



ÚŘAD PRO VYNÁLEZY
A OBJEVY

POPIS VYNÁLEZU K PATENTU

262651
(11) (B2)

(51) Int. Cl.⁴
C 07 C 15/107 ✓

(22) Přihlášeno 20 08 84

(21) [PV 6295-84]

(32) (31) (33) Právo přednosti od 02 09 83
(529055) Spojené státy americké

(40) Zveřejněno 16 08 88

(45) Vydáno 15 07 89

(72)

Autor vynálezu

SPINNER JOEL BENNETT, CHICAGO, ILLINOIS (Sp. st. a.)

(73)

Majitel patentu

UOP INC., DES PLAINES, ILLINOIS (Sp. st. a.)

viz odst. 19 a 11)

(54) Způsob získávání alkylaromatických uhlovodíků

1

Vynález se týká způsobu získávání alkylaromatických uhlovodíků z výroby těchto alkylaromatických uhlovodíků reakcí alkyllovatelných aromatických uhlovodíků s olefinickými uhlovodíky. Jako příklad této výroby je možno uvést alkylaci benzenu normálními olefinickými uhlovodíky, která je katalyzována HF, při které se získá lineární alkylbenzen, který je zvláště vhodný pro výrobu detergentů.

Alkylace benzenu acyklickými uhlovodíky je v běžné průmyslové výrobě normálně prováděna v širokém měřítku. Tento postup se provádí za účelem výroby různých chemických sloučenin, které mohou být buďto konečnými produkty, nebo mohou být použity jako meziprodukty při výrobě jiných cenných průmyslových chemických látek. Při jednom z nejvýznamnějších postupů alkylace aromatických uhlovodíků se používá jako katalyzátoru HF v kapalně fázi, přičemž tento postup je určen k výrobě alkylbenzenů, které se potom převedou na detergenty sulfonací a neutralizací. Tento postup je podrobně popsán v patentu Spojených států amerických č. 2 477 382, jehož autorem je A. H. Lewis, a v patentu Spojených států amerických č. 3 275 702, jehož autorem je T. Hutson Jr. V těchto patentech se uvádí postup frakční destilace produktu

2

odváděného z alkylační reakční zóny ve třech kolonách na frakční destilaci. V prvních dvou kolonách se odstraňuje zbytkový benzen a všechny další uhlovodíky, které mají bod varu pod požadovaným počátečním bodem varu produkovaného alkylátu. V poslední koloně se štěpí zbývající uhlovodíky na produkt z hlavy kolony, který obsahuje produkované monoalkylbenzeny, a na produkt ode dna kolony, který obsahuje těžké uhlovodíky, jako je například dialkylbenzen.

V upravené variantě tohoto postupu frakční destilace je zóna pro frakční destilaci tvořena čtyřmi kolonami, přičemž první kolonou je kolona na stripování HF, ve které se odstraňuje v podstatě veškerý fluorovodík, HF, a malé množství benzenu z uhlovodíkové fáze, která opouští alkylační zónu. Tato stripovací kolona může být rovněž považována za součást alkylační zóny. Další varianta frakční zóny je uváděna v patentu Spojených států amerických č. 3 950 448, jehož autorem je P. A. Witt. Při provádění tohoto postupu jsou stripovací kolona a benzenová kolona spojeny, přičemž benzen je odváděn jako boční produkt první ze třech použitých kolon. Zbývající dvě kolony pracují za podtlaku, jak je to běžně používáno pro frakční destilaci vysokovroucích látek,

jako jsou například alkylbenzeny. Jak parafinovaný proud, tak i proud alkylovaných detergentů jsou odváděny jako boční proudy z následujících dvou kolon.

Výhodné uspořádání alkylační zóny je uvedeno v patentu Spojených států amerických č. 3 494 971, jehož autorem je E. R. Fenske. Výhodný způsob spojení provádění operací v alkylační reakční zóně a v dehydrogenační zóně pro normální parafiny je uveden v patentu Spojených států amerických č. 3 484 498, jehož autorem je R. C. Berg.

