

(19) OFICIUL DE STAT
PENTRU INVENȚII ȘI MARCI
București

ROMÂNIA



(11) **120132 B1**
(51) Int.Cl.⁷ C 07 C 7/163

(12)

BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: **99-00291**

(22) Data de depozit: **28.08.1997**

(45) Data publicării mențiunii acordării brevetului: **30.09.2005** BOPI nr. 9/2005

(30) Prioritate:
23.09.1996 US 08/717.934

(86) Cerere internațională PCT:
Nr. **US 97/15137 28.08.1997**

(87) Publicare internațională:
Nr. **WO 98/12160 26.03.1998**

(73) Titular:
• **CATALYTIC DISTILLATION
TECHNOLOGIES,
10100 BAY AREA BOULEVARD,
PASADENA, TEXAS, US**

(72) Inventatori:
• **GILDERT GARY R., 10100 BAY AREA
BOULEVARD, PASADENA, US;**
• **PUTMAN HUGH M., 10100 BAY AREA
BOULEVARD, PASADENA, US;**
• **HEARN DENNIS, 10100 BAY AREA
BOULEVARD, PASADENA, US**

(74) Mandatar:
**ROMINVENT S.A.,
STR. ERMIL PANGRATTI NR. 35,
SECTOR 1, BUCUREȘTI**

(56) Documente din stadiul tehnicii:
US 5595634

(54) **PROCEDEU PENTRU ÎNDEPĂRTAREA ACETILENELOR
ȘI 1,2- BUTADIENEI, DIN FLUXURILE DE HIDROCARBURI**

(57) Rezumat:

Invenția se referă la un procedeu pentru îndepărtarea acetilenelor și 1,2-butadienei, din fluxurile de hidrocarburi, utilizate, ca materii prime, în industria chimică. Procedeu conform invenției constă în alimentarea hidrogenului și a fluxului de hidrocarburi C₄ cuprinzând 1,2-butadienă și acetilene, într-un reactor cu coloană de distilare, conținând un pat de catalizator de hidrogenare, simultan, având loc contactarea fluxului de hidro-

carburi cu hidrogenul, în prezența catalizatorului de hidrogenare, și distilarea fracționată a amestecului de reacție, pentru a îndepărta fracțiunile mai grele și a unei fracțiuni de vârf, care cuprinde, în mod substanțial, toți compușii C₄, având un conținut redus de acetilene și 1,2-butadienă.

Revendicări: 12
Figuri: 1

Examinator: ing. MIHĂILESCU CĂTĂLINA



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

RO 120132 B1

RO 120132 B1

1 Invenția se referă la un procedeu pentru îndepărtarea acetilenelor și 1,2-butadienei,
3 din fluxurile de hidrocarburi alifactice C₄, bogate în olefine, utilizate, în special, drept materii
prime, pentru industria chimică.

5 Este cunoscut că fluxurile de distilate petroliere conțin o multitudine de componenți
chimici organici. În general, fluxurile sunt definite prin domeniile lor de fierbere, care deter-
7 mină compozițiile. Prelucrarea fluxurilor afectează, de asemenea, compoziția. De exemplu,
produsele, rezultate fie din procesele de cracare catalitică, fie din procesele de cracare ter-
mică, conțin concentrații mari de materiale olefinice, precum și materiale saturate (alcani) și
9 materiale polinesaturate (diolefine). În plus, acești componenți pot fi oricare dintre numeroșii
izomeri ai compușilor.

