



(12)

BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: **a 2016 00254**

(22) Data de depozit: **08/04/2016**

(45) Data publicării mențiunii acordării brevetului: **29/04/2021** BOPI nr. **4/2021**

(41) Data publicării cererii:
30/10/2017 BOPI nr. **10/2017**

(73) Titular:
• **CRISTESCU ION, STR. SPIRU HARET
NR. 1, ROMAN, NT, RO**

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

(56) Documente din stadiul tehnicii:
RO 116349 (B1); US 4671892 (A)

(54) **REACTOR DE HIDROLIZĂ PENTRU OBȚINEREA
COMPUȘILOR HIDROXILICI PRIN HIDROLIZĂ BAZICĂ
DIN SEMINȚELE PLANTELOR OLEAGINOASE**



RO 132191 B1

Invenția se referă la un reactor hidrolizor, sistem chimic omogen destinat producției compoziției detergente săpun lichid și alcoolilor superiori.

Este cunoscut din brevetul **RO 116349 (B1)** un reactor de saponificare utilizat pentru prepararea compozițiilor detergente de tipul săpunului și șamponului cuprinzând un bloc paralelipipedic având un compartiment cilindru de hidroliză a grăsimilor și un compartiment cilindru de vaporizare cu apa și glicerină compartimentat de un perete comun și un circuit primar pentru încălzirea unui mediu de încălzire. Principalul dezavantaj al acestui reactor este consumul mare de energie electrică pentru încălzirea agentului caloportor în recirculație prin blocul termic al reactorului.

De asemenea este cunoscut din cererea de brevet **US 4671892 (A)** un vas de reactor care este prevăzut pentru procesele de saponificare cu timpi de reacție de aproximativ 2-5 min, reactanții sunt alimentați secvențial printr-o celulă de încărcare, pentru cântarire și alimentați într-un reactor care conține apa, iar la sfârșitul timpului de reacție, reciclarea este terminată și produsul finit este pompat la depozitare.

Problema tehnică pe care o rezolvă invenția constă în dimensionarea, proiectarea și construcția unui reactor de hidroliză, sistem chimic continuu/semicontinuu omogen cu recircularea masei de reacție și soluțiilor tehnologice în proces prin procesarea chimică a uleiurilor vegetale extrase din semințele plantelor oleaginoase.

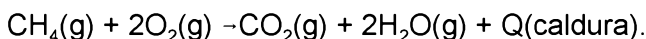
Reactor de hidroliză, conform invenției, este format dintr-un bloc termic cilindric T și posedă compartiment cilindric de hidroliză bazică 1 a uleiurilor vegetale în care este asamblat demontabil un rotor de recirculație 2 ascendentă-descendentă a masei de reacție, compartiment 1 ce comunică cu un compartiment 3 de vidare, condensare vaporii apă, prin intermediul unei conducte cu robinet 1e și acest compartiment 3 comunică cu compartiment 1 prin conducta cu robinet/vană 3f.

Se dă în continuare un exemplu de realizare a reactorului de hidroliză, în legătură cu fig. 1...3 care reprezintă:

- fig. 1, vedere în secțiune longitudinală a reactorului de hidroliză;
- fig. 2, vedere în secțiune longitudinală a compartimentului de hidroliză 1;
- fig. 3, vedere laterală și în secțiune longitudinală a rotorului de recirculație 2.

Reactor de hidroliză este format din bloc termic cilindric T căptușit la exterior cu material termoizolator (beton/caramidă) și rol funcțional, generare căldură de proces necesară reacției endoterme de hidroliză bazică a uleiurilor vegetale, caldura produsă prin combustia metanului.

Ecuția chimică a combustiei metanului ca reacție exotermă:



Masele molare ale reactanților și produșilor de ardere, 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:	$M_{\text{N}_2} = 28 \text{ kg/kmol}$

RO 132191 B1

În baza compoziției chimice de masă a aerului atmosferic (23,3% O₂; 76,7% N₂),
datele tehnice ale combustiei metanului, sunt specificate conform tabelului:

Consum specific masic de aer atmosferic pentru combustia metanului la un coeficient de exces aer ($\alpha = 1,1$):	$C_{aer} = \{[(2 \cdot M_{O_2})/(0,233 \cdot M_{CH_4})] \cdot \alpha\} = 18,884 \text{ kg aer/kg } CH_4$
Masa specifică CO ₂ rezultată:	$m_{CO_2} = (M_{CO_2}/M_{CH_4}) = 2,75 \text{ kg CO}_2/\text{kg } CH_4$
Masa specifică de apă rezultată:	$m_{H_2O} = [(2 \cdot M_{H_2O})/M_{CH_4}] = 2,25 \text{ kg H}_2\text{O}/\text{kg } CH_4$
Masa specifică de azot molecular:	$m_{N_2} = \{[(0,767/0,233) \cdot (2 \cdot M_{O_2})/M_{CH_4}] \cdot \alpha\} = 14,484 \text{ kg N}_2/\text{kg } CH_4$
Masa specifică totală de gaze arse:	$m = (m_{CO_2} + m_{H_2O} + m_{N_2}) = 19,484 \text{ kg gaze/kg } CH_4$
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:	$M = [(f_{CO_2} \cdot M_{CO_2}) + (f_{H_2O} \cdot M_{H_2O}) + (f_{N_2} \cdot M_{N_2})] = 29,106 \text{ kg/kmol}$
Volumul specific al gazelor de ardere la combustia completă a metanului (condiții normale):	$V_N = [(V_M \cdot m)/M] = 15 \text{ m}^3 \text{ N/kg } CH_4$

