



ÚŘAD PRO VYNÁLEZY
A OBJEVY

POPIS VYNÁLEZU K PATENTU

207331
(11) (B2)

(22) Přihlášeno 15 08 74
(21) (PV 5719-74)

(51) Int. Cl.³
C 07 B 27/00
~~C 07 B 27/04~~

(40) Zveřejněno 15 09 80

(45) Vydáno 15 02 84

(72)

Autor vynálezu

ANDERSON ROBERT FRANCIS, LA GRANGE PARK (Sp. st. a.)

(73)

Majitel patentu

UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY, DES PLAINES (Sp. st. a.)

(54) Způsob přípravy alkylačního reakčního produktu z izoparafinu a monoolefinu

1

Vynález se týká způsobu přípravy alkylačního reakčního produktu z izoparafinu a monoolefinu, jenž je vybrán ze skupiny zahrnující propylen, butyleny a amyleny, při kterém se použije fluorovodíkového alkylačního katalyzátoru. Tento vynález se rovněž týká zdokonaleného způsobu alkylace, vhodného při přípravě uhlovodíkových motorových paliv.

Alkylace izoparafinických uhlovodíků, jako je například izobutan, izopentan a podobně, s olefinickými uhlovodíky, jako je například propylen, butyleny, amyleny, a s olefinicky působícími sloučeninami, jako jsou například alkylhalogenidy s 3 až 5 atomy uhlíku, při použití fluorovodíku jako katalyzátoru, je velmi dobře známa a průmyslově používaná metoda pro přípravu uhlovodíků benzinové řady.

Uhlovodíky s 5 až 10 atomy uhlíku běžně získávané izoparafin-olefinovou alkylační reakcí jsou nazývány alkylát neboli alkylační produkt. Alkylát je použitelný hlavně jako motorová směsná palivová surovina, neboť má vysoké oktanové číslo. Může být využit, všeobecně vzato, ke zlepšení oktanového čísla benzinové suroviny, přizpůsobující se tak požadavkům na moderní koncepci automobilových motorů.

Vysokooktanové alkylátové palivové složky

2

jsou zvláště důležité při výrobě motorových paliv vhodné kvality, neboť je nutné vyhnout se alkylovým sloučeninám s olovem v motorovém palivu, vzhledem k požadavkům na oktanové číslo. Současným cílem v oboru alkylace je poskytnout alkylační, fluorovodíkem katalyzovaný proces ekonomičtější než běžné alkylační způsoby a schopný poskytnout alkylátový produkt o vyšším čísle, než je možné dosáhnout běžnými alkylačními způsoby.

Běžné izoparafin-olefinické alkylační způsoby používají všeobecně izobutanu jako izoparafinické reakční složky a propylen, butylen, amylen nebo jejich směsi jako olefinicky působícího činidla. Izobutan a olefin jsou běžným způsobem uváděny do styku s fluorovodíkovým katalyzátorem v alkylačním reaktoru a míseny za tvorby emulze nebo alkylační reakční směsi. Po úplném provedení alkylační reakce mezi izobutanem a olefinem se reakční směs vyjme z reaktoru a ponechá usadit, za účelem oddělení nemísitelných fází, jedné uhlovodíkové a druhé katalyzátorové. Fluorovodíková katalytická fáze takto oddělená je potom recyklována do reaktoru za účelem dalšího katalytického využití. Uhlovodíková fáze získaná při usazovací operaci je dále zpracována běžnou destilací za účelem regenerování alky-

látového produktu a oddělení nespotřebovaného izobutanu, jenž je dále využit v alkylačním reaktoru po recyklování z frakční destilace.

Bylo zjištěno, že je nezbytné udržovat reakční teplotu, relativní množství katalyzátoru a uhlovodíkové vsázky, koncentraci katalyzátoru a ostatní podmínky způsobu v úzkém rozmezí, aby bylo dosaženo vysoké kvality alkylátového produktu. Jednou podstatnou podmínkou při výrobě vysokooktanového alkylátu při fluorovodíkem katalyzované alkylaci je udržení molárního poměru izobutanu k olefinu v uhlovodíkovém nástřiku do alkylačního reaktoru v poměru asi od 10:1 nebo více. Molární poměr izobutanu k olefinu v uhlovodíkovém nástřiku do alkylačního reaktoru je běžně označován termínem „vnější“ molární poměr izobutanu k olefinu. Vnější molární poměr izobutanu k olefinu je nutno odlišit od molárního poměru izobutanu k olefinu v alkylační reakční směsi, jenž je vytvořen v alkylačním reaktoru a který je běžně označován termínem „vnitřní“ molární poměr izoparafinu k olefinu. V alkylačních procesech, ve kterých se používá jako katalyzátoru fluorovodíku, je kvalita alkylátového produktu podstatně lepší, jestliže se zvýší vnější molární poměr izoparafinu k olefinu, a naopak se žádného zlepšení nedosáhne zvyšováním vnitřního molárního poměru izoparafinu k olefinu. To znamená, že pouze molární poměr izoparafinu k olefinu v uhlovodíkovém nástřiku do alkylačního reaktoru je důležitý pro získání vysokooktanového produktu při operacích s fluorovodíkovým katalyzátorem, a nikoliv koncentrace izobutanu v reakční směsi v alkylačním reaktoru. Na rozdíl od alkylací prováděných s kyselinou sírovou, kde kvalita alkylátového produktu je zlepšována zvyšováním vnitřního molárního poměru izobutanu k olefinu, tj. vyšším obsahem izobutanu v reakční směsi v alkylačním reaktoru.

Bylo zjištěno, že je při alkylačních reakcích katalyzovaných fluorovodíkem žádoucí používat tak vysoký molární poměr izobutanu k olefinu, jak je to jen ekonomicky možné, neboť jestliže je tato směs při tomto poměru zavedena do reaktoru,lepší se následkem toho kvalita alkylátového produktu. Zlepšení může být například dokumentováno zvýšením oktanového čísla alkylátového produktu, jestliže se použije vyššího vnějšího poměru izobutanu k olefinu. Při běžně prováděných operacích je nutné vést značné nezreagované množství reaktorem a dále musí být toto množství recyklováno do reaktoru po provedení frakční destilace uhlovodíkové fáze, která je získávána v usazovací. Tato frakční destilace usazené uhlovodíkové fáze se provádí za účelem oddělení přebytku nezreagovaného izobutanu od výše vroucího alkylačního produktu. Podle tohoto způsobu musí být vedeno velké množství nezreagovaného izobutanu alkylačním

reaktorem a usazovákem a odděleno od alkylovaného produktu frakční destilací, jestliže je použito běžného alkylačního procesu s katalytickým fluorovodíkem. Takto vyžadovaný krok s frakční destilací nutně vede k použití zařízení k frakční destilaci o velké kapacitě, které spotřebovává velké množství energie, aby bylo dosaženo oddělení izobutanu ve formě páry od ostatních těžších alkylátů.

