

(19) OFICIUL DE STAT  
PENTRU INVENȚII ȘI MARCI  
București

ROMÂNIA



(11) **121959 B1**  
(51) Int.Cl.  
**B01D 59/32 (2006.01);**  
**C01B 5/02 (2006.01)**

(12)

## BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: **a 2003 00647**

(22) Data de depozit: **18.12.2001**

(45) Data publicării mențiunii acordării brevetului: **30.09.2008** BOPI nr. **9/2008**

(30) Prioritate:

**01.01.2001 US 09/774,046**

(41) Data publicării cererii:

**30.01.2004** BOPI nr. **1/2004**

(86) Cerere internațională PCT:

Nr. **CA 01//01821 18.12.2001**

(87) Publicare internațională:

Nr. **WO 02/060814 08.08.2002**

(73) Titular:

• **ATOMIC ENERGY OF CANADA LIMITED,**  
**2251 SPEAKMAN DRIVE, MISSISSAUGA,**  
**ONTARIO, CA**

(72) Inventatori:

• **GRAHAM WILLIAM RC,**  
**3 KENNEDY PLACE, P.O. BOX 1843,**  
**DEEP RIVER, ONTARIO, CA**

(74) Mandatar:

**ROMINVENT S.A.,**  
**STR. ERMIL PANGRATTI, NR. 35,**  
**SECTOR 1, BUCUREȘTI**

(56) Documente din stadiul tehnicii:

**Supriah S și colab., Heavy Water**  
**Production Through Catalytic D1**

## (54) SISTEM DE PRODUCERE A APEI GRELE

(57) Rezumat:

Invenția se referă la un sistem de producere a apei grele. Sistemul de producere a apei grele, conform invenției, este un sistem hibrid în cascadă, în 4 etape, prin continuarea procedurii de schimb catalitic și a procedurii de reformare industrială cu procedeuul biterm de separare a izotopilor în care, în prima etapă,

include o coloană de schimb catalitic, cu pat de catalizator de preîmbogățire în deuteriu a fluxurilor de alimentare lichide sau gazoase.

Revendicări: 6

Figuri: 7

Examinator: ing. PREJBEANU ANCA



Orice persoană are dreptul să formuleze în scris și motivat, la OSIM, o cerere de revocare a brevetului de invenție, în termen de 6 luni de la publicarea mențiunii hotărârii de acordare a acesteia

RO 121959 B1

# RO 121959 B1

1           Invenția se referă la un sistem pentru producerea apei îmbogățite cu deuteriu. Este  
2 cunoscut că cea mai mare parte a proviziilor de apă grea, la nivel mondial, este în mod  
3 obișnuit asigurată prin procedeul pe bază de sulfură Girdler sau prin procedeele bazate pe  
4 schimb catalitic amoniac-hidrogen. Procedeul pe bază de sulfură Girdler este un procedeu  
5 bitermic de producere a apei grele (două temperaturi) și prezintă avantajul diferențelor în  
6 factorii de separare termodinamică dintre apă și hidrogen sulfurat. Procedeul utilizează o  
7 serie de temperaturi duale în cascadă, coloane de transfer de masă în care circulă cantități  
8 mari de gaz pe bază de hidrogen sulfurat în contracurent cu alimentarea cu apă naturală.  
9 Atât procedeul pe bază de sulfura Girdler, cât și schimbul catalitic amoniac-hidrogen necesită  
10 cheltuieli de investiție mari. Procedeul pe bază de amoniac prezintă limitări de mărime și pro-  
11 cedeul pe bază de sulfura Girdler consumă cantități mari de energie și utilizează hidrogen  
12 sulfurat foarte riscant.

13           Proprietățile deosebite ale apei grele ca moderator de neutroni o face utilă în  
14 reactoarele nucleare și în special în cazul reactorului nuclear CANDU, realizat de Atomic  
15 Energy of Canada Ltd. Oricum, prețul ridicat al apei grele produsă prin utilizarea procedului  
16 pe bază de sulfura Girdler și procedeele bazate pe amoniac pot afecta atractivitatea eco-  
17 nomică a reactoarelor moderate cu apă grea, cum ar fi reactoarele CANDU. În conformitate  
18 cu acestea, au fost propuse și alte procedee pentru producerea apei grele. Printre ele, sunt  
19 procedeele care exploatează schimbul de izotop de deuteriu dintre apă și hidrogen, prin  
20 utilizarea unui catalizator.

21           Un astfel de procedeu este cunoscut ca Procedeul combinat de schimb catalitic și  
22 electroliză ("CECE"). Procedeul CECE a fost descris anterior în brevetul **US 3974048**. Este  
23 un procedeu monotermic, cu conversia apei în hidrogen, realizat prin electroliză. Deoarece  
24 întregul curent de alimentare trebuie să fie supus electrolizei, costul electrolizei poate avea  
25 ca rezultat un procedeu prohibitiv din punct de vedere al costului, pentru extragerea apei  
26 grele și este practic doar ca un procedeu indirect, în cazul în care electroliza se realizează,  
27 pe scară largă, pentru cu totul alte motive.

28           Un al doilea procedeu indirect este procedeul combinat de schimb catalitic și hi-  
29 drogen reformat industrial (CIRCE). CIRCE folosește un reformator de abur monotermic in-  
30 dustrial, pentru prima etapă, pentru a genera hidrogen din metan și alimentări cu apă și elec-  
31 troliză (în mod obișnuit CECE), pentru etapele superioare. Deși este mai complex decât pro-  
32 cedeul CECE, principala atractivitate a procedului CIRCE este disponibilitatea larg  
33 răspândită a unor instalații relativ mari care produc hidrogen prin reformarea aburului. Pro-  
34 cedeul CIRCE suferă de faptul că nivelurile ridicate de deuteriu în dispozitivul de reformare  
35 fac ca scurgerile oricăror specii deuterate (apă, metan, hidrogen) din instalația de reformare  
36 catalitică să fie în mod deosebit costisitoare și instalația necesită un nivel ridicat de etan-  
37 șeizare la scurgere în instalația de reformare. Optimizarea procedului CIRCE pentru cel mai  
38 scăzut preț de cost per unitate reprezintă în primul rând un echilibru între minimalizarea volu-  
39 mului catalizatorului din prima etapă și pierderea de deuteriu în ceea ce privește scurgerea  
40 din instalația de reformare (prin mutarea operației separative în etapele superioare) și mi-  
41 nimalizarea costurilor de investiție pentru celula electrolitică (prin mutarea operației se-  
42 parative în prima etapă). Oricum, deoarece costurile de investiție ale celulei electrolitice  
43 domină, soluția pentru cel mai scăzut cost per unitate reprezintă o cascadă distorsionată cu  
44 o îmbogățire, în primă etapă, de cinci până la șapte ori mai mare decât într-o cascadă ideală,  
45 care are ca rezultat o configurație care prezintă pierderi ridicate în instalația de reformare și,  
46 în mod comparativ, o producție scăzută. Într-adevăr, aspectele economice ale procedului  
47 CIRCE depind în mod substanțial de costul modificărilor cerute pentru a face ca instalația

# RO 121959 B1

de reformare industrială să se scurgă relativ compact și pe cantitatea de deuteriu pierdută prin instalația de reformare. În plus, etapele CECE superioare ale procedurii CIRCE trebuie să primească o alimentare cu lichid (de exemplu, apă) din prima etapă.	1 3
Un procedeu alternativ pentru a utiliza schimbul de apă-hidrogen este procedeu bitermic hidrogen apă (BHW). BHW este un procedeu direct care utilizează schimbul catalitic în fază lichidă. În fiecare etapă există un turn rece superior, unde deuteriul se transferă de la hidrogen la apa lichidă, și un turn cald inferior, unde deuteriul se transferă de la apă la hidrogen gazos. Alimentarea către etapele superioare este preluată dintre turnurile reci și calde. Procedeu BHW este similar procedurii pe bază de sulfură Girdler, dar cu avantajele unor factori de separare mult superiori, un consum de energie mai scăzut și fluide de procedeu non-corosive și non-toxice.	5 7 9 11
Problema tehnică pe care o rezolvă invenția constă din elaborarea condițiilor tehnice pentru separarea suplimentară a deuteriului, cu cheltuieli minime efective.	13
Astfel, în conformitate cu prezenta invenție, se asigură un sistem hibrid de producere a apei grele BHW-CIRCE, conectat prin lichid, care prezintă o serie de etape în cascadă, prima etapă cuprinzând o coloană de schimb catalitic în prima etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu cu gaz pe bază de hidrogen pentru a produce un curent de apă lichidă în primă etapă, îmbogățit cu deuteriu, și o instalație industrială de reformare a aburului pentru a extrage un curent de produs gazos pe bază de hidrogen din apa lichidă, o parte din respectivul curent de apă lichidă din prima etapă, îmbogățit cu deuteriu, din respectiva coloană de schimb catalitic, din prima etapă, fiind aplicată ca alimentare la respectiva instalație de reformare, și respectivul curent de produs gazos pe bază de hidrogen din instalația de reformare fiind aplicat ca alimentare la respectiva coloană de schimb catalitic din prima etapă, o a doua etapă de procedeu bitermic hidrogen-apă (BHW) cuprinzând coloane de schimb catalitic la rece și la cald, din a doua etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu cu hidrogen gazos, respectiva coloană de schimb catalitic la rece, din a doua etapă, funcționând la o temperatură mai scăzută, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului din hidrogen gazos la apa sub formă lichidă, respectiva coloană de schimb catalitic la cald, din a doua etapă, funcționând la o temperatură mai ridicată, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului din apa sub formă lichidă la hidrogen gazos, dispozitive pentru circularea respectivului hidrogen gazos sub formă de curent prin respectivele coloane de schimb catalitic la rece și la cald, din a doua etapă, dispozitive pentru aplicarea respectivului curent de apă sub formă lichidă îmbogățită cu deuteriu, din prima etapă, de la coloana de schimb catalitic din prima etapă, la coloana de schimb catalitic din a doua etapă, în relație de contracurent față de respectivul curent de hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă sub formă lichidă îmbogățită cu deuteriu din a doua etapă, dispozitive pentru aplicarea unei părți din apa lichidă din cea de-a doua etapă, la coloana de schimb catalitic la cald, din a doua etapă, în relație de contracurent cu respectivul curent de hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă, din a doua etapă, sărăcit în deuteriu, dispozitive pentru aplicarea curentului de apă lichidă din a doua etapă, sărăcit în deuteriu, la instalația de reformare, dispozitive de îndepărtare a unei părți din curentul de apă lichidă din cea de-a doua etapă, îmbogățită cu deuteriu, produs de coloana de schimb catalitic la rece din cea de-a doua etapă.	15 17 19 21 23 25 27 29 31 33 35 37 39 41 43
Conform unui alt aspect al prezentei invenții, se asigură un sistem hibrid de producere a apei grele BHW-CIRCE, conectat prin gaz, care prezintă o serie de etape în cascadă, prima etapă cuprinzând o coloană de schimb catalitic în prima etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu cu hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă, în primă etapă, îmbogățit cu deuteriu, și o instalație de reformare	45 47

# RO 121959 B1

1 industrială a aburului, pentru a extrage un curent de produs gazos pe bază de hidrogen din  
2 apa lichidă, respectivul curent de apă lichidă din prima etapă, îmbogățit cu deuteriu, din res-  
3 pectiva coloană de schimb catalitic din prima etapă, fiind aplicat ca alimentare la instalația  
4 de reformare, și o parte din curentul de hidrogen gazos din instalația de reformare fiind  
5 aplicată ca alimentare la coloana de schimb catalitic din prima etapă, o a doua etapă de pro-  
6 cedeu bitermic hidrogen-apă (BHW) cuprinzând coloane de schimb catalitic la rece și la cald,  
7 din a doua etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu cu hidrogen ga-  
8 zos, respectiva coloană de schimb catalitic la rece funcționând la o temperatură mai scăzută,  
9 eficiență pentru a cauza transferul deuteriului din hidrogen gazos la apa sub formă lichidă,  
10 respectiva coloană de schimb catalitic la cald din a doua etapă funcționând la o temperatură  
11 mai ridicată, eficiență pentru a cauza transferul deuteriului din apa sub formă lichidă la  
12 hidrogen gazos, dispozitive pentru circulația apei lichide sub formă de curent prin coloanele  
13 de schimb catalitic la rece și la cald din a doua etapă, dispozitive pentru aplicarea unei părți  
14 din curentul de produs gazos pe bază de hidrogen din instalația de reformare la coloana de  
15 schimb catalitic la cald din a doua etapă în relație de contracurent față de curentul de apă  
16 lichidă pentru a produce un curent de hidrogen gazos, din a doua etapă, îmbogățit în  
17 deuteriu, dispozitive pentru aplicarea curentului de hidrogen gazos, din a doua etapă,  
18 îmbogățit în deuteriu, la coloana de schimb catalitic la rece din a doua etapă, în relație de  
19 contracurent față de curentul de apă lichidă, pentru a produce un curent de hidrogen gazos  
20 din a doua etapă, sărăcit în deuteriu, și un curent de apă lichidă din a doua etapă, îmbogățit  
21 în deuteriu, dispozitive pentru aplicarea curentului de hidrogen gazos din a doua etapă, să-  
22 răcit în deuteriu, la coloana de schimb catalitic din prima etapă, dispozitive pentru înde-  
23 părțarea unei părți din curentul de apă lichidă din a doua etapă, îmbogățit în deuteriu, produs  
24 de către coloana de schimb catalitic la rece din cea de-a doua etapă.