Uvedený vynález se týká způsobu získávání alkylaromatických uhlovodíků, při kterém se do kontaktu uvádí první nástříkový proud obsahující C_{11} až C_{15} uhlovodíkovou směs olefinů a parafinů s druhým nástříkovým proudem obsahujícím benzen a s alkylačním katalyzátorem obsahujícím HF , což se provádí v alkylační zóně za podmínek promotujících alkylaci, za vzniku proudu odváděného z alkylační zóny, který obsahuje směs monoalkylovaných benzenů, dialkylovaných benzenů a vedlejších alkylačních reakčních produktů s vysokým bodem varu, přičemž se dále odděluje recyklový proud bohatý na benzen a získává se proud produktu s vysokou čistotou monoalkylovaných benzenů frakční destilací proudu odváděného z alkylační zóny za pomoci frakční zóny s více kolonami.

Podstata tohoto postupu podle vynálezu spočívá v tom, že se v uvedené frakční zóně vede zpracováváný proud, který obsahuje monoalkylované benzeny, dialkylované benzeny a ostatní vedlejší reakční produkty s vysokým bodem varu, do prvního mezilehlého bodu první frakční kolony pracující za podtlaku, a z první frakční kolony se odvádí proud ode dna kolony, který obsahuje vedlejší reakční produkty s vysokým bodem varu, dialkylované benzeny a monoalkylované benzeny, do druhé frakční kolony, která pracuje za podtlaku. Z uvedené první frakční kolony se v místě výše položeného druhého mezilehlého prostoru odvádí boční proud, který je bohatý na monoalkylované benzeny, a uvedený boční proud se rozděluje na přinejmenším první podíl, který je odváděn jako proud produktu z uvedeného postupu, a na druhý podíl, který se vede do druhé frakční kolony do místa, které leží nad umístěním přívodu proudu ode dna první frakční kolony do druhé frakční kolony.

Z uvedené druhé frakční kolony se odebírá parní proud z hlavy této kolony, který obsahuje monoalkylované benzeny, a vede se do první frakční kolony v místě nad uvedeným prvním mezilehlým prostorem v místě třetího mezilehlého prostoru, a z druhé frakční kolony se odebírá ode dna proud obsahující dialkylované benzeny, který se odvádí z uvedeného procesu.

Ve výhodném provedení podle uvedeného vynálezu se boční proud z první frakční

kolony rovněž rozděluje na třetí podíl, který obsahuje monoalkylovaný benzen, a který se vede do první frakční kolony v místě, které leží nad uvedeným druhým mezilehlým prostorem. Rovněž je výhodné jestliže proud ode dna druhé frakční kolony rovněž obsahuje vedlejší alkylační reakční produkty o vysokém bodu varu, jiné než dialkylované benzeny, které jsou obsaženy v proudu odváděném z alkylační zóny.

Postup podle uvedeného vynálezu využívá specifického uspořádání řady frakčních destilací k získání konečného produktu, kterým je alkylbenzen, ze směsi nízkovroucích a vysokovroucích uhlovodíků, s kterými je tento produkt odváděn z alkylační reakční zóny. Při použití tohoto postupu, využívajícího řady frakčních destilací se sníží množství produkovaných monoalkylovaných aromatických látek, které se ztrácí jako součást proudu obsahujícího těžký vedlejší produkt (produkt s vysokým bodem varu), který je odváděn z frakční zóny. Zvýšeného výtěžku je při tomto postupu dosahováno jednoduchým způsobem, při kterém se dále frakčně destiluje proud ode dna první frakční kolony, ve které se získává produkovaný alkylát, aniž by bylo nutno se uchýlit k použití zvýšených teplot.

Obecně vzato je možno postup podle uvedeného vynálezu, který je určen pro výrobu alkylaromatických uhlovodíků, charakterizovat jako postup, který zahrnuje stupeň, při kterém se do kontaktu uvádí první nástříkový proud obsahující C_{11} až C_{15} uhlovodíkovou směs olefinických parafinů, s druhým nástříkovým proudem, který obsahuje alkylovatelný aromatických uhlovodík a s alkylačním katalyzátorem v alkylační zóně, ve které je postup prováděn za podmínek promotujících alkylaci, přičemž vzniká proud odváděný z alkylační zóny, který obsahuje směs monoalkylovaných aromatických uhlovodíků, dialkylovaných aromatických uhlovodíků a vedlejších alkylačních reakčních produktů s vysokým bodem varu. Tento proud odváděný z alkylační zóny se zpracovává ve frakční zóně s více kolonami, přičemž se oddělí recyklový proud bohatý na aromatické uhlovodíky a proud bohatý na parafiny, odváděný zpět do alkylační zóny, a proud produktu, tzn. proud obsahující monoalkylované aromatické uhlovodíky, se zpracovává v dalších kolonách následujícím způsobem:

— proud získaný shora uvedeným způsobem a obsahující monoalkylovaný aromatický uhlovodík, dialkylovaný aromatický uhlovodík a další vedlejší produkty reakce s vysokým bodem varu, se vede do prvního mezilehlého prostoru (uvažováno ode dna kolony) v první frakční koloně, která pracuje za podtlaku,

— proud ode dna této první frakční kolony, který obsahuje vedlejší reakční pro-

dukty s vysokým bodem varu. dialkylované aromatické uhlovodíky, a monoalkylované aromatické uhlovodíky, se odvádí z první frakční kolony a vede se do druhé frakční kolony, která pracuje za podtlaku,

— boční proud, který obsahuje monoalkylované aromatické uhlovodíky, se odvádí z první frakční kolony z výše položeného druhého mezilehlého prostoru (uvažováno ode dna kolony),

— tento boční proud z první frakční kolony se rozděluje na přinejmenším první podíl, který je odváděn jako produkční proud z tohoto postupu podle vynálezu, a druhý podíl, který je veden do druhé frakční kolony v místě, které leží nad umístěním přívodu proudu ode dna první frakční kolony do druhé frakční kolony,

— z druhé frakční kolony se odvádí první proud z hlavy kolony, který obsahuje monoalkylované aromatické uhlovodíky, a odvádí se do první frakční kolony do místa třetího mezilehlého prostoru, které leží nad umístěním prvního mezilehlého prostoru, a

— z druhé frakční kolony se odvádí proud ode dna kolony, který obsahuje dialkylované aromatické uhlovodíky a odstraňuje se z procesu.

Jednou z nejdůležitějších průmyslově prováděných alkylačních reakcí je výroba alkylovaných aromatických uhlovodíků kvality detergentů. Tyto látky, často nazývané jako „detergentový alkylát“, se běžně vyrábí reakcí benzenu s olefinickými uhlovodíky, které obsahují od 7 do 20 atomů uhlíku v molekule. Detergentový prekursor o lepší kvalitě běžně vzniká z olefinických uhlovodíků, které obsahují asi 10 až 15 atomů uhlíku v molekule. Detergenty vyráběné z těchto získaných aromatických alkylovaných aromatických uhlovodíků jsou klasifikovány buďto jako „měkké“, jestliže splňují určité požadavky na biodegradovatelnost, nebo jako „tvrdé“, jestliže jsou relativně nebiodegradovatelné. Měkké detergenty vznikají z monoolefinů s dlouhým řetězcem, jako olefinických reakčních složek. Výhodnou metodou výroby těchto olefinů je dehydrogenace odpovídajících normálních parafinů. Dehydrogenační zóna může být integrována s detergentovým alkylačním postupem, jako je to uváděno v patentech Spojených států amerických č. 3 413 373, 3 484 498 a 3 494 971. Tvrdé detergenty se získají z olefinů s rozvětveným řetězcem, jako jsou například propylenové tetramery produkované při katalyzovaném kondenzačním postupu. Použití měkkých detergentů se stává v poslední době rozšířenější, a proto bude postup podle uvedeného vynálezu popisován hlavně v souvislosti s výrobou měkkých detergentů. Rovněž je možno uvést, že HF je široce používaným alkylačním katalyzátorem, přičemž se rovněž ve výhodném provedení používá i v postupu podle uvedeného vynálezu. V popisu uvedeného vynálezu se z tohoto důvodu předpokládá po-

užití HF jako katalyzátoru. Postup podle uvedeného vynálezu je ale v podstatě technologickým postupem nebo oddělovacím postupem, který není specificky vázán na použití určitého katalyzátoru. V postupu podle uvedeného vynálezu je rovněž možno použít i pevných katalyzátorů, které obsahují jiné halogeny a/nebo syntetické materiály, jako jsou například zeolity.