Předchozí výzkumy se pokoušely zmírnit problém způsobený požadavkem velkého množství izobutanu tím, že se například nechala cirkulovat emulze (alkylační reakční směs) fluorovodíkového katalyzátoru, izobutanu a reakčních produktů kontinuálně alkylačním reaktorem při snaze zužkovat izobutan obsažený v reakční směsi, aby byl přitom zajištěn potřebný přebytek izobutanu. Bylo zjištěno, že tato metoda zvyšování molárního poměru izobutanu k olefinu je použitelná v alkylačních procesech katalyzovaných kyselinou sírovou, neboť kvalita alkylátového produktu při těchto procesech s kyselinou sírovou roste, jestliže se zvyšuje vnitřní molární poměr izobutanu k olefinu při zvyšující se koncentraci izoparafinu v reakční směsi v alkylačním reaktoru. Při těchto dříve používaných typech alkylačních reakcí katalyzovaných fluorovodíkem byla emulze vyňata z alkylačního reaktoru a vsazena zpět do reaktoru znovu společně s čerstvými olefiny a čerstvými a recyklovanými izoparafiny. Tento systém s modifikací s cirkulující emulzí byl účinný, jestliže byla vedena emulze reakční směsi fluorovodíkového katalyzátoru, izoparafinu a reakčních produktů z první alkylační zóny do druhé alkylační zóny, a jestliže byla emulze uváděna do styku s čerstvým olefinickým nástřikem, přičemž je dále provedena další alkylace.

Tyto dřívější pokusy vytvořit velký vnitřní molární poměr izoparafinu k olefinu v alkylačním reaktoru použitím provozních schémat, která byla analogická k těm, jež jsou využívána při alkylačních postupech s kyselinou sírovou, selhaly, neboť nebylo dosaženo žádného zvýšení kvality alkylovaného produktu při procesech katalyzovaných fluorovodíkem, a všeobecně od nich bylo upuštěno.

Bylo zjištěno, že kvalita alkylátu při alkylačních procesech katalyzovaných fluorovodíkem selepší pouze v tom případě, jestliže se zvýší vnější molární poměr izobutanu k olefinu a naopak kvalita produktu se nijak nezlepší, jestliže se bude zvyšovat vnitřní molární poměr izobutanu k olefinu. Bylo dále zjištěno, že podmínky nezbytné k úspěšnému provedení operace alkylace katalyzované fluorovodíkem nejsou analogické vzhledem k podmínkám vyžadovaným pro úspěšné provedení alkylace s katalytickou kyselinou sírovou. Při snaze dosáhnout požadovaného vnějšího molárního poměru izobutanu

k olefinu v uhlovodíkovém nástřiku do alkylačního reaktoru při běžném provedení alkylačního procesu s použitím katalyzátoru, kterým je fluorovodík, se vyskytnou značné nesnáze. Vyžadovaný vysoký vnější molární poměr izobutanu k olefinu používaný při běžně prováděných operacích nutně vede k průchodu jistého množství, jež nezreaguje, dále je nutno provádět separaci a recyklování přebytečného množství izobutanu v běžných alkylačních systémech. Tento problém je podstatně zmírněn způsobem uvedeným v přemětném vynálezu.

Při dosavadních způsobech byla snaha o použití většího množství alkylačních reaktorů vedena nejrozumnějšími důvody, ale nikdy za účelem získání vyššího molárního poměru izoparafinu k olefinu v nástřiku do alkylačního reaktoru stejným způsobem, jako je tomu v přemětném vynálezu. Například v americkém patentu č. 2 256 880 se používá několik reaktorů a usazováků v procesu alkylace izoparafinu s olefiny za použití kyseliny sírové jako katalyzátoru. Usazená uhlovodíková fáze regenerovaná v tomto reakčním systému z každého usazováku je podrobována mžikové destilaci mezi stupni následujícími po sobě za účelem oddělení izoparafinu ve formě par od výše vroucího alkylovaného reakčního produktu, který zůstává po této mžikové destilaci ve formě kapaliny. Odpařený izoparafin je dále kondenzován a recyklován. Část kapalného alkylovaného reakčního produktu může být vedena do následujícího stupně, přičemž nejméně díl kapaliny, která zůstává po mžikové destilaci mezi jednotlivými stupni, je veden přímo do frakční destilace, za účelem regenerování produktu. Výše uvedený patent se vyhýbá shromáždění alkylovaného reakčního produktu v reaktorech a dále používá extrémně nízkého molárního poměru izoparafinu k olefinu v alkylační reakční zóně, na rozdíl od způsobu popsaného v přemětném vynálezu, jenž využívá jako katalyzátoru fluorovodíku. Americký patent č. 2 820 073 rovněž používá většího množství alkylačních reaktorů a usazováků při izoparafin-olefinické alkylaci, ale na rozdíl od prvního uvedeného patentu používá mezi následujícími stupni frakční destilace za účelem oddělování nezreagovaného izoparafinu v usazené uhlovodíkové fázi od alkylovaného reakčního produktu, který je přítomen v usazené uhlovodíkové fázi. Izoparafin takto oddělený je získáván ve formě par, potom je zkondenzován a zaveden do následujícího stupně. Reakční produkt je z uvedené směsi oddělován.

Patent Spojených států amerických číslo 3 236 912 uvádí alkylaci izobutanu s propylenem a butyleny v jednom systému za použití jednoho reaktoru a usazováku, přičemž výsledkem je jeden alkylační reakční produkt, a alkylaci ethylenu izobutanem v druhém systému za použití reaktoru a usa-

zováku, přičemž výsledkem je druhý alkylační reakční produkt. Ethylenová reakční složka je vedena prvním systémem s reaktorem a usazovákem ve směsi s propylenem, butyleny a izobutanem, ovšem nezreaguje v tomto prvním systému. Jestliže je zapotřebí získávat první a druhý alkylovaný reakční produkt ve směsi, potom usazená uhlovodíková fáze, obsahující nezreagovaný etylén, je získávána z prvního systému, používajícího reaktor a usazovák, a zavedena přímo do druhého systému s reaktorem a usazovákem, kde etylén z usazené uhlovodíkové fáze reaguje s izobutanem. Tento způsob vedení etylénu prvním systémem s reaktorem a usazovákem, aniž by nastala alkylační reakce etylénu, je možný, neboť etylén nemůže reagovat s izoparafinem za tvorby alkylovaného reakčního produktu, jestliže se použije jako katalyzátoru fluorovodíku nebo kyseliny sírové. Samozřejmě, jestliže je etylén schopný reagovat za tvorby alkylátu, při běžných alkylačních podmínkách používaných v případě propyleny nebo butyleny, potom etylén zreaguje v prvním systému, jenž používá reaktor a usazovák; jestliže je etylén uváděn do styku s fluorovodíkovým katalyzátorem při alkylačních podmínkách používaných v případě propyleny a butyleny, potom tvoří stabilní etylfluorid, který je inertní k alkylační reakci v uvedených systémech.

Cílem vynálezu je vyvinout způsob přípravy alkylačního reakčního produktu z izoparafinu a monoolefinu, jenž je vybrán ze skupiny zahrnující propylen, butyleny a amyleny, při kterém se použije fluorovodíkového alkylačního katalyzátoru.

Dalším cílem vynálezu je vyvinout alkylační postup s použitím fluorovodíku jako katalyzátoru, který by produkoval alkylační reakční produkt vysoké kvality, který by byl použitelný jako motorová palivová směs.