V_M - volumul molar ($V_M = 22,41 \text{ m}^3/\text{kmol}$). Date tehnice ale gazului metan:

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

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

Căldura specifică molară a dioxidului de carbon, la presiune constantă:	$C_{pCO_2} = 54,1 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C}$
Căldura specifică molară a apei la presiune constantă:	$C_{pH_2O} = 43,13 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C}$
Căldura specifică molară a azotului molecular la presiune constantă:	$C_{pN_2} = 33,24 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C}$
Cantitate specifică kmoli dioxid de carbon:	$n_{CO_2} = (m_{CO_2}/M_{CO_2}) = 0,0625 \text{ kmoli/kg } CH_4$
Cantitate specifică kmoli apă:	$n_{H_2O} = (m_{H_2O}/M_{H_2O}) = 0,125 \text{ kmoli/kg } CH_4$

Cantitatea 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:	$H_{gc} = \{T_c \cdot [(n_{CO_2} \cdot C_{pCO_2}) + (n_{H_2O} \cdot C_{pH_2O}) + (n_{N_2} \cdot C_{pN_2})]\} = 49338,35 \text{ kJ/kg CH}_4 = 11785 \text{ kcal/kg CH}_4$
Entalpia gazelor de ardere la ieșirea din blocul termic al reactorului hidrolizor:	$H_{ge} = \{T_e \cdot [(n_{CO_2} \cdot C_{pCO_2}) + (n_{H_2O} \cdot C_{pH_2O}) + (n_{N_2} \cdot C_{pN_2})]\} = 5193,5 \text{ kJ/kg CH}_4 = 1240,5 \text{ kcal/kg CH}_4$

În interiorul blocului termic T este asamblat nedemontabil compartiment cilindric de hidroliză bazică a uleiurilor vegetale **1**, construit din oțel și format din arzător gaz metan **1a** la partea inferioară, 10...20 palete **1b** circulare elicoidale înclinate care înconjoară compartimentul **1** cu rol funcțional de circulație ascendentă a gazelor de combustie și transfer termic al căldurii la peretele cilindric al compartimentului și la masa de reacție, o conductă **1c** de evacuare a gazelor de combustie asamblată nedemontabil la partea superioară, un capac circular cu conductă și robinet/vană **1d** pentru alimentarea compartimentului cu reactanți, ingrediente și închiderea acestuia în timpul procesării, o conductă cu robinet **1e** asamblată nedemontabil la partea superioară pentru evacuarea vaporilor de apă din compartimentul **1** în compartimentul **3** și o conductă cu robinet/vană **1f** la partea inferioară pentru evacuarea masei compoziției detergente de săpun lichid la expirarea timpului de procesare. În interiorul compartimentului **1** este asamblat demontabil pe rulmenți, un rotor de recirculație **2** ascendentă-descendentă a masei de reacție, construit din oțel și format din ax rotor **2a** pe care sunt asamblate nedemontabil 8...12 palete elicoidale **2b** înclinate ascendent la 30 grade pe circumferința axului **2a** pentru aspirația masei de reacție și în interiorul unei tubulaturi cilindrice verticale **2c** pentru refularea masei de reacție pompată de palete **2b** prin 4 orificii dreptunghiulare **2d** poziționate la partea superioară a tubulaturii **2c** sub unghi de 90 grade pe circumferința acestei tubulaturi. Acest rotor de recirculație **2** este acționat în mișcarea de rotație a axului **2a**, de electromotor **2e** ca mijloc tehnic prin intermediul unui cuplaj și transmisia mișcării se efectuează cu ajutorul rulmenților axiali-radiali cu labirinți asamblați în capacul **1d** al compartimentului **1**. În continuare, reactorul chimic de hidroliză posedă un compartiment de vidare-condensare **3** vapori de apă, construit din oțel, format din bazin colector **3a** prismatic cu secțiune transversală pătratică și indicator de nivel gradat din sticlă termorezistentă, pentru soluția apoasă hidroxid de sodiu pompată de electropompa **3b** prin conducta cilindrică verticală **3c** cu injector cilindric **3d** în ejector cilindro-conic **3e** cu camera de amestec și bazin **3a** respectiv recirculație intensă a soluției pentru a efectua vid/depresiune în compartimentul de hidroliză **1**, aspirația vaporilor de apă din masa de reacție și condensarea acestora. Acest bazin colector **3a** comunică cu compartimentul de hidroliză **1** prin conducta cu robinet/vană **3f** pentru recircularea soluției apoase hidroxid de sodiu necesară procesului chimic. Prin conducta de alimentare se introduce apa în bazinul colector **3a** la un grad de umplere 75% din volumul geometric al acestuia, conducta cu robinet/vană **3f** fiind închisă. Se pornește electropompa **3b** pentru recirculația continuă a apei prin conducta **3c**, injector **3d**, ejector **3e** și bazin **3a** efectuându-se vid în compartimentul de hidroliză **1**. Prin conducta de alimentare a bazinului colector **3a** se introduce treptat masa de hidroxid de sodiu granule și prin dizolvare exotermă rapidă, se realizează concentrația de masa 40...50% NaOH a soluției tehnologice alcaline. Se deschide robinetul/vană conductei **3f** și prin diferența de presiune (vid) este aspirată masa soluției tehnologice 40...50% NaOH

necesară hidrolizei bazice în compartimentul 1, masa măsurată cu indicatorul de nivel gradat al bazinului colector 3a. Se închide robinetul/vana conductei 3f și se deschide robinetul/vana conductei 1d pentru alimentarea prin diferența de presiune (vid) a compartimentului 1 cu ulei vegetal dintr-un dozator, masa lichidă fiind determinată prin bilanț de materiale al procesului chimic. Se închide robinetul/vana conductei 1d, se pornește electromotorul 2e, intră în mișcarea de rotație rotorul 2 de recirculație a masei de reacție heterogene (emulsie), ascendentă rotațională prin rotor - descendentă rotațională pe peretele cilindric al compartimentului 1. Se pornește arzătorul 1a, are loc combustia gazului metan și realizarea temperaturii de proces 90...100°C prin transfer termic al căldurii la masa de reacție din compartimentul de hidroliză 1.