11 Fluxurile de rafinare conțin un spectru larg de compuși olefinici. Aceasta este, în mod
special adevărat, în cazul produselor rezultate din cracare catalitică sau cracare termică.
13 Acești compuși nesaturați cuprind etilenă, acetilenă, propilenă, propadienă, metil, acetilenă,
butene, butadienă, amilene, hexene etc. Mulți dintre acești compuși sunt produse valoroase,
15 în special, ca materii prime, pentru produse chimice. Este recuperată, în mod special, etilena.
În plus, propilena și butenele sunt valoroase. Totuși, olefinele având mai mult de o dublă
17 legătură, precum și compușii acetilenici având o triplă legătură, au mai puține utilizări și sunt
dăunători multor procedee chimice, în care sunt utilizați compuși cu o singură dublă legătură,
19 de exemplu, în procese de polimerizare. Dincolo de domeniul hidrocarburilor luate în consi-
derare, îndepărtarea compușilor puternic nesaturați este valoroasă ca un pretratament al ali-
21 mentării, întrucât acești compuși au fost în mod frecvent găsiți a fi dăunători în majoritatea
proceselor de prelucrare, depozitare și utilizare a fluxurilor respective.

23 Boitiaux et al. în *Newest Hydrogenation Catalyst, Hydrocarbon processing*, martie
1985, pag. 51...59 prezintă o vedere generală a diferitelor utilizări ale catalizatorilor de hidro-
25 genare, incluzând hidrogenarea selectivă, utilizarea catalizatorului de hidrogenare bimetalic
brevetat. Mai specific, la pag. 56, autorii arată faptul că singura transformare semnificativă
27 a componenților este cea a vinilacetilenei în 1,3-butadienă, utilizând catalizatori îmbunătățiți,
într-un flux conținând de asemenea butină, 1,2-butadienă și olefine.

29 Brevetul **US 4067921** descrie un procedeu cunoscut drept procedeul Dow K, în care
acetilenele sunt hidrogenate într-un flux de diene, conținând, în principal, 1,3-butadienă și
31 cantități ce reprezintă urme de vinilacetilenă, etilacetilenă și 1,2-butadienă, cu eliminarea
substanțială a vinilacetilenei și o mică pierdere de 1,3-butadienă, dar practic, fără reducere
33 la 1,2-butadienă.

35 Problema tehnică, pe care o rezolvă invenția, este elaborarea unor condiții tehnice
de procedeu, prin care se realizează simultan, reacția de hidrogenare a materialelor olefinice
C₄, separarea reactanților, a produșilor de reacție și îndepărtarea compușilor nedoriti.

37 Procedeul conform invenției elimină dezavantajele menționate anterior, prin aceea
că acesta cuprinde:

39 a) alimentarea hidrogenului și a fluxului de hidrocarburi C₄ cuprinzând 1,2-butadienă
și acetilene, într-un reactor cu coloană de distilare conținând un pat de catalizator de hidro-
41 genare, selectat dintre platină, paladiu, rodium sau amestecuri ale acestora,

(b) simultan, în reactorul cu coloană de distilare, are loc:

43 (1) contactarea fluxului de hidrocarburi cu hidrogenul, în prezența catalizatorului de hidroge-
nare, în condiții de hidrogenare, pentru a hidrogena selectiv o parte din acetilene și 1,2-buta-
45 dienă, pentru a forma un amestec de reacție și

(2) distilarea fracționată a amestecului de reacție, pentru a îndepărta fracțiunile mai grele și
47 îndepărtarea unei fracțiuni de vârf, cuprinzând, în mod substanțial, toți compușii C₄, având
un conținut redus de acetilene și 1,2-butadienă.

