



(12)

BREVET DE INVENȚIE

(21) Nr. cerere: **a 2009 00797**

(22) Data de depozit: **12.06.2003**

(45) Data publicării mențiunii acordării brevetului: **29.11.2012** BOPI nr. **11/2012**

(30) Prioritate:

15.08.2002 US 10/219,877

(41) Data publicării cererii:

30.07.2010 BOPI nr. **7/2010**

(62) Divizată din cererea:

Nr. a **2005 00104**

(73) Titular:

• **CATALYTIC DISTILLATION
TECHNOLOGIES, 10100 BAY AREA
BOULEVARD, PASADENA, TX, US**

(72) Inventatori:

• **SMITH LAWRENCE A. JR., 10100 BAY
AREA BOULEVARD, PASADENA, TX, US;**

• **LOESCHER MITCHELL E., 10100 BAY
AREA BOULEVARD, PASADENA, TX, US;**
• **ADAMS JOHN R., 10100 BAY AREA
BOULEVARD, PASADENA, TX, US;**
• **GELBEIN ABRAHAM P., 3500 PINETREE
TERRACE, FALLS CHURCH, VA, US**

(74) Mandatar:

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

(56) Documente din stadiul tehnicii:

US 3155742; US 5866736

(54) **PROCEDEU DE ALCHILARE A PARAFINELOR**



RO 125601 B1

1 Prezenta invenție se referă la un procedeu de alchilare a unei parafine. Invenția
descrie alchilarea șarjelor de hidrocarburi parafinice. Prezenta invenție se referă atât la o
3 îmbunătățire a condițiilor de operare, cât și la materia primă pentru alchilarea parafinelor în
condiții acide.

5 Obiectivul comun al majorității procedeelelor de alchilare este de a aduce izoalcanii
(sau compuși aromatici) și olefinele ușoare în contact intim cu un catalizator acid, pentru a
7 se obține un produs de alchilare. În industria de rafinare a petrolului, alchilarea
hidrocarburilor alifatică cu hidrocarburi olefinice, în prezență de catalizator acid, este un
9 procedeu binecunoscut. Alchilarea reprezintă reacția unei parafine, de regulă, a unei izo-
parafine, cu o olefină în prezența unui acid tare, cu formare de parafine, de exemplu, cu cifră
11 octanică mai mare decât materiile prime, și care au punctul de fierbere în intervalul
benzinelor. În rafinarea petrolului, această reacție este reprezentată, în general, de reacția
13 unei olefine cu 3...5 atomi de carbon cu izobutan.

15 În reacțiile de alchilare din procesele de rafinare, catalizatorii acid fluorhidric sau
sulfuric sunt cei mai utilizați în condiții de temperatură scăzută. Procedeele cu acid la rece
sau la temperatură scăzută sunt favorizate deoarece reacțiile secundare sunt minimizate.
17 În procedeul tradițional reacția se efectuează într-un reactor în care reactanții hidrocarbonați
sunt dispersați într-o fază continuă de acid.

19 Deși acest procedeu nu este ecologic și prezintă pericol în operare, nu există alt
procedeu la fel de eficient și, de aceea, continuă să fie procedeul principal de alchilare
21 pentru îmbunătățirea cifrei octanice în întreaga lume. Având în vedere că procedeul cu acid
la rece va continua să fie procedeul preferat, s-au făcut diferite propuneri de a îmbunătăți
23 reacția și, într-o oarecare măsură, de a modera efectele nedorite.

25 Brevetul **US 5220095** prezintă utilizarea în procesul de alchilare a materialului de
contact polar sub formă de particule și a acidului sulfuric fluorurat.

27 Brevetele **US 5420093** și **5444175** au încercat să combine materialul de contact sub
formă de particule și catalizatorul prin impregnarea unui suport mineral sau organic sub
formă de particule cu acid sulfuric.

29 S-au propus diferite sisteme statice pentru contactarea reactanților lichid/lichid, de
exemplu, brevetele **US 3496996**, **3839487**, **2091917** și **2472578**. Totuși, cea mai utilizată
31 metodă de amestecare a catalizatorului și reactanților este utilizarea diferitelor dispuneri de
palete, racleți, agitatoare impeller și altele care produc o agitare și amestecare a com-
33 ponentelor (de exemplu, brevetele **US 3759318**, **4075258** și **5785933**).

35 Problema tehnică pe care își propune să o rezolve invenția constă în creșterea
eficienței procedeeului de alchilare a parafinelor din procesul de rafinare a petrolului.

37 Într-o variantă de realizare, procedeul de alchilare a unei parafine, conform invenției,
cuprinde aducerea în contact a unor materiale fluide care cuprind alcan și olefină în flux
paralel, în prezența unui catalizator acid în contact cu un dispersor care cuprinde cel puțin
39 o plasă de dispersare și elemente de contactare, pentru a se atinge prin aceasta dispersia
radială a materialelor fluide, pentru a se efectua un contact mai bun în condiții de
41 temperatură și presiune, spre a reacționa respectivul alcan și respectiva olefină în sensul
producerii de produs alchilat.

43 Într-o altă variantă de realizare, procedeul de alchilare a unei parafine cuprinde
aducerea în contact a unor materiale fluide care cuprind alcan și olefină, în prezența unui
45 catalizator acid în contact cu un dispersor care cuprinde cel puțin un dispersor din plasă și
elemente de contactare, pentru a se atinge prin aceasta o dispersie radială a materialelor
47 fluide, pentru a se efectua un contact mai bun în condițiile de temperatură și presiune
necesare pentru ca respectivul alcan și respectiva olefină să reacționeze în sensul producerii
49 de produs alchilat.

RO 125601 B1

Invenția prezintă un progres semnificativ în tehnologia referitoare la alchilare și, îndeosebi, la alchilarea parafinelor din procesul de rafinare a petrolului, prin asigurarea atât a unui procedeu eficient de alchilare, cât și a unei materii prime olefinice noi, și a unui aparat pentru obținerea unui grad de contact ridicat între catalizatorul lichid și reactanții fluizi, fără agitare mecanică, prin aceasta fiind eliminată etanșarea axului, fiind reduse costurile și fiind îmbunătățită separarea produsului acid.

Există două aspecte ale prezentei invenții. Primul aspect îl constituie un procedeu pentru alchilarea parafinei, de preferință, izoparafină cu olefină sau precursor de olefină, care cuprinde contactarea unui sistem fluid care conține catalizator acid, alcan și olefină în echicurent, de preferință descendent, în contact cu o zonă de reacție cu umplutură interioară, cum ar fi un dispersor (descriș în continuare), în condiții de temperatură și presiune pentru a reacționa respectiva izoparafină și respectiva olefină, cu formarea unui produs alchilat. De preferință, sistemul fluid conține un lichid și este menținut la aproximativ punctul de fierbere al acestuia în zona de reacție.

