



NORGE

(12) **UTLEGNINGSSKRIFT**

(19) NO

(11) **174251**

(13) B

(51) Int Cl⁵ C 07 C 15/02, 2/76, 2/66

Styret for det industrielle rettsvern

(21) Søknadsnr	905102	(86) Int. inng. dag og	
(22) Inng. dag	26.11.90	søknadsnummer	
(24) Løpedag	26.11.90	(85) Videreføringsdag	
(41) Alm. tilgj.	29.05.91	(30) Prioritet	28.11.89, FR, 8915767
(44) Utlegningsdato	27.12.93		

(71) Patentsøker	Institut Français du Pétrole, 4, avenue de Bois-Préau, F-92502 Rueil-Malmaison, FR
(72) Oppfinner	Bernard Juguin, Rueil-Malmaison, FR Jean-Claude Collin, Vernouillet, FR Joseph Larue, Chambourcy, FR Christian Busson, Dardilly, FR
(74) Fullmektig	Sigrun E. Græsbøll, Bryn & Aarflot AS, Oslo

(54) Benevnelse **Fremgangsmåte for fremstilling av alkylaromatiske hydrokarboner fra naturgass**

(56) Anførte publikasjoner Ingen

(57) Sammendrag

Fremgangsmåte for fremstilling av alkylaromatiske hydrokarboner fra naturgass som inneholder metan, omfatter følgende tre trinn i rekkefølge:

- 1) termisk spalting av naturgassen under dannelse av hydrogen og C₂⁺-hydrokarboner, spesielt etylen og acetylen,
- 2) utskilling av C₂⁺-hydrokarbonene, spesielt av etylen og acetylen, oppnådd ved utgangen av trinn 1), ved avkjølt absorpsjon i et løsningsmiddel,
- 3) omdanning av C₂⁺-hydrokarbonene fra trinn 2) til alkylaromater.

De oppnådde alkylaromater kan anvendes som basis for høyoktanbensin.

Foreliggende oppfinnelse vedrører en fremgangsmåte for fremstilling av alkylaromatiske hydrokarboner fra naturgass.

Hittil har de viktigste fremgangsmåter for fremstilling av alkylaromatiske hydrokarboner vært reformering, dampspalting og alkylering. Nylig er det blitt annonsert en ny fremgangsmåte for aromatisering av lette paraffiner.

Fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen omfatter tre trinn i rekkefølge:

- 1) Termisk spalting av naturgass som inneholder metan (f.eks. 60-99 volumprosent) under dannelse av hydrogen og C_2^+ -hydrokarboner,
- 2) utskilling av C_2^+ -hydrokarbonene oppnådd ved utløpet av trinn 1) ved avkjølt absorpsjon i et løsningsmiddel såsom toluen,
- 3) omdanning av C_2^+ -hydrokarbonene fra trinn 2) til alkylaromater.

Det henvises til krav 1.

Trinn 1) med den termiske spalting av naturgass, mer spesielt metan, blir gjennomført i nærvær av hydrogen ved en temperatur som vanligvis ligger i området fra 900 til 1400°C, f.eks. ved ca. 1200°C, fortrinnsvis i en flerkanalreaktor laget av silisiumkarbid, gjennom hvis kanaler det strømmes et varmebærende fluid. Denne omsetning som spesielt danner hydrogen, C_2^+ -hydrokarboner (spesielt etylen og acetylen), tunge hydrokarboner (C_7^+ -hydrokarboner (unntatt toluen)), er beskrevet f.eks. i franske patentsøknader, publ. nr. 2 589 859, 2 596 046 og 2 600 329.