RO 120132 B1

Prin aplicarea invenției, se obțin următoarele avantaje:	1
- procedeul utilizează catalizatori de hidrogenare, într-o structură care să servească atât drept catalizator, cât și ca structură de distilare, pentru reacția simultană și separarea reactanților și a produșilor de reacție;	3
- procedeul poate fi realizat într-o singură coloană de distilare reactivă, prin folosirea unor straturi de catalizatori cu funcție specifică;	5
- reacția are loc simultan cu distilarea, iar produsele inițiale de reacție și alți componenți ai fluxului se îndepărtează din zona de reacție rapid, pentru reducerea reacțiilor secundare;	7
- refluxul intern asigură un efect de spălare a catalizatorului, reducând în acest fel formarea polimerilor și cocsificarea;	9
- prin utilizarea coloanei de distilare, rezultă o mai bună selectivitate, conservarea căldurii sistemului și o separare eficientă.	11
Prezenta invenție asigură un procedeu pentru hidrogenarea selectivă a acetilenelor și 1,2-butadienei, în fluxurile de hidrocarburi, și în mod special, a acetilenelor, și pentru izomerizarea <i>mono</i> -olefinelor în starea de echilibru. Hidrogenarea unor compuși mai puternic nesaturați produce mai multe <i>mono</i> -olefine și/sau alcani. De asemenea, ei pot fi legați ca urmare a izomerizării, cum ar fi trecerea butenei-2 în butenă-1.	13
În general, materialul catalitic din strat este inițial prezent sub formă de oxid metalic și poate fi convertit la forma de hidrură, în timpul operării cu hidrogen.	15
În prezenta invenție, hidrogenul este asigurat la o presiune parțială de operare de cel puțin 69 Pa (aproximativ 0,1 psia) până la mai puțin de 480 kPa (70 psia), preferabil, mai puțin de 345 kPa (50 psia), mai preferabil, până la 240 kPa (35 psia), în reactorul cu coloană de distilare conținând catalizatori de hidrogenare, așa cum este descris mai înainte.	17
În utilizarea normală a procedurii, în care catalizatorul servește drept un component de distilare, echilibrul este în mod constant perturbat, conducând în acest fel reacția către încheierea ei, respectiv, reacția are o forță motrice mărită, întrucât produsele de reacție au fost îndepărtate și nu pot contribui la realizarea reacției inverse (conform principiului Le Chetelier). Cu toate că reacțiile de hidrogenare au fost descrise ca fiind reversibile la temperaturi ridicate de peste 482°C (aproximativ 900°F), în condițiile de temperatură utilizate în prezenta invenție, hidrogenarea nu este reversibilă și nu se poate utiliza sistemul de distilare catalitică. Îndeosebi performanța slabă a hidrogenărilor în fază de vapori, din practica anterioară, nu ar fi sugerat utilizarea reacției de tipul cu distilare. În mod deosebit, practica anterioară nu ar fi fost în măsură să sugereze faptul că componenții nedoriți, 1,2-butadiena și acetilenele, în mod specific, vinilacetilena și etilacetilena, ar putea fi reduse în mod substanțial, în produsul de vârf C ₄ .	19
Se admite că prezenta distilare-reacție catalitică este benefică, în primul rând, întrucât reacția are loc simultan cu distilarea și produsele inițiale de reacție și alți componenți ai fluxului sunt îndepărtați din zona de reacție pe cât de repede posibil, reducând probabilitatea apariției reacțiilor secundare. În al doilea rând, întrucât toți componenții sunt la punctul de fierbere, temperatura de reacție este controlată de punctul de fierbere al amestecului, la presiunea sistemului. Căldura de reacție creează în mod firesc vaporizare, dar nu conduce la creșterea temperaturii la presiunea dată. Drept rezultat, se poate realiza o reglare mai bună a vitezei de reacție și a distribuției produselor, prin reglarea presiunii sistemului. De asemenea, ajustarea debitului (timpul de staționare = viteza spațială orară a lichidului ⁻¹) permite un control suplimentar al distribuției produsului și, până la un anumit grad, un control al reacțiilor secundare, cum ar fi oligomerizarea.	21

RO 120132 B1

Un beneficiu suplimentar, pe care această reacție îl poate obține, din distilarea catalitică, este efectul de spălare, pe care refluxul intern îl asigură catalizatorului, reducând în aceste fel formarea polimerilor și cocsarea. Refluxul intern poate fi variat într-un domeniu de la 0,1 până la 40, preferabil, 0,2 până la 20 L/D (greutatea lichidului imediat sub stratul de catalizator/greutatea distilatului) și conduce la rezultate excelente, în cazul fluxurilor C_3 - C_5 , el fiind în mod obișnuit cuprins în domeniul de la 0,5 până la 4,0 L/D.