Debitul caloric $[D_{ct}(\text{kcal/s})]$ transferat de la gazele de combustie ale metanului la masa de reacție din compartimentul 1, se determină conform ecuației dimensionale:

$$D_{ct} = K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_{med} \quad 13$$

K_T - coeficient total de transfer termic de la gazele de combustie ale metanului la masa de reacție din compartimentul 1 ($\text{kcal/m}^2 \cdot \text{s} \cdot ^\circ\text{C}$); A_T - suprafața cilindrică de transfer termic a compartimentului 1 (m^2); ΔT_{med} - diferența medie logaritmică de temperatură între gazele de combustie și masa de reacție ($^\circ\text{C}$). Debitul de masă $[D_m(\text{kg/s})]$ al metanului combustibil, se determină conform ecuației dimensionale:

$$D_m = [D_{ct}/(P_c - H_{ge})] \quad 19$$

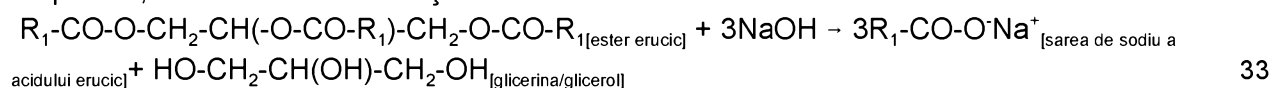
Debitul volumetric $[D_{vm}(\text{m}^3\text{N/s})]$ în condiții normale al metanului combustibil, se determină conform ecuației dimensionale: $D_{vm} = (D_m/\rho) = \{D_{ct}/[(P_c - H_{ge}) \cdot \rho]\}$ ρ - densitatea în condiții normale a gazului metan ($\rho = 0,714 \text{ kg/m}^3\text{N}$).

Timpul de încălzire a masei de reacție $[t_i(\text{s})]$, se determină conform ecuației dimensionale:

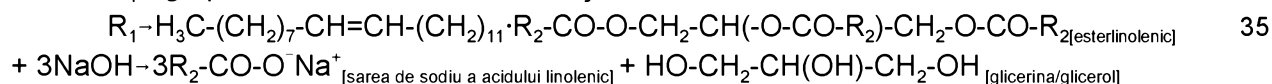
$$t_i = [m_r \cdot C_{pr} \cdot (T_p - T_i)]/D_{ct} \quad 25$$

m_r - masa de reacție din compartimentul de hidroliza 1 (kg); C_{pr} - căldura specifică a masei de reacție la presiune constantă ($\text{kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$); T_p - temperatura de proces ($^\circ\text{C}$); T_i - temperatura inițială a masei de reacție din compartimentul de hidroliză 1 ($^\circ\text{C}$).

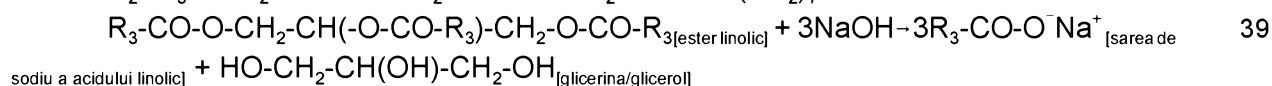
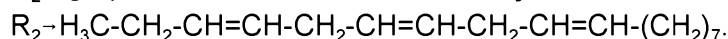
În cazul uleiului de rapiță (50% ester erucic, 30% ester linolenic, 20% ester linoleic) reacția chimică de hidroliză bazică în prezența hidroxidului de sodiu (NaOH) la temperatura de proces, are loc conform ecuațiilor chimice:



R_1 - grupare erucică hidrocarbonată și nesaturată.



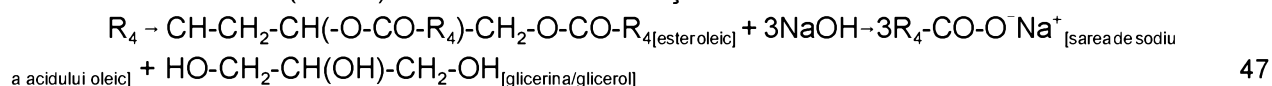
R_2 - grupare linolenică hidrocarbonată și nesaturată.



R_3 - grupare linolică hidrocarbonată și nesaturată.