Dalším cílem vynálezu je poskytnout výše uvedený ekonomický postup, při kterém by se zvýšil vnější molární poměr izoparafinu k monoolefinu, při tomto izoparafin-olefinickém alkylačním procesu s fluorovodíkem jako katalyzátorem.

Dalším cílem vynálezu je vyvinout způsob přípravy alkylačního reakčního produktu z izoparafinu a monoolefinu, kterým může být propylen, butyleny a amyleny, při kterém by se použilo jako katalyzátoru fluorovodíku, a který by vyžadoval pouze v omezené míře frakční destilaci, za účelem oddělování alkylačního reakčního produktu od nezreagovaného izoparafinu, který je recyklován do alkylační reakční zóny.

Podstata způsobu přípravy alkylačního reakčního produktu z izoparafinu a monoolefinu, jenž je vybrán ze skupiny zahrnující propylen, butyleny a amyleny, podle vynálezu spočívá v tom, že se smísí první podíl uvedeného monoolefinu v množství pohybujícím se v rozmezí od 10 do 90 % objemo-

vých celkové hmotnosti použitého monoolefinu s uvedeným izoparafinem a takto vzniklá první uhlovodíková směs se uvádí do styku s prvním podílem fluorovodíkové alkylační katalytické fáze v takovém množství, aby se objemový poměr katalyzátoru k uhlovodíku pohyboval v rozmezí od 1 : 1 do 5 : 1 v této první alkylační reakční zóně za podmínek fluorovodíkové alkylace, které zahrnují teplotu od $-17,78^{\circ}\text{C}$ do $1093,32^{\circ}\text{C}$, tlak, jenž je dostatečný k udržení reakčních složek a fluorovodíkového alkylačního katalyzátoru v kapalně fázi, a dobu styku uhlovodíků s katalyzátorem pohybujícím se v rozmezí od 0,1 minuty do 20 minut. Takto vzniklá první alkylační reakční směs se odebere z uvedené první alkylační reakční zóny, podrobí se usazování, čímž vznikne první usazená uhlovodíková fáze, a uvedená první fluorovodíková katalytická fáze. Takto získaná první fluorovodíková katalytická fáze se recykluje do uvedené první alkylační reakční zóny, zbývající monoolefin se smísí alespoň s podílem uvedené první usazené uhlovodíkové fáze v množství pohybujícím se v rozmezí od 10 do 90 % objemových, vztaheno na celkovou hmotnost použitého monoolefinu, a výsledná druhá uhlovodíková směs se uvádí do styku s druhým podílem fluorovodíkové katalytické fáze v druhé alkylační reakční zóně za podmínek fluorovodíkové alkylace, které zahrnují teplotu v rozmezí od $-17,78^{\circ}\text{C}$ do $1093,32^{\circ}\text{C}$, tlak, jenž je dostatečný k udržení reakčních složek a fluorovodíkového katalyzátoru v kapalně fázi, a dobu styku uhlovodíků s katalyzátorem pohybujícím se v rozmezí od 0,1 minuty do 30 minut, za účelem vytvoření druhé alkylační reakční směsi. Tato druhá alkylační reakční směs se odebere z uvedené druhé alkylační reakční zóny a podrobí se usazování, čímž se vytvoří druhá usazená uhlovodíková fáze a uvedená druhá uhlovodíková katalytická fáze, přičemž tato druhá fluorovodíková katalytická fáze se recykluje do uvedené druhé alkylační reakční zóny a uvedená druhá usazená uhlovodíková fáze se podrobí frakční destilaci, čímž vznikne výševroucí proud produktu a níže vroucí proud izoparafinu, přičemž uvedený izoparafinický proud se recykluje do uvedené první alkylační reakční zóny a z uvedeného produkčního proudu se získává alkylační reakční produkt.

Ve výhodném provedení postupu podle vynálezu je uvedeným izoparafinem izobutan a uvedeným monoolefinem je 1-buten, 2-buten nebo izobutylén.

Mezi jinými výhodami postupu podle vynálezu, vzhledem k postupům, které náleží do dosavadního stavu techniky, je nutno uvést ty výhody, jež se vztahují k podstatnému omezení potřeby přebytečného množství izobutanu, nutného vzhledem k množství olefinické reakční složky potřebné v tomto způsobu. Vedením veškerého izobutanu a pouze části monoolefinu ve směsi do prv-

ní alkylační reakční zóny se dosáhne toho, že je nutné podstatně menší množství izobutanu v první alkylační reakční zóně, katalyzované fluorovodíkem, a rovněž vznikne odpovídající vnější molární přebytek izobutanu, vzhledem k použitému množství monoolefinu. Usazená první uhlovodíková fáze odváděná z prvního usazovacího je potom smísená s druhým dílem olefinického nástřiku a tato směs, která je potom vsazena do druhého alkylačního pásma, a zde je uváděna do styku s druhou fluorovodíkovou katalytickou fází, přičemž je použito stejného relativního malého množství izobutanu na vytvoření vnějšího přebytku izobutanu v obou, tzn. v prvním i druhém uhlovodíkovém nástřiku do alkylačních reaktorů. Druhá usazená uhlovodíková fáze, získávaná z druhého usazovacího, je potom podrobena frakční destilaci za účelem oddělení a recyklování nezreagovaného izobutanu do uvedené první alkylační reakční zóny a získávání požadovaného alkylačního reakčního produktu.

Bylo zjištěno, že množství izobutanu, které musí být odděleno frakční destilací a recyklováno, je podstatně menší než množství při běžném izobutan-olefinovém alkylačním způsobu, katalyzovaném fluorovodíkem, jež používá ten samý molární vnější poměr izobutanu k olefinu. Takže může být použito obvyklého množství izobutanu v nástřiku do prvního alkylačního reaktoru, přičemž je dosaženo vysokooktanového alkylovaného produktu, na rozdíl od produktu, jenž je získán běžnými alkylačními způsoby.

Způsob podle vynálezu uvádí metodu, při které je nezreagovaný izoparafin, obsažený ve všech usazených uhlovodíkových fázích, regenerovaných z prvního systému, používajícího reaktoru a usazovacího, smísen s druhým dílem olefinického nástřiku, takže se vytvoří vysoký vnější molární poměr izobutanu k olefinu v uhlovodíkovém nástřiku do druhého alkylačního reaktoru. Tento druhý uhlovodíkový nástřik je potom uváděn do styku s druhou fluorovodíkovou katalytickou fází v druhém reaktoru. Jestliže je nyní druhý díl olefinického nástřiku smísen s první usazenou uhlovodíkovou fází vně před druhým alkylačním reaktorem a výsledná směs olefinické nástřikové suroviny a usazené uhlovodíkové fáze je potom vsazena do druhého reaktoru, potom účinný vnější molární poměr izoparafinu k olefinu podstatně vzroste, čímž vznikne vyšší kvalita alkylovaného produktu odcházejícího z druhého alkylačního reaktoru. A naopak při dosavadních postupech, při kterých se používalo izobutanu ve směsi s fluorovodíkovým katalyzátorem jako nástřiku do většího množství alkylačních zón, byly tyto snahy o vytvoření vysokého vnějšího molárního poměru izobutanu k olefinu v reakčním nástřiku neúspěšné, což mělo za následek nižší kvalitu alkylovaného produktu.