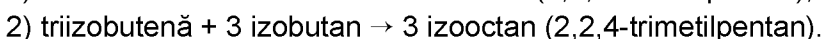
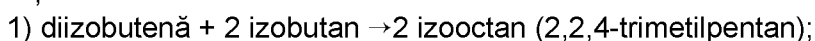
Al doilea aspect conform prezentei invenții se referă la olefina folosită în alchilare, care este caracteristică unui precursor olefinic. Precursorul olefinic este un oligomer al uneia sau mai multor olefine terțiare, cum ar fi dimerul, trimerul etc. de izobutenă, sau un material care corespunde respectivului oligomer. Într-o realizare preferată, prezenta alchilare folosește, drept componentă olefinică în alchilarea cu izoalcani, oligomeri ai olefinelor terțiare.

În mod surprinzător, s-a descoperit că, atunci când reactanții olefinici care corespund oligomerilor de olefine (de exemplu, oligomeri de olefine cu catenă mai lungă, obținuți prin polimerizarea olefinelor cu catenă mai scurtă) sunt supuși reacției de alchilare, în mediu acid, cu un izoalcan, aceștia reacționează mai degrabă mol la mol cu olefinele constituente ale oligomerului, decât cu oligomerii *per se*, cu formarea produsului alchilat corespunzător olefinei(lor) constituente și izoalcanului, și nu, cum ar fi de așteptat, a alchilatului corespunzător oligomerului *per se*. Reacția poate fi condusă într-un aparat care conține un reactor vertical, ce conține un dispersor sau alte umpluturi adecvate zonei de reacție care poate cuprinde întreaga coloană sau o porțiune a acesteia.

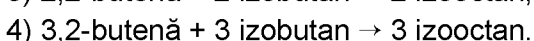
Figura este o reprezentare schematică a primului aspect al prezentului aparat în care poate fi realizat procedeu de alchilare.

Reacția oligomerului olefinelor terțiare cu izoalcanii are loc mai degrabă mol la mol cu olefinele terțiare constituente ale oligomerului, decât cu oligomerii. Produsul alchilat corespunde reacției olefinei terțiare și izoalcanilor.

În scopul ilustrării, și nu al limitării procedurii, se consideră că, în locul reacției așteptate între oligomer și izoalcan, oligomerul este cracat în componentele sale olefinice care reacționează mol la mol cu izoalcanul:



Punctul de vedere obișnuit a fost că produsul reacției 1) ar fi un alcan C_{12} , iar produsul reacției 2) ar fi un alcan C_{16} , în timp ce produsul reacțiilor 1) și 2) este același și nu diferă de produsul reacției de alchilare convențională, la rece cu acid:



Marele avantaj al prezentei invenții este că, deși alchilările cu acid sunt extrem de exoterme și necesită răcire substanțială pentru a menține temperatura de reacție în intervalul optim, prezenta reacție a oligomerilor cu izoalcanii, cu formare de produs alchilat cu același randament, a necesitat mai puțină răcire, făcând procedeu mai puțin costisitor, la același randament în produs util.

RO 125601 B1

1 Un procedeu specific de obținere a oligomerului este cel efectuat într-o distilare
catalitică, de exemplu, unități care altădată erau utilizate pentru a obține MTBE pot fi
3 transformate ușor pentru a se obține un oligomer, pur și simplu prin modificarea șarjei de
alimentare a reactorului, deoarece același catalizator se folosește în ambele reacții.

5 De preferință, oligomerul conține olefine $C_8 \dots C_{16}$ corespunzător oligomerului preparat
din olefine $C_3 \dots C_5$. Într-o formă de realizare preferată oligomerul are 6...16 atomi de carbon
7 și corespunde oligomerilor care se prepară din olefine $C_4 \dots C_5$.

Reacția de alchilare a unei parafine este cel mai des utilizată pentru prepararea unei
9 componente C_8 a benzinei. De regulă, materiile prime pentru acest procedeu sunt normal
butena și terțiar butanul într-o reacție "acid rece", de regulă cu acid sulfuric sau HF. Normal
11 butena (de exemplu, 2-butena) este o componentă a petrolului ușor, alături de normal butan,
izobutan și *terț*-butenă. Separarea normal butenei de izobutenă poate fi efectuată cu
13 dificultate prin fracționare din cauza punctelor de fierbere apropiate ale acestora. O cale
preferată de separare a acestor izomeri olefinici sau a celor a analogilor lor C_5 este de a
15 reacționa olefina terțiară mai reactivă, pentru a forma un produs mai greu, care se separă
cu ușurință de olefinele normale prin fracționare.

17 Până în prezent, olefina terțiară s-a reacționat cu un alcool inferior, cum ar fi metanol
sau etanol, pentru a forma eteri, cum ar fi metil *terț*-butil eterul (MTBE), etil *terț*-butil eterul
19 (ETBE), *terț*-amil metil eterul (TAME), care se utilizează ca agenți de îmbunătățire a cifrei
octanice a benzinei, dar care se evită din cauza problemelor legate de toxicitate.

21 Oligomerizarea olefinei terțiare este, de asemenea, o reacție preferată când se
efectuează pe un flux de petrol, separarea olefinei normale fiind ușor de realizat prin
23 fracționarea din oligomerii mai grei (cu puncte de fierbere mai ridicate, în principal dimeri și
trimeri). Oligomerii pot fi utilizați drept componente ai benzinei, dar există limite ale cantității
25 de material olefinic dorit sau permis în benzină, și în mod frecvent, pentru utilizarea lor în
benzină, este necesară hidrogenarea oligomerilor. Componentul cel mai dorit pentru
27 amestecurile de benzină este C_8 , de exemplu, izooctan (2,2,4- trimetilpentan).

Oligomerul poate fi cracat până la olefinele terțiare inițiale, și utilizat în reacția cu acid
29 la rece. Totuși, prezenta invenție a descoperit că nu este necesară cracarea oligomerului
care, în reacția cu alcanul, în prezență de acid la rece, poate constitui materia primă
31 olefinică, sau poate fi coalimentat împreună cu monoolefine. După cum s-a menționat mai
sus, rezultatul este același produs ca și în cazul în care utilizează monoolefina, ca atare, cu
33 avantajul suplimentar al unei reacții globale exoterme mai scăzute, care necesită mai puțină
răcire și, prin urmare, un cost energetic mai mic al alchilării.

35 Procedeu de oligomerizare produce o căldură de reacție care nu necesită
îndepărtarea căldurii, ca în procedeu cu acid la rece. De fapt, când oligomerizarea se
37 efectuează într-o reacție de tip distilare catalitică, căldura de reacție se îndepărtează prin
evaporarea, în acest tip de reacție, a monoolefinelor și alcanilor cu puncte de fierbere
39 scăzute, care se separă de oligomer. Astfel, chiar dacă în reacția de oligomerizare se
produce căldură, aceasta nu are importanță în obținerea benzinei deoarece ea este utilizată
41 în fracționare, și costul de operare al unității de alchilare se reduce prin utilizarea
oligomerului ca înlocuitor parțial sau total al olefinei convenționale cu catenă scurtă.

43 Într-o formă de realizare preferată a procedurii de alchilare, se contactează un flux
de petrol ușor, care conține olefine normale și terțiare, cu un catalizator de rășină acidă, în
45 condiții de oligomerizare, pentru a reacționa, de preferință, o parte a olefinelor terțiare cu ele
însele, pentru a forma oligomeri, și se alimentează oligomerii într-o zonă de alchilare
47 împreună cu un izoalcan, în prezența unui catalizator acid de alchilare, cu formarea unui
produs de alchilare cuprinzând alchilatul olefinei terțiare și al izoalcanului.