În cazul uleiului de floarea soarelui (55...65% ester linolic, 33...36% ester oleic, 5%...10% esteri palmitic și stearic) procesul chimic de hidroliză bazică în prezența hidroxidului de sodiu (NaOH) are loc conform ecuațiilor chimice:



RO 132191 B1

- 1 R_4 - grupare oleică hidrocarbonată și nesaturată.
 $R_4 \rightarrow H_3C-(CH_2)_7-CH=CH-(CH_2)_7$.
- 3 $R_5-CO-O-CH_2-CH(-O-CO-R_5)-CH_2-O-CO-R_5$ [ester palmitic] + 3NaOH $\rightarrow$ 3 $R_5-CO-O^-Na^+$ [sarea de sodiu a acidului palmitic] + HO-CH₂-CH(OH)-CH₂-OH_[glicerina/glicerol]
- 5 R_5 - grupare palmitică hidrocarbonată și saturată.
 $R_5 \rightarrow H_3C-(CH_2)_{14} \cdot R_6-CO-O-CH_2-CH(-O-CO-R_6)-CH_2-O-CO-R_6$ [esterstearic] + 3NaOH $\rightarrow$
- 7 3 $R_6-CO-O^-Na^+$ [sarea de sodiu a acidului stearic] + HO-CH₂-CH(OH)-CH₂-OH_[glicerina/glicerol]
- 9 R_6 - grupare stearică hidrocarbonată și saturată.
 $R_6 \rightarrow H_3C-(CH_2)_{16}$;
- 11 În toate cazurile raportul molar între hidroxidul de sodiu și ester este mai mare de 3:1
 și masa de reacție devine un amestec omogen cu vâscozitate mică datorită sărurilor de sodiu
 ale acizilor grași nesaturați și glicerinei - produși de reacție. Viteza reacției de hidroliză
 13 bazică este determinată conform ecuației cinetice diferențiale dimensionale:
- $V_{rh} = - (dC/dt) = (K \cdot C \cdot C_{OH}) = (K \cdot I_s \cdot C^2) = [K \cdot I_s \cdot C_o^2 \cdot (1-X)^2]$
- 15 K - constanta cinetică de viteză a reacției de hidroliză a grăsimilor vegetale (m³/kg·s);
 V_{rh} - viteza reacției de hidroliză bazică (saponificare) a uleiurilor vegetale (kg/m³ · s);
- 17 C_o - concentrația inițială a uleiului vegetal în masa de reacție (kg/m³), ce se determină
 conform ecuației dimensionale:
- 19 $C_o = (m_g^o/V_{ch})$
 m_g^o - masa inițială a grăsimii vegetale (ulei) destinată hidrolizei bazice în
 21 compartimentul 1 (kg); C - concentrația momentană a uleiului vegetal în masa de reacție
 (kg/m³), ce se determină conform ecuației dimensionale:
- 23 $C = (m_g/V_{ch})$
 m_g - masa grăsimii vegetale (ulei) destinată hidrolizei bazice în compartimentul 1 (kg)
 25 la un anumit moment de timp de la începutul reacției de hidroliza ($m_g < m_g^o$); X - conversia
 grăsimii vegetale (ulei) la săruri de sodiu ale acizilor grași și se determină conform expresiei
 27 adimensionale:
- $X = [(C_o - C)/C_o] \rightarrow = [C_o \cdot (1 - X)]$
- 29 V_{ch} - volumul total corespunzător masei de reacție în compartimentul de hidroliză
 1 (m³);
- 31 I_s - indicii de saponificare (hidroliză) al grăsimilor vegetale (kg NaOH/kg ulei), ce se
 determină conform ecuației dimensionale:
- 33 $I_s = (C_o/C = (m_{OH}/m_g)$
 m_{OH} - masa de hidroxid de sodiu necesară hidrolizei bazice în compartimentul 1 (kg);
- 35 C_{OH} - concentrația hidroxidului de sodiu în masa de reacție (kg/m³), ce se determină
 conform ecuației dimensionale:
- 37 $C_{OH} = (m_{OH}/V_{ch})$
 Durata de staționare a masei de reacție [t(s)] în compartimentul 1, se determină
 39 conform ecuației integrale dimensionale pentru reactor discontinuu cu amestecare perfectă:
- $t = - \int_{C_o}^C [dC/V_{rh}] = [1/(K \cdot I_s \cdot C_o)] \cdot \int_0^X [dX/(1-X)^2] = \{X/[K \cdot I_s \cdot C_o \cdot (1-X)]\}$;
- 41 În modelul reactorului continuu cu recirculație și amestecare perfectă, durata de
 staționare [t(s)] a masei de reacție în compartimentul 1, se determină conform ecuației
 43 dimensionale:
- $t = [(C_o - C)/V_{rh}] = \{X/[K \cdot I_s \cdot C_o \cdot (1-X)^2]\}$.
- 45 Debitul caloric [D_{cp} (kcal/s)] absorbit de reacția chimică de hidroliză, regim izoterm de
 procesare în compartimentul 1, se determină conform ecuației dimensionale:
- 47 $D_{cp} = (\Delta H \cdot V_{rh} \cdot V_{ch})$