Cíl, podstata a výhody vynálezu budou zřejmé z následujícího popisu obrázku a příkladu provedení způsobu podle vynálezu.

Přiložený výkres schematicky znázorňuje výhodné provedení procesu podle předmětného vynálezu. Předem je nutno uvést, že v dalším se mluví uhlíkovodíkem, jenž se podrobuje alkylaci, izobutan a olefinickou nástřikovou surovinou je směs propylenu a butylenů. Obsah vynálezu není nijak omezen uvedenými schematicky znázorněnými provedeními, čímž se myslí to, že je možno použít různých jiných vhodných reakčních složek a rovněž uspořádání může být obdobné tomu, jež bude v dalším popsáno.

Na obrázku je běžný olefinický alkylační surovinový nástřik veden kontinuálně potrubím 1 rychlostí asi 300 mol/h propylenu a 300 mol/h butylenů společně s malým množstvím ostatních uhlíkovodíků obvykle přítomných v běžné olefinické nástřikové surovině, které ovšem nejsou nezbytné pro způsob podle vynálezu, a které jsou přítomny v množství 120 mol/h n-butanu a 70 mol/h propanu. Kontinuálně vedená olefinická nástřiková surovina v potrubí 1 je rozdělena do dvou proudů o stejném objemu, které jsou vedeny do potrubí 2 a 3. Oba tyto díly olefinické nástřikové suroviny jsou vedeny do potrubí 2 a 3, přičemž jejich průtoková rychlost je v každém proudě 150 mol/h propylenu, 150 mol/h butylenů, 60 mol/h izobutanu, 17,5 mol/h n-butanu a 35 mol/h propanu. Běžný izobutan je přidáván ve formě dodatkového množství do procesu prostřednictvím potrubí 4, vsazen do potrubí 2 a smísen s olefinickou nástřikovou surovinou zde protékající. Dodatkové množství izobutanu je vedeno potrubím 4 při rychlosti 500 mol/h izobutanu, společně s běžným množstvím nereaktivních uhlíkovodíků, jež jsou přítomny v množství asi 15 mol/h n-butanu a asi 10 mol/h propanu, přičemž tyto uhlíkovodíky nejsou nezbytné. Smíšené množství dodatkového izobutanu a díl olefinické suroviny postupují potrubím 2. Do potrubí 2 je dále zaveden recyklovaný izobutan z potrubí 24 a smísen s obsahem zde proudícím. Recyklovaný izobutan je veden do potrubí 2 rychlostí asi 3550 mol/h izobutanu, společně s malým množstvím nereaktivního uhlíkovodíkového recyklu, jež se sem dostalo následkem nedokonalé frakční destilace a jež zahrnuje 525 mol/h n-butanu a 225 mol/h propanu. Úplná celková vsázka uhlíkovodíkové suroviny do reaktoru 5 tedy zahrnuje 150 mol/h propylenu, 150 mol/h butylenů, 4110 mol/h izobutanu a nereaktivní uhlíkovodíky v množství 270 mol/h propanu a 557,5 mol/h n-butanu. Vnější molární poměr izobutanu k olefinu v nástřiku do reaktoru 5 je 13,7. Spojený nástřik je veden potrubím 2 do reaktoru 5 a smísen s běžným fluorovodíkovým alkylačním katalyzátorem, přičemž se vytvoří reakční směs. Fluorovodíkový alkylační katalyzátor je vsazen do reaktoru 5 potrubím 10. Katalyzátor obsahuje

asi 85 hmot. % kyseliny, méně než 1 hmot. procento vody a doplňující zbytek je organické ředidlo. Fluorovodíkové alkylační podmínky udržované v reaktoru 5 zahrnují teplotu v rozmezí 32 až 37 °C a tlak se udržuje takový, aby byly přítomné uhlíkovodíky a katalyzátor v kapalném stavu. Použitý objemový poměr katalyzátoru k uhlíkovodíkům je v rozmezí 1:1 až 2:1. Teplo, které se vytváří během alkylační reakce, je odnímáno nepřímou tepelnou výměnou v reaktoru 5. Chladicí voda je zaváděna potrubím 6 do reaktoru 5, přičemž odnímá nepřímou tepelnou výměnou teplo reakční směsi. Použitá chladicí voda je odtahována potrubím 7. Po době styku asi 0,1 minuty až 5 minut je reakční směs odebírána z reaktoru 5 a zaváděna potrubím 8 do usazovacího 9. Reakční směs je zde ponechána usazování, bez jakéhokoliv míchání, v usazovací 9, kde fluorovodíkový katalyzátor tvoří těžší fázi a uhlíkovodíkové složky reakční směsi tvoří lehčí, usazovanou uhlíkovodíkovou fázi. Katalytická fáze je odnímána ze dna usazovací 9 a potrubím 10 a vedena zpět do reaktoru 5 k dalšímu katalytickému využití. Získávání katalyzátoru, který je použit v reaktoru 5, může být provedeno tak, že se odvede část proudu katalyzátoru z potrubí 10 do běžných prostředků, za účelem oddělování tohoto produktu. Vzhledem k usazovací 9 je zde usazená první uhlíkovodíková fáze odnímána shora z usazovací 9 potrubím 11, dále přivedena do potrubí 3 a zde smísená s podílem olefinického nástřiku přiváděným do tohoto místa. První usazená uhlíkovodíková fáze vedená potrubím 11 obsahuje přibližně 3900 mol/h izobutanu, nepodstatný podíl olefinů, 557,5 mol/h n-butanu, 280 mol/h propanu a 300 mol/h alkylačního reakčního produktu. Spojená uhlíkovodíková vsázka do reaktoru 12 z potrubí 3 obsahuje asi 3860 mol/h izobutanu, 150 mol/h propylenu, 150 mol/h butylenů, 575 mol/h n-butanu, 315 mol/h propanu a 300 mol/h alkylačního reakčního produktu. Vnější molární poměr izobutanu k olefinu v uhlíkovodíkové vsázce do reaktoru 12 je tedy 13:1. Reakční podmínky použité v reaktoru 12 jsou podobné těm, které byly použity v reaktoru 5, tzn. teplota v rozmezí 32 až 37 °C, objemový poměr kyseliny k uhlíkovodíkům asi 1:1 až 2:1 a tlak takový, který postačuje k udržování složek reakční směsi v kapalném stavu. Fluorovodíkový katalyzátor, jenž obsahuje asi 85 hmot. % kyseliny, méně než asi 1 hmot. % vody s doplňujícím obsahem organického rozpouštědla, je veden do reaktoru 12 potrubím 19 a dobře promísen s uhlíkovodíkovým nástřikem, přiváděným sem potrubím 3, přičemž se vytvoří druhá reakční směs. Chladicí voda je přiváděna potrubím 13 do reaktoru, kde odebírá nepřímou tepelnou výměnou zde vytvářené teplo. Použitá chladicí voda je odváděna z reaktoru 12 potrubím 14. Po době styku od 0,1 minuty asi do 5 minut je reakční směs odebírá-

