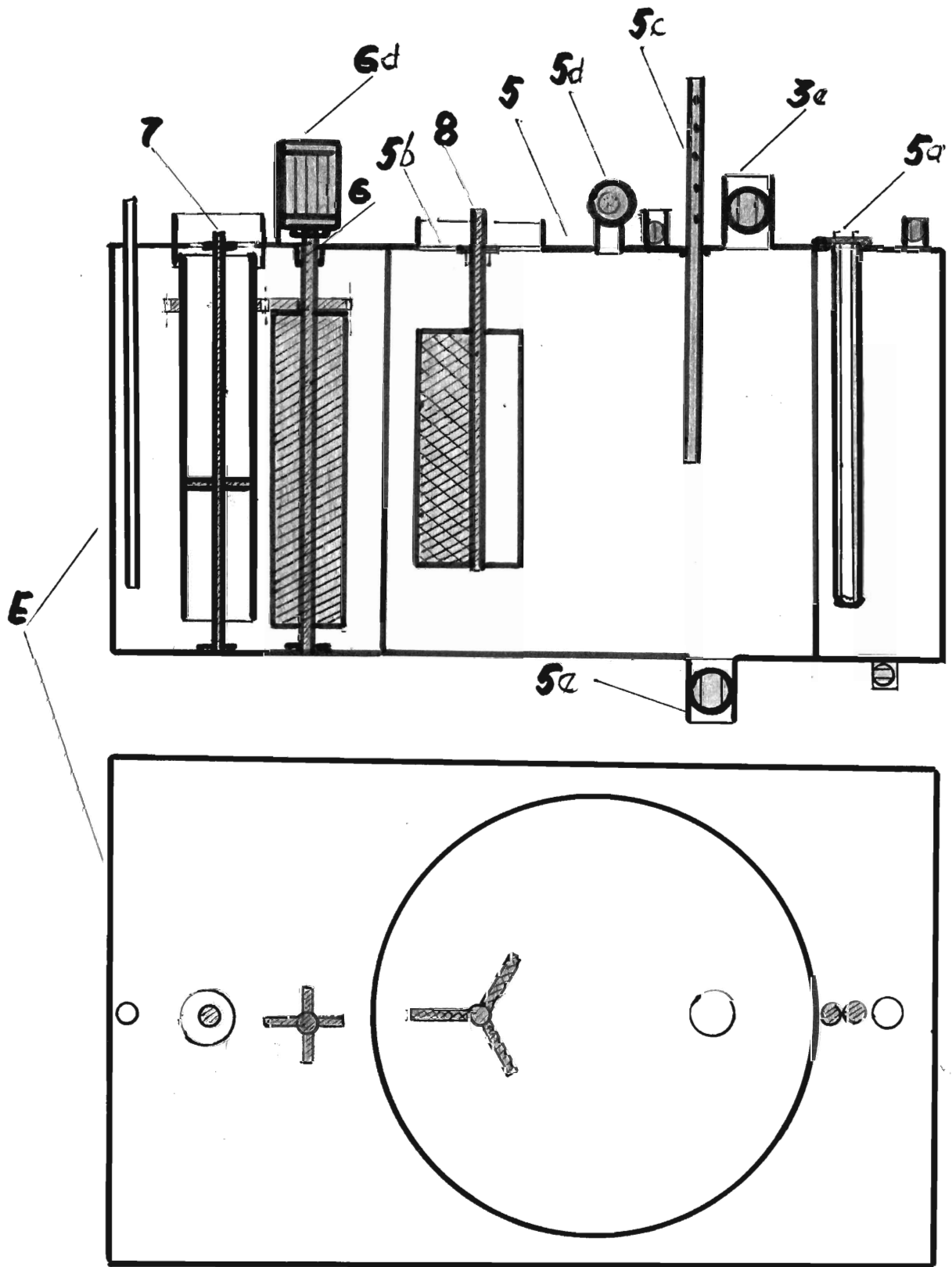


figura 5