ΔH - variația entalpiei reacției de hidroliză bazică a grăsimilor vegetale (kcal/kg).	1
Căldura necesară vaporizării în vid a apei din masa de reacție [Q_v (kcal/s)], se determină conform ecuației dimensionale:	3
$Q_v = (C_{H_2O} \cdot m_r \cdot L_v)$	
C_{H_2O} - concentrația procentuală în procente de masă a apei din masa de reacție (%);	5
L_v - căldura latentă medie de vaporizare a apei (kcal/kg); m_r - masa de reacție (kg).	
Durata vaporizării [t_v (s)] a apei din masa de reacție, se determină conform ecuației dimensionale:	7
$t_v = (Q_v/D_{cl}) = [(C_{H_2O} \cdot m_r \cdot L_v)/(K_T \cdot A_T \cdot \Delta T_{med})]$	9
La expirarea duratei de staționare a masei de reacție în compartimentul 1, prin deschiderea robinetului conductei 1e sunt aspirați vaporii de apă din masa de reacție și condensați de soluția tehnologică rece recirculată continuu în compartimentul 3. La expirarea duratei de vaporizare a apei din masa de reacție, se închide robinetul/vană conductei 1e și se deschide robinetul/vană conductei 1d pentru alimentarea masei de reacție datorită depresiunii, cu o cantitate de soluție apoasă acid acetic (9% CH_3COOH) pentru neutralizarea excesului de hidroxid de sodiu, conform ecuației chimice:	11
$NaOH_{[hidroxid\ de\ sodiu]} + CH_3COOH_{[acidacetic]} \rightarrow CH_3COO^-Na^+_{[acetat\ de\ sodiu]} + H_2O_{[apa]}$	13
Deplasarea echilibrului chimic spre dreapta, se efectuează prin vaporizarea apei și eliminarea vaporilor de apă din masa de reacție, cu ajutorul compartimentului 3 prin deschiderea periodică a robinetului conductei 1e. Masa de acid acetic consumată [m_{AA} (kg)] în reacția de neutralizare a excesului de hidroxid de sodiu, se determină conform ecuației dimensionale:	15
$m_{AA} = [(M_{AA}/M_{NaOH}) \cdot m_{OH[II]} = (C_{AA} \cdot m_{sa})]$	17
C_{AA} - concentrația în procente de masă a acidului acetic în soluția apoasă acetică (%);	19
m_{sa} - masa soluției apoase acetice, utilizată pentru neutralizarea $NaOH$ liber/exces (kg);	21
M_{AA} - masa molară a acidului acetic ($M_{AA} = 60$ kg/kmol); M_{NaOH} - masa molară a hidroxidului de sodiu ($M_{NaOH} = 40$ kg/kmol); $m_{OH[II]}$ - masa hidroxidului de sodiu liber în masa de reacție (kg), determinată conform bilanțului de materiale sau prin analiza chimică volumetrică.	23
Pentru concentrații hidroxid de sodiu liber în masa de reacție, mai mici de 40 kg/m ³ :	25
$m_{OH[II]} = [M_{NaOH} \cdot V_{ch} \cdot 10^{(PH-14)}]$	27
PH - exponentul concentrației ionilor de hidroniu [H_3O^+] = 10^{PH}] ce se determină instrumental cu aparat pH-metru. Masa produsului de reacție acetat de sodiu [M_{AS} (kg)] se determină conform ecuației dimensionale:	29
$m_{AS} = [(M_{AS}/M_{NaOH}) \cdot m_{OH[II]}]$	31
M_{AS} - masa molară a acetatului de sodiu ($M_{AS} = 82$ kg/kmol).	33
În compartimentul de vidare-condensare 3 cu ajutorul electropompei 3b se recirculă soluția apoasă tehnologică a hidroxidului de sodiu prin conducta verticală 3c, injector 3d, ejector 3e și bazin 3a efectuându-se vid (depresiune) în compartiment 1 prin conducta deschisă 1e, recirculare în conformitate cu ecuația dimensională de conservare a energiei hidrodinamice:	35
$[(\rho \cdot w_1^2)/2] + P_1 + (\rho \cdot g \cdot H_1) = [(\rho \cdot w_2^2)/2] + P_2 + (\rho \cdot g \cdot H_2)$	37
ρ - densitatea lichidului motor, soluția apoasă a hidroxidului de sodiu ($\rho = 1269$ kg/m ³ pentru concentrația 40% $NaOH$ în apă); w_1 - viteza de injectare a lichidului motor în ajutorul ejectorului 3e (m/s) și se determină conform ecuației dimensionale a debitului	39

RO 132191 B1

1 $W_1 = [(4 \cdot D_v) / (\pi \cdot D_1^2)]$;
2 w_2 - viteza de ejectare a lichidului motor din tubulatura conică a ejectorului **3e** (m/s)
3 și se determină conform ecuației dimensionale a debitului:
4 $w_2 = [(4 \cdot D_v) / (\pi \cdot D_2^2)]$; D_v - debitul volumetric de lichid motor pompat de electropompa
5 **3b** în circuit închis (m³/s); D_1 - diametrul mic al ajutorului injector **3d** (m); D_2 - diametrul mare
6 al tubulaturii conice aferenta ejectorului **3e** (m); P_1 - presiunea dinamică în camera de amestec
7 lichid-vapori aferentă injectorului **3d**, ejectorului **3e** și reprezintă depresiunea (vid) în
8 camera de amestec, egală cu presiunea de vaporizare [$P_1 = P_v$]; P_2 - presiunea dinamică a
9 lichidului motor în bazinul condensator **3a** la ieșire din tubulatura conică aferentă ejectorului
10 **3e**, presiune egală cu presiunea atmosferică (101350 Pascali); g - accelerația gravitațională
11 ($g = 9,81 \text{ m/s}^2$); H_1 - înălțimea cea mai mare a ejectorului cilindro-conic **3e** (m); H_2 - înălțimea
12 cea mai mică a ejectorului cilindro-conic **3e**, la nivelul bazinului condensator **3a** (m). În
13 condiția tehnică $P_2 > P_1$ și $H_1 > H_2$, variația de presiune dinamică $\Delta P_d = (P_2 - P_1)$ în relație func-
14 țională cu variația de înălțime $\Delta H = (H_1 - H_2)$, se determină conform ecuației dimensionale:
15 $\Delta P_d = [(p/2) \cdot (w_1^2 - w_2^2)] + (p \cdot g \cdot \Delta H)$
16 Pătratele vitezelor w_1 și w_2 variază invers proporțional cu puterea a patra a diametrelor
17 D_1 , D_2 și în condiția tehnică în care $D_2 > 5$. $D_1 \rightarrow w_2^2 \ll w_1^2$, diferența de pătrate ale vitezelor
18 este aproximativ egală cu w_1^2 , variația de presiune dinamică se determină conform ecuației
19 dimensionale:
20 $\Delta P_d = \{[(p \cdot w_1^2)/2] + (p \cdot g \cdot \Delta H)\}$.
21 Datele dimensionale sunt specificate conform tabel:

$w_1(\text{m/s})$:	$p(\text{kg/m}^3)$:	$\Delta H(\text{m})$:	$\Delta P_d(\text{Pascali})$:	$P_1 = P_v(\text{Pascali}) (\text{atm})$:
1	1269	1	13084	88266 – 0,87 atm
1	1269	2	25533	75817 – 0,75 atm
1	1269	3	37982	63368 – 0,62 atm
1	1269	4	50431	50919 – 0,50 atm
1	1269	5	62880	38470 – 0,38 atm
1	1269	6	75329	26021 – 0,26 atm
1	1269	7	87778	13572 – 0,13 atm

31 Lungimea tubulaturii conice [$L_d(\text{m})$] ca difuzor aferent ejectorului **3e**, se determină
32 conform ecuației dimensionale: $L_d = [(D_2 - D_1) / (2 \cdot \text{tg} \alpha)]$; α - unghi de evazare al difuzorului
33 conic; tg - funcția tangentă. Se închide robinetul conductei **1e**, se închide arzătorul **1a** pentru
34 reducerea temperaturii masei de reacție recirculată continuu, sub 80°C și se deschide
35 robinetul/vana conductei **1d** pentru alimentarea ingredientelor în masa de reacție (lichid
36 suport: etanol; spumant: monoetanol amida polietoxilată, nonil fenol polietoxilat; agent
37 antimicrobian, colorant, parfum) conform compozițiilor detergente cunoscute de săpun lichid.
38 La expirarea timpului de amestecare a ingredientelor cu masa de reacție în scopul
39 omogenizării compoziției detergente, se scoate din funcțiune electropompa **3b**, se deschide
40 robinetul conductei **1e** pentru egalizarea presiunii în compartimentul **1** cu presiunea
41 atmosferică și se deschide robinetul/vana conductei **1f** pentru evacuarea masei compoziției
42 detergente săpun lichid. În cazul producției compușilor organici hidroilici (alcooli) prin
43 hidroliza bazică a compușilor organici clorurați, în bazinul condensator **3a** se introduce

RO 132191 B1

hidroxid de sodiu granule în soluția echimolară apă-etanol pentru dizolvare. Prin deschiderea	1
conduței 3f soluția bazică reactantă este aspirată în compartimentul 1 concomitent cu	
compusul organic clorurat prin deschiderea conduței 1d , are loc reacția de hidroliză ca	3
urmare a recirculării masei de reacție la temperatura de proces și vaporii de apă, etanol,	
compus hidroxic hidrcarbonat, sunt condensați în bazinul 3a . Separarea componenților se	5
efectuează prin distilare fracționată și sarea rezultată NaCl - produs secundar se elimină din	
reactor prin conducta 1f sub formă de soluție apoasă.	7
Invenția prezintă următoarele avantaje:	
- creșterea randamentului termic de transfer al căldurii în reactorul de hidroliză mai	9
mare de 60% în comparație cu aparatele, instalațiile cunoscute;	
- productivitatea reactorului hidrolizor este mai mare cu cel puțin 10% față de	11
instalațiile cunoscute, datorită vitezei mai mari a reacției de hidroliză bazică;	
- simplificarea instalațiilor cunoscute, reactorul hidrolizor este construit din materiale	13
și componente standardizate accesibile, generându-se economii de amplasament în investiții	
concurențiale;	15
- reactorul de hidroliză are stabilitate funcțională, nu posedă fenomene de coroziune	
și poluare, transportul lichidelor tehnologice se realizează prin depresiune (vid) și reactorul	17
poate fi complet automatizat;	
- reactorul de hidroliză este utilizat și pentru obținerea compușilor hidroxicilor prin	19
hidroliza bazică a compușilor organici clorurați sau bromurați.	

Revendicări

1. Reactor de hidroliză, **caracterizat prin aceea că**, este format dintr-un bloc termic (T) ce conține un compartiment cilindric de hidroliză bazică (1) a uleiurilor vegetale în care este asamblat demontabil un rotor de recirculație (2) ascendentă-descendentă a masei de reacție, compartiment (1) ce comunică cu un compartiment (3) de vidare condensare vapori de apă, prin intermediul unei conducte cu robinet (1e) și acest compartiment (3) comunică cu compartiment (1) prin conducta cu robinet/vana (3f).

2. Reactor de hidroliză, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că**, compartimentul de hidroliză bazică (1) a uleiurilor vegetale este format din arzător (1a) combustibil gazos la partea inferioară, 10...20 palete (1b) circulare elicoidale înclinate cu rol funcțional de circulație ascendentă a gazelor de combustie care înconjoară compartimentul (1) și transfer termic al căldurii la masa de reacție, o conductă (1c) la partea superioară pentru evacuarea gazelor de combustie, un capac circular și conducta cu robinet/vană (1d) pentru alimentarea compartimentului (1) cu reactanți și ingrediente, o conductă cu robinet (1e) la partea superioară pentru evacuarea vaporilor de apă în compartimentul (3) și o conductă cu robinet/vană (1f) la partea inferioară pentru evacuarea masei compoziției detergente lichide la expirarea timpului de procesare.