Trinn 2) for utskilling av C_2^+ -hydrokarbonene omfatter med fordel følgende trinn i rekkefølge:

- a) Utløpet fra trinn 1) går til en bråkjølingskolonne hvor nevnte tunge hydrokarboner i det minste delvis blir absorbert i et tungt løsningsmiddel av gassolje- eller oljetype, og trekkes av fra bunnen av bråkjølingskolonnen, og hvor en gassfase blir oppsamlet fra toppen av bråkjølingskolonnen,
- b) kompresjon av gassfasen fra trinn a) for å fjerne i alle fall mesteparten av de gjenværende tunge produkter (C_7^+ -hydrokarboner (unntatt toluen) og tungt løsningsmiddel) fra nevnte gassfase, til mellom 1 og 7 MPa, fortrinnsvis mellom 3 og 5 MPa, f.eks. ca. 4 MPa,

- c) utskilling av hydrogenoverskuddet dannet i trinn 1) og inneholdt i gassfasen fra trinn b) ved gassdiffusjon,
- d) avkjølt absorpsjon av C_2^+ -hydrokarbonene som inneholdes i gassfasen fra trinn c), i et løsningsmiddel som toluen for i alt vesentlig å skille ut på den ene side nevnte C_2^+ -hydrokarboner (spesielt etylen og acetylen) i en flytende fase, og på den annen side hydrogen og metan i gassfase.

Trinn 3) for omdanning av C_2^+ -hydrokarbonene til alkylaromater omfatter med fordel følgende trinn i rekkefølge:

- i) Selektiv hydrogenering av den flytende fase omfattende C_2^+ -hydrokarbonene (spesielt etylen og acetylen) for selektivt å omdanne acetylen til etylen,
- ii) i det minste delvis fjerning av det toluen som inneholdes i avløpet fra trinn i), idet nevnte toluen generelt blir resirkulert til trinn d),
- iii) alkylering av tolueket (som kan være forskjellig fra det som er blitt fjernet i trinn ii), med C_2^+ -hydrokarboner (spesielt etylen) som inneholdes i blandingen fra trinn ii).

Siden acetylen er gift for katalysatorer som anvendes for alkylering av toluen med etylen, er det viktig å omdanne det på forhånd ved selektiv hydrogenering (trinn i). Denne omsetning med selektiv hydrogenering av acetylen blir vanligvis utført i nærvær av minst én katalysator arrangert f.eks. i form av et fast sjikt, idet nevnte katalysator fortrinnsvis består av minst ett hydrogeneringsmetall, som oftest palladium, avsatt på en i alt vesentlig nøytral bærer; en slik katalysator er spesielt beskrevet i fransk patentsøknad 2 552 078. Omsetningstemperaturen (trinn i) ligger vanligvis i området fra ca. 0 til 100°C, under et trykk i området fra ca. 0,1 til 10 MPa (temperaturen ligger fortrinnsvis i området fra ca. 10 til 60°C og trykket fra ca. 1 til 6 MPa), med en strømningshastighet for flytende hydrokarboner (volumhastighet) i området fra ca. 2 til 20 volumer pr. katalysatorvolum og pr. time, og med et molforhold hydrogen/acetylen ved innløpet til hydrogeneringsreaktoren i området fra 0,5 til 5.

Omsetningen for alkylering av toluen, spesielt med etylen (trinn iii), blir vanligvis oppnådd i nærvær av minst én sur zeolittkatalysator arrangert f.eks. i form av et fast sjikt,

vanligvis ved en temperatur i området fra ca. 50 til 350°C (fortrinnsvis fra ca. 150 til 300°C), under et trykk i området fra 1 til 10 MPa (fortrinnsvis fra 2 til 7 MPa), med en strømnings-hastighet for flytende hydrokarboner (volumhastighet) i området fra ca. 0,2 til 5 volumer pr. katalysatorvolum og pr. time, og med et molforhold toluen/etylen ved innløpet til alkyleringsreaktoren i området fra 0,5 til 20 (fortrinnsvis fra 2 til 15). Katalysatoren anvendt i trinn iii) er fortrinnsvis basert på en dealuminiert mordenitt med et totalt atomforhold Si/Al i området fra 20 til 60; denne katalysator er spesielt beskrevet i de franske patentsøknader 87/12 932, 88/14 099 og 88/17 164.