25 Prezentă invenție poate include o a treia etapă suplimentară, BHW, după cum s-a  
26 descris mai sus, și o a patra etapă, CECE. Mai mult, o coloană de schimb catalitic de pre-  
27 îmbogățire poate fi plasată în mod avantajos în prima etapă, pentru a îmbogăți mai departe  
28 curenții pozitivi de alimentare lichidă sau gazoasă, înainte de a fi trecuți la cea de-a doua  
29 etapă.

Prin aplicarea invenției, se obțin următoarele avantaje:

- 31 - procedeul CIRCE se desfășoară în parametri optimi;
- 32 - costurile de proces sunt semnificativ reduse.

33 Se dau, în continuare, 6 exemple (variante) de realizare a invenției, în legătură  
34 cu figurile care reprezintă procesul tehnologic pentru sistemul de producere a apei grele,  
35 conform invenției.

36 - fig. 1 reprezintă o schemă simplificată a procesului tehnologic pentru un procedeu  
37 hibrid BHW-CIRCE, conectat prin lichid, în trei etape, conform prezentei invenții;

38 - fig. 2 reprezintă o schemă simplificată a procesului tehnologic care prezintă meca-  
39 nismul de separare a izotopilor în etapele BHW ale procedurii hibrid BHW-CIRCE, conform  
40 prezentei invenții;

41 - fig. 3 reprezintă o schemă simplificată a procesului tehnologic pentru un procedeu  
42 hibrid BHW-CIRCE, conectat prin lichid, în trei etape, care include un pat de preîmbogățire  
43 în primă etapă, conform prezentei invenții;

44 - fig. 4 reprezintă o schemă simplificată a procesului tehnologic pentru un procedeu  
45 hibrid BHW-CIRCE, conectat prin gaz, în trei etape, conform prezentei invenții;

46 - fig. 5 reprezintă o schemă simplificată a procesului tehnologic pentru un procedeu  
47 hibrid BHW-CIRCE, conectat prin gaz, în trei etape, care include un pat de preîmbogățire în  
48 primă etapă, conform prezentei invenții;

# RO 121959 B1

- fig. 6 reprezintă o schemă detaliată a unui proces tehnologic pentru un procedeu hibrid BHW-CIRCE, conectat prin lichid, în patru etape, care include un pat de preîmbogățire în primă etapă, conform prezentei invenții; 1  
3
- fig. 7 reprezintă o schemă detaliată a unui proces tehnologic pentru un procedeu hibrid BHW-CIRCE, conectat prin gaz, în patru etape, conform prezentei invenții. 5
- Într-un procedeu CIRCE convențional, este utilizat un număr de etape CIRCE în cascadă, pentru a atinge nivelul cerut de puritate a deuteriului din curentul de produs. Un singur procedeu CECE (în care toate celulele electrolitice sunt trecute în costul apei grele) este mai costisitor decât un procedeu bitermic, datorită costurilor ridicate ale celulelor electrolitice. În prezenta invenție, înlocuirea tuturor sau a celor mai multe dintre etapele CECE mai avansate ale unui procedeu CIRCE convențional, cu etape bitermice, reduce costul de investiție în etapele mai avansate și transferă mai multă activitate de separare în etapele mai avansate, reducând pierderile de deuteriu în instalația de reformare și crescând producția. 7  
9  
11  
13
- Cu referire la fig. 1, este ilustrată o schemă simplificată a procesului tehnologic pentru un procedeu hibrid BHW-CIRCE, conectat prin lichid, în trei etape, conform prezentei invenții. Prima etapă, în general indicată prin numărul de referință 1, este un procedeu CIRCE. Etapele 2 și 3, în general indicate prin numerele de referință 2 și respectiv 3, reprezintă fiecare un procedeu BHW. 15  
17
- Etapa 1 CIRCE include instalația de reformare industrială 10 și coloana de schimb catalitic în fază lichidă 12. Apa de alimentare lichidă care intră de la sursa de alimentare 14 coboară prin coloana de schimb catalitic în fază lichidă 12 în instalația de reformare industrială 10. Curentul de produs pe bază de hidrogen reformat la abur 16 din instalația de reformare 10 urcă prin coloana 12 și este îndepărtat din proces la punctul 18. Coloana 12 conține un pat compact de catalizator prin care gazul de hidrogen și apa lichidă trec în relație de schimb contracurent. Catalizatorul este protejat la umezeală, hidrofob și activ în prezența apei. În coloana 12, deuteriul este curățat din curentul de produs pe bază de hidrogen reformat la abur care curge în sus 16 și este transferat către apa lichidă care curge în jos din sursa de alimentare 14. 19  
21  
23  
25  
27
- Etapa BHW 2 include coloana 20 de schimb catalitic în fază lichidă la rece și coloana 22 de schimb catalitic în fază lichidă la cald, în coloana 20 la rece superioară, condițiile favorizează transferul deuteriului din curentul 24 de hidrogen care curge în sus către curentul de apă lichidă care curge în jos 26, în coloana 22 la cald inferioară, condițiile favorizează transferul deuteriului din apă la gazul de hidrogen. 29  
31  
33
- Fig. 2 reprezintă o prezentare schematică, simplificată, a mecanismului prin care procedeul bitermic efectuează separarea deuteriului. Condițiile prezentate în fig. 2 sunt doar pentru scopuri ilustrative și nu intenționează să reflecte în mod necesar condițiile de procedeu întâlnite în fiecare etapă a prezentei invenții. Când coloana la rece superioară 80 este pusă în funcțiune la o temperatură de aproximativ 50°C, factorul de separare a deuteriului în apă și hidrogen este de 3,3, ceea ce favorizează un transfer al deuteriului din curentul de hidrogen care curge în sus 82 la curentul de apă lichidă care curge în jos 84. Ca etapă a două, aceasta îmbogățește concentrația de deuteriu în curentul de apă lichidă 84 de la aproximativ 6.000 la aproximativ 40.000, până la 80.000 ppm. O parte a curentului de apă lichidă îmbogățit este extrasă la punctul 86 și aplicată ca alimentare la etapa superioară următoare (neprezentată). Curentul de apă lichidă, sărăcit, din următoarea etapă superioară, este aplicat curentului de apă lichidă îmbogățit care intră în coloana la cald inferioară 88 la punctul 90. Când coloana la cald inferioară 88 este pusă în funcțiune la o temperatură de aproximativ 180°C, factorul de separare al deuteriului în apă și hidrogen este 2,1, ceea ce 35  
37  
39  
41  
43  
45  
47

# RO 121959 B1

1 favorizează un transfer al deuteriului din curentul de apă lichidă care curge în jos **84** către  
curentul de hidrogen care curge în sus **82**. Curentul de hidrogen îmbogățit cu deuteriu **82**  
3 curge în sus în coloana la rece superioară **80**, unde transferul deuteriului la curentul de apă  
lichidă apare după cum a fost descris mai sus. Curentul de apă lichidă **84** care intră în co-  
5 loana la rece superioară **80** la punctul **94** și curentul de apă lichidă iese din coloana la cald  
inferioară **88** sunt respectiv scoase din și întoarse în curentul de apă lichidă dintre coloanele  
7 la rece și la cald ale etapei precedente (neprezentate).

Întorcându-ne acum la fig. 1, procedeul de separare bitermică, descris mai sus cu re-  
9 ferire la fig. 2, apare în coloanele la rece și la cald **20** și **22**. Alimentarea cu apă lichidă pentru  
coloana la rece superioară **20** a etapei 2 este extrasă din curentul de apă lichidă îmbogățit  
11 cu deuteriu care curge în jos și care părăsește coloana de schimb catalitic în fază li-  
chidă **12** a etapei 1, la punctul **25**. Acesta este aplicat ca alimentare cu apă lichidă la partea  
13 de sus a turnului rece superior **20** al etapei 2. După îmbogățirea în coloana la rece **20**, o  
parte a curentului de apă lichidă este extrasă la punctul **26**, după cum a fost aplicată, ca ali-  
15 mentare, la etapa 3. Partea rămasă a coloanei de apă lichidă care iese din coloana la  
rece **20**, împreună cu curentul de apă lichidă **28** care iese din etapa 3, sunt trecute prin  
17 uscătorul **30**, coloana la cald inferioară **22** și umidificator **32**. Schimbul de deuteriu dintre  
curentul de apă lichidă la curentul de hidrogen apare în coloana la cald inferioară **22**, în ma-  
19 niera descrisă mai sus, și curentul de apă lichidă sărăcit este trecut înapoi la instalația de re-  
formare industrială **10** pe bază de abur în etapa 1. Etapa BHW 3 este similară etapei 2 care  
21 prezintă coloana de schimb catalitic în fază lichidă la rece superioară **40**, coloana de schimb  
catalitic în fază lichidă la cald inferioară **42**, uscătorul **44** și umidificatorul **46**. Produsul îm-  
23 bogățit final este extras din curentul de apă lichidă mai jos de coloana la rece superioară **40**,  
la punctul **50**.

25 Chiar și cu o diluție de deuteriu de 50% în instalația de reformare din metan la o con-  
centrație în deuteriu naturală, instalația de reformare produce gaz de hidrogen la o con-  
27 concentrație substanțial mai ridicată decât echilibrul cu apa care intră în instalația de reformare.  
Această situație poate fi utilizată. Deuteriul poate fi transferat la etapa a doua fie printr-un cu-  
29 rent de gaz  $H_2$ , fie printr-un curent de  $H_2O$  lichid. În fiecare caz, aceste debite sunt relativ mici  
în comparație cu debitele din prima etapă.

31 Cu referire acum la fig. 3, este ilustrată o schemă simplificată a procesului tehnologic  
care prezintă un procedeu BHW-CIRCE în trei etape din fig. 1, astfel modificat încât să in-  
33 cludă o alimentare îmbogățită. În fig. 1 și 3, componentele care desfășoară o funcție similară  
sunt identificate prin repere similare. Exemplul de realizare din fig. 3 diferă de cel din fig. 1,  
35 prin aceea că coloana catalitică în fază lichidă la rece **52** este plasată între instalația de re-  
formare **10** și coloana **12** din etapa 1 CIRCE. Alimentarea cu apă lichidă către etapa a doua  
37 este preîmbogățită prin echilibrarea cu hidrogen de reformare în coloana la rece **52**. Acolo  
unde este utilizată apă lichidă pentru a transfera deuteriul către etapa a doua, curentul care  
39 este transferat este mai departe îmbogățit în coloana **52** prin contact cu întregul curent de  $H_2$   
din instalația de reformare. În legătură cu debitul de  $H_2$  din prima etapă, dimensiunea redusă  
41 a debitului de apă de transfer îi permite să se apropie de echilibru cu  $H_2$ . Prin acest dis-  
pozitiv, concentrația de deuteriu pentru  $H_2O$  din curentul de transfer poate fi în mod substan-  
43 țial menținută la un preț redus. Aceasta are ca rezultat reducerea atât a înălțimii turnurilor din  
a doua etapă, cât și a diametrului lor, conducând la o economie considerabilă per ansamblu.

45 Pierderile de substanțe purtătoare de deuteriu din instalația de reformare reprezintă  
un factor major în reglarea îmbogățirii cu deuteriu prin prima etapă. Aceste pierderi sunt di-  
47 rect proporționale cu concentrația de apă care intră în instalația de reformare.

## RO 121959 B1

Să considerăm cazul în care apa care intră în instalația de reformare este îmbogățită în deuteriu la 5000 ppm. În aranjamentul convențional cu deuteriu cu alimentare prin apă către etapa a doua, conținutul în deuteriu al apei către etapa a doua ar fi în jur de 5150 ppm (ușor mai mare decât concentrația care alimentează instalația de reformare, din moment ce o mică cantitate de deuteriu este îndepărtată din apa care se întoarce după trecerea prin cea de-a doua etapă). Debitul de apă către a doua etapă ar fi în jur de 10,5% din debitul de apă din prima etapă.

În continuare, să considerăm un caz conform prezentei invenții. La o temperatură tipică pentru o coloană de schimb la rece de 60°C, factorul de separare pentru apă și hidrogen este de aproximativ 3,15. Pentru aceeași concentrație de apă care intră în instalația de reformare, contactul în prezența catalizatorului de schimb dintre gazul care iese din instalația de reformare și curentul de apă redus care alimentează cea de-a doua etapă crește concentrația în deuteriu a apei la aproximativ 7.000 ppm. Aceasta are ca rezultat o descreștere corespunzătoare în toate debitele din a doua etapă de peste 25%. Cea de-a doua etapă este de asemenea scurtată, din moment ce alimentarea la aceasta este cu mai mult de 25% pre-îmbogățită.