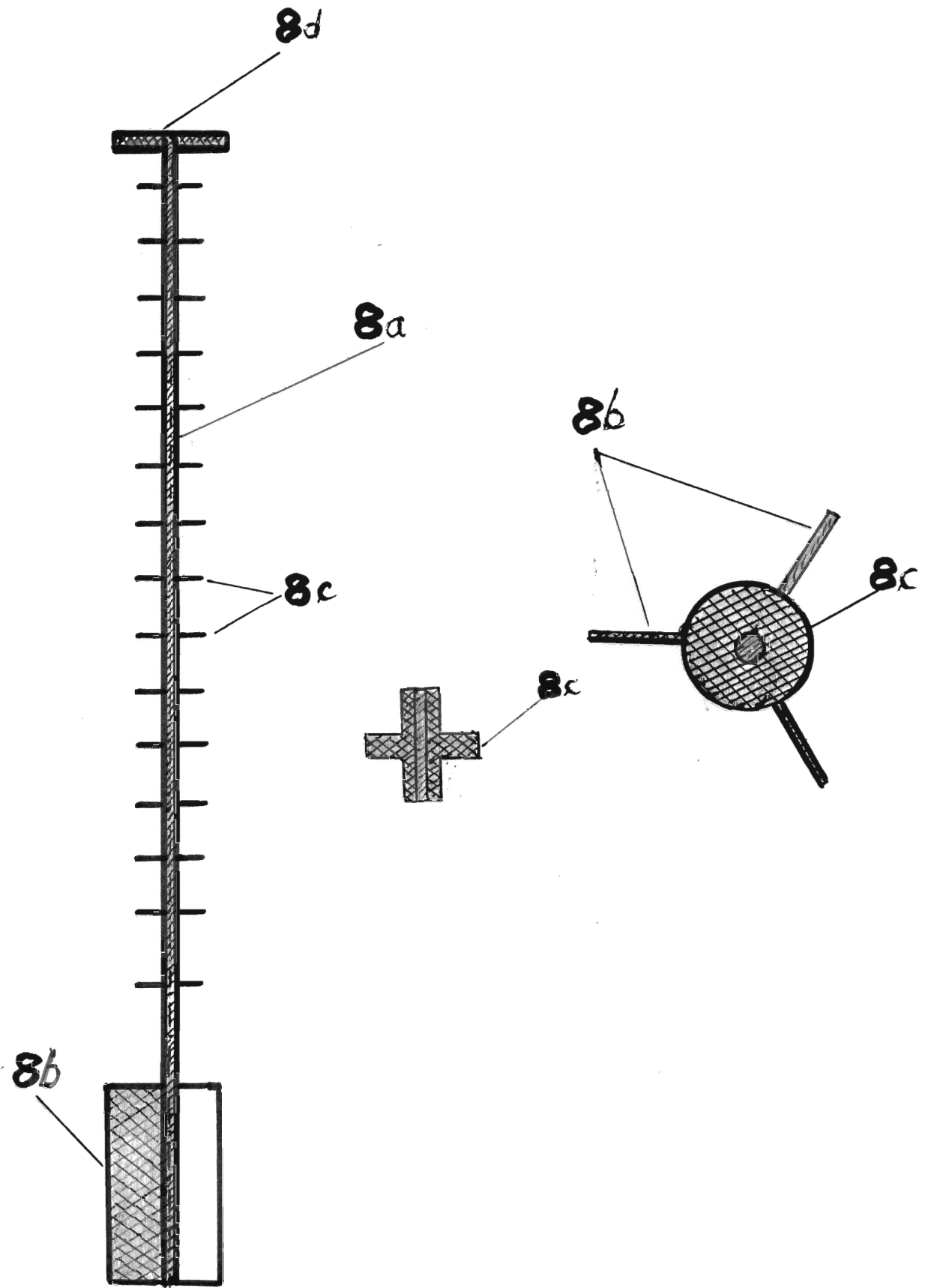


Figura 6

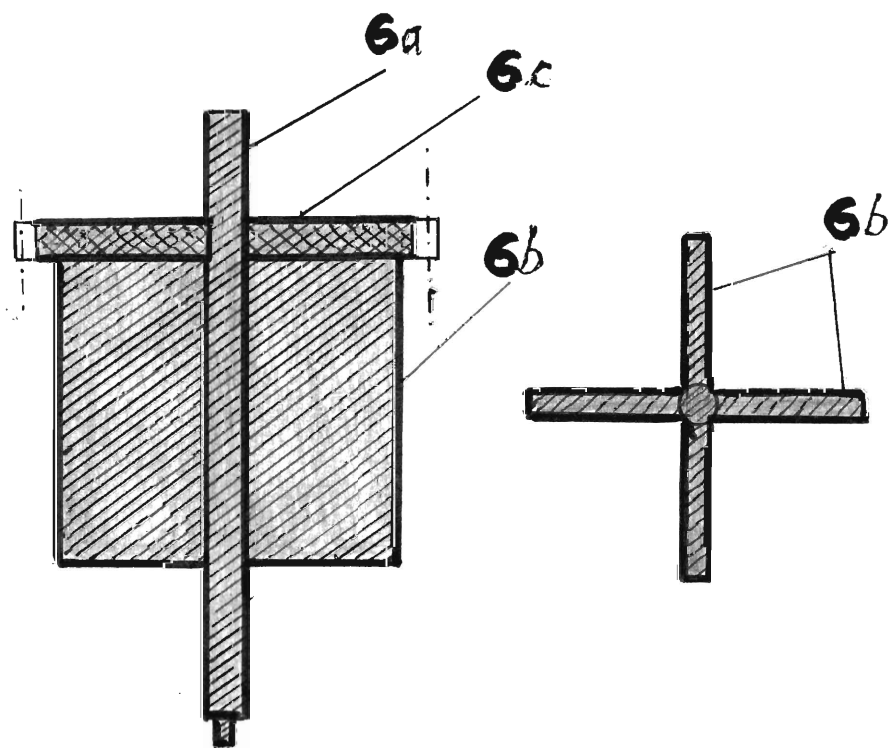