3. Reactor de hidroliză, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că**, rotorul de recirculație (2) ascendentă-descendentă a masei de reacție este format dintr-un ax rotor (2a) pe care sunt asamblate 8...12 palete elicoidale (2b) înclinate ascendent la 30 grade pe circumferința axului (2a) pentru aspirația masei de reacție și în interiorul unei tubulaturi (2c) cilindrice verticale pentru refularea masei de reacție pompată de palete (2b) prin 4 orificii (2d) dreptunghiulare poziționate la partea superioară a tubulaturii (2c) sub unghi de 90 grade pe circumferința acestei tubulaturi (2c) și acest rotor (2) este acționat în mișcarea de rotație a axului (2a) cu ajutorul unui mijloc tehnic (2e) prin intermediul unui cuplaj.

4. Reactor de hidroliză, conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că**, compartimentul de vidare-condensare (3) vapori de apă este format din bazin colector (3a) prismatic cu secțiune transversală patratică și indicator de nivel gradat pentru soluția apoasă a hidroxidului de sodiu pompată de mijloc tehnic (3b) printr-o conducta (3c) cilindrică verticală cu injector cilindric (3d) în ejector cilindro-conic (3e) cu camera de amestec și bazin (3a) respectiv recirculație internă a soluției pentru a efectua depresiune (vid) în compartimentul de hidroliză (1), aspirația vaporilor de apă din masa de reacție și condensarea acestora.