RO 125601 B1

Oligomerizarea poate fi efectuată în fază parțial lichidă, în prezența unui catalizator acid de rășină cationică, fie într-o reacție cu trecere directă, fie într-o reacție de distilare catalitică unde există atât o fază de vapori, cât și o fază lichidă și reacție/fracționare concomitentă. De preferință, materia primă este o fracțiune de petrol ușor C₄-C₅, C₄ sau C₅. Olefinele terțiare pot include izobutenă și izoamilene, și sunt mai reactive decât izomerii olefine normale, și sunt, de preferință, oligomerizate. Producții oligomerici primari sunt dimerii și trimerii. Izoalcanii, de preferință, conțin izobutan, izopentan sau amestecuri ale acestora.

Când se utilizează un reactor cu trecere directă, cum ar fi cel descris în brevetele **US 4313016**, **4540839**, **5003124** și **6335473**, tot efluentul care cuprinde oligomer, olefine normale și izoalcani poate fi alimentat într-o reacție de alchilare acidă. Alcanii normali sunt inerți în condițiile prezentei alchilării. În condiții de alchilare, izoalcanul reacționează cu olefina normală pentru a forma un produs alchilat, și cu olefinele constituente individuale ale oligomerilor, pentru a forma un alt produs alchilat. Implicația rezultatului prezentului procedeu este aceea că oligomerii sunt disociați sau într-un mod oarecare fac accesibile olefinele constituente pentru reacția cu izoalcanii.

Astfel, reacția va fi:

- 1) oligomer de izobutenă + izobutan → izooctan;
- 2) oligomer de izobutenă + izopentan → alcani C₉ ramificați;
- 3) oligomer de izoamilenă + izobutan → alcani C₉ ramificați;
- 4) oligomer de izoamilenă + izopentan → alcani C₁₀ ramificați;

În timp ce ar fi fost de așteptat ca în reacția 1) să se formeze cel puțin sau majoritar alcani C₁₂, în reacția 2) ar fi trebuit să se formeze cel puțin sau majoritar alcani C₁₃, în reacția 3) ar fi trebuit să se formeze cel puțin sau majoritar alcani C₁₄, iar în reacția 4) ar fi trebuit să se formeze cel puțin sau majoritar alcani C₁₅.

Dacă se folosește pentru oligomerizare o reacție de distilare catalitică, așa cum ar fi cea descrisă în brevetele **US 4242530** sau **4375576**, oligomerul se separă din produsul de reacție de olefinele și alcanii normali care au puncte de fierbere scăzute, prin fracționare concomitentă. Fluxurile de olefine și alcani normali (capete de distilare) și de oligomeri (blazuri) pot fi unite sau alimentate individual în reacția de alchilare, sau pot fi folosite individual, cel puțin oligomerul fiind alimentat în reacția de alchilare.

Prezenta invenție prezintă un aparat de contactare perfecționat și un procedeu pentru prepararea și separarea unui produs alchilat folosind acid sulfuric drept catalizator. Acest aparat sau unul similar poate fi folosit și cu alți acizi sau amestecuri de acizi.

De preferință, prezentul procedeu folosește un reactor descendent, umplut cu material de contactare sau de umplere (care poate fi inert sau catalitic), prin care trece un amestec multifazic, în echicurent, de acid sulfuric, solvent hidrocarbonat și reactanți la punctul de fierbere al sistemului. Sistemul cuprinde o fază hidrocarbonată și o fază de emulsie acid/hidrocarbură. O cantitate semnificativă de acid sulfuric este menținută pe umplutură. Reacția se consideră că are loc între faza hidrocarbonată descendentă și acidul sulfuric dispersat pe umplutură. Olefina se dizolvă continuu în faza de acid, și produsul alchilat se extrage continuu în faza hidrocarbonată. Ajustarea presiunii și a compoziției hidrocarburi controlează temperatura punctului de fierbere. Reactorul este, de preferință, operat în fază continuă de vapori, dar poate fi operat și în fază continuă lichidă. Presiunea este, de preferință, mai mare în vârful reactorului decât la baza acestuia.

Reglarea debitelor și a gradului de vaporizare controlează scăderea presiunii în reactor. Se preferă injectarea multiplă a olefinei. Tipul de umplutură influențează și scăderea presiunii datorită retenției fazei acide. Amestecul care conține produsul, înainte de fracționare, este solventul de circulare preferat. Emulsia acidă se separă rapid de hidrocarbura

RO 125601 B1

1 lichidă și, în mod normal, se recirculă, cu un timp de staționare de numai câteva minute în
separatorul fazei de blaz. Deoarece produșii sunt, în principal, extrași rapid din faza acidă
3 (emulsie), promotorii reacției și/sau emulsiei utilizați în procedeele convenționale de alchilare
cu acic sulfuric pot fi adăugați fără a se sparge emulsia. Procedul poate fi descris ca fiind
5 continuu în raport cu hidrocarbura, și nu continuu față de acid.

De preferință, dispersorul conține un element de contact (de coalescență) con-
7 vențional lichid-lichid, de tipul celor care operează pentru coalescența lichidelor evaporate.
Acestea sunt, de regulă, cunoscute drept "separatoare de lichide" sau "separatoare de pică-
9 turi"; totuși, în prezenta invenție elementul funcționează pentru dispersarea materialelor
fluide în reactor, pentru a realiza un contact mai bun. Un dispersor adecvat cuprinde o plasă,
11 cum ar fi o plasă din fir de sârmă co-împletit cu fibră de sticlă. De exemplu, s-a găsit că poate
fi utilizată, în mod eficient, o plasă tubulară co-împletită, cu ac 90, din fir de sârmă și fibră de
13 sticlă multifilamentară, cum ar fi cea fabricată de Amistco Separation Products, Inc. din Alvin,
Texas; totuși, se înțelege că pot fi folosite în aparat și diferite alte materiale, cum ar fi sârmă
15 co-împletită cu teflon multifilamentar (Dupont TM), vată de oțel, polipropilenă, PVDF,
poliester sau diferite alte materiale co-împletite. Pot fi folosite diferite umpluturi tip sită din
17 sârmă, în care sitele sunt mai degrabă țesute decât împletite. Alte dispersoare acceptabile
includ plăci perforate și metale expandate, structuri cu canale deschise care sunt co-țesute
19 cu fibre de sticlă sau alte materiale, cum ar fi polimeri co-tricotați cu sită din sârmă expandată
sau foi perforate. În plus, componentul multifilamentar poate fi catalitic. Materialul catalitic
21 multifilamentar poate fi polimeric, cum ar fi rășină vinilică sulfonată (de exemplu, Amberlyst)
și metale catalitice cum ar fi Ni, Pt, Co, Mo, Ag.

23 Dispersorul conține de la cel puțin 50% vol spațiu liber până la aproximativ 97% vol
spațiu liber. Dispersoarele sunt poziționate în reactor în zona de reacție. Astfel, componentul
25 multifilamentar și elementul structural, de exemplu, sârmă împletită, trebuie să cuprindă de
la aproximativ 3% vol până la aproximativ 50% vol din dispersorul total, restul fiind spațiu
27 liber.