Cu referire la fig. 4, este ilustrată o schemă simplificată a procesului tehnologic care prezintă un exemplu de realizare alternativ al prezentei invenții. În fig. 1 și 4, componentele care realizează o asemenea funcție sunt identificate prin repere asemănătoare. Exemplul de realizare din fig. 4 diferă de cel din fig. 1, prin aceea că prima și cea de-a doua etapă sunt mai degrabă conectate prin gaz decât prin lichid.

În etapa CIRCE 1, curentul de produs pe bază de hidrogen reformat la abur care urcă este aplicat ca alimentare la baza coloanei de schimb catalitic în fază lichidă la cald 22 a celei de-a doua etape BHW 2, prin umidificatorul 32. Curentul de hidrogen care iese pe la partea de sus a coloanei de schimb catalitic în fază lichidă la rece 20 este returnat la baza coloanei de schimb catalitic în fază lichidă 12 din prima etapă CIRCE 1.

În cazul deuteriului care se transferă prin alimentare cu apă din etapa CIRCE 1 către etapa BHW 2, concentrația în deuteriu din gazul de hidrogen care iese din etapa BHW 2 este similară cu aceea a hidrogenului care iese din instalația de reformare. Astfel înlocuirea alimentării cu apă din etapa CIRCE 1 către etapa BHW 2, cu gaz de alimentare de la etapa CIRCE 1 către etapa BHW 2 ca mijloc de transfer a deuteriului (și în mod similar de la etapa BHW 2 la etapa BHW 3) produce un rezultat în mare parte comparabil cu debitele similare și concentrațiile de deuteriu din etapele BHW. Oricum, în multe împrejurări, analiza economică arată că conectarea la etapele BHW, prin utilizarea alimentării cu hidrogen gazos, prezintă un avantaj al costului modest față de conectarea prin alimentare cu apă. Pe de altă parte, utilizarea alimentării cu apă între etape este oarecum mai elastică, din moment ce presiunea etapelor BHW poate fi fixată în mod independent de cea a instalației de reformare. De asemenea, acolo unde instalația de reformare produce gaz de sinteză pentru producerea de amoniac (3 părți hidrogen la o parte azot), alimentarea cu apă permite excluderea azotului din circulație în etapele BHW. Excluderea azotului reduce volumul etapelor BHW în proporție directă cu volumul gazelor din circulația BHW.

Cu referire acum la fig. 5, este ilustrată o schemă simplificată a procesului tehnologic pentru un procedeu BHW-CIRCE, conectat prin gaz, în trei etape, din fig. 4, modificat pentru a include o alimentare îmbogățită. În fig. 4 și 5, componentele care realizează o asemenea funcție sunt identificate prin repere similare. Exemplul de realizare din fig. 5 diferă de cel din fig. 4 prin aceea că coloana de schimb catalitic în fază lichidă la cald 54 este plasată între instalația de reformare 10 și coloana 12 din etapa CIRCE 1. Alimentarea cu gaz de hidrogen către etapa a doua este preîmbogățită prin contactul cu alimentarea cu lichid din instalația

## RO 121959 B1

1 de reformare în coloana la cald **54**. Acest lucru este avantajos acolo unde concentrația în  
2 deuteriu a gazului de hidrogen este neobișnuit de scăzută în comparație cu concentrația în  
3 deuteriu a apei care intră în SMR. Acest lucru ar apărea acolo unde apa asigură o pro-  
4 porție neobișnuit de scăzută a hidrogenului produs în SMR, de exemplu în cazul în care este  
5 adăugat aer, un procedeu în general cunoscut ca reformare secundară. Într-o asemenea si-  
6 tuație, și atunci când deuteriul este transferat către etapa BHW2 ca gaz de hidrogen,  
7 conținutul în deuteriu al acestui hidrogen poate fi crescut, prin contact, într-un pat catalitic  
8 între acest mic curent de hidrogen și întregul debit de apă care intră în SMR. Pentru a maxi-  
9 miza transferul de deuteriu din apă la hidrogen, acest contact ar trebui să fie realizat la cea  
10 mai ridicată temperatură posibil, pentru a utiliza descreșterea în factorul de separare, odată  
11 cu creșterea temperaturii (de exemplu, aceasta este 2 la 200°C).

12 Cu referire acum la fig. 6, este ilustrată o schemă simplificată a procesului tehnologic  
13 care prezintă mai detaliat un procedeu hibrid BHW-CIRCE, conform prezentei invenții. Pro-  
14 cedeeul din fig. 6 este un procedeu în patru etape, conectat prin lichid. Prima etapă  
15 identificată în general prin reperul **100** este un procedeu CIRCE cu un turn de schimb ca-  
16 talitic în fază lichidă la rece pentru preîmbogățire. Etapele a doua și a treia, în general  
17 indicate prin reperatele **200** și respectiv **300**, sunt fiecare un procedeu BHW. Astfel, primele  
18 trei etape sunt o cascadă CIRCE-BHW-BHW, similară cu cea ilustrată în fig. 3. Etapa a patra  
19 suplimentară, în general indicată prin reperul **400**, este un procedeu CECE convențional. S-a  
20 constatat că este de dorit utilizarea unei etape finale CECE după ultima etapă BHW,  
21 deoarece aceasta evită sau reduce complicațiile asociate cu procedeele bitermice la con-  
22 concentrații în deuteriu foarte ridicate. După cum este cunoscut specialiștilor în domeniu, la con-  
23 concentrații ridicate, liniile curbilor de echilibru forțază reciclarea de lichid să deformeze liniile  
24 de operare, iar căldura reacției răcește coloanele de schimb la cald și încălzește coloanele  
25 de schimb la rece în procedeele BHW.

26 În fig. 6, apa de alimentare naturală care intră este introdusă în procedeu la in-  
27 trarea **102**, prin uscătorul **104** în prima coloană de schimb catalitic în fază lichidă **106**. Co-  
28 loana **106** conține un pat de catalizator compact, în care gazul de hidrogen și apa lichidă trec  
29 într-o relație de schimb în contracurent. Catalizatorul este protejat la umezeală, hidrofob și  
30 activ în prezența apei. În coloana **106**, deuteriul este curățat din curentul de produs pe bază  
31 de hidrogen reformat la abur, care curge în sus **110** și este transferat către apa lichidă, care  
32 curge în jos, din sursa de alimentare **102**. În etapa CIRCE 1, deuteriul este transferat de la  
33 hidrogen la apă prin intermediul schimbului catalitic în unitățile **106** și **108**. Temperatura și  
34 umiditatea gazului care intră și iese din aceste unități de schimb sunt în general controlate  
35 prin contact direct cu apa, în mod adecvat răcite sau încălzite prin contact indirect în  
36 schimbătoare de căldură cu apă de răcire (unitatea de răcire **120**) sau, respectiv, abur  
37 (încălzitorul de abur **118**). Contactul direct este realizat într-un turn umplut cu un material po-  
38 triv pentru transferul de căldură. Deoarece debitul de apă către etapa BHW 2 este relativ  
39 mic, performanța acestui turn de transfer de căldură poate fi îmbunătățită prin recircularea  
40 apei în jurul unității și extragerea doar a unei părți din acest debit de apă ca alimentare către  
41 etapa BHW 2.

42 Prima etapă CIRCE **100** include de asemenea instalația de reformare pe bază de  
43 abur industrial **112**. Instalația de reformare **112** poate fi oricare dintr-un număr de instalații  
44 de reformare pe bază de abur, utilizate comercial, care includ o instalație de reformare con-  
45 vențională alimentată cu aer care produce un gaz de sinteză pe bază de amoniac, și un  
46 model mai modern, care constă dintr-o instalație de reformare primară plus un schimb de  
47 temperatură ridicată, cu o unitate de absorbție a presiunii oscilante (PSA), pentru a purifica

## RO 121959 B1

curentul de produs pe bază de hidrogen. Este preferată instalația de reformare de tip PSA, deoarece îndepărtează din gazul rezidual urmele de CO care pot otrăvi catalizatorii Pt din coloanele de schimb catalitic. Modificări pentru a adapta instalațiile de reformare comerciale spre a fi utilizate în procedeul BHW- CIRCE pot include îndepărtarea azotului din alimentarea cu metan către instalația de reformare a aburului și îndepărtarea CO<sub>2</sub> din gazul rezidual înainte de reciclarea acestui curent, pentru a reduce alimentarea cu metan către instalația de reformare.

Apa lichidă care a fost îmbogățită în coloana de schimb catalitic în fază lichidă **106** trece prin umidificatorul **116** și uscătorul **114** și este aplicată ca alimentare la instalația de reformare pe bază de abur **112**. Deuteriul este curățat din curentul de produs pe bază de hidrogen reformat la abur, care curge în sus **110**, și este transferat către apa lichidă, care curge în jos, din sursa de alimentare **102**, în prima și cea de-a doua coloană de schimb catalitic în fază lichidă **106** și **108**, trecând de asemenea prin uscătorul **114** și umidificatorul **116**, pentru a ajusta temperaturile apei și hidrogenului în mod adecvat față de coloanele de schimb următoare. A doua coloană de schimb catalitic în fază lichidă **108** acționează ca un pat de preîmbogățire cu reglare "înainte" în fază lichidă din prima etapă, cu materialul reciclat lichid.

A doua etapă **200** este un procedeu BHW și include coloana de schimb catalitic în fază lichidă la rece **202** și coloana de schimb catalitic în fază lichidă la cald **204**. După cum s-a descris cu referire la fig. 1, în coloana la rece superioară **200**, condițiile favorizează transferul deuteriului din curentul de hidrogen, care curge în sus **206** către curentul de apă lichidă, care curge în jos **208**. În coloana la cald inferioară **204**, condițiile favorizează transferul deuteriului din curentul de apă lichidă, care curge în jos **208** către curentul de hidrogen, care curge în sus **206**.

Hidrogen gazos este reciclat în jurul celei de-a doua etape. Hidrogenul rece care iese din coloana **202** este încălzit și umidificat prin contact direct cu apa fierbinte în umidificatorul **216**. Apoi, hidrogenul încălzit și umidificat trece prin coloana de schimb catalitic la cald **204**, unde devine în mod crescător îmbogățit în deuteriu, ca rezultat al curățării deuteriului din curentul de apă contrar curgător. Hidrogenul fierbinte care iese din coloana **204** este răcit și uscat în uscătorul **214** prin contact direct cu apă rece. Hidrogenul răcit trece prin turnul de schimb la rece **202** și este constant curățat de deuteriu prin curentul de apă contrar curgător. O parte a curentului de apă, acum în mod semnificativ mai îmbogățită în deuteriu, este îndepărtată din debitul principal de apă și alimentată către cea de-a treia etapă a procedurii **300**. Pentru a fi eficient, uscătorul **214** necesită un debit mai mare de apă rece decât acela care iese din coloana de schimb la rece **202**. Un debit suplimentar de apă este asigurat sub forma unui alt curent de apă de reciclare care respinge căldura în schimbătorul **222** și răcitorul **224**. Răcirea prin uscătorul **214** este controlată de temperatura debitului de reciclare care iese din răcitorul **224**. În mod similar, umidificatorul **216** necesită un debit mai mare de apă fierbinte decât cel care iese din coloana de schimb la cald **204**. Un debit suplimentar de apă este asigurat sub forma unui alt curent de apă de reciclare care colectează căldura din schimbătorul **222** și încălzitorul de abur **220**. Pentru a reduce cantitățile de abur alimentate la încălzitorul de abur **220** și de apă de răcire alimentate la răcitorul de apă **224**, căldura este schimbată între cele două curenți de reciclare în schimbătorul de căldură **222**.

Alimentarea cu apă lichidă **208** pentru coloana la rece superioară **202** a etapei 2 este extrasă din curentul de apă lichidă îmbogățită cu deuteriu, care curge în jos, care iese din coloana de schimb catalitic în faza lichidă **108** a etapei 1. După îmbogățirea în coloana la

## RO 121959 B1

1 rece **202**, o parte a curentului de apă lichidă este extrasă la punctul de reglare "înainte" a  
lichidului **210** și este aplicată ca alimentare la următoarea etapă BHW 300. Partea care  
3 rămâne a curentului de apă lichidă ce iese din coloana la rece **202**, împreună cu curentul de  
apă lichidă **312** care iese din următoarea etapă BHW 300, sunt trecute prin uscătorul **214**,  
5 coloana la cald inferioară **204** și umidificatorul **216**. Schimbul de deuteriu de la curentul de  
apă lichidă la curentul de hidrogen apare în coloana la cald inferioară **204** în maniera des-  
7 crisă mai sus și curentul de apă lichidă sărăcit **212** este trecut înapoi la etapa CIRCE **100** ca  
intrare către instalația de reformare **112** prin umidificatorul **114**.