Při provádění detergentových alkylačních postupů podle dosavadního stavu techniky se vyrábí alkylát, který opouští alkylační zónu, ve směsi s řadou uhlovodíků, do kterých náleží rovněž vedlejší reakční produkty s vysokým bodem varu. Tyto nežádoucí vedlejší reakční produkty vzniknou výsledkem oligomerizace dvou nebo tří nastříkovaných acyklických olefinů, dialkylací nastříkovaného aromatického uhlovodíku a reakcí dvou nebo více nastříkovaných aromatických uhlovodíků s jednoduchou jednotlivou molekulou nastříkovaného olefinu. Vznik velkého množství těchto vedlejších produktů je z tohoto důvodu možný. Tyto vedlejší produkty normálně snižují kvalitu detergentu. Z tohoto výše uvedeného důvodu je proto nezbytné oddělit produkovaný monoalkylaromatický uhlovodík od těchto ostatních uhlovodíků. Až dosud bylo toto oddělení prováděno podle dosavadního stavu techniky frakční destilací, přičemž bylo používáno postupů, které jsou uvedeny výše. Detergentový alkylátový produkt je těkavější než nežádoucí vedlejší reakční produkty s vysokým bodem varu. Při provádění postupů podle dosavadního stavu techniky se proto detergentový alkylát odebírá z frakční kolony jako boční proud nebo jako produkt z hlavy kolony a vedlejší produkty se odstraňují jako proud ode dna kolony. Ovšem v této souvislosti je nutno uvést, že ani požadovaný detergentový alkylát, ani těžké vedlejší produkty nejsou příliš těkavé. Kromě toho detergentový alkylát je citlivý na tepelnou degradaci. Podmínky pro frakční destilaci zahrnující podtlak musí být proto voleny tak, aby se dosáhlo vhodného oddělení aniž by nastala tepelná degradace v podstatné míře. Přesto není možno v běžně používaném postupu prováděném v typické provozní jednotce dosáhnout úplného vydělení produkovaného alkylátového detergentu, přičemž proud ode dna kolony, prostřednictvím kterého se odstraňují těžké vedlejší produkty, obsahuje malé, ale významné množství produkovaného detergentového alkylátu. Ke zpětnému získání tohoto produkovaného materiálu by bylo nutno ve frakčních postupech podle dosavadního stavu techniky použít tak extrémně nízkých tlaků a/nebo vysokých teplot ve vařáku, že při tomto oddělování by tyto podmínky nebyly průmyslově uskutečnitelné. Cílem uvedeného vynálezu je proto zlepšit zpětné získání monoalkylbenzenu při provádění tohoto alkylačního postupu, při kterém se rovněž vy-

rábí vedlejší produkty s vyšším bodem varu, včetně dialkylbenzenů.

Aromatickým uhlovodíkem, který je alkylován v postupu podle uvedeného vynálezu, je ve výhodném provedení benzen, ale je možno rovněž použít aromatických uhlovodíků s vyšší molekulovou hmotností. Vzhledem k výše uvedenému může být nastříkovaným aromatickým uhlovodíkem toluen, xylen, ethylbenzen, fenol, naftalen, atd. Nastříkovaný olefinický uhlovodík, který je spotřebováván při výrobě detergentového alkylátu, může obecně obsahovat od asi 7 do 20 atomů uhlíku v molekule. Tímto olefinickým uhlovodíkem může být tetramer propylenu nebo podobné látky. Ve výhodném provedení postupu podle uvedeného vynálezu se jako olefinický uhlovodík používá alifatických monoolefinů, které obsahují od 10 do 15 atomů uhlíku v molekule. V případě, kdy se tyto olefinické uhlovodíky vyrábí v dehydrogenačním stupni postupu, který je integrován s alkylačním postupem, potom se při běžném praktickém provádění tohoto postupu vede tato nerozdělená směs parafinu a olefinu, získaná jako proud vzniklý po provedení dehydrogenačního stupně, do alkylačního postupu jako nástřikový proud obsahující olefin. Toto se provádí v podstatě proto, že oddělování olefinů od parafinů se stejným počtem atomů uhlíku je velmi nákladné, přičemž přítomnost parafinů pro další postup je vhodná. Normální parafiny působí jako látky pohlcující teplo, které vzniká jako reakční teplo, a promotují monoalkylaci tím, že snižují celkovou koncentraci olefinu. Nastříkovaný proud, obsahující olefin, vedený do alkylačního postupu, může z výše uvedeného důvodu obsahovat od asi 0 do asi 90 molových procent parafinů s přímým řetězcem, které obsahují stejný počet atomů uhlíku v molekule jako olefinické uhlovodíky. Tyto relativně nereaktivní parafiny prochází alkylačním postupem v různých uhlovodíkových proudových fázích a eventuálně se oddělují od alkylátu frakční destilací a potom se recyklují do dehydrogenačního postupu.