Dispersoarele adecvate includ umpluturi structurate de distilare catalitică, ce au rolul
29 de a susține catalizatorul sub formă de particule, sau umpluturi de distilare structurate,
formate dintr-un material activ catalitic, cum ar fi cel descris în brevetul **US 5730843**, care
31 este inclus în prezenta descriere în totalitate, și care prezintă structuri care au un cadru făcut
din două grătare substanțial verticale, distanțate și rigidizate printr-o multitudine de elemente
33 rigide, substanțial orizontale, și o multitudine de tuburi din plasă de sârmă, substanțial
orizontale, montate pe grătare, pentru a forma o serie de căi pentru fluid printre tuburi,
35 respectivele tuburi fiind goale sau conținând materiale catalitice sau necatalitice; și umpluturi
structurate care sunt inerte catalitic, ce sunt, de regulă, construite din metal ondulat încovoiat
37 la diferite unghiuri, plasă de sârmă care este ondulată, sau grătare care sunt puse unul peste
altul orizontal, cum se descrie în brevetul **US 6000685**, care este inclus în prezenta descriere
39 în totalitate, și care descrie structuri de contact care conțin o multitudine de foi din plasă de
sârmă cu ondulații în formă de V, având porțiuni plate între V-uri, respectiva multitudine de
41 foi fiind de mărime substanțial uniformă, cu vârfurile orientate în aceeași direcție și
substanțial aliniolate, respectivele foi fiind separate printr-o serie de elemente rigide orientate
43 normal față de și sprijinindu-se pe respectivele V-uri.

Alte dispersoare adecvate includ: (A) umpluturi de distilare aleatoare sau presate,
45 care sunt: umpluturi presate inerte catalitic, ce conțin fracții goale mai mari și mențin o
suprafață specifică relativ mare, cum ar fi șei Beri (ceramică), inele Raschig (ceramică), inele
47 Raschig (oțel), inele Pali (metal), inele Pali (plastic, de exemplu, polipropilenă) și altele, și
umpluturi aleatoare active catalitic, ce conțin cel puțin un ingredient activ catalitic, cum ar fi

RO 125601 B1

Ag, Rh, Pd, Ni, Cr, Cu, Zn, Pt, Tu, Ru, Co, Ti, Au, Mo, V și Fe, precum și componente impregnate, cum ar fi complecși metal-chelat, acizi cum ar fi acidul fosforic, sau materiale pulverulente anorganice, legate, cu activitate catalitică; și (B) monoliți care sunt inerti sau activi catalitic, care sunt structuri cu canale verticale multiple, independente, și pot fi făcute din diferite materiale cum ar fi plastic, ceramică sau metale, în care canalele sunt de regulă pătrate; totuși, pot fi folosite și alte forme geometrice, utilizate ca atare sau acoperite cu materiale catalitice. 1
3
5
7

Materia primă hidrocarbonată supusă alchilării prin procedeul conform prezentei invenții se introduce în zona de reacție în fază continuă de hidrocarbură, care conține cantități eficiente de materii prime olefinice și izoparafinice, care sunt suficiente pentru formarea unui produs alchilat. Raportul molar olefină:izoparafină în alimentarea reactorului trebuie să fie de la aproximativ 1:1,5 până la aproximativ 1:30, și, de preferință, de la aproximativ 1:5 până la aproximativ 1:15. Pot fi folosite și rapoarte mai mici olefină:izoparafină. 9
11
13

Componenta olefinică trebuie, de preferință, să conțină 2 până la 16 atomi de carbon, și componenta izoparafinică trebuie, de preferință, să conțină 4 până la 12 atomi de carbon. Exemplele reprezentative de izoparafine adecvate includ izobutan, izopentan, 3-metilhexan, 2-metilhexan, 2,3-dimetilbutan și 2,4-dimetilhexan. Exemplele reprezentative de olefine adecvate includ 2-butenă, izobutilenă, 1-butenă, propilenă, pentene, etilenă, hexenă, octenă și heptenă, pentru a numi câteva, și, cum s-a descris mai sus, pot fi și oligomerii acestor olefine. 15
17
19
21

În procedeul fluid sistemul utilizează catalizatori de acid fluorhidric sau acid sulfuric în condiții de temperatură relativ scăzută. De exemplu, reacția de alchilare cu acid sulfuric este deosebit de sensibilă față de temperatură, temperaturile scăzute fiind preferate pentru a minimiza reacția secundară de polimerizare a olefinelor. Tehnologia de rafinare a petrolului favorizează alchilarea față de polimerizare deoarece pot fi obținute cantități mai mari de produși cu cifră octanică mai mare, din olefinele cu catenă scurtă. Tăria acidului în aceste procedee de alchilare în fază lichidă, catalizate cu acid, este, de preferință, menținută la 88 până la 94% în greutate, folosind adăugarea continuă de acid proaspăt și evacuarea continuă a acidului epuizat. Alți acizi, cum ar fi acidul fosforic solid, pot fi utilizați prin depunerea catalizatorilor în sau pe materialul de umplură. 23
25
27
29
31

De preferință, procedeul conform prezentei invenții trebuie să includă cantități relative de acid și hidrocarbură alimentate la vârful reactorului, în raport volumetric variind de la aproximativ 0,01:1 până la aproximativ 2:1, și mai preferat în raport variind de la aproximativ 0,05:1 până la aproximativ 0,5:1. În forma de realizare cea mai preferată, conform prezentei invenții, raportul acid:hidrocarbură trebuie să varieze de la aproximativ 0,1:1 până la aproximativ 0,3:1. 33
35
37

În plus, dispersia acidului în zona de reacție trebuie să se facă cu menținerea reactorului la o temperatură variind de la aproximativ 0°F (-17°C) până la aproximativ 200°F (93°C) și, mai preferat, de la aproximativ 35°F (1,6°C) până la aproximativ 130°F (54°C). În mod similar, presiunea vasului de reacție trebuie menținută la un nivel care variază de la aproximativ 0,5 ATM (50,7 kPa) până la aproximativ 50 ATM (5066 kPa) și, mai preferat, de la aproximativ 0,5 ATM (50,7 kPa) până la aproximativ 20 ATM (2026 kPa). Cel mai preferabil, temperatura reactorului trebuie menținută într-un interval de la aproximativ 40°F (4,4°C) până la aproximativ 110°F (43°C), și presiunea în reactor trebuie să fie menținută într-un interval de la aproximativ 0,5 ATM (50,7 kPa) până la aproximativ 5 ATM (506,6 kPa). 39
41
43
45

RO 125601 B1

1 În general, condițiile de operare particulare, utilizate în procedeul conform prezentei
invenții, depind într-o oarecare măsură de reacția de alchilare ce se efectuează. Condițiile
3 de procedeu, cum ar fi temperatura, presiunea și viteza spațială, precum și raportul molar
al reactanților afectează caracteristicile produsului alchilat rezultat și pot fi reglate conform
5 parametrilor cunoscuți unui specialist în domeniu.