Destul de surprinzător este faptul că presiunea parțială scăzută a hidrogenului utilizat în sistemul de distilare nu a condus la întreruperea hidrogenării, care ar fi fost de așteptat, având în vedere presiunea parțială ridicată a hidrogenului prezent în sistemele în fază lichidă, care sunt standardizate pe plan mondial.

Fără a limita scopul prezentei invenții, se sugerează faptul că mecanismul care asigură eficiența procesului de față, este condensarea unei porțiuni a vaporilor în sistemul de reacție, care absoarbe suficient hidrogen, în condensatul lichid, pentru a se obține contactul intim necesar, între hidrogen și compușii puternic nesaturați, în vederea realizării hidrogenării acestora, în prezența catalizatorului. Acest fenomen de condensare, care reprezintă un factor constant într-o distilare, se presupune că rezultă în condiții identice sau mai bune de asimilare a hidrogenului, întrucât presiunea ridicată din faza lichidă, respectiv, hidrogenul este înglobat direct în lichid, permițând astfel ca hidrogenarea să poată avea loc.

Hidrocarburile C_4 din alimentarea prezentei unități sunt conținute într-o singură fracție, care poate conține orice hidrocarbură de la C_2 până la C_5 și chiar mai mare. Fluxuri mixte de rafinare pot conține adeseori un spectru larg de compuși olefinici. Aceasta este în mod special adevărat, în cazul produselor fie din procesele de cracare catalitică, fie din procesele de cracare termică. Fluxurile din rafinării sunt în mod uzual separate prin distilare fracționată, și întrucât ele conțin adeseori compuși care sunt foarte apropiați ca punct de fierbere, asemenea separări nu sunt foarte precise. Un flux C_5 , de exemplu, poate conține de la hidrocarburi C_3 până la hidrocarburi C_8 .

Catalizatorii care sunt utilizabili în toate reacțiile, includ metale din Grupa a VII-a a Sistemului Periodic al Elementelor. Catalizatorii preferați, pentru hidrogenare selectivă și izomerizare, sunt cei de paladiu. Catalizatorul poate fi utilizat drept un compus individual al metalelor din Grupa a VII-a sau în amestec cu un altul sau cu modificatori care sunt cunoscuți în domeniu, în mod special, cei din Grupa VIB și IB.

În general, metalele sunt depuse sub formă de oxizi, pe un suport de alumină. Suportul este în mod obișnuit sub forma unor extrudate sau sfere de diametru mic, în general, din alumină. Catalizatorul trebuie să fie preparat sub forma unei structuri de distilare catalitică. Structura de distilare catalitică trebuie să fie capabilă să funcționeze drept catalizator și ca mediu de transfer de masă. Catalizatorul trebuie să poată fi suportat în mod adecvat și amplasat la anumite distanțe, în interiorul coloanei, pentru a acționa ca o structură de distilare catalitică. Într-un mod de realizare preferat al invenției, catalizatorul este conținut într-o structură din plasă de sârmă împletită, cu o anumită dimensiune a ochilor, așa cum este descris în brevetul **US 5266546**, care este încorporat aici, drept referință. Alte structuri de distilare catalitică, utilizabile în acest scop, sunt descrise în brevetele **US 4731229**, **5073236** și **5431890**, care sunt de asemenea încorporate drept referințe.

Stratul de distilare catalitică conține o structură de distilare catalitică, cu paladiu pe suport, care hidrogenează selectiv 1,2-diolefinele și acetilenele.