9 A treia etapă **300** este un procedeu BHW și operează în același mod cu cea de-a  
doua etapă descrisă mai sus, cu componente asemănătoare, îndeplinind funcții similare. Cu-  
11 rentul de alimentare cu apă lichidă **308** pentru coloana la rece superioară **302** este extras  
din punctul de reglare "înainte" a lichidului **210** al celei de-a doua etape **200** și curentul de  
13 apă lichidă sărăcit **312** este trecut înapoi către etapa BHW **100** între coloana la rece su-  
perioară **202** și coloana la cald inferioară **204**, la punctul **218**.

15 Procedeu BHW nu se potrivește bine îmbogățirii apei grele la peste aproximativ 20%  
deuteriu, deoarece căldura reacției (când deuteriul este transferat de la hidrogen la apă)  
17 crește temperatura în turnul rece și coboară temperatura în turnul cald. Deși căldura reacției  
este relativ mică, creșterea temperaturii ar fi amplificată de contactele repetate dintre apă și  
19 hidrogen în coloanele de schimb. De asemenea, concentrațiile crescătoare, proporția  
echilibrului deuteriului în apă față de cea în hidrogen încep să descrească apreciabil,  
21 atingând o valoare limitativă de 1 pentru deuteriu pur. Funcționarea optimă a unei etape  
BHW depinde de menținerea unei egalități aproximative între hidrogen față de proporțiile de-  
23 bitului de apă și de valoarea de echilibru pentru temperatura de contact. Schimbarea valorilor  
de echilibru ar distruge păstrarea proporțiilor.

25 În mod corespunzător, etapa finală a procedurii utilizează un procedeu monotermic,  
procedeu CECE (schimb catalitic și electroliză combinate). În ceea ce privește procedeu  
27 CECE, funcția turnului cald al procedurii BHW (de a produce hidrogen îmbogățit în deuteriu  
prin schimb catalitic) este înlocuită de conversia electrolitică a apei îmbogățite în deuteriu în  
29 hidrogen, la aceeași concentrație. A patra etapă 400 este un procedeu CECE convențional  
și cuprinde coloanele de schimb catalitic în fază lichidă **402**, **404**, **406**, echilibratorul  
31 lichid-vapori **408**, celulele electrolitice **410**, unitatea de purificare **412**, recombinatorul de  
oxigen hidrogen **414**, răcitorul de curent de gaz pe bază de oxigen **416** și epuratorul de va-  
33 pori de deuteriu din curentul de oxigen **418**. Apa de alimentare naturală din sursa **420** co-  
boară prin coloana de schimb catalitic în fază lichidă **402** și împreună cu apa de alimentare  
35 lichidă îmbogățită în deuteriu din punctul de reglare "înainte" a lichidului **310** al etapei  
BHW 300 este aplicată ca alimentare la coloanele de schimb catalitic în fază lichidă **404**  
37 și **406**, și trece prin echilibratorul **408** către celulele electrolitice **410**. Coloanele **402**, **404**  
și **406** conțin fiecare un pat compact de catalizator, în care hidrogenul gazos și apa lichidă  
39 trec în relație de schimb prin contracurent. Catalizatorul este protejat la umezeală, hidrofob  
și activ în prezența apei. Materialul de catalizator preferat este cel descris mai sus cu referire  
41 la fig. 1.

43 Celulele electrolitice **410** nu asigură doar un reflux la bază prin convertirea lichidului  
îmbogățit în deuteriu care iese din coloana de schimb catalitic în fază lichidă **408** în hidrogen  
gazos, ci îmbogățește și rezervele lichide de celule electrolitice. Hidrogenul electrolitic  
45 produs în celulele electrolitice **410** este sărăcit în deuteriu față de electrolit, datorită efectului  
de izotop cinetic inerent în reacția de evoluție a hidrogenului. Factorul de separare a celulelor  
47 electrolitice este în mod obișnuit de 5-6. Hidrogenul gazos generat în celulele electrolitice

## RO 121959 B1

**410** se ridică prin echilibratorul **408** care aduce concentrația în deuteriu a vaporilor de apă din curentul de hidrogen gazos în echilibru izotopic cu intrarea de apă lichidă. Hidrogenul gazos curge prin coloanele de schimb catalitic în fază lichidă **404**, **406** și **408** și este îndepărtat din procedeu la punctul **422**. 1  
3

Condensatul lichid generat de celulele electrolitice **410** este purificat prin unitatea directă de alimentare cu osmoză inversă **412** care îndepărtează materialul de electrolit și este livrat la punctul **427**, ca produs final de apă grea purificată. Curentul de oxigen electrolitic din celulele electrolitice **410** conține cantități mici de hidrogen îmbogățit în deuteriu. Recombinarea acestui hidrogen pentru a forma apă în recombinatorul **414** permite deuteriului să fie îndepărtat de către răcitorul **416** și evaporatorul **418** și întors la curentul de apă lichidă, la punctele **424** și **426**. 5  
7  
9  
11

Cu referire acum la fig. 7, este ilustrată o schemă detaliată a unui proces tehnologic pentru un procedeu BHW-CIRCE, conectat prin gaz, în patru etape, conform prezentei invenții. Prima etapă, identificată în general cu reperul **100**, reprezintă un procedeu CIRCE. Cea de-a doua și cea de-a treia etapă, în general indicate prin reperatele **200** și respectiv **300**, sunt fiecare un procedeu BHW. Astfel, primele trei etape reprezintă o cascadă CIRCE-BHW-BHW similară cu cea ilustrată în fig. 4. Etapa a patra suplimentară, indicată în general prin reperul **400**, reprezintă un procedeu convențional CECE, și este similară cu cea de-a patra etapă, descrisă cu referire la fig. 6. În fig. 6 și 7, componentele care realizează funcții asemănătoare sunt identificate prin reperate similare. 13  
15  
17  
19

În procesul conectat prin gaz din fig. 7, alimentarea cu gaz pentru a doua etapă BHW 200 este extrasă din curentul de hidrogen reformat la abur produs de instalația de reformare industrială **112**, prin umidificatorul **114**, unitatea de reglare "înainte" a gazului **117** și compresorul **118**, și este aplicată la baza coloanei de schimb catalitic în fază lichidă la cald **204**, a celei de-a doua etape, prin umidificatorul **216**. Gazul de hidrogen sărăcit în deuteriu, care iese pe la partea de sus a turnului rece **202**, este trecut înapoi la prima etapă CIRCE 100, la punctul **120**. 21  
23  
25  
27

Cea de-a doua și a treia etapă BHW 200 și 300 sunt în mod similar interconectate prin gaz. Hidrogenul este extras din curentul **206** prin unitatea de reglare "înainte" a gazului **218** și este aplicat la baza turnului cald **304** prin umidificatorul **316**. Gazul de hidrogen sărăcit în deuteriu care iese pe la partea de sus a turnului rece **302** este trecut înapoi la prima etapă BHW 200, la punctul **220**. 29  
31

Hidrogenul este extras din curentul **306** al celei de-a treia etape BHW 300 prin unitatea de reglare "înainte" **318** și este aplicat la baza coloanei de schimb catalitic în fază lichidă **402** a celei de-a patra etape CECE 400, prin echilibratorul **428**. 33  
35

În toate coloanele de schimb catalitic în fază lichidă, cu excepția coloanelor LPCE la cald utilizate în etapele bitermice BHW și pentru preîmbogățirea prin reglare "înainte" din exemplul de realizare conectat la gaz al prezentei invenții, materialul de catalizator preferat este un metal din grupa VIII, care prezintă un polimer organic impermeabil lichid-apă sau un înveliș de rășină selecționat din gruparea care constă din polifluorocarburi, polimeri pe bază de hidrocarburi hidrofobe de mărime moleculară medie până la mare și siliconi, și care este permeabilă la vaporii de apă și la gazul de hidrogen. Aceste tipuri de catalizatori sunt descrise în brevetele **US 3981976** și **4126687**. Pentru utilizarea coloanei la cald, catalizatorul poate fi un compozit de Teflon™ și stiren-divinilbenzen polimerizat (SDB). În mod alternativ, un catalizator ca cel descris de către Hartog și colab. în **US 4471014** sau alți catalizatori care prezintă activitate satisfăcătoare la 150°C sau peste pot fi folosiți. 37  
39  
41  
43  
45

# RO 121959 B1

Deficiențele procedurii CIRCE convențional și avantajele procedurii hibrid BHW-CIRCE, conform prezentei invenții, au fost demonstrate de o analiză economică detaliată, care compară un număr de procedee CIRCE convenționale cu procedeele hibrid 3 BHW-CIRCE. Simularea este bazată pe utilizarea unei instalații de reformare primare, plus schimb de temperatură ridicat, cu o unitate de absorbție a presiunii oscilante. Unitatea de absorbție a presiunii oscilante de tip PSA operează la o presiune de 2170 kPa. În acord cu aceasta, etapele bitermice ale procedurii BHW-CIRCE au fost modelate la această presiune din motive care includ faptul că există doar un efect de presiune slab asupra costului, operarea la presiuni mai ridicate favorizează temperaturi ale coloanei la cald mai ridicate, care ar putea afecta în mod advers stabilitatea catalizatorilor, și etapele de operare cu presiuni diferite ar necesita un compresor scump într-un procedeu conectat cu gaz. Analiza se bazează pe un cod de simulare a instalației de apă grea pe bază de hidrogen-apă în stare constantă V8.0HWPsim, care repetă până la convergență prin substituție continuă, cu unele grupări de scheme de repetiție. Toți parametrii de măsură și cost utilizați pentru a compara variantele de procedeu sunt rezumați în tabelele 1 și 2.

Tabelul 1

Parametrii de mărime ai instalației

Alimentările instalației	Apă naturală, ppm D Metan, ppm D	130 120
Reformator	Producția de H <sub>2</sub> (PSA convențional) MMSCFD Presiune (PSA, convențional) kPa Factorul de separare H-D (PSA convențional) H <sub>2</sub> O/H <sub>2</sub> Factorul de separare H-D (PSA convențional) H <sub>2</sub> O/CH <sub>4</sub> Inventar (PSA, convențional) kmol H <sub>2</sub> O Pierdere de apă (PSA, convențional) % din alimentarea cu H <sub>2</sub> O Pierdere de hidrogen (PSA, convențional) % din curentul de H <sub>2</sub> Pierdere de metan (PSA, convențional) % din curentul de H <sub>2</sub>	101, 117 2170, 2860 1,50, 1,57 1,18, 1,57 3000, 4000 0,473, 0,500 0,0127, 0,154 0,008, 0,026
Paturi LPCE de presiune ridicată	Presiune, kPa Temperatură (turn fierbinte bitermic), °C Temperatură (turn rece bitermic), °C Standard Kya, mol (D) m <sup>-3</sup> s <sup>-1</sup> (25°C, 1 at) Proporția K <sub>D</sub> a/k <sub>R</sub> Costul catalizatorului S L <sup>-1</sup> Debitul G, mol m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup>	2170 165 57 536 2,8 75 400
Paturile LPCE de presiune scăzută	Presiune, kPa Temperatură, °C Kya la condițiile (fixate), mol(D) m <sup>-3</sup> s <sup>-1</sup> Proporția KDa/kR Debitul G, mol m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup>	103 60 856 2,8 80
Secțiunile de transfer al căldurii	Rata de transfer a căldurii, kWm <sup>-3</sup> K <sup>-1</sup> Debitul de gaz  Temperatura apei de răcire, °C Temperatura aburului, °C	100 același ca adiacent LPCE 30 305

# RO 121959 B1

Tabelul 1 (continuare)

Epurator de vapori al curentului de oxigen	Temperatură, °C	60	1
	Presiune kPa <sub>(g)</sub>	103	3
	K <sub>Ga</sub> , mol(D) m <sup>-3</sup> s <sup>-1</sup> kPa <sup>-1</sup>	6,4	5
	Debitul G + V, mol m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup>	85	5
Echilibratori	K <sub>Ga</sub> , mol(D) m <sup>-3</sup> s <sup>-1</sup> kPa <sup>-1</sup>	6,4	7
	Debitul de gaz	același ca adiacent LPCE	7
Celule electrolitice	Mărime pe unitate, kA	105	9
	Voltaj, kA	1,85	11
	Rezerve (etape inferioare, etapă finală) L kA <sup>-1</sup>	15, 3	11
	Pierdere de apă (etape inferioare, etapă finală)% din H <sub>2</sub>	0,068, 0,0068	13
	Pierdere de hidrogen (etape inferioare, etapă finală) % din H <sub>2</sub>	0,068, 0,0068	13
	Factorul de separare H-D (etape inferioare, etapă finală)	5,0 2,5	15
Recombinator H <sub>2</sub> pentru curentul de oxigen	Factorul de siguranță model	1,5	15
	Costul catalizatorului, S L <sup>-1</sup>	150	17