Chemické reakce týkající se olefinických uhlovodíků, které jsou katalyzovány fluorovodíkem, probíhají obvykle velmi rychle. Za účelem snížení rozsahu olefinické polymerace a za účelem promotování výroby monoalkylovaného aromatického produktu se reakční složky běžně podrobují intenzivnímu míchání a protřepávání v prostoru počátečního kontaktování olefinického uhlovodíku a fluorovodíku v kapalně fázi. Požadovaným výsledkem je rovnoměrné rozpptýlení a dokonalé kontaktování uhlovodíkové fáze a fluorovodíkové fáze, přičemž snahou je rovněž předejít tvorbě míst s lokálními vysokými teplotami nebo s lokálními vysokými koncentracemi buďto olefinického uhlovodíku, nebo fluorovodíku. Počáteční

kontaktování reakčních složek a katalyzátoru se provede řadou různých způsobů.

Například je možno olefinické uhlovodíky nastříkovat na směs fluorovodíku a uhlovodíků prostřednictvím trysek a směs reakčních složek může být vedena do ejektorů při tak vysoké rychlosti proudu, která způsobí uvolnění a přimísení fluorovodíku. Samostatná reaktorová jednotka pro výrobu detergentového alkylátu je uvedena v patentu Spojených států amerických č. 4 134 734. V patentu Spojených států amerických č. 4 072 730 je popisován postup výroby detergentového alkylátu, při kterém se používá odstředivého čerpadla jako první reakční zóny vzhledem k možnosti dosáhnout intenzivního promísení v tomto čerpadle.

Alkylační zóna je ve výhodném provedení podle uvedeného vynálezu celkově uspořádána podobným způsobem jako to bylo již výše uvedeno v souvislosti s patentem Spojených států amerických č. 3 494 971. Při tomto uspořádání se do reaktoru zavádí dva nástřikové uhlovodíkové proudy a fluorovodík v kapalně fázi. Proud odváděný z tohoto reaktoru se vede do první usazovací zóny za účelem rozdělení na fluorovodíkovou fázi a uhlovodíkovou fázi. Oddělená fluorovodíková fáze se odvede a rozdělí na podíl vedený do regenerátoru a na podíl, který se vrací do reaktoru.

Oddělená uhlovodíková fáze se odvádí z první usazovací zóny a veden se do kontaktoru, který je někdy označován jako „druhý reaktor“, neboť do tohoto kontaktoru je veden pouze tento uhlovodíkový proud.

Fluorovodík vedený do kontaktoru je směsí nově regenerovaného fluorovodíku a fluorovodíku odváděného z druhé usazovací zóny, do které je přiváděn celkový podíl odváděný z tohoto kontaktoru.

Podíl fluorovodíku odváděný z druhé usazovací zóny je odváděn do reaktoru k nahrazení fluorovodíku odváděného k regeneraci. Uhlovodíková fáze, která se odvádí z druhé usazovací zóny se odvádí jako proud odváděný z alkylační zóny, ale ve výhodném provedení postupu podle uvedeného vynálezu se tento proud vede do stripovací kolony, ve které se rozpuštěný fluorovodík odstraňuje jako proud z hlavy kolony, přičemž určitý podíl nastříkovaného aromatického uhlovodíku se rovněž zpětně získává. Produkt ode dna této HF-stripovací kolony je proudem odváděným z alkylační zóny, který je zaváděn do frakční zóny uvedeného postupu.

Alkylační reakční zóna se udržuje za podmínek, které promotují alkylaci. Těmito podmínkami, které se označují jako „podmínky promotující alkylaci“, se v uvedeném popisu míní tlak dostačující k udržení reakčních složek a HF v kapalně fázi. Všeobecně je možno uvést, že rozmezí pracovních tlaků se pohybuje v rozmezí od asi 0,2 do 4,1