Avantajul operării la punctul de fierbere al prezentului sistem de reacție este acela
7 că există o evaporare ce contribuie la disiparea căldurii de reacție și la aducerea temperaturii
materialelor care intră la o temperatură mai apropiată de cea a materialelor care ies din
9 reactor, ca într-o reacție izotermă.

De îndată ce reacția de alchilare s-a definitivat, amestecul de reacție se transferă într-un
11 vas de separare adecvat, unde faza hidrocarbonată, conținând produsul alchilat și reactanții
nereacționați, se separă de acid. Deoarece densitatea tipică pentru faza hidrocarbonată variază
13 de la aproximativ 0,6 g/cc până la aproximativ 0,8 g/cc, și deoarece densitățile acidului în
general sunt cuprinse între aproximativ 0,9 g/cc și aproximativ 2,0 g/cc, cele două faze se
15 separă cu ușurință în decantoare gravitaționale convenționale. Separatoarele gravitaționale
adecvate includ decantoarele. Sunt adecvate și hidrocicloanele, care efectuează separarea
17 pe baza diferenței de densitate.

O realizare a alchilării este prezentată în figura care este o reprezentare schematică
19 simplificată a aparatului și fluxului procedeuului. Elemente cum ar fi: ventile, fierbătoare,
pompe etc. au fost omise.

Reactorul **10** este prezentat conținând o plasă dispersoare **40**. Prezentele
21 dispersoare realizează dispersia radială a materialelor fluide sau fluidizate în reactor. Frațiu-
nea de alimentare în reactor conține o olefină alimentată prin linia **12**, cum ar fi *n*-butenă, și
23 o izoparafină (de exemplu, izobutan) alimentată via linia **14**, prin linia **52**. De preferință, o
parte a olefinei se alimentează în reactor prin liniile **16a**, **16b** și **16c**. Un catalizator lichid
25 acid, cum ar fi H₂SO₄, se alimentează prin linia **56** și acidul de completare poate fi introdus
prin linia **38**. Reactanții hidrocarbonați se alimentează în reactor, care este, de preferință, o
27 coloană, în general cilindrică, prin linia **58** și prin mijloacele de dispersie adecvate
(nefigurate) în plasa dispersoare **40**, de exemplu, o plasă co-împletită din fir de sârmă cu
29 fibră de sticlă.

Reactanții hidrocarbonați și hidrocarburi nereactive (de exemplu, normal butan) se
31 contactează intim cu catalizatorul acid pe măsură ce alchilarea are loc. Reacția este
exotermă. Presiunea, precum și cantitățile de reactanți se reglează pentru a menține
33 componentele sistemului la punctul de fierbere, dar parțial în fază lichidă, când
componentele sistemului trec în jos prin reactor, în fază mixtă vapor/lichid, și ies prin linia
35 **18** în decantorul **30**. În decantor componentele sistemului se separă într-o fază acidă **46**
conținând catalizator, o fază hidrocarbonată **42** conținând alchilatul, olefina nereacționată
37 și izoparafină nereacționată, și hidrocarburi nereactive, și o fază de vapor **44** care poate
conține fiecare dintre componente și orice componentă hidrocarbonată mai ușoară, care se
39 îndepărtează din sistem prin linia **50**, pentru manipulare ulterioară, după cum este necesar.

Cea mai mare parte a fazei acide se recirculă prin linia **24** și **56** în reactor. Acidul de
41 completare poate fi adăugat prin linia **38**, și acidul epuizat format se îndepărtează prin
43 linia **48**.

Faza lichidă hidrocarbonată se îndepărtează prin linia **22** cu o parte recirculată pe la
45 vârful reactorului, prin linia **28**. Restul de fază hidrocarbonată se alimentează în coloana de
distilare **20**, prin linia **26**, unde se fracționează. Normal butanul, dacă este prezent în materia

RO 125601 B1

primă, poate fi îndepărtat prin linia 36, și produsul alchilat se îndepărtează prin linia 34. 1
Capetele de distilare 32 sunt în principal izoalcan nereacționat, care se recirculă prin linia 3
52 pe la vârful reactorului 10.

Date experimentale pentru alchilarea izoparafinei + olefinei

În exemplele care urmează reactorul de laborator are 15 ft (4,57 m) înălțime și 1,5 inch 5
(3,81 cm) diametru. Este umplut cu cantități și tipuri variabile de material de umplutură. Stocul 7
de H₂SO₄ este de aproximativ 1 l, în funcție de retenția umpluturii utilizate. Rezervorul tampon 9
este de aproximativ 3 l și, prin acesta, tot acidul plus hidrocarbura lichidă ies pe la partea de 11
jos pentru a circula un amestec bifazic cu o singură pompă. Materiile prime se introduc la 13
vârful reactorului, pentru a curge descendent cu amestecul recirculat. Vaporii produși pe baza 15
căldurii de reacție și a căldurii ambiante contribuie și ajută la presarea lichidelor în jos prin 17
umplutură, creând turbulență mare și amestecare. Cea mai mare parte a vaporilor se 19
condensează după ieșirea din reactor. Produsul hidrocarbonat sub formă lichidă sau de vapori
necondensați trec printr-un separator de acid, apoi printr-un regulator de contrapresiune, la
vasul de deizobutanizare. Debitmetrele masice se utilizează pentru fluxurile de alimentare, iar cu un Dopplermetru se măsoară viteza de circulație. Producții lichizi de la vasul de deizobutanizare se cântăresc. Debitul purjat este estimat ca fiind diferența dintre debitul masic alimentat și producții lichizi evacuați. Prin GC se analizează toți producții hidrocarbonați, inclusiv purja. Titrarea se folosește pentru analiza acidului epuizat.

Operare

În exemplele care urmează în unitatea experimentală se circulă hidrocarbura și acidul 21
descendent la punctul de fierbere al hidrocarburilor prezente. Presiunea și temperatura se 23
înregistrează electronic. Temperatura și presiunea la ieșirea din reactor se folosesc pentru
a calcula cantitatea de iC₄ în hidrocarbura recirculată, folosind un calcul rapid iC₄/Alchilat.

Regulatorul presiunii de aspirație, prin care trec atât produsul lichid, cât și vaporii la 25
turnul de deizobutanizare, menține presiunea. Poate fi folosită o cantitate mică de N₂ pentru 27
a împiedica acidul să intre în linia de alimentare. Totuși, prea mult N₂ va produce o scădere
a calității produsului prin diluarea izoparafinei reactive în faza de vapori.

Pompa de circulație, în determinarea experimentală, circulă atât stratul de emulsie 29
de acid, cât și stratul de hidrocarbură lichidă. Ca alternativă, aceste două faze pot fi pompate 31
separat.

Stocul de acid se menține prin deviația momentană a întregului reciclu printr-un tub 33
de măsurare folosind un ventil cu trei căi. Materialul captat se depune în câteva secunde,
formând două straturi. Procentul volumetric al stratului de acid și al stratului de hidrocarbură 35
se utilizează apoi împreună cu citirea de pe Dopplermetru, pentru a estima debitele
volumetrice de circulație ale ambelor faze.