Tabelul 2

Parametrii de cost ai instalației

Instalația HWP	Factor de capacitate	0,9	21
	Timp de construcție, în ani	2,25	23
Instalația de reformare	Costuri de modificare (PSA, convențional), k\$	38124, 31250	25
	Costurile de extraoperare (PSA, convențional), k\$ a <sup>-1</sup>	15,7 4,3	25
	Necesar de extraenergie, (PSA, convențional), kW	9906, 5000	27
	Costul patului de protecție (PSA, convențional)	0 0	27
Catalizatorul de schimb	Cost, \$ L <sup>-1</sup>	7\$	29
	Durată de viață, în ani	5	31
Catalizatorul de recombinație	Cost, \$ L <sup>-1</sup>	150	33
Celulele electrolitice	Cost (etapele inferioare, etapa finală), k\$ MW <sup>-1</sup>	585, 730	35
	Costuri de distribuție a energiei, k\$	0	35
	Credit de H <sub>2</sub> (CIRCE-C, CIRCE-B), \$ m <sup>-3</sup>	0,090, 0,0	37
Costurile de operare	Muncă directă, k\$ a <sup>-1</sup>	\$*65	39
	Redevențele producției	0	39
	Costul de tratament al apei de alimentare	0	41
	Costul electricității, \$ kWh <sup>-1</sup>	0,027	41
	Costul aburului, \$ kg <sup>-1</sup>	0	43
	Costul apei de răcire \$ m <sup>-3</sup>	0,132	43
Valoarea la vânzare a hidrogenului electrolitic, \$ m <sup>-1</sup> ST	0,024	45	

# RO 121959 B1

Tabelul 2 (continuare)

Costurile de investiție	Dolar US, dolar canadian	1,17	
	Index de cost (1, 2)	502	392,
	Cheltuieli neprevăzute pentru compresor	1,1	
	Factor de îmbunătățire construcție și teren, %	3	
	Taxe de complexitate/neprevazute/constructor, %	36,5	
	Costurile analitice ale deuteriului, k\$	150	
	Costurile de proiectare, k\$	0	
Finanțare de investiție	Perioada de recuperare a investiției, în ani	20	
	Rata dobânzii, %	10	

Parametrii cazului de bază include o activitate a catalizatorului de  $536 \text{ mol (D)} \text{m}^{-3} \text{ s}^{-1}$  ( $25^\circ\text{C}$ , 1 at), un cost al catalizatorului de  $75 \text{ \$ L}^{-1}$ , o rată a dobânzii de 10% și o perioadă de recuperare a capitalului de 20 de ani. De asemenea, un cost de investiție fix de 38,1 M\$ este stabilit costurilor  $\text{D}_2\text{O}$  pentru a acoperi modificările instalației de reformare (în primul rând recuperarea deuteriului din evacuarea de  $\text{D}_2\text{O}$ ).

Tabelul 3 rezumă comparația variantelor de procedeu bazate pe o instalație de reformare de tip PSA .

Tabelul 3

Comparația variantelor instalației CIRCE

	Instalație în 3 etape CIRCE-C	Instalație în 3 etape CIRCE-C, cu pat de preîmbogățire	Instalație în 4 etape CIRCE-C, cu pat de preîmbogățire	Instalație în 3 etape CIRCE-B (L), cu pat de preîmbogățire	Instalație în 4 etape CIRCE-B (L), cu pat de preîmbogățire	Instalație în 4 etape CIRCE-B (G), cu reglare "înainte" prin gaz
Caz	A	B	C	D	E	F
Cel mai scăzut cost pe unitate, \$/kg	240	227	225	198	192	195
Producție, $\text{Mg a}^{-1}$	49,2	50,4	51,5	56,7	57,1	57,2
Concentrația pentru reglarea "înainte" din prima etapă, ppm	7364	9568	8180	4040	3857	1367 (gaz)
Concentrația de apă din instalația de reformare, ppm D	5582	4850	4560	2164	1994	2050
Pierderile din instalația de reformare, % din produs	23,1	19,7	18,1	7,92	7,25	7,44
Îmbogățirea din prima etapă (excluzând patul de preîmbogățire)	56,6	48,7	45,8	21,1	19,1	20,0
Îmbogățirea totală din prima etapă	56,6	73,6	63,0	31,1	30,0	20,0
Volumul catalizatorului din prima etapă, $\text{m}^3$	63,4	62,0	61,1	55,5	55,7	53,5

# RO 121959 B1

Tabelul 3 (continuare)

	Instalație în 3 etape CIRCE-C	Instalație în 3 etape CIRCE-C, cu pat de preîmbogățire	Instalație în 4 etape CIRCE-C, cu pat de preîmbogățire	Instalație în 3 etape CIRCE-B (L), cu pat de preîmbogățire	Instalație în 4 etape CIRCE-B (L), cu pat de preîmbogățire	Instalație în 4 etape CIRCE-B (G), cu reglare "înainte" prin gaz
Volumul catalizatorului cu pat de preîmbogățire prin reglare "înainte" din prima etapă, m <sup>3</sup>	-	2,35	0,72	3,10	4,09	-
Investiția de capital, M\$ (la o prorată de 50 Mg a <sup>-1</sup> produs) *	58,7	56,5	56,8	53,1	52,2	53,1
Costul celulei electrolitice	3869	3067	3611	1030	295	332
Costul catalizatorului, K\$	4788	4676	4610	6194	6166	6531
Rezerve, kmol D <sub>2</sub> O	285	245	191	88,6	38,5	50,4
* Notă: doar capitalul care nu se referă la instalația de reformare este la o prorată a mărimii instalației de producție de 50 Mg a <sup>-1</sup>						

Cazul A reprezintă un procedeu CIRCE convențional în trei etape. Cazul A prezintă o producție de 49,2 Mg a<sup>-1</sup> și o investiție de capital necesară de 58,4 M\$. Costurile ridicate ale celulei electrolitice din cea de-a doua și a treia etapă (3,87 M\$ ) au condus la o îmbogățire în primă etapă de până la 57 de ori, necesitând un volum mare de catalizator în prima etapă (63,4 m<sup>3</sup>) și producând o ridicată scurgere de deuteriu în instalația de reformare (23% din rata produsului).

Cazul B reprezintă un procedeu CIRCE convențional în trei etape, cu un pat de preîmbogățire cu reglare "înainte" prin lichid. Utilizarea patului de preîmbogățire a redus semnificativ costul per unitate cu 5,5%, până la 227 \$/kg. Îmbogățirea în principala coloană de catalizator din prima etapă de 59,6 m<sup>3</sup> este de 49 de ori. Patul mic de preîmbogățire prin reglare "înainte" a ridicat îmbogățirea din etapa globală la până 74 de ori, o creștere a îmbogățirii de 51% pentru o creștere de volum a catalizatorului de 4%. Ridicarea concentrației de reglare "înainte" permite scăderea îmbogățirii coloanei catalitice principale, reducând concentrația în deuteriu din instalația de reformare cu 13% (reducând pierderile din instalația de reformare) și crescând producția la valoarea de 50,4 Mg a<sup>-1</sup>. Concentrația mai ridicată de reglare "înainte" din prima etapă reduce dimensiunea etapelor superioare. Cel mai notabil, costurile celulei electrolitice sunt scăzute cu 21%, la 3067 \$/kg.

Cazul C reprezintă o versiune în patru etape a cazului B, care prezintă o etapă suplimentară CECE drept etapa a patra. Nu există în mod esențial nici o diferență în prețul de cost per unitate între un procedeu CIRCE convențional în trei etape și unul în patru etape. Împrăștierea activității de separare pe parcursul mai multor etape reduce cerințele de catalizator globale și scade pierderile din instalația de reformare, crescând producția cu 2%. Oricum, față de aceeași producție și extragerea din etapa a doua, o concentrație mai scăzută

## RO 121959 B1

1 a reglării "înainte" din prima etapă necesită mai multe celule electrolitice. Investiția de capital  
crescută din celulele electrolitice compensează mai mult decât necesar beneficiile unui  
3 model CECE convențional în patru etape.

5 Cazul D reprezintă un procedeu hibrid BHW-CIRCE în trei etape conform prezentei  
invenții, care prezintă o etapă bitermică (etapa 2) și un pat de preîmbogățire prin reglare  
"înainte" în prima etapă. Substituirea cu o etapă bitermică a etapei de mijloc CECE reduce  
7 semnificativ cel mai scăzut cost per unitate cu 13%, la 198 \$/kg și crește producția cu 13%,  
la 56,7 Mg a<sup>-1</sup>. În timp ce costul catalizatorului global a crescut cu 1,5 M\$ față de procedeu  
9 CIRCE convențional în trei etape de la cazul B, costurile celulei electrolitice au scăzut cu  
2,6 M\$. Costul net de investiție mai scăzut al etapelor superioare schimbă activitatea de se-  
11 parare de la prima etapă la etapele superioare, față de cazul B. Concentrația mai redusă a  
reglării "înainte" din prima etapă (mai scăzută cu 60%, la 4040 ppm în comparație cu  
13 cazul B) reduce pierderile din instalația de reformare și crește producția. Economii de cost  
globale dau un cost de investiție de 53,1 M\$ (capitalul care nu se referă la instalația de re-  
15 formare, la o pro-rată a mărimii instalației de producție de 50 Mg a<sup>-1</sup>, în acest caz prin ra-  
portul 50,0/56,7), cu o reducere de 18%.

17 Cazul E reprezintă o versiune în patru etape a cazului D conform prezentei invenții,  
în care etapele a doua și a treia sunt etape bitermice și etapa a patra este o etapă CECE.  
19 În acest caz, modelul în patru etape a avut ca rezultat o scădere cu 3% în costul per unitate  
și o creștere de 1% în producție față de modelul în trei etape. Adăugarea unei a patra etape  
21 are ca rezultat un necesar mai scăzut de catalizator și o concentrație mai scăzută a reglării  
"înainte" din prima etapă, reducând pierderile din instalația de reformare cu 6%. Un al doilea  
23 beneficiu al unui model hibrid BHW-CIRCE în patru etape îl reprezintă reducerea în ceea ce  
privește costurile celulei electrolitice. În orice model cu patru etape, etapa CECE finală este  
25 aproximativ un sfert din mărimea etapei finale dintr-un model cu trei etape. Etapa finală mai  
redusă pentru Cazul E, în comparație cu Cazul D, are ca rezultat economii de 850 \$/kg în  
27 ceea ce privește costurile de instalare a celulei electrolitice.

29 Cazul F reprezintă un model hibrid HWP-CIRCE conectat prin gaz, în patru etape,  
conform prezentei invenții, în care etapele a doua și a treia sunt etape bitermice și cea de-a  
patra etapă este o etapă CECE. Modelul cu reglare "înainte" pe bază de gaz a produs un  
31 preț de cost per unitate ușor mai ridicat (2%) decât modelul conectat prin lichid și o creștere  
în investiția de capital de 2%. Costurile de investiție suplimentare au reprezentat în primul  
33 rând costul catalizatorului suplimentar și costurile carcaselor goale din etapele a doua și a  
treia. Acest lucru poate sugera că modelul cu reglare "înainte" pe bază de gaz nu prezintă  
35 un avantaj total al potențialului gazului de reformare de a produce un lichid de o concentrație  
ridicată.

37 Sumarizând rezultatele de mai sus, se poate vedea că modelul hibrid BHW-CIRCE  
al prezentei invenții (Cazul D) scade costul per unitate cu 13% și crește producția cu 13%  
39 în comparație cu un model CIRCE convențional echivalent. Modelul hibrid BHW-CIRCE în  
patru etape al prezentei invenții (Cazul E) produce o reducere cu 3% în ceea ce privește  
41 costul per unitate și o creștere a producției cu 0,6% în comparație cu procedeu în trei etape  
al prezentei invenții. Procedeu hibrid BHW-CIRCE conectat prin gaz al prezentei invenții  
43 (Cazul F) prezintă un preț de cost per unitate mai ridicat decât procedeu conectat pe bază  
de lichid, dar încă oferă o îmbunătățire substanțială față de procedeu CIRCE convențional.  
45 Specialiștii în domeniu vor înțelege că parametrii de mărime și cost utilizați în analiza eco-  
nomică mai sus descrisă și performanța catalizatorului pot varia. Din moment ce asemenea  
47 factori pot afecta gradul de îmbunătățire, sub orice scenariu rezonabil, se poate dovedi că  
procedeele hibride BHW-CIRCE ale prezentei invenții efectuează o îmbunătățire substanțială  
49 în ceea ce privește costul față de procedeele CIRCE convenționale.