Hidrogenul este asigurat în cantitatea necesară, pentru a întreține reacția. Reactorul cu coloană de distilare poate fi operat la o astfel de presiune, încât amestecul de reacție să fie la fierbere, în stratul de catalizator. Un "grad de fierbere", așa cum este descris în brevetul **US 5221441**, care este încorporat aici, drept referință, poate fi menținut de-a lungul stratului de catalizator, prin reglarea vitezei de preluare a produsului de blaz și/sau respectiv, a produsului de vârf, cu toate că se preferă operarea în lipsa fierberii.

RO 120132 B1

Prezentul procedeu operează, de preferință, la o presiune, la vârful reactorului, cu coloană de distilare în domeniul cuprins între 0 și 1720 kPa (0 și 250 psia) și temperaturi în zona de distilare - reacție, în domeniul de la 15,5 până la 148,9°C, (60 până la 300°F), preferabil, de la 37,8 până la 349,8°C (100 până la 300°F).

Fluxul de hidrocarburi și hidrogenul sunt de preferință alimentate în rectorul cu coloană de distilare, în mod separat sau ele pot fi amestecate înainte de alimentare. O alimentare mixtă este alimentată sub stratul de catalizator sau la capătul inferior al stratului. Hidrogenul singur este alimentat sub stratul de catalizator, iar fluxul de hidrocarburi este alimentat sub strat până la aproximativ mijlocul unei treimi din înălțimea stratului. Presiunea selectată este aceea care menține temperatura stratului de catalizator între 37,8 și 148,9°C (100 și 300°F).

Un catalizator preferat pentru reacțiile de hidrogenare selectivă/izomerizare este oxidul de paladiu, preferabil, în cantitate de 0,1 până la 5,0% în greutate, suportat pe un mediu de suport adecvat, cum este alumina, cărbunele sau silica, de exemplu, extrudate de alumina de 0,32 cm (1/8"). Catalizatorul utilizat este paladiu 0,5% în greutate, pe extrudatele de alumina (Al₂O₃) de 0,32 cm (1/8"), catalizator de hidrogenare furnizat de Calsicat, denumit E144SDU. Proprietățile fizice și chimice, tipice, ale catalizatorului, așa cum sunt prevăzute de furnizor, sunt, după cum urmează:

Tabelul 1

Denumirea catalizatorului	E144SDU;	21
Forma:	sfere;	
Dimensiunea nominală:	8x14 Mesh;	23
Paladiu, % greutate:	0,5;	
Suportul:	alumina de înaltă puritate.	25

Debitul de hidrogen către reactorul cu coloană de distilare trebuie să fie suficient pentru a menține reacția, dar menținut sub valoarea celui care provoacă înecarea coloanei, denumit ca fiind "cantitatea de hidrogen necesar efectuării reacției", termen ce se folosește aici, în continuare. În general, raportul molar hidrogen față de 1,2- butadienă și acetilene din alimentare este de cel puțin 1,0 la 1,0, preferabil, 2,0 la 1,0 și, mai preferabil, cel puțin 10 la 1,0.

Catalizatorul de nichel, de asemenea, catalizează reacția selectivă de hidrogenare a 1,2-butadienei și acetilenelor. Totuși, catalizatorul de paladiu este preferat pentru aceste reacții. În general, preferința privind absorbția relativă este, după cum urmează:

- (1) acetilene;
- (2) diolefine;
- (3) *mono*-olefine.

În cazul în care zonele din catalizator sunt ocupate de specii mai puternic absorbite, reacția acestor specii mai slab absorbite nu poate avea loc.

Reacțiile hidrocarburilor C₄, care prezintă interes, sunt:

- (1) acetilene + hidrogen în butani și butene; și
- (2) butadienă-1,2 + hidrogen în butenă-1 și butenă-2.