na z reaktoru 12 a vedena potrubím 15 do reakční ustalovací kolony 16. Reakční směs složená z katalyzátoru, reakčních složek a reakčního produktu je zdržována v ustalovací koloně 16 po dobu styku asi 10 minut, při teplotě a tlaku, jež jsou zhruba stejné jako v reaktoru 12. Reakční směs je potom odnímána a vedena potrubím 17 do usazovacího 18. Reakční směs je v usazovací 18 ponechána v klidu, bez jakéhokoliv míchání, aby bylo usnadněno oddělení katalyzátoru a uhlovodíku na oddělené fáze. Těžší katalytická fáze je odnímána ode dna usazovacího 18 potrubím 19 a recyklována do reaktoru 12 za účelem dalšího katalytického využití, jak je výše popsáno. Část katalyzátoru v potrubí 19 může být veden k běžné regenerační operaci, jestliže je to nezbytné. Druhá usazená uhlovodíková fáze je odebírána z usazovacího 18 a vedena do vypuzovací kolony 21 izobutanu potrubím 20, při rychlosti asi 325 mol/h propanu, 3550 mol/h izobutanu, 575 mol/h n-butanu a 600 mol/h alkylátu (Cs+uhlovodíky). Ve vypuzovací koloně 21 izobutanu je druhá usazená uhlovodíková fáze podrobena frakční destilaci za účelem oddělení lehčího proudu recyklovaného izobutanu a těžšího proudu, kterým je alkylovaný produkt. Běžná frakční destilace prováděná ve vypuzovací koloně 21 izobutanu může být provedena za použití běžného pomocného vybavení a s pomocí běžných prostředků, které nejsou znázorněny a kterými mohou být například patra kolony, prostředky potřebné na odpařování, prostředky na refluxování a podobná jiná opatření, velmi dobře známá a používaná. Alkylátový produkt je odváděn ze dna vypuzovací kolony 21 izobutanu potrubím 22 a veden z procesu ven při rychlosti 600 mol/h pro použití jako motorové palivo nebo pro jiné další použití. Normální butan, jako vedlejší produkt, je v uvedeném znázorněném procesu odtahován jako boční produkt potrubím 23, při rychlosti 50 mol/h. Běžný izobutan pro recyklování je odtahován jako boční produkt z vyššího patra vypuzovací kolony 21 izobutanu potrubím 24. Proud recyklovaného izobutanu je odváděn z vypuzovací kolony 21 izobutanu potrubím 24 při rychlosti 3320 mol/h izobutanu, 500 mol/h n-butanu a 225 mol/h propanu. Recyklovaný proud izobutanu je potrubím 24 zaváděn do potrubí 2 způsobem, který je popsán výše. Proud z hlavy vypuzovací kolony 21 izobutanu je odtahován a veden potrubím 25 do depropanizéru 26 běžného typu. Proud z hlavy vypuzovací kolony 21 izobutanu je veden rychlostí 100 mol/h propanu, 230 mol/h izobutanu a 25 mol/h n-butanu. V depropanizéru 26 je nástřík z potrubí 25 podroben frakční destilaci za účelem oddělení propanu od izobutanu a n-butanu. Izobutan a n-butan jsou odnímány při rychlosti 230 mol/h izobutanu a 25 mol/h n-butanu jako produkt ze dna a dále vedeny potrubím 27 do potrubí 24, kde se využijí jako recyklovaný izobutanový

proud. Propan smísený s malým množstvím fluorovodíku je odebírán jako hlavový produkt potrubím 28, při rychlosti 100 mol/h propanu, a dále veden potrubím 28 do potrubí 29, kde se smísí s fluorovodíkem přiváděným potrubím 36. Směs propanu a fluorovodíku v potrubí 29 je vedena do kondenzátoru 30 a podrobena kondenzaci na kapalný propan a kyselinu fluorovodíkovou. Zkapalněný propan a fluorovodík jsou potom vedeny potrubím 31 do usazovacího 32. Většina fluorovodíku, jež je vedena do usazovacího 32, se usadí jako těžká fáze relativně čisté kyseliny fluorovodíkové, která je odváděna potrubím 33. Tato relativně koncentrovaná kyselina fluorovodíková může být uváděna zpět do proudů recyklovaného katalyzátoru do potrubí 10 a potrubí 19 běžnými prostředky, zde neznázorněnými. Zkapalněná propanová fáze je z usazovacího 32 odebírána potrubím 34 do vypuzovací kolony 35 fluorovodíku, kde je propan podroben frakční destilaci za účelem oddělení posledních zbytků kyseliny. Kyselina fluorovodíková je odebírána jako produkt z hlavy potrubím 36, zaváděna zpět do potrubí 29 a zpracována, jak již bylo jednou uvedeno.

Propan je odtahován jako vedlejší produkt ze dna vypuzovací kolony 35 fluorovodíku potrubím 37 při rychlosti 100 mol/h. Běžně používané zařízení a operace nezbytné na provedení uvedeného způsobu, jak je tento popsán vzhledem k připojenému obrázku, jako jsou například čerpadla, ventily, varáky atd., byly v popisu a na obrázku vynechány. Použití a umístění těchto prostředků je samozřejmé. Výše uvedený popis ilustruje některé výhody předmětného vynálezu, jež tvoří podstatu uvedeného izoparafín-olefinického alkylačního procesu katalyzovaného fluorovodíkem. Například uhlovodíky jsou vsazeny do reaktoru 5 a reaktoru 12 při vnějším molárním poměru izobutanu k olefinu 13:1, nezbytném k získání alkylátu vhodné kvality. Požadavky na frakční destilaci ve vypuzovací koloně 21 izobutanu jsou pouze ty, aby byl oddělený izobutan ekvivalentní molárnímu poměru izobutanu k olefinu menšímu než 7:1. Produkovaný alkylát je kvality ekvivalentní nebo lepší než alkylát vyrobený běžnými alkylačními procesy, které používají vnější molární poměr izobutanu k olefinu 12:1, přičemž požadavky na frakční destilaci jsou značně zmenšeny a rovněž jsou úspory v investičních a provozních nákladech. V porovnání s alkylátem produkovaným běžným alkylačním procesem, katalyzovaným fluorovodíkem, jenž používá molární poměr izobutanu k olefinu 7:1, má tento běžný proces ve srovnání s procesem podle vynálezu nižší kvalitu a omezenou použitelnost co se týče vytváření vyššího stupně oktanového čísla benzinu.

Fluorovodíkem katalyzovaný alkylační proces podle vynálezu může být použit na alkylaci izobutanu, izopentanu nebo jiných

podobných izoparafinů. Výhodnými izoparafiny jsou izobutan, izopentan, a zvláště výhodný je izobutan. Jestliže je to nezbytné, může být použita směs dvou nebo více izoparafinů. Pro použití podle vynálezu je vhodný běžný izobutanový alkylační nástřík. Běžný přidávaný izobutanový nástřík může obsahovat nereaktivní uhlovodíky, jako jsou normální parafiny. Například běžná konvenční izobutanová alkylační surovina všeobecně obsahuje asi 95 hmot. % izobutanu, 4 hmot. % n-butanu a 1 hmot. % propanu.