figura 7

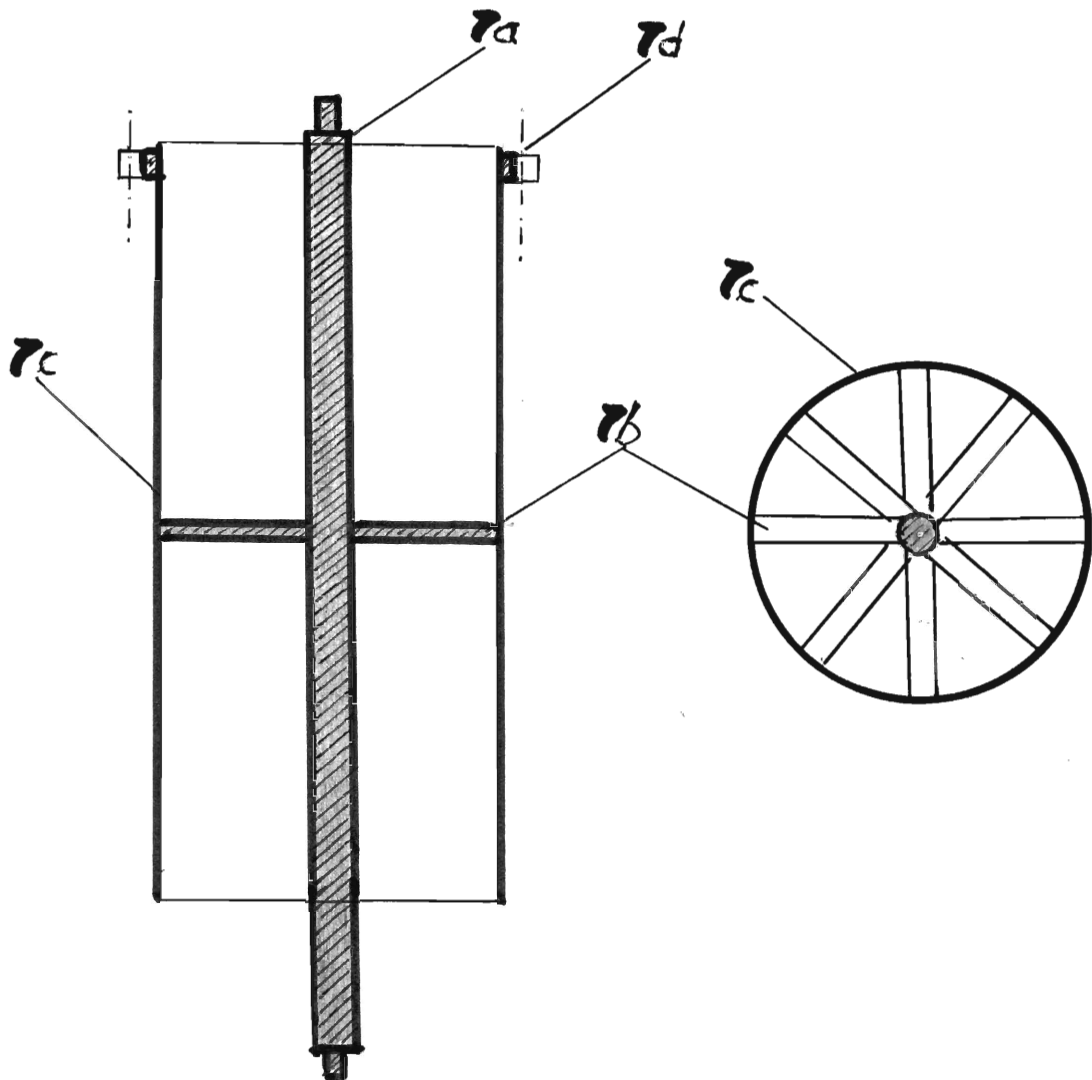