În prezenta invenție, reacția se efectuează într-o coloană prevăzută cu straturi de catalizator, care poate fi apreciată că are o fază vapori și o cantitate de fază lichidă, ca în orice coloană de distilare. Reactorul cu coloană de distilare este operat la o presiune la care amestecul de reacție este la temperatura de fierbere, în stratul de catalizator. Prezentul procedeu operează la o presiune, la vârful reactorului cu coloană de distilare, în domeniul

RO 120132 B1

1 între 0 și 2416 kPa (0 și 350 psia), preferabil, la 1720 kPa (250 psia) sau mai coborâtă, și la
2 temperaturi în zonă de distilare - reacție în domeniul de la 4,4 până la 148,8°C (40 până la
3 300°F), preferabil, 43,3 până la 132,2°C (110 până la 270°F), la presiuni parțiale ale hidroge-
4 nului adecvate. Viteza spațială orară, gravimetrică, de alimentare (WHSV - weight hourly
5 space velocity), prin care se înțelege unitatea de greutate a alimentării pe oră, care intră în
6 reactorul cu coloană de distilare per unitate de greutate catalizator, în structurile de distilare
7 catalitică, poate varia într-un domeniu foarte larg, în interiorul altor condiții de circumferință,
8 de exemplu, 0,5 până la 35.

9 Avantajele utilizării unui reactor cu coloană de distilare, în procedeul de hidrogenare
10 selectivă, din prezenta invenție, constă într-o mai bună selectivitate, privind conversia 1,2-
11 dienei și acetilenei, conservarea căldurii și separarea prin distilare, care poate îndepărta unii
12 compuși nedoriti, de exemplu, compuși grei, TBC și hidrocarburi C₅, și distilarea poate con-
13 centra compușii doriți din zona catalitică.

14 Temperatura din reactorul cu coloană de distilare este determinată de punctul de fier-
15 bere al amestecului lichid prezent la presiunea dată. Temperatura în porțiunile inferioare ale
16 coloanei reflectă constituția materialului, în această parte a coloanei, ea fiind mai ridicată
17 decât cea din porțiunea superioară a coloanei; aceasta înseamnă că, la o presiune con-
18 stantă, o modificare a temperaturii sistemului indică o modificare a compoziției din coloană.
19 Pentru a schimba temperatura, se modifică presiunea. Temperatura de reglare, în zona de
20 reacție, este astfel realizată, printr-o modificare a presiunii; crescând presiunea, se mărește
21 temperatura din sistem și vice-versa.

22 Se dau, în continuare, 2 exemple de realizare a invenției, în legătură cu figura ane-
23 xată care reprezintă o schemă tehnologică, simplificată, a unui mod de realizare a invenției.

24 Fluxul de hidrocarburi C₄ corespunzător unei linii de flux 108 este combinat cu hidro-
25 genul dintr-o linie de flux 106 și alimentat într-un reactor cu coloană de distilare 20.

26 Reactorul cu coloană de distilare 20 este prezentat ca având o secțiune de stripare
27 26, în jumătatea inferioară, și o secțiune de rectificare 24, în jumătatea superioară a coloa-
28 nei. Un strat de catalizator 24 este dispus în secțiunea de rectificare și conține oxid de pala-
29 diu sub forma unei structuri de distilare catalitică, pentru reacțiile de hidrogenare selec-
30 tivă/izomerizare.

31 Fluxul de alimentare, combinat în linia de flux 108, este alimentat în reactorul cu
32 coloană de distilare, direct sub stratul de catalizator 22. Materialul C₅+ este separat din hidro-
33 carburile C₄ și mai ușoare, în secțiunea de stripare 26, hidrocarburi C₄ și mai ușoare intrând
34 în stare de vapori în stratul de catalizator. Hidrocarburi C₅+ sunt evacuate din coloană
35 printr-o linie de flux 110. O parte din produsul de blaz poate fi recirculat printr-un re fierbător
36 50, printr-o linie de flux 112, înapoi în coloană, pentru a asigura bilanțul de căldură din
37 coloană. Restul produsului de blaz este preluat prin intermediul unei linii de flux 114.