MPa. Teplotní rozmezí, které spadá do rozsahu těchto podmínek, je představováno teplotami od asi -20°C do asi 95°C , přičemž reakce se ve výhodném provedení podle uvedeného vynálezu provádí při teplotě v rozmezí od 15°C do 70°C . Objemový poměr HF k celkovému množství uhlovodíků, které vstupují do reaktoru se udržuje ve velmi širokém rozmezí, přičemž zahrnuje rozsah od asi 0,2 : 1 do asi 10 : 1. Ve výhodném provedení postupu podle uvedeného vynálezu je tento objemový poměr v rozmezí od 0,5 : 1 do 2 : 1. Za účelem snížení tvorby polyalkylovaných benzenů a ke snížení množství, resp. rozsahu olefinové polymery v reaktoru, se udržuje molový poměr benzenu k monoolefinu v místě počátečního kontaktu olefinu a kyseliny nad hodnotou 1 : 1, přičemž ve výhodném provedení postupu podle vynálezu je tento poměr nižší než 14 : 1. Obvyklé rozmezí tohoto poměru, používané v průmyslových poměrech, se pohybuje od 3 : 1 do asi 10 : 1.

Podmínky, které se udržují v kontaktoru jsou podobné podmínkám, které jsou udržovány v reakční zóně, ovšem jsou vhodné určité úpravy. Například je možno uvést, že vzhledem k tomu, že v podstatě veškerý olefin je ve výhodném provedení podle vynálezu spotřebováván v reaktoru, je nastříkovaný proud uhlovodíku do kontaktoru v podstatě prostý olefinů. To znamená, že vzhledem k výše uvedenému je bezpředmětné specifikovat nějaký poměr benzenu k olefinu. V kontaktoru je možno použít stejného tlakového rozmezí jako v reaktoru, ovšem ve výhodném provedení se zde používá vyšších teplot. Touto vyšší teplotou se míní to, že v kontaktoru je přinejmenším o 6 až 10°C vyšší teplota ve srovnání s teplotami v reaktoru. Všechny výše specifikované teploty se vztahují k průměrné teplotě kapalného proudu, který vstupuje do odpovídající zóny.

Poměr kyseliny ke katalyzátoru, který je udržován v kontaktoru je obvykle nízký, přičemž typická hodnota tohoto poměru je asi 1 : 1. Čistota kyseliny, která se používá v kontaktoru je ovšem vyšší. Toto je výhodné vzhledem k tomu, že se dosáhne vyšší účinnosti při použití kyseliny o větší čistotě při zpracovávání alkylátů. Toto zpracování spočívá v defluorování alkylátového produktu a v extrahování naftalenů a antracenů. Kyselina o vyšší čistotě se získá smícháním nově regenerované kyseliny s uhlovodíkovým proudem obsahujícím alkylát, který vstupuje do kontaktoru. Recyklovaná kyselina, která se používá v reaktoru, se odvádí ze druhé usazovací zóny a z tohoto důvodu obsahuje vyšší koncentraci uhlovodíkových znečištěnin o vysoké molekulové hmotnosti. Kyselina používaná v reaktoru obsahuje ve výhodném provedení postupu podle uvedeného vynálezu asi 85 až 92 % hmotnostních HF a obvykle je toto množství 90 % hmotnostních HF. Kyselina

používaná v kontaktoru obsahuje ve výhodném provedení postupu podle vynálezu více než 90 % hmotnostních HF a obvykle je toto množství v rozmezí od 93 do 94 % hmotnostních.

Proudy, které se odvádějí z reaktoru a z kontaktoru, jsou obvykle dokonalými směsmi uhlovodíků v kapalně fázi a fluorovodíku v kapalně fázi. Tyto složky mohou být ve formě pravé emulze. K rozdělení těchto uvedených dvou kapalných fází se obvykle vyžaduje značného časového intervalu, přičemž tyto odváděné proudy se z výše uvedeného důvodu vedou do usazovacích zón. Tyto dvě usazovací zóny se obvykle udržují na teplotě, která se upraví zavedením směsí HF a uhlovodíků odebíraných z předchozích zón. To znamená, že tyto teploty jsou v podstatě stejné jako teploty v předchozím reaktoru nebo kontaktoru. Toto stejné platí rovněž obvykle pro tlaky používané v usazovacích zónách po úpravě tlakových změn, které nastanou vzhledem k proudění kapaliny a vzhledem k výškovým rozdílům. Usazovací zóny mohou tímto způsobem sloužit jako kontrolní ventily a z tohoto důvodu pracují při poněkud sníženém tlaku. Tímto sníženým tlakem musí být tlak vyšší než atmosférický, přičemž tento tlak musí být dostatečný k udržení kapaliny v kapalném stavu. Doba zdržení jak kyseliny, tak uhlovodíkových fází v usazovacích zónách by měla být vyšší než 30 sekund, ale nižší než 30 minut.