En spesiell utførelse av oppfinnelsen er beskrevet i det følgende:

Naturgass i alt vesentlig omfattende metan blir underkastet en termisk spaltingsreaksjon ved høy temperatur i en flerkanalreaktor laget av silisiumkarbid; ved utløpet av nevnte reaktor består avløpet av hydrogen, metan, acetylen, etylen, etan, propen, butaner, benzen, toluen og C₇-hydrokarboner.

Avløpet fra utløpet av den termiske spaltingsreaktoren blir avkjølt ned til 200-350°C og injisert i en bråkjølingskolonne hvor de tyngste hydrokarbonene, såvel som sot blir absorbert i et tungt løsningsmiddel av gassolje- eller oljetypen. Den dannede flytende fase pumpes ut fra bunnen av bråkjølingskolonnen, avkjøles og resirkuleres til toppen; tilsetning av rent løsningsmiddel og avtapping blir vanligvis gjennomført for å unngå akkumulering av absorbert produkt.

Den gassformige fase fra bråkjølingskolonnen blir komprimert til mellom 3 og 5 MPa, f.eks. til 4 MPa. Når det gjelder kompresjonen blir sistnevnte fortrinnsvis utført i flere trinn med mellomliggende avkjøling. Ved kompressorutløpet bringes strømmen tilbake til en temperatur i nærheten av romtemperaturen (15-25°C), for å kondensere spor av tunge forbindelser (spesielt benzen og C₇-hydrokarboner), som vanligvis blir resirkulert til bråkjølingskolonnen.

Hydrogenoverskuddet dannet ved spalting av metan blir utskilt ved gassdiffusjon. For dette formål blir strømmen forvarmet for å overskride duggpunktet og deretter innført i en diffusjonskolonne.

Det ekstraherte hydrogen har lavt trykk og er praktisk talt rent. Denne hydrogenstrøm kan eventuelt resirkuleres i det videre trinn for selektiv hydrogenering av acetylen.

Fraksjonen med C_2^+ -hydrokarboner blir deretter utskilt fra hydrogenet og den ikke omdannede metan (som resirkuleres til den termiske spaltningsreaktoren) ved absorpsjon. Denne operasjon oppnås f.eks. ved motstrømskontakt med kaldt toluen. Nødvendigheten av en høy C_2^+ -gjenvinningsgrad (vanligvis høyere enn 97%) innebærer som oftest driftsbetingelser med høyt trykk (f.eks. ca. 4 MPa), lav temperatur (f.eks. ca. -40°C) og et løsningsmiddel-forhold vanligvis høyere enn 1. Den flytende fase fra det avkjølte absorpsjonstrinn, som også inneholder en andel metan koabsorbert i løsningsmiddelet, blir i sin helhet sendt til trinnet for selektiv hydrogenering av acetylen.

Gassfasen som kommer ut fra toppen av den avkjølte absorpsjonseenheten blir ekspandert i en turbin. Den derved produserte kulde tillater å sikre den samlede avkjøling som er nødvendig for absorpsjonen. Det mekaniske ekspansjonsarbeidet blir gjenvunnet ved hjelp av kompressorene. Den ekspanderte strøm blir vanligvis resirkulert til den termiske spaltningsreaktoren.

Den flytende fase fra det avkjølte absorpsjonstrinnet blir så underkastet en selektiv hydrogenering, hvis formål er selektivt å omdanne acetylen til etylen. Operasjonen blir vanligvis utført med et støkiometrisk overskudd av hydrogen (f.eks. fra 10 til 35%). Hydrogenet kan enten komme fra diffusoren (som forårsaker en ytterligere kompresjon) eller fra blandingen av hydrogen og metan fra det avkjølte absorpsjonstrinn.