figura 8

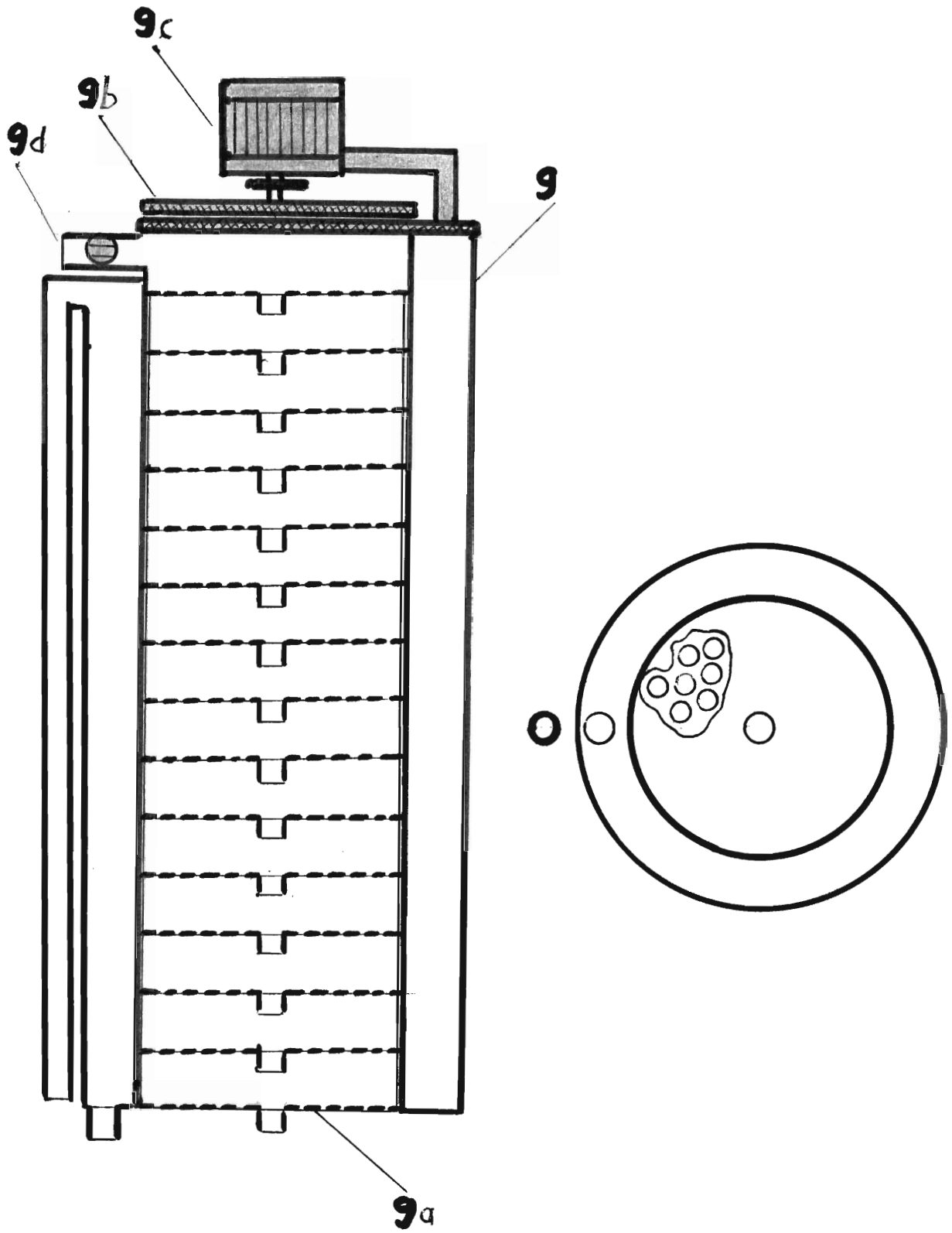