Olefiny, které jsou vhodné pro použití podle vynálezu, zahrnují olefiny s 3 až 5 atomy uhlíku. Rovněž mohou být použity v procesu podle vynálezu s dobrými výsledky směsí dvou nebo více olefinických sloučenin. Například běžný nástřík olefinické suroviny použitý v běžné olefinické alkylaci obsahuje směs propylenů a butylenů, butylenů a amýlenů, nebo propylenů, butylenů a amýlenů. Dobrých výsledků podle vynálezu lze dosáhnout použitím těchto nástříkových surovin, stejně jako použitím jednotlivých olefinů. Běžná nástříková surovina pro olefinickou alkylaci, obsahující 3 až 5 atomů uhlíku, která je zvláště preferována pro vynález, může být získána z postupů rafinace ropy, katalytického krakování, a může tudíž obsahovat podstatné množství nasycených uhlovodíků, lehčích a těžších olefinů apod.

Fluorovodíkový katalyzátor používaný v uvedeném procesu je velmi dobře známý z dosavadního stavu techniky. Všeobecně obsahuje fluorovodíkový katalyzátor pro alkylaci asi 75 hmot. % nebo více titrovatelné kyseliny, asi 5 hmot. % nebo méně vody, se zbývajícím množstvím organického rozpouštědla.

Z dosavadního stavu techniky je známo mnoho alkylačních reakčních zón vhodných pro použití ve vynálezu. Například některé typy alkylačních reaktorů jež ovšem řešení nijak necmezuji, popsány v patentech USA číslo 3 456 033, 3 469 949 a 3 501 536, mohou být použity pro obě alkylační reakční zóny podle vynálezu. Alkylační podmínky ve spojení s jednotlivými typy výše uvedených alkylačních reaktorů nebo ve spojení s jinými vhodnými běžnými alkylačními reaktory mohou být voleny ve shodě s popisem a podstatou vynálezu.

Fluorovodíkové alkylační podmínky vhodné pro provedení procesu podle vynálezu zahrnují teplotu od -18 do 92°C , tlak, jenž postačuje k udržení reakčních složek a fluorovodíkového katalyzátoru v kapalném stavu, a dobu styku mezi uhlovodíky a katalyzátorem asi od 0,1 minuty asi do 30 minut. Při výhodném provedení je používán v alkylační reakční zóně fluorovodíkový alkylační katalyzátor, který obsahuje asi 85 hmot. % kyseliny fluorovodíkové, objemový poměr katalyzátoru k uhlovodíku asi 1:1 až 5:1, a teplota je asi 10 až 65°C .

Při zvláště výhodném provedení se reakč-

ní směs, tvořená fluorovodíkovým katalyzátorem, reakčními složkami a reakčními produkty tvořenými v alkylačním reaktoru, vede do reakční ustalovací kolony. Z popisu výhodného provedení již uvedeného je zřejmé, že oba alkylační reaktory a reakční ustalovací komory, jestliže jsou použity, jsou zahrnuty termínem „alkylační reakční zóna“. Vhodné typy ustalovacích reakčních kolon jsou dobře známy z dosavadního stavu techniky. Například typy reakčních ustalovacích kolon, které jsou uvedeny v patentech USA č. 3 560 587 a 3 607 970, mohou být vhodně uplatněny podle vynálezu. Takovéto reakční ustalovací kolony jsou obvykle ve tvaru nádoby opatřené perforovanými dny, přepážkovými sekcemi nebo podobnými jinými náležitostmi, které jsou nutné k udržování alkylační reakční směsi ve formě jemně homogenní směsi nebo emulze po předem stanovené časové období. Alkylační reakční směs katalyzátoru a uhlovodíků je udržována v reakční ustalovací koloně po dobu, která je závislá na složení reakční směsi. Čas zdržení reakční směsi v reakční ustalovací koloně je s výhodou v rozmezí asi od 1 minuty asi do 30 minut. Teplota a tlak udržované v reakční ustalovací koloně jsou stejné jako teplota a tlak, jež se udržují v alkylačním reaktoru.

Prostředky pro usazování reakční směsi vytékající z alkylační reakční zóny, jež jsou nutné k oddělování usazené uhlovodíkové fáze a fluorovodíkového katalyzátoru, jsou velmi dobře známy z dosavadního stavu techniky. Všeobecně obsahuje směs vytékající z alkylačního reaktoru nebo reakční ustalovací kolony nezreagovaný izoparafin, alkylační reakční produkt, fluorovodíkový katalyzátor a v katalyzátoru rozpustné organické složky, někdy s malým množstvím lehkých uhlovodíků, atd. Jestliže je nyní alkylační reakční směs ponechána v klidu, tj. usazování, potom alkylační reakční produkt, izoparafiny a lehké uhlovodíky vytvoří lehčí usazenou uhlovodíkovou fázi. Fluorovodíkový katalyzátor a v katalyzátoru rozpustné uhlovodíky vytvoří oddělovanou fázi. Usazená uhlovodíková fáze je potom jednoduše mechanicky oddělena od katalytické fáze. Teplota a tlak udržované během usazovací operace jsou v převážné míře stejné jako ty, jež byly již uvedeny v souvislosti s fluorovodíkovými alkylačními podmínkami používanými v reaktoru. Uhlovodíky a katalyzátor jsou během usazování udržovány v kapalném stavu.

Pro optimální chod procesu jsou zapotřebí nezbytně prostředky pro odebrání tepla, jež se vytváří v alkylační zóně. V tomto směru je známo a používáno velké množství nejrozličnějších prostředků na odnímání tepla. Například při jednom možném provedení může být teplo, jež se vytvoří v alkylační reakční zóně, odebráno přímo z alkylačního reaktoru nepřímou tepelnou výměnou mezi

chladicí vodou a reakční směsí v alkylačním reaktoru.

Usazená uhlovodíková fáze odváděná z první usazovací operace je spojena s druhým dílem olefinického nástřiku za účelem vytvoření uhlovodíkové vsázky do druhého alkylačního reaktoru. Takto je první usazená uhlovodíková fáze využita k vytvoření vysokého vnějšího molárního poměru izobutanu k olefinu v nástřiku do druhého alkylačního reaktoru. Uhlovodíkový nástřik, vytvořený z první usazené uhlovodíkové fáze a druhého dílu olefinické reakční složky, je potom vsazen do druhého alkylačního reaktoru a uváděn do styku s druhým fluorovodíkovým alkylačním katalyzátorem v tomto reaktoru.

Tím se sleduje, aby bylo do prvního alkylačního reaktoru zavedeno dostatečné množství izobutanu, tak aby dále nebylo zapotřebí přidávat žádný další izobutan do směsné druhé části olefinického nástřiku a první usazené uhlovodíkové fáze před vsazením této uhlovodíkové směsi do druhého alkylačního reaktoru. Stejně alkylační podmínky, které jsou použity v prvním alkylačním kroku, jsou použity rovněž při druhém alkylačním kroku. Reakční ustalovací kolona může být použita jak po prvním alkylačním reaktoru, tak i po druhém alkylačním reaktoru, a při výhodném provedení je reakční ustalovací kolona použita pouze po druhém alkylačním reaktoru. Teplota a tlak použité v reakční ustalovací koloně jsou stejné jako ty, jež byly použity v alkylačních reaktorech. Po dokončení reakce veškerých olefinů vsazených do druhé alkylační reakční zóny je výsledná reakční směs ponechána usazení, při použití běžných prostředků, přičemž vznikne druhá usazená uhlovodíková fáze a druhá fluorovodíková katalytická fáze se recykluje do druhé alkylační reakční zóny. Druhá usazená uhlovodíková fáze je odváděna z druhé usazovací operace a dále vedena do běžné vypuzovací frakční kolony izobutanu, kde je těžší alkylátový produkt podroben oddělování od níže vroucího nespotřebovaného izobutanu a od množství menšího fluorovodíku, který může být přítomen v druhé usazené uhlovodíkové fázi. K frakčnímu oddělení usazené uhlovodíkové fáze odváděné z usazovací může být použito mnoho nejrozumnějších metod, běžně známých a používaných, a tyto metody a zařízení lze aplikovat na oddělování výše vroucího alkylátu od níže vroucího izobutanu, jenž je dále recyklován.