Den toluenmengde som inneholdes i strømmen fra det selektive hydrogeneringstrinnet er vanligvis en overskuddsmengde for alkylen-trinnet. I virkeligheten er molforholdet toluen/etylen vanligvis høyere enn 20, mens det fortrinnsvis kreves en verdi i området fra 7 til 15 for alkyleringsreaksjonen. En separasjon ved destillasjon av toluen og alkyltoluener planlagt etter alkyleringen ville dessuten være kostbar, siden hovedbestanddelen, dvs. toluen, skulle trekkes av fra kolonnetoppen. Det er derfor nødvendig før alkyleringen å utskille den toluenmengde som ikke er nødvendig i dette trinn. Av denne grunn blir toluen ved utgangen av det

selektive hydrogeneringstrinnet i alle fall delvis fjernet: blandingen blir ekspandert ved lavt trykk og fraksjonert i en kolonne; toluen trukket av fra bunnen blir vanligvis resirkulert til det avkjølte absorpsjonstrinnet, og toppgassen blir rekomprimert og sendt til alkyleringstrinnet.

Ved kompressorutløpet blir denne toppgass som inneholder etylenet blandet med overskudd av toluen (vanligvis 7-15 ganger den støkiometriske mengde). Den oppnådde blanding blir oppvarmet til mellom ca. 240 og 300°C og deretter sendt til en alkyleringsreaktor hvor etylen og i alle fall en del toluen blir omdannet spesielt til etyltoluen og polyetyltoluener.

Ved utløpet av alkyleringsreaktoren ekspanderes avløpet omfattende alkyltoluenene og overskuddet av toluen, og avløpet injiseres i en andre destillasjonskolonne. Strømmen fra kolonne-toppen består i alt vesentlig av hydrogen, metan, etan, butaner og toluen. Denne strømmen blir avkjølt og deretter sendt til en kondensator. Den gjenværende gassfraksjon (hovedsakelig metan og hydrogen) som kommer fra kondensatortoppen, blir vanligvis resirkulert til den termiske spaltningsreaktoren. Den flytende fraksjonen som trekkes av fra kondensatorbunnen (hovedsakelig toluen) blir delvis injisert som tilbakeløp til den andre destillasjonskolonnen og delvis resirkulert oppstrøms fra alkyleringsreaktoren vanligvis med suppleringsstoluen for å kompensere for den del som er omdannet til alkyltoluener. Alkyltoluenene oppsamles ved bunnen av den andre destillasjonskolonnen og sendes f.eks. til bensinpoolen i et raffineri.

Det følgende eksempel illustrerer oppfinnelsen.

Eksempel

Dette illustreres ved hjelp av en enkelt figur.

Et råstoff (2) bestående av en blanding av frisk naturgass (1), hovedsakelig omfattende metan, av gass (3) fra toppen av absorberer (24) og av gass (4) fra kondensatortoppen (47) blir tilført til en termisk spaltningsseksjon (5).

Nevnte råstoff (2) viser følgende sammensetning (uttrykt i kg):

- hydrogen:	661
- metan:	4 988
- etylen:	3
- etan:	35
- n-butan:	34
- toluen:	2

 5 723

Råstoffet blir så forvarmet til ca. 600°C og deretter spaltet i en pyrolysesone med flere kanaler laget av silisiumkarbid. Et varmebærende fluid bestående av forbrenningsgasser fra en brenner ved ca. 1400°C blir ledet gjennom kanalene ment for denne anvendelse ved en strømningshastighet som er slik at temperaturen og avløpsblandingen ved pyrolyseutløpet er ca. 1200°C; oppholdstiden for råstoffet i denne sone er ca. 300 millisekunder. Etter passasje gjennom en bråkjølingssone (forsynt med luft som kjølemiddel), er temperaturen på det gassformige avløpet ca. 250°C.

Dette gassformige avløp som kommer ut fra (5) har, etter avkjøling (6) til romtemperatur, følgende sammensetning (uttrykt i kg):

- hydrogen:	948
- metan:	3 680
- acetylen:	424
- etylen:	339
- etan:	16
- propylen:	9
- n-butan:	34
- benzen:	190
- toluen:	6
- C ₇ -hydrokarboner:	77

 5 723

Dette tilsvarer en omdanningsgrad av metan pr. gjennomløp på ca. 26,2%.