Podle dosavadního stavu techniky je dostatečně dobře známa metoda regenerace kyseliny fluorovodíkové jako katalyzátoru. Informace o zařízení a o pracovních podmínkách, používaných při tomto procesu, je možno nalézt ve výše citovaných patentech a rovněž v patentech Spojených států amerických č. 3 721 720 a 3 975 164. Tato výše uvedená regenerace se obvykle provádí stripováním kyseliny za podmínek dostačujících k rozložení alkylfluoridů a za podmínek, kdy se získá parní proud z hlavy kolony, který obsahuje HF a stripovací médium. Vhodným stripovacím médiem je v tomto případě benzen, který je možno získat v tomto postupu.

Parní proud z hlavy kolony se vede do kondenzátoru, přičemž vzniklý kondenzát se ponechá rozdělit na kyselinovou fázi a na benzenovou fázi, která obsahuje rozpuštěný HF. Kyselinová fáze se odvádí jako regenerovaný proud HF do kontaktoru. Teplota kapaliny u dna, která se používá v koloně na regeneraci HF je nad asi 204°C .

Parní proud z hlavy kolony na regeneraci HF obsahuje fluorovodík v parní fázi a benzen nebo jiný aromatický uhlovodík, který se potom recykluje. Tato parní fáze obsahuje nízkou koncentraci znečišťujících složek s vysokým bodem varu, přičemž tyto složky je žádoucí odstranit z proudu HF v kapalně fázi, který se zavádí do kolony na

regeneraci fluorovodíku. Látky s vyšším bodem varu se koncentrují na relativně malý proud, který je odstraňován z kolony na regeneraci HF jako proud ode dna kolony. Aromatický uhlovodík, který je přítomný v parním proudu z hlavy kolony na regeneraci HF, pochází hlavně od refluxované kapaliny, zaváděné k hornímu konci této kolony. Malé množství aromatického uhlovodíku je rovněž rozpuštěno v kapalně fázi fluorovodíkového proudu, který se zavádí do kolony na regeneraci fluorovodíku. Refluxovaná kapalina se ve výhodném provedení odebírá ze zásobníku v hlavě kolony, ve kterém se shromažďuje kondenzovaný proud z hlavy kolony na stripování HF.

Při provádění tohoto postupu, jestliže se nastříkovaný proud vede do horního prostoru kolony, není nutno přivádět refluxní kapalinu k udržení výhodného provozu kolony k regeneraci fluorovodíku.

Jak již bylo shora uvedeno, uhlovodíková fáze, odebíraná ze druhé usazovací zóny je ve výhodném provedení postupu podle uvedeného vynálezu vedena do stripovací kolony, která je zde označována jako kolona na stripování fluorovodíku. Úkolem této kolony je zabránit pronikání fluorovodíku do následující frakční zóny. Obvyklé podmínky k provozování postupu v koloně na stripování fluorovodíku zahrnují teplotu parní fáze v hlavě kolony asi 120 °C při tlaku přibližně 250 kPa. Běžně se u této kolony nepoužívá vnějšího refluxu. Parní proud z hlavy této kolony na stripování fluorovodíku se obvykle kondenzuje chlazením na asi 37,78 stupně Celsia nebo na teplotu nižší.

Uhlovodíkový proud odváděný z alkylační zóny se vede do frakční zóny, ve které se produkovaný detergentový alkylát regeneruje. Tato frakční zóna je ve výhodném provedení postupu podle uvedeného vynálezu tvořena čtyřmi oddělenými frakčními kolonami, které jsou uspořádány a které pracují způsobem zobrazeným na přiloženém výkrese, který bude v dalším podrobně popsán. Ovšem je nutno uvést, že jsou možné četné úpravy tohoto oddělovacího postupu. Například je možno uvést, že první kolona, která je na přiloženém obrázku označena jako benzenová kolona, může oddělovat jak nastříkovaný aromatický uhlovodík, tak i normální parafiny od zbývajících uhlovodíků jako horní produkt, přičemž tyto dva uhlovodíky jsou potom navzájem oddělovány v jiné koloně. Frakční zóny produkují za určitých podmínek provozní proud, který obsahuje požadovaný monoalkylaromatický uhlovodík a vedlejší produkty s vyšším bodem varu.