Alkylační reakční produkt získaný podle výhodného provedení předmětného vynálezu obvykle obsahuje nasycené uhlovodíky se 7 až 9 atomy uhlíku, jež jsou výsledkem alkylačních reakcí izobutanu s olefiny v první a druhé alkylační reakční zóně. Hlavními složkami výsledného produktu jsou například dimethylpentan a trimethylpentany. Je velmi dobře známo, že vysoce rozvětvené u-

hlovodíky se spojují s vynikajícími vlastnostmi motorových paliv.

Předmětný vynález se částečně zaměřuje na způsob získávání motorového palivového alkylačního reakčního produktu, jenž by obsahoval vysoký poměr vysoce rozvětvených uhlovodíků, jako jsou například trimethylpenteny, k méně rozvětveným uhlovodíkům, jako jsou například dimethylhexany. Tohoto cíle je dosaženo ve vynálezu použitím vysokého vnějšího molárního poměru izobutanu k olefinu při obou alkylačních reakcích, jehož nebylo možno dosáhnout při způsobech dříve prováděných z důvodů ekonomických nebo provozních. Takto je zřejmé, že uvedený způsob poskytuje metodu na získání výborného alkylačního reakčního produktu pro motorová paliva, kterou je možno provést ekonomickým způsobem mnohem výhodnějším, než tomu bylo u alkylačního katalyzovaného procesu dříve používaného.

Všeobecně je možno uvést, že výhod postupu podle vynálezu je možno využít tehdy, jestliže se použije nejméně dvou oddělených podílů olefinické reakční nástřikové suroviny a nejméně dvou oddělených podílů fluorovodíkového alkylačního katalyzátoru, v nejméně dvou alkylačních reakčních zónách. Jinou výhodou modifikací způsobu podle vynálezu je rozdělení olefinické nástřikové suroviny na větší počet dílů, například na tři a více. Celkové množství nástřiku izobutanu a první podíl olefinické nástřikové suroviny je smíšeno a potom uváděno do styku s prvním podílem fluorovodíkové alkylační katalytické fáze v první alkylační reakční zóně, alkylační reakční směs se ponechá usadit a potom se rozdělí, přičemž první usazená uhlovodíková fáze a druhý podíl olefinické nástřikové suroviny jsou smíšeny a potom uváděny do styku s druhým podílem fluorovodíkové katalytické fáze v druhé alkylační reakční zóně. Druhá usazená uhlovodíková fáze, odebraná z usazovací operace výsledné směsi, se smísí s třetím podílem olefinické nástřikové suroviny a výsledná alkylační reakční směs je uváděna do styku s třetím podílem fluorovodíkové katalytické fáze v třetí alkylační reakční zóně, takto je možno pokračovat dále, aniž se provádí další přidávání izobutanu mezi jednotlivými stadii. Usazená uhlovodíková fáze odebíraná z poslední alkylační reakční zóny v sérii je podrobena frakční destilaci za účelem oddělení alkylačního reakčního produktu a oddělení nezreagovaného izobutanu, jenž se dále recykluje do první alkylační reakční zóny. Takovéto modifikace jsou v souladu s podstatou vynálezu.

Jestliže se požaduje použít dvou alkylačních reakčních zón a rozdělit olefinickou nástřikovou surovinu na dva díly, jako je tomu v již uvedeném popisu, potom je výhodné, když oba díly olefinické nástřikové suroviny neobsahují méně než asi 10 obje-

mových procent celkového množství olefinu, jenž je použit v procesu. Například v kontinuálním postupu je první díl olefinu zaveden do první alkylační reakční zóny při rychlosti 10 mol/h společně s množstvím izobutanu, jež je dostatečné k vytvoření požadovaného molárního přebytku v prvním reaktoru při fluorovodíkových alkylačních podmínkách. Druhý díl olefinu je výhodně smísen s první usazenou uhlovodíkovou fází, jež je vsazena do druhé alkylační reakční zóny při rychlosti asi 1 mol/h a ne větší než asi 100 mol/h. Výhodně se množství v olefinické nástřikové surovině v obou dílech nemění a co se týče relativního množství olefinu, je v nich obsažen v objemovém poměru 1:5 až 5:1. Nejlepších výsledků se dosáhne, v těchto dvou reaktorových systémech, jak bylo uvedeno a popsáno již dříve, jestliže tyto dva díly olefinické nástřikové suroviny obsahují zhruba ekvivalentní množství olefinické nástřikové suroviny. Z tohoto množství izobutanu, potřebného k vytvoření vysokého molárního poměru izobutanu k olefinu v uhlovodíkovém nástřiku do alkylačního reaktoru je udržováno na minimu, přičemž se dosáhne nejvyšší kvality alkylátu takto získaného z obou reaktorů.

Příklad provedení

Aby byla ukázána užitečnost a výhody vynálezu ve srovnání s dříve používanými alkylačními metodami, byly provedeny dva pokusy, jeden použil metody podle vynálezu a v druhém byla použita metoda běžně prováděné alkylace.

Olefinická nástřiková surovina obsahovala v obou případech 48 hmot. % propylenu, 10,4 hmot. % 1-butenu, 1,26 hmot. % 2-butenu a 15,6 hmot. % izobutylenu. Jako izoparafínické nástřikové suroviny bylo použito izobutanu.

Při pokusu č. 1, při kterém bylo použito metody podle vynálezu, bylo použito dvojestupňové alkylace, a v případě pokusu č. 2 bylo použito běžné jednostupňové metody. V obou případech 1 a 2 byla použita stejná teplota, tlak a katalyzátory. Použitý fluorovodíkový katalyzátor obsahoval 89 hmot. % fluorovodíku, 10 hmot. % organického rozpouštědla a 1 hmot. díl vody. Teplota použitá v těchto alkylačních procesech byla 37 °C.

Použitý tlak byl takový, že postačoval k udržení reakčních složek a katalyzátoru v kapalném stavu. V obou případech byly uhlovodíkový nástřik a katalyzátor kontinuálně zaváděny do alkylačních reaktorů laboratorních měřitek (alkylační reakční zóny), při hmotnostním poměru katalyzátoru k uhlovodíku, jenž se pohyboval v rozmezí od 1,5:1, a doba zdržení v alkylačním reaktoru byla v obou případech 10 minut.