174251

7

Disse 5 723 kg avgassformig avløp går deretter til et bråkjølingstårn (7), samtidig med 1 112 kg av et tungt løsningsmiddel omfattende resirkulert løsningsmiddel (9) og friskt suppleringsløsningsmiddel (10). Sammensetningen av disse 1 112 kg er følgende:

- hydrogen:	0,02
- metan:	1,12
- acetylen:	0,52
- etylen:	0,28
- n-butan:	0,58
- benzen:	30,42
- toluen:	2,76
-C ₇ -hydrokarboner:	32,86
- gassolje:	1 043,80

1 112

Fra bunnen av bråkjølingstårnet tappes det av 1 056 kg tunge produkter som blir avkjølt (12) og resirkulert (13) til toppen av bråkjølingstårnet, etter en eventuell tilsetning av tungt løsningsmiddel (10). Disse 1 056 kg tunge produkter har følgende sammensetning:

- metan:	0,16
- benzen:	4,68
- toluen:	0,92
- C ₇ -hydrokarboner:	67,84
- gassolje:	982,40

1 056

En avtapping (14) kan eventuelt utføres spesielt for å unngå akkumulering av absorberte produkter.

Fra toppen (15) av denne bråkjølingskolonnen blir det oppsamlet 5 779 kg gassformig fase med følgende sammensetning:

174251

8

- hydrogen:	948,02
- metan:	3 680,96
- acetylen:	424,52
- etylen:	339,28
- etan:	16
- propylen:	9
- n-butan:	34,58
- benzen:	215,74
- toluen:	7,84
- C ₇ -hydrokarboner:	42,02
- tungt løsnings- middel:	61,04

5 779

Denne gassformige fase blir deretter komprimert til 4 MPa (16) og ført tilbake til romtemperatur (17); 130 kg tunge produkter blir således kondensert, utskilt (18) og resirkulert (9) tilbake til bråkjølingstårnet (7). Disse 130 kg tunge produkter har følgende sammensetning:

- hydrogen:	0,02
- metan:	0,96
- acetylen:	0,52
- etylen:	0,28
- n-butan:	0,58
- benzen:	30,42
- toluen:	2,76
- C ₇ -hydrokarboner:	33,42
- tungt løsnings- middel:	61,04

130

Etter utskilling av disse tunge produkter resirkulert til bråkjølingen, blir 5 649 kg gass forvarmet (19) for å komme over duggpunktet og innført i en diffusjonskolonne (20) for å redusere

174251

9

overskuddet av hydrogen dannet ved den termiske spaltningen av metan. Disse 5 649 kg gass har følgende sammensetning:

- hydrogen:	948
- metan:	3 680
- acetylen:	424
- etylen:	339
- etan:	16
- propen:	9
- n-butan:	34
- benzen:	185,32
- toluen:	5,08
- C ⁷ -hydrokarboner:	8,60

5 649

Ved utløpet av diffusjonskolonnen blir det på den ene side oppsamlet 288 kg rent hydrogen (21) som kan anvendes i en annen seksjon av raffineriet (f.eks. delvis i det følgende trinn for selektiv hydrogenering av acetylen), og på den annen side blir det oppsamlet 5 361 kg gassformig avløp (22) som etter avkjøling (23) blir sendt til en absorpsjonskolonne (24). Dette avløp har følgende sammensetning (uttrykt i kg):

- hydrogen:	660
- metan:	3 680
- acetylen:	424
- etylen:	339
- etan:	16
- propylen:	9
- n-butan:	34
- benzen:	185,32
- toluen:	5,08
- C ₇ -hydrokarboner:	8,60

5 361

I absorpsjonskolonnen (24) blir fraksjonen av C_2^+ -hydrokarboner i alt vesentlig utskilt fra hydrogenet og metanet ved motstrøms kontakt med 68 120 kg toluen (25) avkjølt (26) ned til ca. $-40^{\circ}C$ og som kommer fra bunnen (37) av destillasjonskolonnen (36).