# RO 121959 B1

## Revendicări

1. Sistem de producere a apei grele printr-un procedeu combinat de schimb catalitic și hidrogen reformat industrial CIRCE, care prezintă o serie de etape în cascadă, prima etapă (1) cuprinzând o coloană (12) de schimb catalitic în prima etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu cu gaz de hidrogen, pentru a produce un curent de apă lichidă în prima etapă, îmbogățit în deuteriu și o instalație (10) de reformare pe bază de abur industrial, pentru a dezvolta un curent de produs pe bază de gaz de hidrogen, o parte din curentul de apă lichidă, în prima etapă, îmbogățit cu deuteriu, din coloana de schimb catalitic din prima etapă, fiind aplicată ca alimentare la instalația de reformare și curentul de produs pe bază de gaz de hidrogen din instalația de reformare fiind aplicat ca alimentare la coloana de schimb catalitic din prima etapă, o a doua etapă (2) bitermică hidrogen-apă ("BHW") care cuprinde coloane (20, 22) de schimb catalitic în a doua etapă, la rece și la cald, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu cu hidrogen gazos, respectiv coloana de schimb catalitic din a doua etapă la rece operând la o temperatură mai scăzută, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului de la hidrogenul gazos la apa lichidă, iar coloana de schimb catalitic la cald din a doua etapă operând la o temperatură mai ridicată, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului din apa lichidă la hidrogen gazos, dispozitive pentru circulația hidrogenului gazos sub formă de curent prin coloanele de schimb catalitic la rece și la cald, din a doua etapă, dispozitive pentru aplicarea unei părți a curentului de apă sub formă lichidă, îmbogățit cu deuteriu, din prima etapă de la coloana de schimb catalitic din prima etapă la coloana de schimb catalitic la rece din a doua etapă, în relație de contracurent față de curentul de hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă sub formă lichidă, îmbogățit cu deuteriu, din a doua etapă, dispozitive pentru aplicarea unei părți din curentul de apă lichidă din cea de-a doua etapă la coloana de schimb catalitic la cald, din a doua etapă, în relație de contracurent cu respectivul curent de hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă, din a doua etapă, sărăcit în deuteriu, mijloace pentru aplicarea curentului de apă lichidă din a doua etapă, sărăcit în deuteriu, la instalația de reformare, mijloace de preluare a unei părți din curentul de apă lichidă din cea de-a doua etapă, îmbogățit cu deuteriu, produs de coloana de schimb catalitic rece din cea de-a doua etapă, **caracterizat prin aceea că**, mai cuprinde o coloană (52) de schimb catalitic la rece, de preîmbogățire, din prima etapă, în care partea din curentul de apă lichidă din prima etapă, îmbogățit cu deuteriu, din prima coloană de schimb catalitic din prima etapă, este mai întâi aplicată la coloana de schimb catalitic de preîmbogățire la rece, din prima etapă, înainte de a fi aplicat la coloana de schimb catalitic la rece din a doua etapă și curentul de produs pe bază de hidrogen gazos din instalația de reformare este mai întâi aplicat la coloana de schimb catalitic de preîmbogățire la rece, din prima etapă, în relație de contracurent față de curentul de apă lichidă, îmbogățit cu deuteriu, din prima etapă, înainte de a fi aplicat la coloana de schimb catalitic din prima etapă.
2. Sistem conform revendicării 1, **caracterizat prin aceea că**, mai cuprinde o a treia etapă (3) bitermică hidrogen-apă BHW, care cuprinde coloane (40, 42) de schimb catalitic, la rece și la cald, în a treia etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu cu hidrogenul gazos, respectiv coloana de schimb catalitic la rece din a treia etapă operând la o temperatură mai scăzută, eficientă pentru a permite transferul deuteriului de la hidrogen gazos la apa lichidă, iar coloana de schimb catalitic la cald din a treia etapă operând la o temperatură mai ridicată, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului din apa lichidă la gazul de hidrogen, mijloace pentru circulația gazului de hidrogen sub formă de curent prin coloanele de schimb catalitic, la rece și la cald, din a treia etapă, mijloace pentru

# RO 121959 B1

1 aplicarea părții îndepărtate a curentului de apă lichidă din a doua etapă, îmbogățit cu  
deuteriu, la coloana de schimb catalitic la rece din a treia etapă, în relație de contracurent  
3 cu curentul de gaz de hidrogen, pentru a produce un curent de apă lichidă în a treia etapă,  
îmbogățit cu deuteriu, mijloace pentru aplicarea unei părți din curentul de apă lichidă din a  
5 treia etapă la coloana de schimb catalitic la cald din a treia etapă, în relație de contracurent  
cu curentul de hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă în a treia etapă,  
7 sărăcit în deuteriu, mijloace pentru aplicarea curentului de apă lichidă din a treia etapă,  
sărăcit în deuteriu, la coloana de schimb catalitic la cald din a doua etapă, mijloace pentru  
9 prelevarea din a treia etapă, a unei părți din curentul de apă lichidă din a treia etapă, îm-  
bogățit cu deuteriu.

11 3. Sistem conform revendicării 2, **caracterizat prin aceea că**, mai cuprinde o a patra  
etapă (**400**) combinată de schimb catalitic și electroliză CECE, cuprinzând o coloană  
13 (**404, 406**) de schimb catalitic în a patra etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de  
schimb deuteriu cu hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă în a patra  
15 etapă, îmbogățit în deuteriu, celule (**410**) de electroliză pentru a dezvolta din curentul de apă  
lichidă din a patra etapă, îmbogățit cu deuteriu, un curent de produs de condensare lichidă,  
17 îmbogățit cu deuteriu, și un curent electrolitic de hidrogen gazos, mijloace pentru trecerea  
curentului electrolitic de hidrogen gazos prin coloana de schimb catalitic din a patra etapă,  
19 mijloace pentru aplicarea părții prelevate din curentul de apă lichidă din a treia etapă, îm-  
bogățit cu deuteriu, la coloana de schimb catalitic din a patra etapă, în relație de contracurent  
21 față de curentul de gaz de hidrogen, pentru a produce un curent de apă lichidă în a patra  
etapă, îmbogățit cu deuteriu, mijloace pentru introducerea curentului de apă lichidă din a  
23 patra etapă, îmbogățit cu deuteriu, la celulele de electroliză, mijloace pentru îndepărtarea  
unei părți din curentul de produs de condensare lichidă, îmbogățit cu deuteriu, din a patra  
25 etapă.

27 4. Sistem de producere a apei grele printr-un procedeu combinat de schimb catalitic  
și hidrogen reformat industrial CIRCE, care prezintă o serie de etape în cascadă, prima  
etapă (**1**) cuprinzând o coloană (**12**) de schimb catalitic în prima etapă, pentru trecerea apei  
29 lichide în relație de schimb de deuteriu hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă  
lichidă în prima etapă, îmbogățit în deuteriu, și o instalație (**10**) de reformare pe bază de abur  
31 industrial, pentru a dezvolta un curent de hidrogen gazos, curentul de apă lichidă din prima  
etapă, îmbogățit cu deuteriu, din coloana de schimb catalitic din prima etapă, fiind aplicat ca  
33 alimentare la instalația de reformare și o parte din curentul de hidrogen gazos din instalația  
de reformare fiind aplicată ca alimentare la coloana de schimb catalitic din prima etapă, o a  
35 doua etapă (**2**) bitermică hidrogen-apă BHW, care cuprinde coloane (**20, 22**) de schimb  
catalitic în a doua etapă, la rece și la cald, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb  
37 deuteriu cu hidrogen gazos, respectiv coloana de schimb catalitic din a doua etapă la rece  
operând la o temperatură mai scăzută, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului de la  
39 hidrogen gazos la apa lichidă, iar coloana de schimb catalitic la cald din a doua etapă  
operând la o temperatură mai ridicată, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului din apa  
41 lichidă la hidrogen gazos, mijloace pentru circulația apei lichide sub formă de curent prin co-  
loanele de schimb catalitic, la rece și la cald, din a doua etapă, mijloace pentru aplicarea  
43 unei părți din curentul de hidrogen gazos din instalația de reformare la coloana de schimb  
catalitic la cald din a doua etapă, în relație de contracurent față de curentul de apă lichidă,  
45 pentru a produce un curent de gaz de hidrogen din a doua etapă, îmbogățit cu deuteriu, mij-  
loace pentru aplicarea curentului de hidrogen gazos din a doua etapă, îmbogățit în deuteriu,  
47 la coloana de schimb catalitic la rece din a doua etapă, în relație de contracurent față de

## RO 121959 B1

curentul de apă lichidă, pentru a produce un curent de hidrogen gazos în a doua etapă, sărăcit în deuteriu, și un curent de apă lichidă, în a doua etapă, îmbogățit în deuteriu, mijloace pentru aplicarea curentului de hidrogen gazos din a doua etapă, sărăcit în deuteriu, la coloana de schimb catalitic din prima etapă, mijloace pentru îndepărtarea unei părți din curentul de apă lichidă din a doua etapă, îmbogățit în deuteriu, produs de coloana de schimb catalitic la rece din a doua etapă, **caracterizat prin aceea că**, mai cuprinde o coloană de schimb catalitic de preîncălzire la cald în prima etapă, în care porțiunea de curent de produs de gaz de hidrogen din instalația de reformare este mai întâi aplicată la coloana (54) de schimb catalitic la cald, de preîmbogățire din prima etapă, înainte de a fi aplicată la coloana de schimb catalitic la cald din a doua etapă, și curentul de apă lichidă din prima etapă, îmbogățit în deuteriu, din coloana de schimb catalitic din prima etapă, este aplicat la coloana de schimb catalitic de preîmbogățire la cald, din prima etapă, în relație de contracurent față de curentul de hidrogen gazos din instalația de reformare, înainte de a fi aplicat ca alimentare la instalația de reformare. 1  
3  
5  
7  
9  
11  
13

5. Sistem conform revendicării 4, **caracterizat prin aceea că**, mai cuprinde o a treia etapă (3) bitermică hidrogen - apă BHW, cuprinzând coloane (40, 42) de schimb catalitic, la rece și la cald, în a treia etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu cu hidrogen gazos, coloana de schimb catalitic la rece din a treia etapă operând la o temperatură mai scăzută, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului de la hidrogen gazos la apa lichidă, coloana de schimb catalitic la cald din a treia etapă operând la o temperatură mai ridicată, eficientă pentru a cauza transferul deuteriului de la apa lichidă la hidrogen gazos, mijloace pentru circularea gazului de hidrogen sub forma unui curent prin coloanele de schimb catalitic, la rece și la cald, din a treia etapă, mijloace pentru aplicarea părții îndepărtate din curentul de apă lichidă din a doua etapă, îmbogățit în deuteriu, la coloana de schimb catalitic la rece, din a treia etapă, în relație de contracurent față de curentul de hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă îmbogățit în deuteriu, în a treia etapă, mijloace pentru aplicarea unei părți din curentul de apă lichidă din a treia etapă la coloana de schimb catalitic la cald, din a treia etapă, în relație de contracurent față de curentul de hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă în a treia etapă, sărăcit în deuteriu, mijloace pentru aplicarea curentului de apă lichidă din a treia etapă, sărăcit în deuteriu, la coloana de schimb catalitic la cald din a doua etapă, mijloace pentru îndepărtarea din a treia etapă a unei părți din curentul de apă lichidă din etapa a treia, îmbogățit cu deuteriu. 15  
17  
19  
21  
23  
25  
27  
29  
31  
33

6. Sistem conform revendicării 5, **caracterizat prin aceea că**, mai cuprinde în continuare o a patra etapă (400) combinată de schimb catalitic și electroliză CECE, care cuprinde o coloană (402, 404, 406) de schimb catalitic în a patra etapă, pentru trecerea apei lichide în relație de schimb deuteriu-hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă în a patra etapă, îmbogățit cu deuteriu, celule (410) de electroliză pentru dezvoltarea din curentul de apă lichidă din a patra etapă, îmbogățit cu deuteriu, a unui curent de condensat lichid îmbogățit cu deuteriu și un curent electrolitic de hidrogen gazos, mijloace pentru trecerea curentului electrolitic de hidrogen gazos prin coloana de schimb catalitic din a patra etapă, mijloace pentru aplicarea părții prelevate din curentul de apă lichidă din a treia etapă, îmbogățit în deuteriu, la coloana de schimb catalitic din a patra etapă, în relație de contracurent față de curentul de hidrogen gazos, pentru a produce un curent de apă lichidă în a patra etapă, îmbogățit în deuteriu, mijloace pentru aplicarea curentului de apă lichidă din a patra etapă, îmbogățit în deuteriu, la celulele de electroliză, mijloace pentru prelevarea unei părți din curentul de condensat lichid îmbogățit în deuteriu din cea de-a patra etapă. 35  
37  
39  
41  
43  
45  
47

(51) Int.Cl.  
B01D 59/32 (2006.01);  
C01B 5/02 (2006.01)