Při prvním pokusu č. 1, při kterém bylo použito metody podle vynálezu, byla olefinická nástřiková surovina rozdělena na dva

stejně díly. Celkové množství izoparafínického nástřiku a první podíl olefinické nástřikové suroviny byly smíseny a výsledný uhlovodíkový nástřik byl vsazen do běžného alkylačního reaktoru, kde byl uveden do styku s fluorovodíkovou katalytickou fází při výše uvedených podmínkách, přičemž se vytvořila první reakční směs. Po uvedeném čase byla první alkylační reakční směs odvedena a ponechána usazování běžným způsobem, za účelem oddělení první usazené uhlovodíkové fáze od usazené první fluorovodíkové katalytické fáze. Výsledná první usazená uhlovodíková fáze a druhý podíl olefinické nástřikové suroviny byly kontinuálně vsazeny do běžného alkylačního reaktoru a zde uváděny do styku s fluorovodíkovou katalytickou fází, při výše uvedených alkylačních podmínkách, přičemž se vytvořila druhá alkylační směs. Žádné další množství izobutanu do druhé alkylační reakční směsi nebylo přidáváno, přičemž izobutan obsažený v první usazené uhlovodíkové fázi byl jediným izobutanem dodaným do druhé reakční směsi. Po uvedeném čase zdržení byla druhá alkylační reakční směs odvedena a ponechána usazování, za účelem oddělení druhé usazené uhlovodíkové fáze od usazené druhé katalytické fáze. Druhá usazená uhlovodíková fáze byla potom odtazena a podrobena frakční destilaci s cílem oddělit uhlovodíky s 5 atomy uhlíku a těžší uhlovodíky, přičemž C₅+ uhlovodíky byly alkylačním produktem v pokusu č. 1. Alkylační produkt z pokusu č. 1 byl analyzován, přičemž výsledky jsou uvedeny v následující tabulce. Při pokusu č. 2, ve kterém byl použit běžný jednostupňový alkylační způsob, bylo celé množství olefinické nástřikové suroviny kontinuálně zaváděno do běžného alkylačního reaktoru při rychlosti, jež je ekvivalentní součtu nástřikové rychlosti prvního a druhého dílu olefinické suroviny v pokusu č. 1. Při pokusu č. 2 bylo celkové množství izobutanové nástřikové suroviny kontinuálně vedeno do alkylačního reaktoru při stejných rychlostech jako v pokusu č. 1. Olefinická nástřiková surovina a izobutanová nástřiková surovina byly smíseny a výsledná uhlovodíková směs byla vsazena do alkylačního reaktoru a uváděna zde do styku s fluorovodíkovou alkylační katalytickou fází, při výše uvedených alkylačních podmínkách za vytvoření alkylační reakční směsi. Po čase zdržení 10 minut byla alkylační reakční směs odebrána z reaktoru a vedena k usazování za účelem oddělení fluorovodíkové katalytické fáze od usazené uhlovodíkové fáze. Usazená uhlovodíková fáze byla odtazena, podrobena frakční destilaci k oddělení C₅+ uhlovodíků, které byly odtazeny jako alkylační produkt z pokusu č. 2. Alkylační produkt z pokusu č. 2 byl analyzován, přičemž výsledky jsou uvedeny v následující tabulce.

TABULKA: Analýza alkylátových produktů

	Pokus 1	Pokus 2
C ₈ uhlovodíky (hmot. %)	61,5	56,1
C ₉ +uhlovodíky (hmot. %)	6,1	9,6
trimetylpentany (hmot. %)	56,3	50,4
dimethylhexany (hmot. %)	5,15	5,8
zjištěné oktanové číslo	95,2	94,5
motorové oktanové číslo	92,4	92,1

Vzhledem k tabulce je zřejmé, že proces podle vynálezu (pokus 1) poskytuje lepší alkylátový produkt než běžný alkylační proces (pokus 2). V případě pokusu 1 není zapotřebí žádného přídavného izobutanu a požadavky na frakční oddělení C₈+ uhlovodí-

ků jsou v obou případech stejné. Příklad a tabulka ukazují, že proces podle vynálezu poskytuje alkylát o vyšším oktanovém čísle se sníženým množstvím nežádoucích těžkých podílů (C₉ + uhlovodíky).

PŘEDMĚT VYNÁLEZU

1. Způsob přípravy alkylačního reakčního produktu z izoparafinu a monoolefinu, jenž je vybrán ze skupiny zahrnující propylen, butyleny a amyleny, vyznačující se tím, že se smísí první podíl uvedeného monoolefinu v množství pohybujícím se v rozmezí od 10 do 90 % obj. celkové hmotnosti použitého monoolefinu s uvedeným izoparafinem a takto vzniklá první uhlovodíková směs se uvádí do styku s prvním podílem fluorovodíkové alkylační katalytické fáze v takovém množství, aby se objemový poměr katalyzátoru k uhlovodíku pohyboval v rozmezí od 1 : 1 do 5 : 1 v této první alkylační reakční zóně za podmínek fluorovodíkové alkylace, které zahrnují teplotu od -17,78 °C do 1093,32 °C, tlak, jenž je dostačující k udržení reakčních složek a fluorovodíkového alkylačního katalyzátoru v kapalně fázi, a dobu styku uhlovodíků s katalyzátorem pohybující se v rozmezí od 0,1 min. do 20 min. k vytvoření první alkylační reakční směsi, tato první alkylační reakční směs se odebere z uvedené první alkylační reakční zóny, podrobí se usazování, čímž vznikne první usazená uhlovodíková fáze a uvedená první fluorovodíková katalytická fáze, takto získaná první fluorovodíková katalytická fáze se recykluje do uvedené první alkylační reakční zóny, zbývající monoolefin se smísí alespoň s podílem uvedené první usazené uhlovodíkové fáze v množství pohybujícím se v rozmezí od 10 do 90 % obj., vztaženo na celkovou hmotnost

použitého monoolefinu, a výsledná druhá uhlovodíková směs se uvádí do styku s druhým podílem fluorovodíkové katalytické fáze v druhé alkylační reakční zóně za podmínek fluorovodíkové alkylace, které zahrnují teplotu pohybující se v rozmezí od -17,78 °C do 1093,32 °C, tlak, jenž je dostatečný k udržení reakčních složek a fluorovodíkového katalyzátoru v kapalně fázi, a dobu styku uhlovodíků a katalyzátoru pohybující se v rozmezí od 0,1 minuty do 30 minut, k vytvoření druhé alkylační reakční směsi, dále se odebere uvedená druhá alkylační reakční směs z uvedené druhé alkylační reakční zóny a podrobí se usazování, čímž se vytvoří druhá usazená uhlovodíková fáze a uvedená druhá fluorovodíková katalytická fáze přičemž tato druhá fluorovodíková katalytická fáze se recykluje do uvedené druhé alkylační reakční zóny a uvedená druhá usazená uhlovodíková fáze se podrobí frakční destilaci, čímž vznikne výše vroucí proud produktu a níže vroucí proud izoparafinu, přičemž uvedený izoparafinický proud se recykluje do uvedené první alkylační reakční zóny a z uvedeného produkčního proudu se získává alkylační reakční produkt.

2. Způsob podle bodu 1, vyznačující se tím, že uvedeným izoparafinem je izobutan.

3. Způsob podle bodu 1, vyznačující se tím, že uvedený monoolefin je vybrán ze skupiny zahrnující 1-buten-, 2-buten a izobutylen.

1 list výkresů