Etter omsetningen blir 3 158 kg gass oppsamlet fra toppen (27) av absorpsjonskolonnen og ekspandert (28), oppvarmet igjen (29) og deretter resirkulert (3) til den termiske spaltningsseksjonen (5). Disse 3 158 kg gass har følgende sammensetning:

- hydrogen:	655
- metan:	2 498
- etylen:	3
- toluen:	2
	3 158

Fra bunnen (30) av absorpsjonskolonnen trekkes av 70 323 kg flytende fase med følgende sammensetning:

- hydrogen:	5
- metan:	1 182
- acetylen:	424
- etylen:	336
- etan:	16
- propylen:	9
- n-butan:	34
- benzen:	185,4
- toluen:	68 123
- C_7 -hydrokarboner:	8,6
	70 323

Denne flytende fase blir deretter gjenoppvarmet (31) og sendt til den selektive hydrogeneringsseksjonen (32), hvor acetylen blir hydrogenert i nærvær av en palladium-basert katalysator under følgende driftsbetingelser:

- temperatur: 20°C
- trykk: 4 MPa
- væskestrømningshastighet pr. time: 10 ganger volumet
av katalysatoren
- molforhold hydrogen/acetylen: 1,2, dvs. at 34 kg
hydrogen blir tilsatt
(33)

Fra utløpet (34) av den selektive hydrogeneringsseksjonen blir oppsamlet 70 357 kg av et avløp med følgende sammensetning:

- hydrogen:	6
- metan:	1 182
- acetylen:	17
- etylen:	757
- etan:	35
- propylen:	9
- n-butan:	34
- benzen:	185,4
- toluen:	68 123
- C ₇ -hydrokarboner:	8,6
	70 357

Dette avløp blir deretter ekspandert (35) og sendt inn i en første destillasjonskolonne (36) for å skille ut toluen fra de lettere hydrokarboner.

Fra bunnen (36) av denne destillasjonskolonne trekkes av 68 120 kg toluen, som resirkuleres til toppen av absorpsjonskolonnen (24).

Fra toppen (38) av denne destillasjonskolonne blir oppsamlet 2 237 kg gassformig fase med følgende sammensetning:

174251

12

- hydrogen:	6
- metan:	1 182
- acetylen:	17
- etylen:	757
- etan:	35
- propylen:	9
- n-butan:	34
- benzen:	185,4
- toluen:	3
- C ₇ -hydrokarboner:	8,6

2 237

Denne gassformige fase blir rekomprimert (39) og blandet med 25 538 kg toluen (40); den resulterende blanding blir etter forvarming (41) sendt til en alkyleringsreaktor (42), hvor olefinene blir omdannet til alkylaromatiske hydrokarboner, i nærvær av en dealuminisert mordenitt med et samlet atomforhold Si/Al på ca. 35, under følgende driftsbetingelser:

- temperatur:	270°C
- trykk:	4 MPa
- væskestrømningshastighet pr. time:	to ganger volumet av katalysatoren

Fra utløpet av alkyleringsreaktoren blir det oppsamlet 27 755 kg av et produkt med følgende sammensetning:

174251

13

- hydrogen:	6
- metan:	1 182
- etan:	35
- n-butan:	34
- benzen:	167
- toluen:	22 917
- C ₇ -hydrokarboner:	9
- etylbenzen:	25
- metyletylbenzener:	3 031
- metyldietylbenzener:	329
- metylisopropylbenzener:	40

27 775

Etter ekspansjon (43) blir dette produktet sendt til en andre destillasjonskolonne (44).

Produktet som kommer ut fra toppen av denne destillasjonskolonne blir avkjølt (46) og deretter sendt til en kondensator (47).

Fra toppen (4) av denne kondensator blir oppsamlet 1 257 kg gass med følgende sammensetning:

- hydrogen:	6
- metan:	1 182
- etan:	35
- n-butan:	34

1 257

Denne gass blir deretter resirkulert til den termiske spaltningsseksjonen (5).

Fra bunnen (48) av denne kondensator blir det oppsamlet 23 084 kg flytende fase og delvis resirkulert tilbake til toppen (49) av den andre destillasjonskolonnen (44) for å tjene som tilbakeløp og delvis resirkulert oppstrøm (40) fra alkyleringsreaktoren, etter tilsetning av toluen for supplerings (50).