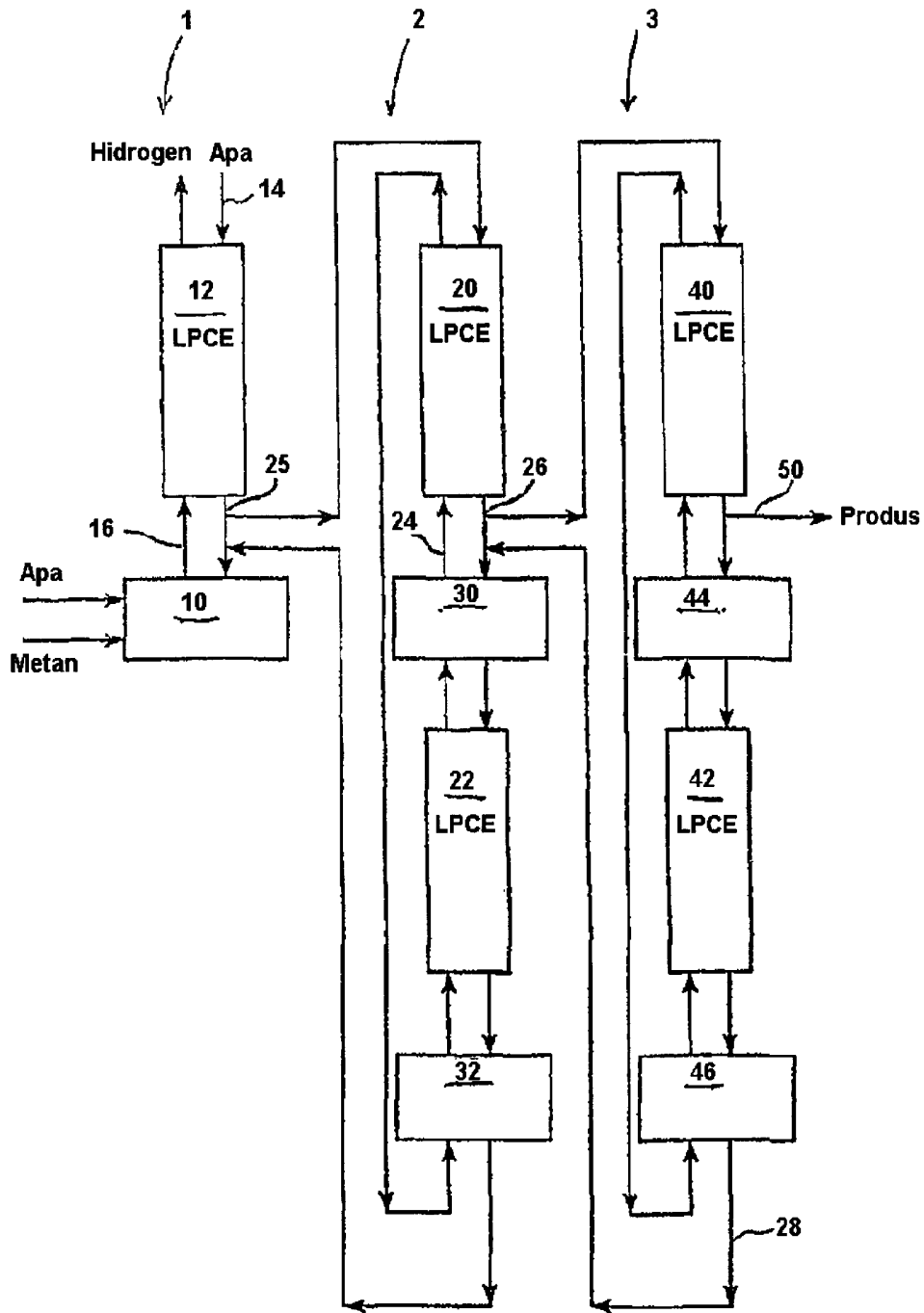


Fig. 1

(51) Int.Cl.  
*B01D 59/32* (2006.01);  
*C01B 5/02* (2006.01)

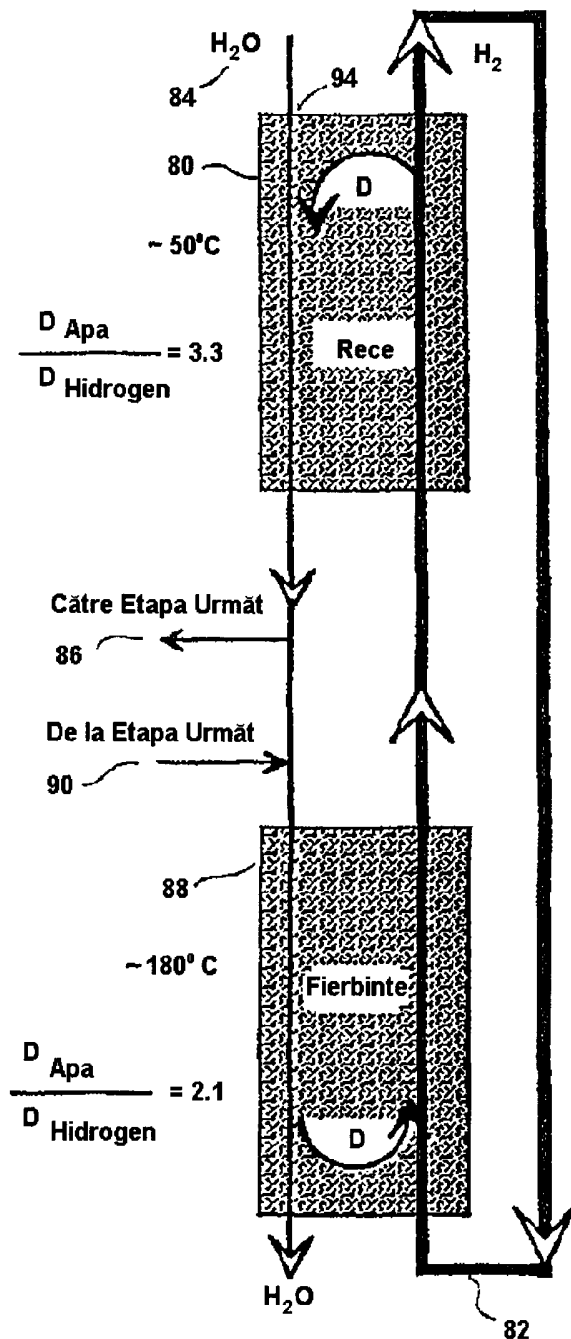


Fig. 2

(51) Int.Cl.  
B01D 59/32 (2006.01);  
C01B 5/02 (2006.01)

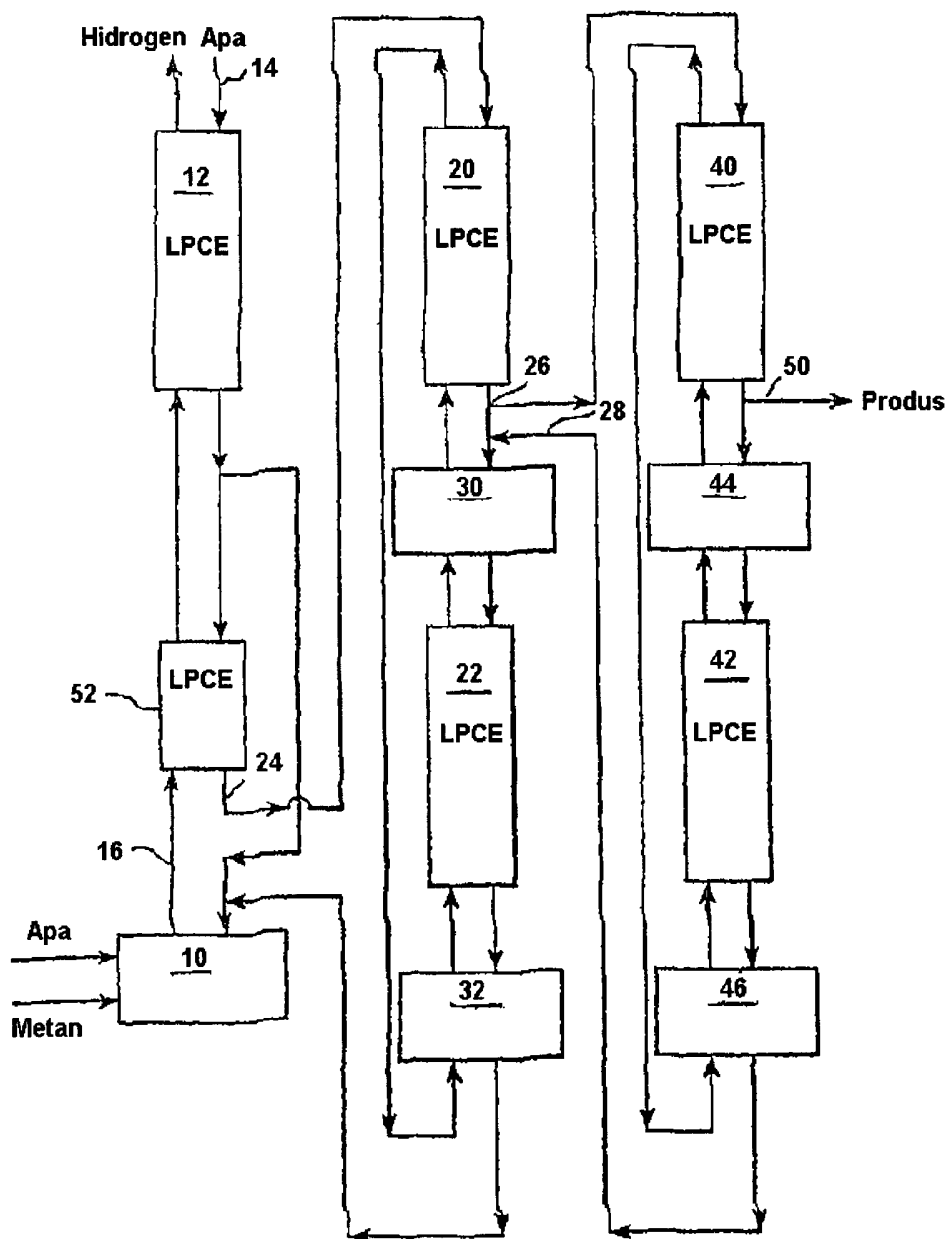


Fig. 3

(51) Int.Cl.

B01D 59/32 (2006.01);

C01B 5/02 (2006.01)

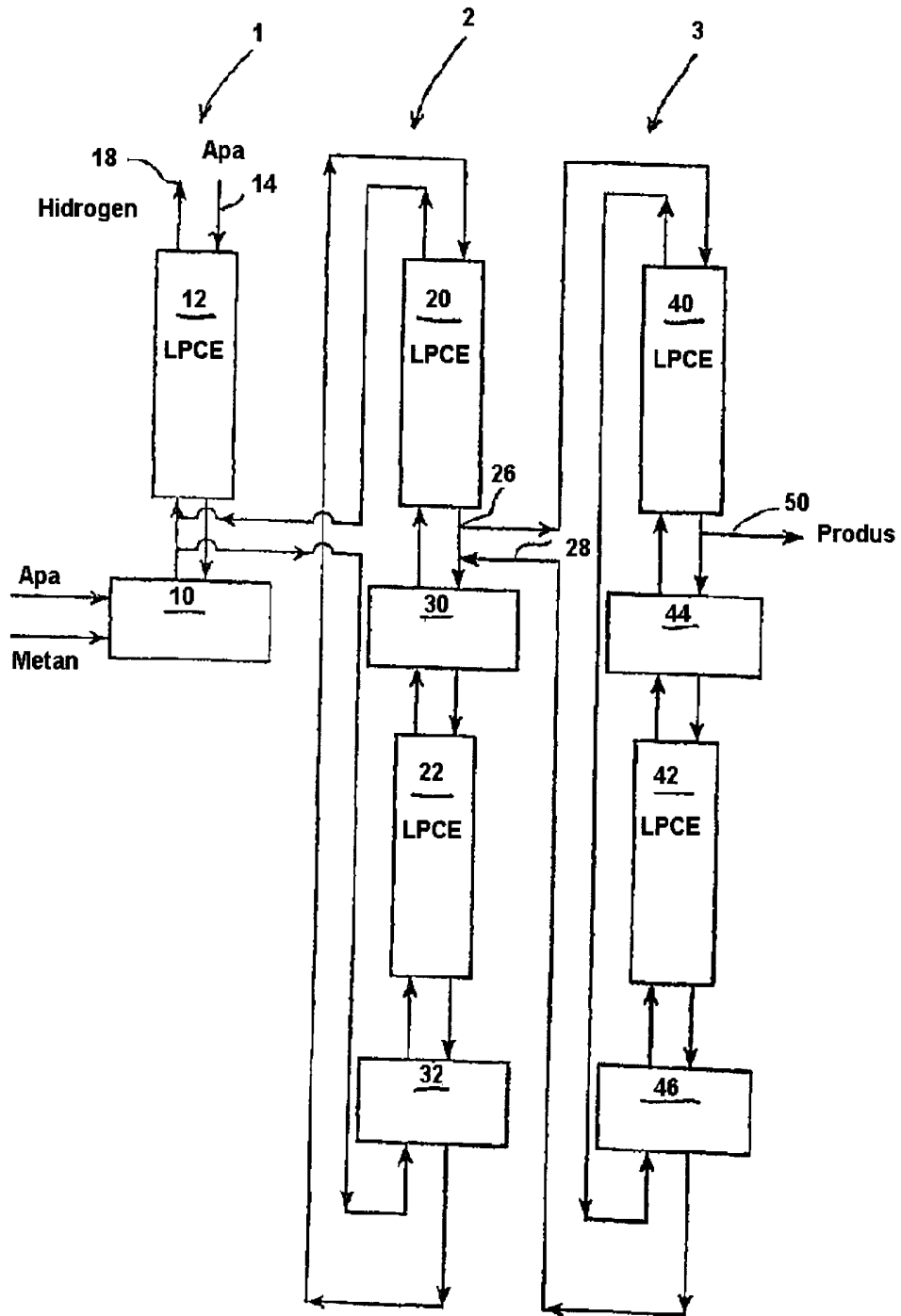


Fig. 4

(51) Int.Cl.  
B01D 59/32 (2006.01);  
C01B 5/02 (2006.01)