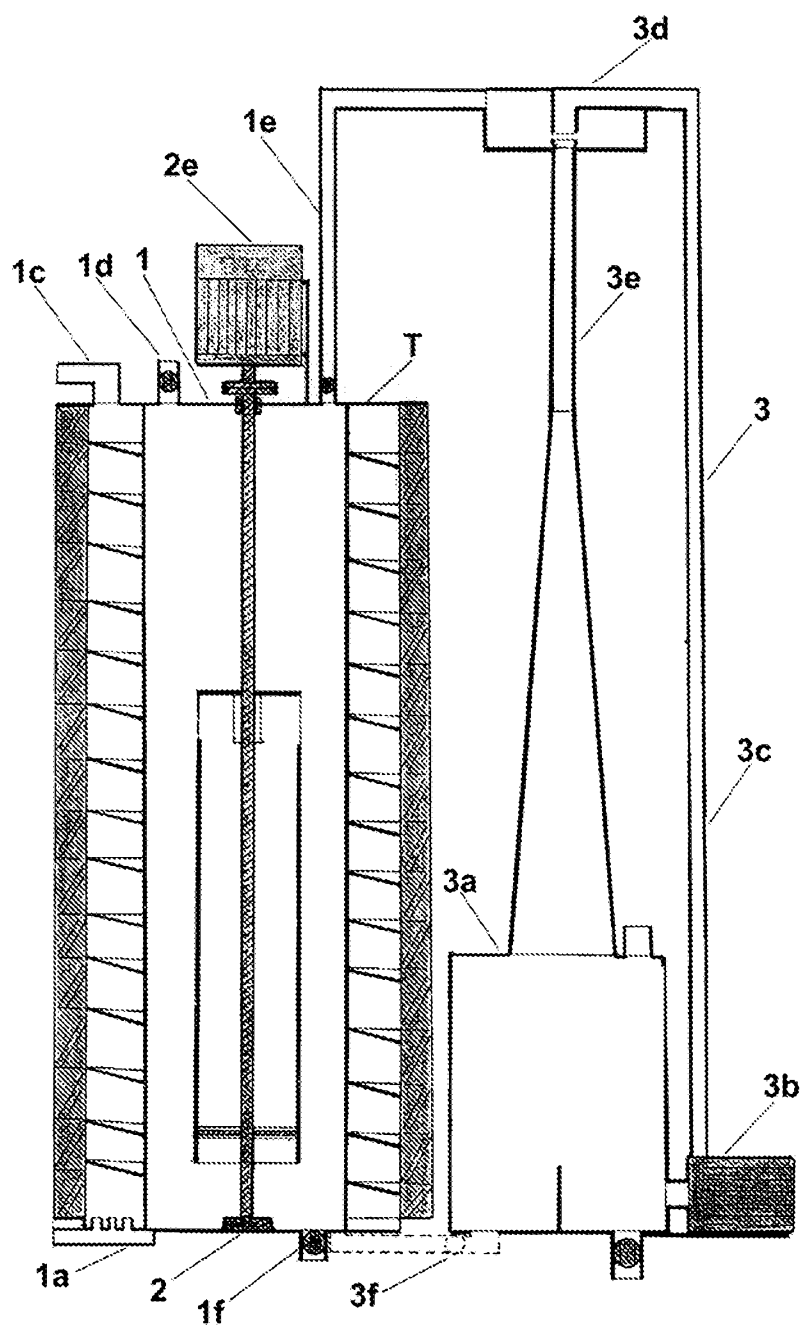


Fig. 1

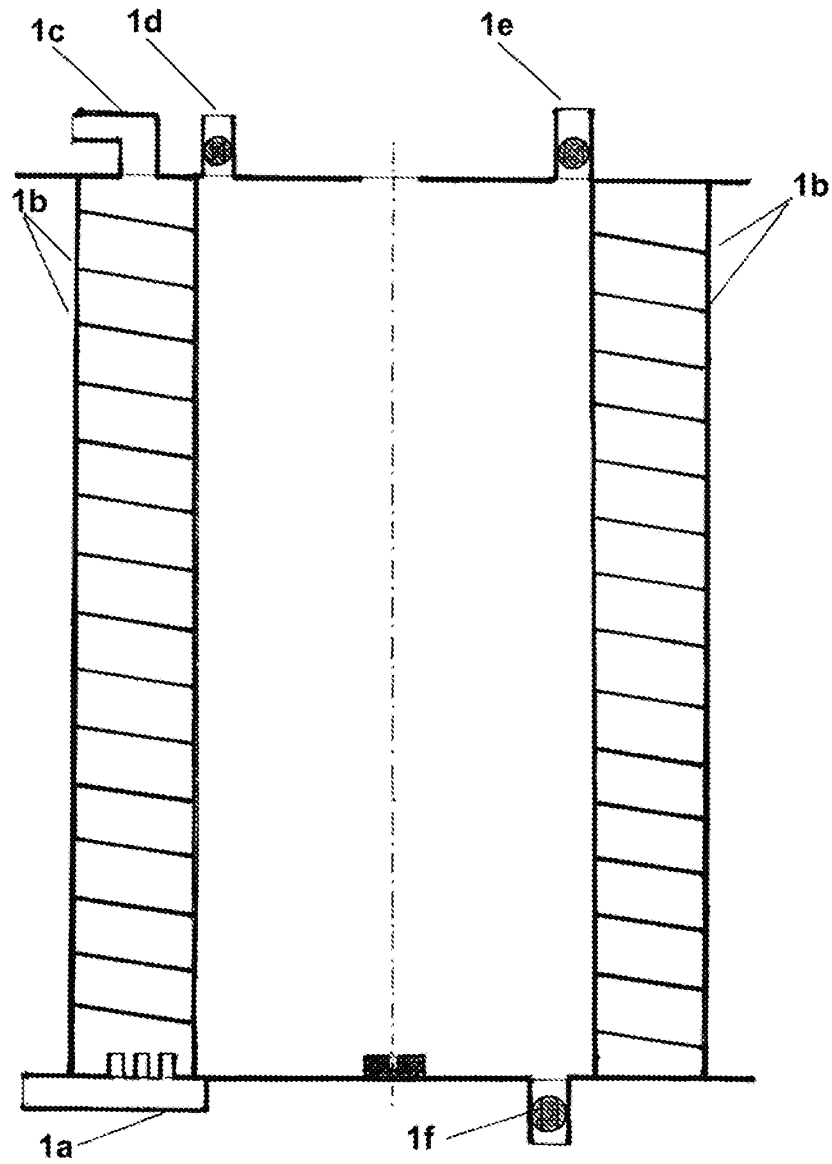


Fig. 2

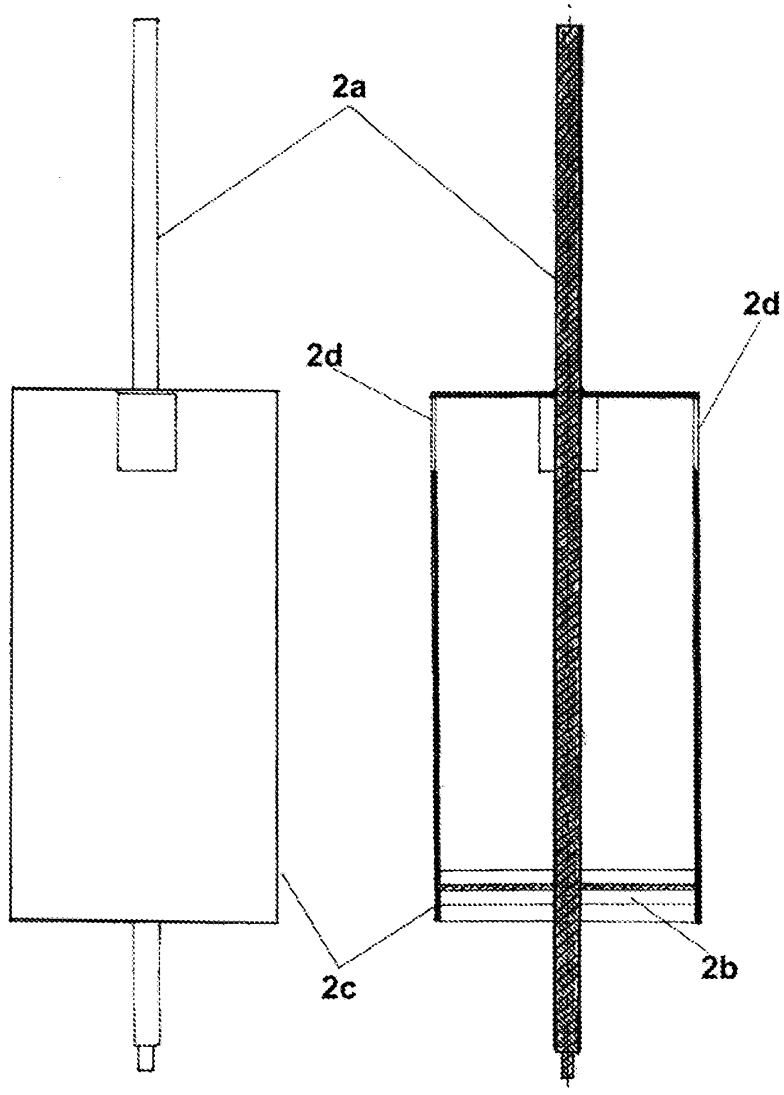


Fig. 3