DP (presiune mai mare la vârful sau la intrarea în reactor) se menține între 0 și 3 psi 37
(între 0 și 20,68 kPa), prin manipularea debitelor de circulație și a bilanțului termic din unitate.
Diferitele umpluturi, de regulă, necesită diferite debite de vapori și de lichid pentru a se 39
încărca la aceeași DP. Cel mai adesea, căldura ambientă contribuie, și căldura de reacție
asigură încărcarea adecvată cu vapori (în majoritate iC₄). 41

Datorită restricțiilor de răcire, cu fracția de alimentare poate fi introdus aproximativ 43
1...3 lbs/h (0,45...1,36 Kg/h) iC₄ lichid suplimentar, în vederea unei reglări a răcirii. Acest
exces de iC₄ este relativ mic și nu afectează semnificativ raportul iC₄/Olefină deoarece 45
debitele de circulație ale hidrocarburii sunt, de regulă, de ordinul 100...200 lbs/h
(45,36...90,72 Kg/h). Debitul de circulație a hidrocarburii și compoziția domină rapoartele 47
dintre iC₄ și orice altceva.

RO 125601 B1

1 Condiții de operare uzuale pentru alchilarea C₄ în exemple

	Materia primă olefinică	C ₄
3	Olefină introdusă - lb/h (Kg/h)	0,25...0,50 (0,1134...0,2268)
	Alchil la ieșire - lb/h (Kg/h)	0,50...1,2 (0,2268...0,5443)
5	Rxn Temperatură la ieșire - °F (°C)	50...60 (10...15,55)
	Rxn Psig (KPa) la ieșire	6...16 (41,36...110,31)
7	Scăderea de presiune - Psi (kPa)	0,5...3,0 (3,44...20,68)
	Debit reciclu:	
9	Faza acidă - L/min	0,3...1
	Faza HC - L/min	1...3
11	% greut. iC ₄ în reciclul HC	75...45
	% greut. H ₂ SO ₄ în acidul epuizat	83...89
13	% greut. H ₂ O în acidul epuizat	2...4
	Adăugarea de acid proaspăt - lb/gal (Kg/L) alchil	0,3...0,5 (0,036...0,06)
15	Tipul umpluturii	1 sau 2 - vezi notele
	Înălțimea umpluturii în ft. (m)	10...15 (3,048...4,572)
17	Densitatea umpluturii lb/ft (Kg/m ³)	5...14 (80,09...224,25)

Note:

19 1) Umplutura de tip 1 este sârmă 304 ss cu diametrul 0,011 inch (0,2794 mm), co-împletită cu fibră de sticlă multifilamentară de 400 denier la fiecare al doilea ochi.

21 2) Umplutura de tip 2 este sârmă din aliaj 20 cu diametru de 0,011 inch (0,2794 mm), co-împletită cu fir de polipropilenă multifilamentar de 800 denier la fiecare al doilea ochi.

23

Exemplul 1

	Olefine C ₄ de rafinare folosite ca materie primă la laborator	iB scăzut	38% iB în totalul de olefine
25			
27	metan	0,02	0,00
	etan	0,00	0,00
29	etenă	0,00	0,00
	propan	0,77	0,41
31	propenă	0,14	0,16
	propină	0,02	0,00
33	propadienă	0,01	0,02
	izobutan	23,91	47,50
35	izobutenă	0,90	15,90

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

Olefine C ₄ de rafinărie folosite ca materie primă la laborator	iB scăzut	38% iB în totalul de olefine		1
1-butenă	20,02	10,49		3
1,3-butadienă	0,02	0,19		5
<i>n</i> -butan	22,63	10,79		
<i>t</i> -2-butenă	18,05	7,93		7
2,2-dm propan	0,09	0,00		
1-butină	0,00	0,01		9
<i>m</i> -ciclopropan	0,03	0,03		
<i>c</i> -2-butenă	12,09	5,43		11
1,2-butadienă	0,00	0,01		
3M-1-butenă	0,26	0,04		13
izopentan	0,98	0,02		
1-pentenă	0,06	0,82		15
2M-1-butenă	0,01	0,01		
<i>n</i> -pentan	0,01	0,03		17
<i>t</i> -2-pentenă	0,00	0,08		
<i>c</i> -2-pentenă	0,00	0,00		19
<i>t</i> -3-pentadienă	0,00	0,08		
<i>c</i> -1,3-pentadienă	0,00	0,00		21
necunoscute	0,01	0,08		
	100	100		23
Compararea alchilatului de rafinărie cu rezultatele de laborator folosind materie primă C ₄ similară cu iB scăzut				
	Instalația A	Instalația B	Laborator 1	Laborator 2
iC5	6,27	2,70	2,51	2,78
2,3-dmb	4,05	2,84	2,80	3,02
C6	1,63	1,19	1,00	1,15
2,2,3-tmb	0,20	0,17	0,18	0,19
C7	7,17	5,55	4,35	4,35
TMC8	53,88	61,76	66,84	66,93
DMC8	12,27	12,47	12,69	12,44

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

1
3
5
7
9
11
13
15
17
19
21
23
25
27
29
31
33

Compararea alchilatului de rafinărie cu rezultatele de laborator folosind materie primă C ₄ similară cu iB scăzut				
	Instalația A	Instalația B	Laborator 1	Laborator 2
TMC9	5,04	4,22	2,89	2,74
DMC9	0,57	1,01	0,29	0,18
TMC10	1,14	0,91	0,70	0,64
necunoscute C10	0,51	0,54	0,29	0,29
TMC11	0,99	0,77	0,69	0,71
necunoscute C11	1,09	0,02	0,00	0,00
C12	4,37	1,71	4,72	4,60
C13	0,00	1,58	0,00	0,00
C14	0,03	1,57	0,05	0,00
C15	0,00	0,13	0,00	0,00
HV	0,05	0,04	0,00	0,00
neidentificate	0,74	0,83	0,00	0,00
suma	100,00	100,00	100,00	100,00
MM medie	113,4	116,0	114,9	114,6
indice de brom	<1	<1	<1	<1
sulf total, ppm	<10	<10	<10	<10
%TM total	61,05	67,66	71,12	71,01
TM C8/DM C8 (raport)	4,39	4,95	5,27	5,38
TM C9/DM C9 (raport)	8,85	4,19	10,08	15,57
Analiza purjei				
	% în greutate			
hidrogen	0,000			
oxigen	0,124			
azot	3,877			
metan	0,019			
monoxid de carbon	0,000			
dioxid de carbon	0,000			
etan	0,000			
etenă	0,000			

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

Analiza purjei		
		% în greutate
etină		0,000
propan		1,066
propenă		0,000
propadienă		0,000
izobutan		81,233
izobutenă		0,021
1-butenă		0,000
1,3-butadienă		0,031
<i>n</i> -butan		3,398
<i>t</i> -2-butenă		0,000
<i>m</i> -ciclopropan		0,000
<i>c</i> -2-butenă		0,000
izopentan		0,968
1-pentenă		0,000
<i>n</i> -pentan		0,000
C5 +		0,391