figura 9



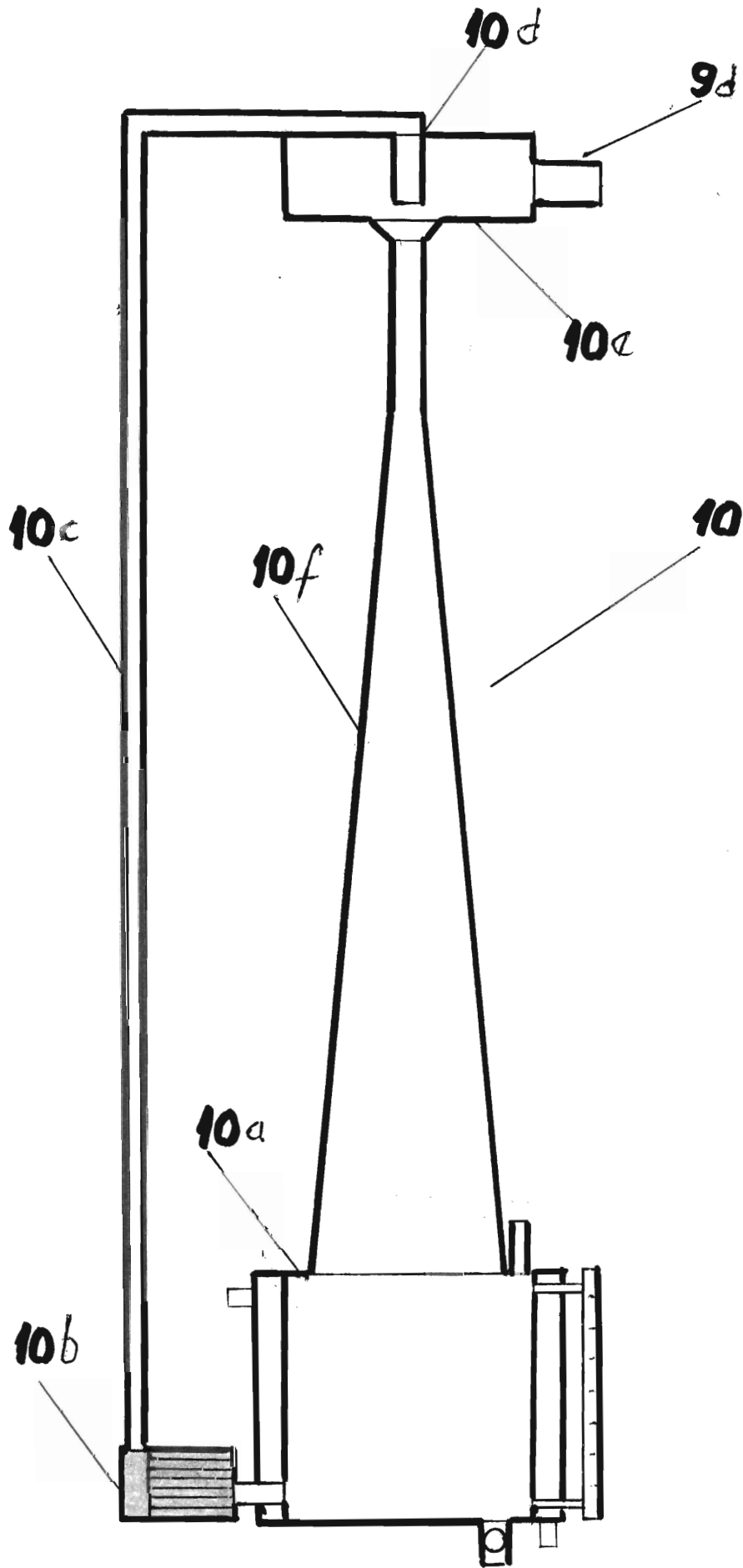


figura 10