38 Hidrocarburi C₄ și mai ușoare sunt apoi vaporizate și dirijate către stratul superior
39 al secțiunii de rectificare 24, unde materialul este contactat cu hidrogen, în prezența cataliza-
40 torului de paladiu. O parte din diolefine și acetilene sunt hidrogenate selectiv în *mono*-olefine,
41 iar *mono*-olefinele sunt izomerizate până la atingerea echilibrului.

42 Distilatul format din hidrocarburi C₄ și mai ușoare (C₄-), conținând cantități reduse de
43 1,2-diolefine și acetilene, este îndepărtat ca produs de vârf al coloanei, prin intermediul unei
44 linii de flux 116 și trece printr-un condensator 30, unde materialele condensabile sunt con-
45 densate. Lichidul este colectat într-un vas de reflux 40, unde produsele în fază gazoasă,
46 inclusiv, hidrogenul nereacționat, sunt separate și îndepărtate prin intermediul unei linii de
47 flux 124. Hidrogenul nereacționat poate fi recirculat, în cazul în care se dorește aceasta

RO 120132 B1

(recircularea nu este prezentată în figură). Produsul distilat lichid este îndepărtat prin intermediul liniei de flux 122. O parte din lichid este recirculat în coloana 20 ca reflux prin intermediul liniei de flux 120.

În general, butadiena este separată din fluxul de hidrocarburi C_4 și fracțiuni ușoare rămase și fluxul de olefine C_4 poate fi utilizat ca alimentare într-o instalație de polimerizare, unde el este convertit în cauciuc sintetic, latex etc.

Exemplul 1. În acest exemplu, o coloană cu diametrul de 25,4 mm (inch) este încărcată cu 3,04 m (10 feet) de catalizator sub forma unei structuri de distilare, în porțiunea superioară a coloanei. O secțiune de stripare de 0,60 m (2 feet), conținând inele Pall, a fost plasată sub stratul de catalizator.

Alimentarea reactorului cu coloană de distilare a constituit-o o fracție C_4 . Analizele, condițiile de operare și rezultatele sunt prezentate în tabelul II, care urmează. Analizele cromatografice, corespunzătoare fracțiunii de vârf, au fost efectuate pentru a determina componenții nedorțiți.

Tabelul 2

Condiții de operare

Ore, h	47
Presiune, Pa	$3,99 \times 10^5$ (58 psia)
Presiunea parțială a hidrogenului, Pa	$1,08 \times 10^5$ (1,1 psia)
Temperatura, °C	
în partea superioară	43,3 (110°F)
în strat	46,1 (115°F)
în partea inferioară	51,1 (124°F)
Debite, Kg/h	
alimentare	0,453 (1 lbs/h)
produs de vârf	0,408 (0,9 lbs/h)
produs de blaz	0,045 (0,1 lbs/h)
Debitul de hidrogen, l/h	8,5 (0,3 scfh)

Analize

Component	Alimentare %	Hidrogen %	Produs de vârf %	Produs de blaz %	Modificare %
	47 h		47 h	41 h	
Hidrogen		100,00			
Azot					
Etilenă	0,01		0,00	0,00	
Etan	0,04		0,00	0,00	
Propilenă	0,11		0,07	0,00	-45

RO 120132 B1

Analize (continuare)

Component	Alimentare %	Hidrogen %	Produs de vârf %	Produs de blaz %	Modificare %
	47 h		47 h	41 h	
Propan	0,18		0,07	0,01	-66
MeAcet	0,15		0,07	0,02	-57
Propadienă	0,05		0,02	0,01	-60
Ciclopropan	0,02		0,01	0,00	-43
izo-Butan	1,79		1,54	0,78	-18
izo-Butenă	11,77		11,64	9,38	-3
1-Butenă	11,69		13,91	9,86	-16
1,3-Butadienă	58,87		57,16	56,01	-3
n-Butan	5,42		5,46	5,45	1
Vinil acetilenă	1,887		0,4985	1,9251	-66
Trans- 2-Butenă	3,44		5,14	6,06	53
Etil acetilenă	0,6314		0,2810	0,4505	-53
MeCiclopropan	0,03		0,03	0,03	5
cis 2-Butenă	3,33		3,82	6,05	21
1,2-Butadienă	0,22		0,10	0,63	-32
Hidrocarbură C ₅	0,26		0,03	2,07	-13
Mai grele	0,10		0,13	0,94	109
Total	100,00		100,00	100,00	0,00
lb/h	1,0	0,0017	0,9	0,1	