174251

14

Fra bunnen (51) av den andre destillasjonskolonnen (44) blir det oppsamlet 3 434 kg produkt med følgende sammensetning:

- C ₇ -hydrokarboner:	9
- etylbenzen:	25
- metyletylbenzener:	3 031
- metyldietylbenzener:	329
- metylisopropylbenzener:	40
	3 434

Disse 3 434 kg er en god basis for høyoktanbensin og kan derfor sendes til raffineriets bensinpool.

ASTM destillasjon:

- begynnelsespunkt:	99°C
- sluttpunkt:	212°C

Oktantall:

- clear RON:	110
- clear MON:	101

P a t e n t k r a v

1. Fremgangsmåte for fremstilling av alkylaromatiske hydrokarboner fra naturgass som inneholder metan, k a r a k t e r i s e r t v e d at den omfatter følgende tre trinn i rekkefølge:

- 1) termisk spalting av naturgassen under dannelse av hydrogen og C_2^+ -hydrokarboner, spesielt etylen og acetylen,
- 2) utskilling av C_2^+ -hydrokarbonene spesielt av etylen og acetylen, oppnådd ved utgangen av trinn 1), ved avkjølt absorpsjon i et løsningsmiddel, idet trinn 2) omfatter følgende deltrinn i rekkefølge:
 - a) utløpet fra trinn 1) sendes til en bråkjølingskolonne hvor nevnte tunge hydrokarboner oppnådd i trinn 1) blir i det minste delvis absorbert i et tungt løsningsmiddel og trukket av fra bunnen av nevnte bråkjølingskolonne, og en gassformig fase oppsamles fra toppen av bråkjølingskolonnen,
 - b) den gassformige fase fra trinn a) komprimeres til mellom 1 og 7 MPa for å fjerne i det minste delvis de gjenværende tunge produkter fra nevnte gassformige fase,
 - c) hydrogenoverskuddet dannet i trinn 1) og inneholdt i den gassformige fase fra trinn b) utskilles ved gassdiffusjon,
 - d) det foretas avkjølt absorpsjon av C_2^+ -hydrokarbonene, spesielt etylen og acetylen som inneholdes i den gassformige fase fra trinn c), i toluen, for i alt vesentlig å skille ut på den ene side nevnte C_2^+ -hydrokarboner, spesielt etylen og acetylen, og på den annen side hydrogen og metan,
- 3) omdanning av C_2^+ -hydrokarbonene fra trinn 2) til alkylaromater, idet trinn 3) omfatter følgende deltrinn i rekkefølge:

- i) selektiv hydrogenering av fasen omfattende C_2^+ -hydrokarbonene, spesielt etylen og acetylen, fra trinn 2), for selektivt å omdanne acetylen til etylen,
- ii) i det minste delvis fjerning av det toluen som inneholdes i avløpet fra trinn i),
- iii) alkylering av toluen med C_2^+ -hydrokarboner, spesielt etylen som inneholdes i blandingen fra trinn ii).

2. Fremgangsmåte ifølge krav 1,

k a r a k t e r i s e r t v e d at trinn 1) blir utført i nærvær av hydrogen ved en temperatur i området fra 900 til 1400°C, i en flerkanalreaktor laget av silisiumkarbid gjennom hvis kanaler det strømmer et varmebærende fluid.

3. Fremgangsmåte ifølge krav 1,

k a r a k t e r i s e r t v e d at hydrogen og metan utskilt i trinn d) blir resirkulert til trinn 1).

4. Fremgangsmåte ifølge krav 1,

k a r a k t e r i s e r t v e d at overskuddet av hydrogen utskilt ved gassdiffusjon i trinn c) blir resirkulert til trinn i).

5. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av kravene 1 og

4, k a r a k t e r i s e r t v e d at trinn i) blir gjennomført i nærvær av minst én katalysator dannet av minst ett hydrogeneringsmetall.

6. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av kravene 1, 4

og 5, k a r a k t e r i s e r t v e d at trinn iii) blir gjennomført i nærvær av minst én katalysator basert på en avaluminisert mordenitt med et samlet atomforhold Si/Al i området fra 20 til 60.

174251