Exemplul 2. Efectul izobutilenei (iB) asupra calității produsului alchilat

			Lab. 1
	100% iB	38% iB	iB scăzut
iC5	3,66	3,97	2,78
2,3-dmb	3,60	3,56	3,02
C6	1,42	0,52	1,15
2,2,3-tmb	0,40	0,23	0,19
C7	5,27	5,08	4,35
TMC8	50,79	56,95	66,93
DMC8	11,77	12,64	12,44
TMC9	6,07	4,22	2,74
DMC9	0,58	0,45	0,18
TMC10	2,06	1,33	0,64

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

1

3

5

7

9

11

13

15

17

19

			Lab. 1
	100% iB	38% iB	iB scăzut
neidentificate C10	1,14	0,67	0,29
TMC11	2,54	1,28	0,71
neidentificate C11	1,00	0,00	0,00
C12	8,30	8,99	4,60
C13	0,07	0,00	0,00
C14	0,28	0,14	0,00
C15	0,12	0,00	0,00
HV	0,38	0,00	0,00
neidentificate	0,54	0,00	0,00
suma	100,00	100,00	100,00
MM medie	119,1	117,3	114,9
Indice de brom	~1	<1	<1
Sulf total, ppm	<10	<10	<10
TOTAL %TM	61,46	63,77	71,12
TM C8/DM C8	4,31	4,51	5,27
TM C9/DM C9	10,51	9,34	10,08

21

Exemplul 3. Alchilare propilenă + iC₄

23

25

27

29

31

33

Probă	Produs
propan	0,01
izobutan	9,25
n-butan	0,32
izopentan	0,97
n-pentan	0,00
2,3-dm butan	2,07
2M-pentan	0,30
3M-pentan	0,14
n-hexan	0,00
2,4-dm pentan	15,59
2,2,3-tm butan	0,04

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

Probă	Produs	
3,3-dm pentan	0,01	3
ciclohexan	0,00	
2M-hexan	0,34	5
2,3-dm pentan	48,97	
1,1-dm ciclopentan	0,00	7
3M-hexan	0,35	
2,2,4-tm pentan	3,42	9
<i>n</i> -heptan	0,00	
2,5-dm hexan	0,37	11
2,4-dm hexan	0,56	
2,3,4-tm pentan	1,52	13
2,3,3-tm pentan	1,21	
2,3-dm hexan	0,64	15
2,2,5-tm hexan	0,68	
2,3,4-tm hexan	0,13	17
2,2-dm heptan	0,01	
2,4-dm heptan	0,03	19
2,6-dm heptan	0,03	
2,2,4-tm-heptan	1,83	21
3,3,5-tm-heptan	1,70	
2,3,6-tm-heptan	1,16	23
2,3,5-tm-heptan	0,16	
tm-heptan	1,00	25
2,2,6-trimetiloctan	2,32	
C8	0,20	27
C9	0,20	
C10	0,98	29
C11	1,62	
C12	1,73	31
C13	0,09	

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

Probă	Produs
C14	0,05
C15	0,01
neidentificate	0,01
componente grele	0,00
	100,00

Exemplul 4. Produs de alchilare izobutan + 1-pentenă

	% în greutate
C5	5,03
2,3-dmb	0,74
C6	0,35
DMC7	1,14
C7	0,17
TMC8	22,26
DMC8	3,70
TMC9	52,40
DMC9	6,72
TMC10	1,51
neidentificate C10	0,56
TMC11	0,16
neidentificate C11	0,38
C12	3,68
C13	0,33
C14	0,11
C15	0,08
HV	0,03
neidentificate	0,63
	100,00
MM medie	123,2
MM scontată	128
olefină alimentată #/h	0,25
produs alchilat #/h	0,47

RO 125601 B1

Exemplul 5. *Produsul de oligomerizare din materia primă C₄ cu 38% iB în totalul de olefine* 1

(Acest produs s-a folosit, la rândul lui, ca materie primă olefinică în unitatea de alchilare de laborator.) 3

izobutan	48,8	5
izobutenă+ 1-butenă	1,6	
n-butan	11,2	7
t-2-butenă	14,3	
c-2-butenă	6,5	9
izopentan	1,0	
t-2-pentenă	0,1	11
neidentificate	1,5	
2,4,4-tm-1-pentenă	4,7	13
2,4,4-tm-2-pentenă	1,3	
alte C8	3,4	15
C12 totale	4,4	
C16 totale	1,2	17

Efectul oligomerizării asupra produșilor alchil folosind materie primă C₄ cu 38% iB din totalul de olefine 19

	înainte	după	
iC5	3,97	2,39	21
2,3-dmb	3,56	2,87	23
C6	0,52	1,17	
2,2,3-tmb	0,23	0,20	25
C7	5,08	4,95	
TMC8	56,95	58,34	27
DMC8	12,64	12,80	
TMC9	4,22	4,15	29
DMC9	0,45	0,35	
TMC10	1,33	1,29	31
neidentificate C10	0,67	0,57	
TMC11	1,28	1,41	33
neidentificate C11	0,00	0,00	

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

1

3

5

7

9

11

13

15

17

19

21

23

25

27

29

31

33

	înainte	după
C12	8,99	9,41
C13	0,00	0,00
C14	0,14	0,11
C15	0,00	0,00
HV	0,00	0,00
neidentificate	0,00	0,00
suma	100,00	100,00
MM medie	113,8	115,1
Indice de brom	<1	<1
Sulf total, ppm	<10	<10
Total % TM	63,77	65,19
TM C8/DM C8	4,51	4,56
TM C9/DM C9	9,34	11,75
Condiții de operare		
Olefină introdusă, lb/h (Kg/h)	0,25 (0,11)	0,25 (0,11)
Alchil evacuat, lb/h (Kg/h)	0,53 (0,24)	0,53 (0,24)
Rxn temp. la ieșire, °F (°C)	52,0 (11,11)	52,2 (11,22)
Rxn Psig (kPa) la evacuare	12,2 (84,11)	11,8 (81,35)
DP-psi (kPa)	~1 (6,89)	~1 (6,89)
Debit de reciclul:		
faza acidă, L/min	1,0	1,0
faza HC, L/min	2,6	2,6
%	69	67
iC ₄ în reciclul HC		
Tipul umpluturii	2	2
înălțimea umpluturii, ft (m)	15 (4,57)	15 (4,57)
densitatea umpluturii, lb/ft ³ (Kg/m ³)	7 (112,12)	7 (112,12)

Exemplul 6. Calitatea alchilatului din izobutenă+izobutan sau oligomeri ai iB+iC₄

	iB	DIB	TIB
IC5	3,66	3,97	3,41
2,3-dmb	3,60	3,70	3,18

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

	iB	DIB	TIB	
C6	1,42	1,36	1,53	3
2,2,3-tmb	0,40	0,38	0,27	
C7	5,27	4,96	6,39	5
TMC8	50,79	47,93	38,35	
DMC8	11,77	8,92	12,91	7
TMC9	6,07	6,60	10,31	
DMC9	0,58	0,81	1,10	9
TMC10	2,06	3,09	3,29	
neidentificate C10	1,14	1,18	1,35	11
TMC11	2,54	2,53	2,72	
neidentificate C11	1,00	1,79	0,00	13
C12	8,30	10,51	14,97	
C13	0,07	0,31	0,07	15
C14	0,28	1,47	0,14	
C15	0,12	0,29	0,00	17
HV	0,38	0,19	0,00	
neidentificate	0,54	0,01	0,00	19
Suma	100,00	100,00	100,00	
MM medie	119,1	122,1	122,9	21
Indice de brom	~1	~1	~1	
Sulf total, ppm	<10	<10	<10	23
TOTAL %TM	61,46	60,15	54,67	
TMC8/DMC8	4,31	5,37	2,97	25
TM C9/DM C9	10,51	8,15	9,37	
Condiții operare:				27
Alimentare olefină	iB	DIB	TIB+	
Olefină introdusă - lb/h (Kg/h)	0,25 (0,11)	0,40 (0,18)	0,25 (0,11)	29
Alchil evacuat - lb/h (Kg/h)	0,49 (0,22)	0,78 (0,35)	0,48 (0,21)	
Rxn Temp ieșire - °F (°C)	52 (11,11)	51,6 (10,88)	51,7 (10,94)	31
Rxn psig (kPa) la ieșire	13 (89,63)	13,5 (93,08)	5,7 (39,3)	