Exemplul 2. În mod substanțial, au fost obținute rezultate identice, folosind procedeul din prezenta invenție, cu o alimentare similară, cu un catalizator similar, într-un reactor cu coloană de distilare, având diametrul de 7,62 cm (3 inches), cu singura deosebire că s-au recuperat ca produs de vârf al coloanei, peste 99% din hidrocarburile C₄.

Revendicări

1. Procedeu pentru îndepărtarea acetilenelor și 1,2-butadienei din fluxurile de hidrocarburi alifatiche C₄, caracterizat prin aceea că acesta cuprinde:

a) alimentarea hidrogenului și a fluxului de hidrocarburi C₄, cuprinzând 1,2-butadienă și acetilene, într-un reactor cu coloană de distilare conținând un pat de catalizator de hidrogenare, selectat dintre platină, paladiu, rodiu sau amestecuri ale acestora,

(b) simultan, în reactorul cu coloană de distilare, are loc:

(1) contactarea fluxului de hidrocarburi cu hidrogenul, în prezența catalizatorului de hidrogenare, în condiții de hidrogenare, pentru a hidrogena selectiv o parte din acetilene și 1,2-butadienă, pentru a forma un amestec de reacție și

RO 120132 B1

(2) distilarea fracționată a amestecului de reacție, pentru a îndepărta fracțiunile mai grele, și îndepărtarea unei fracțiuni de vârf, cuprinzând în mod substanțial toți compușii C ₄ , având un conținut redus de acetilene și 1,2-butadienă.	1 3
2. Procedeu în conformitate cu revendicarea 1, caracterizat prin aceea că , catalizatorul de hidrogenare cuprinde platină, paladiu sau rodiu.	5
3. Procedeu în conformitate cu revendicarea 1, caracterizat prin aceea că presiunea parțială a hidrogenului, în reactorul cu coloană de distilare, este cuprinsă între 0,69 și 517 kPa (0,1 și 75 psia).	7
4. Procedeu în conformitate cu revendicarea 1, caracterizat prin aceea că presiunea în reactorul cu coloană de distilare este cuprinsă între 0 și 2416 kPa (0 și 350 psia).	9
5. Procedeu în conformitate cu revendicarea 3, caracterizat prin aceea că presiunea parțială a hidrogenului, în reactorul cu coloană de distilare, este mai mică de 345kPa (50 psia).	11 13
6. Procedeu în conformitate cu revendicarea 5, caracterizat prin aceea că presiunea parțială a hidrogenului, în reactorul cu coloană de distilare, este mai mică de 240 kPa (35 psia).	15
7. Procedeu în conformitate cu revendicarea 1, caracterizat prin aceea că acetilenele cuprind vinilacetilenă.	17
8. Procedeu în conformitate cu revendicarea 1, caracterizat prin aceea că acetilenele cuprind etilacetilenă.	19
9. Procedeu în conformitate cu revendicarea 1, caracterizat prin aceea că , catalizatorul cuprinde platină.	21
10. Procedeu în conformitate cu revendicarea 1, caracterizat prin aceea că raportul L/D este cuprins în domeniul de la 0,1 până la 40.	23
11. Procedeu în conformitate cu revendicarea 10, caracterizat prin aceea că raportul L/D este cuprins în domeniul de la 0,5 până la 4,0.	25
12. Procedeu în conformitate cu revendicarea 1, caracterizat prin aceea că , catalizatorul este preparat sub forma unei structuri de distilare.	27