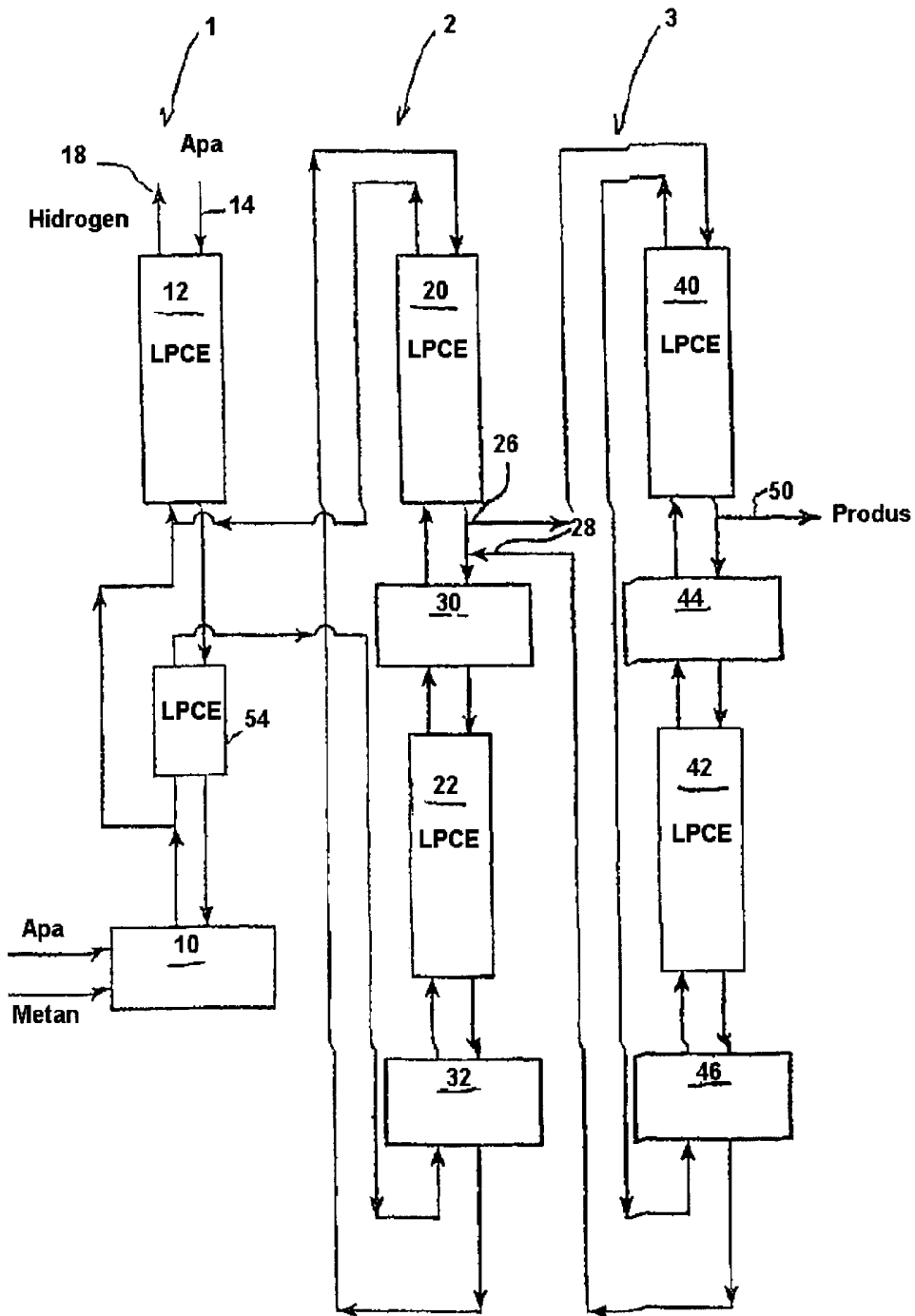


Fig. 5

(51) Int.Cl.

B01D 59/32 (2006.01);

C01B 5/02 (2006.01)

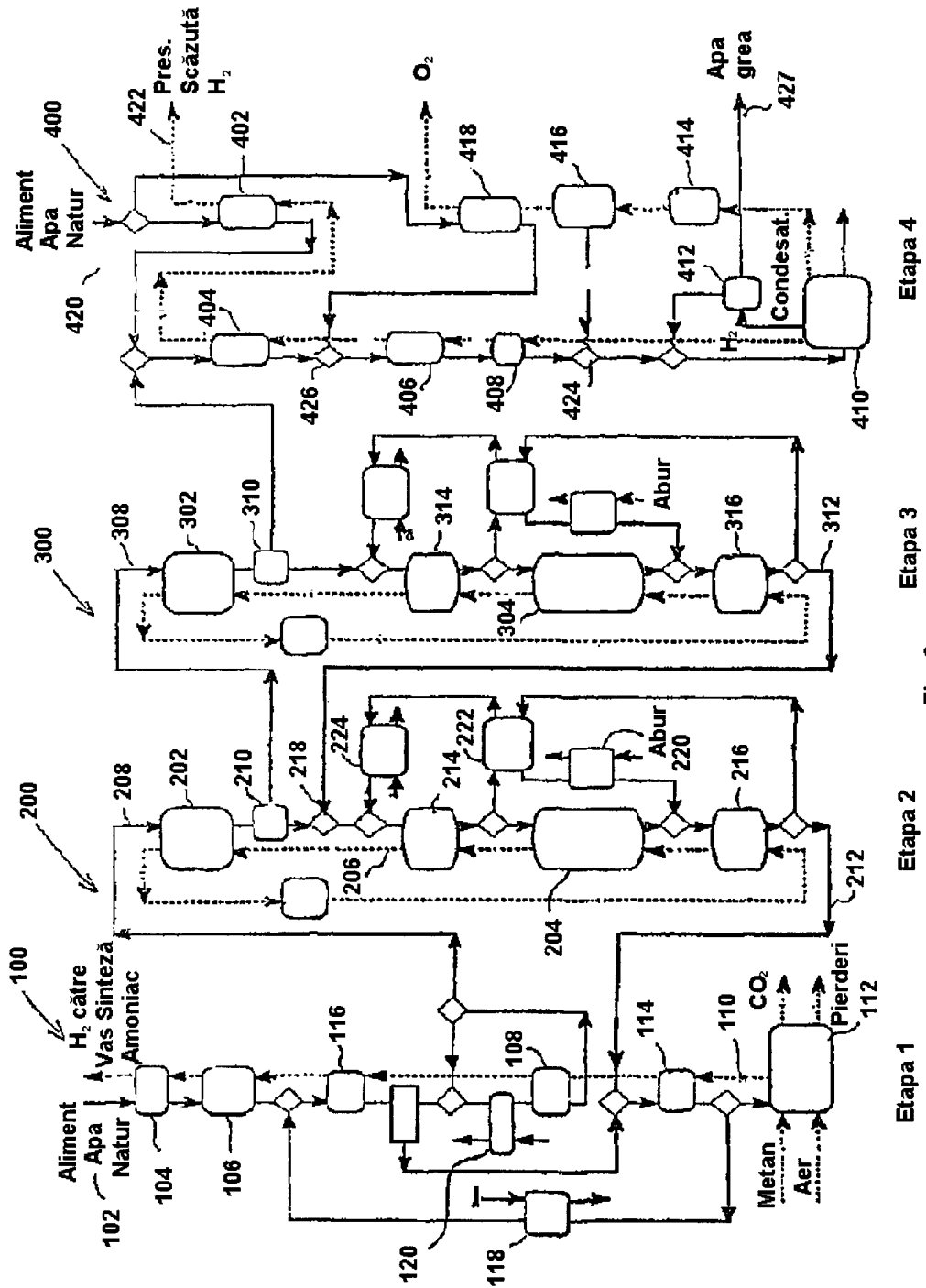


Fig. 6

(51) Int.Cl.

B01D 59/32 (2006.01);

C01B 5/02 (2006.01)

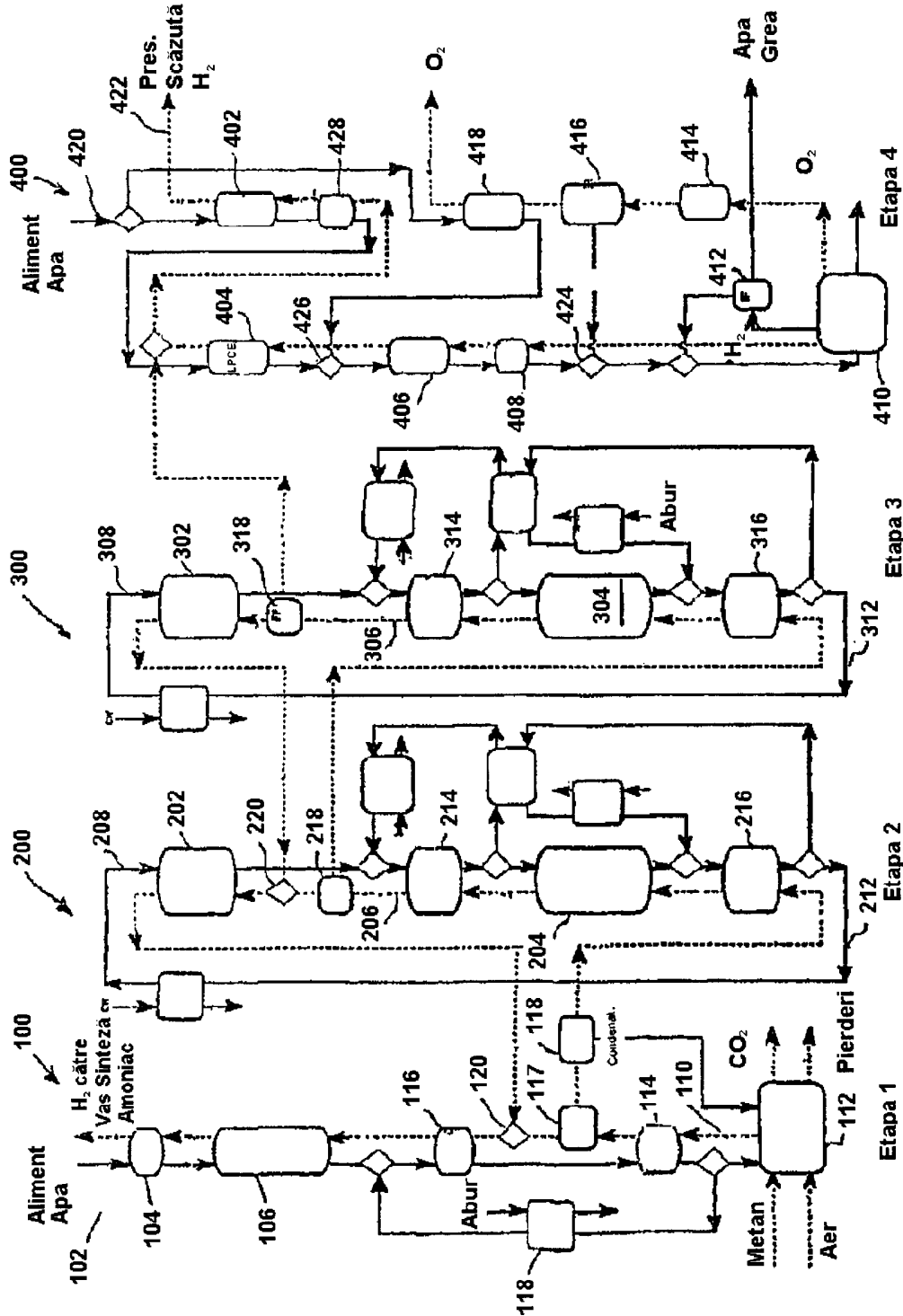


Fig. 7



Editare și tehnoredactare computerizată - OSIM  
 Tipărit la: Oficiul de Stat pentru Invenții și Mărci