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

	iB	DIB	TIB
DP - psi (kPa)	2,5 (17,23)	1,1 (7,58)	~1 (~6,89)
Debit reciclu:			
Faza acidă - L/min	0,8	0,5	1,0
Faza HC - L/min	1,8	1,4	3,0
%	73	76	45
iC ₄ în reciclu HC			
Tipul umpluturii	1	1	2
Înălțimea umpluturii în ft. (m)	10 (3,04)	10 (3,04)	15 (4,57)
Densitatea umpluturii lb/ft ³ (Kg/m ³)	6 (96,11)	6 (96,11)	7 (112,12)

Exemplul 7. MM scontată în funcție de MM reală a produsului de alchilare și consumul de moli de iC₄ cu diferite olefine (de exemplu, teoretic 1 mol de olefină C₆ trebuie să reacționeze cu 1 mol de iC₄, pentru a forma un alchilat C₁₀; MM=142). Rezultatele indică depolimerizare care generează olefine cu MM mai mare și mai mică, ce se combină cu iC₄ suplimentar.

Consumul de moli iC₄ per mol de MM medie a produsului olefină alimentată

Olefină	Scontat	Real	Scontat	Real
1-Hexenă	1,0	1,2	142	129
1-Octenă	1,0	1,4	170	135
Diizobutilenă	1,0	1,8	170	122
Triizobutilenă+	1,0	2,6	226	123

Exemplul 8. Produsul de alchilare izobutan+1-pentenă

	%, greutate
IC5	5,03
2,3-dmb	0,74
C6	0,35
DMC7	1,14
C7	0,17
TMC8	22,26
DMC8	3,70
TMC9	52,40

RO 125601 B1

Tabel (continuare)

	%, greutate	
DMC9	6,72	3
TMC10	1,51	
neidentificate C10	0,56	5
TMC11	0,16	
neidentificate C11	0,38	7
C12	3,68	
C13	0,33	9
C14	0,11	
C15	0,08	11
HV	0,03	
neidentificate	0,63	13
	100,00	
MM medie	123,2	15
MM scontată	128	
olefină introdusă #/h	0,25	17
produs alchil #/h	0,47	

19

RO 125601 B1

1

Revendicări

3

1. Procedeu de alchilare a unei parafine, care cuprinde aducerea în contact a unor materiale fluide care cuprind alcan și olefină în flux paralel, în prezența unui catalizator acid în contact cu un dispersor care cuprinde cel puțin o plasă de dispersare și elemente de contactare, pentru a se atinge prin aceasta dispersia radială a materialelor fluide, pentru a se efectua un contact mai bun în condiții de temperatură și presiune, spre a reacționa respectivul alcan și respectiva olefină, în sensul producerii de produs alchilat.

9

2. Procedeu conform revendicării 1, în care respectivul alcan cuprinde izoalcani.

11

3. Procedeu conform revendicărilor 1 și 2, în care respectivul izoalcan cuprinde de la 4 la 8 atomi de carbon, iar respectiva olefină cuprinde de la 3 la 16 atomi de carbon.

13

4. Procedeu conform revendicărilor 1...3, în care respectivul flux în paralel este descendent.

15

5. Procedeu conform revendicărilor 1...4, în care respectiva temperatură este de la aproximativ -17°C la 93°C .

17

6. Procedeu conform revendicării 1, în care respectivul catalizator acid cuprinde lichid.

19

7. Procedeu conform revendicărilor 1...6, în care există astfel de condiții încât respectivele materiale fluide să se mențină la aproximativ punctul lor de fierbere.

21

8. Procedeu conform revendicărilor 1...7, în care respectivul procedeu operează continuu cu hidrocarbura.

23

9. Procedeu conform revendicărilor 1...6, în care respectivul dispersor cuprinde o plasă de sârmă co-împletită cu polimer.

25

10. Procedeu conform revendicării 1, în care dispersorul cuprinde cel puțin unul dintre elementele de contactare lichid-lichid, separator de picături din sârmă, plasă formată din sârmă co-împletită cu cel puțin una dintre fibră de sticlă multifilamentară, politetrafluoretilenă multifilamentară, polipropilenă, difluorură de poliviniliden, și poliester, și sită de sârmă.

27

11. Procedeu de alchilare a unei parafine, care cuprinde aducerea în contact a unor materiale fluide care cuprind alcan și olefină, în prezența unui catalizator acid în contact cu un dispersor care cuprinde cel puțin un dispersor din plasă și elemente de contactare, pentru a se atinge prin aceasta o dispersie radială a materialelor fluide, pentru a se efectua un contact mai bun în condițiile de temperatură și presiune necesare pentru ca respectivul alcan și respectiva olefină să reacționeze în sensul producerii de produs alchilat.

33

12. Procedeu conform revendicării 11, în care respectivul alcan cuprinde izoalcan.

35

13. Procedeu conform revendicării 12, în care respectivul izoalcan cuprinde de la 4 la 8 atomi de carbon, și respectiva olefină cuprinde de la 3 la 16 atomi de carbon.

37

14. Procedeu conform revendicărilor 11...13, în care respectiva contactare este în flux paralel descendent.

39

15. Procedeu conform revendicărilor 11...14, în care respectiva temperatură este de la aproximativ -17°C la 93°C .

41

16. Procedeu conform revendicării 11, în care respectivul catalizator acid cuprinde lichid.

43

17. Procedeu conform revendicărilor 11...16, în care există astfel de condiții încât respectivele materiale fluide să se mențină la aproximativ punctul lor de fierbere.

45

18. Procedeu conform revendicărilor 11...17, în care respectivul procedeu operează continuu cu hidrocarbura.

47

19. Procedeu conform revendicărilor 11...16, în care respectivul dispersor cuprinde o plasă de sârmă co-împletită cu polimer.

RO 125601 B1

20. Procedeul conform revendicării 11, în care dispersorul cuprinde cel puțin unul dintre elementele de contactare lichid-lichid, separator de picături din sârmă, plasă formată din fir de sârmă co-împletit cu cel puțin unul dintre elementele fibră de sticlă multifilamentară,	1
politetrafluoretilenă multifilamentară, polipropilenă, difluorură de poliviniliden și poliester, și	3
sită de sârmă.	5