Při provádění postupu podle uvedeného vynálezu se tento provozní proud dále rozděluje ve dvou vzájemně spojených vakuových kolonách. V obou těchto kolonách je ve výhodném provedení podle vynálezu použito vnitřního spodního vařáku, přičemž tyto kolony mají vnější refluxní systém. Pro-

vozní proud vstupuje do prvního mezilehlého prostoru první frakční kolony, uvažované ode dna této kolony. Termínem „mezilehlý prostor“, který je použit v tomto textu se míní prostor, neboli místo, které leží podél výšky kolony, a které je vzdáleno od obou konců přinejmenším dvěma reálnými patry nebo takové ekvivalentní náplní, která odpovídá těmto dvěma patrům. Ve výhodném provedení podle vynálezu se používá náplně, neboť se při tomto řešení dosahuje nižší tlakové ztráty při průchodu par kolonou. Tato první frakční kolona je navržena a pracuje tak, aby bylo dosaženo oddělení v podstatě veškerého podílu vstupujících uhlovodíků na proud ode dna kolony, který obsahuje pouze malé množství produkovaného monoalkylaromatického uhlovodíku, a na boční proud, který v podstatě neobsahuje vedlejší produkty alkylace s vysokým bodem varu. Tento boční proud se odvádí z horní části uvedené první frakční kolony z druhého mezilehlého prostoru, přičemž toto místo je ve výhodném provedení podle vynálezu odděleno od místa nástřiku vrstvou náplně.

Proud ode dna první frakční kolony se vede do spodní části druhé frakční kolony. Podíl bočního proudu z první frakční kolony se vede do horní části druhé frakční kolony ve formě vnějšího refluxu, přičemž mezi místy, ve kterých se do uvedené druhé frakční kolony přivádí tyto dva proudy, je uspořádána vrstva náplně. Tato druhá kolona je navržena a pracuje tak, aby bylo dosaženo rozdělení vstupujících uhlovodíků na malý proud ode dna druhé frakční kolony, který obsahuje malou koncentraci produkovaného monoalkylaromatického uhlovodíku, a na proud z hlavy druhé frakční kolony, který v podstatě neobsahuje vedlejší produkty o vysokém bodu varu. Ve výhodném provedení postupu podle uvedeného vynálezu obsahuje tento proud ode dna druhé frakční kolony méně než 5 molových procent monoalkylovaných aromatických uhlovodíků.

Parní proud z hlavy druhé kolony se vede do třetího mezilehlého prostoru první kolony, jako například těsně pod místo odvádění bočního proudu. Boční proud odebíraný z první frakční kolony v místě druhého mezilehlého prostoru je ve výhodném provedení podle vynálezu rozdělen na přinejmenším tři, a ve výhodném provedení na čtyři podíly. První podíl této kapaliny je odváděn jako proud produktu uvedeného postupu, přičemž druhý podíl je nastříkovaný do druhé frakční kolony. Třetí podíl je veden do horního prostoru první frakční kolony jako kondenzační reflux a čtvrtý podíl je veden do místa, které leží pod místem odvádění bočního proudu z prostoru první frakční kolony, přičemž funguje jako vnější reflux.

Pokud se týče navržených specifických

charakteristik reprezentativního detergentového alkylačního postupu, který je provozován v průmyslové praxi, je možno uvést, že provozní proud vedený do první vakuové kolony má teplotu asi 212 °C a průtokové množství tohoto proudu je asi 69 molů za hodinu. Těma vystupující z nejhořejšího konce náplně této kolony má tlak v rozmezí od asi 13 do asi 20 kPa, přičemž teplota tohoto proudu je přibližně 76 °C. Nejhořejší vrstva působí jako kontaktní kondenzátor. Podíl bočního kapalného proudu odebíraný z první vakuové kolony jako produkt má průtokové množství asi 66 molů za hodinu. Podíl bočního kapalného proudu vedený do druhé vakuové kolony má průtokové množství asi 19 molů za hodinu. Ochlazený podíl bočního kapalného proudu o hodnotě průtokového množství asi 128 molů za hodinu se nastříkává do první kolony v místě nad horní vrstvou náplně. Teplota kapaliny, která je zpracovávána ve spodním vářáku (to znamená proudící do spodního vářáku) v první koloně je asi 235 °C. Proud ode dna kolony o průtokovém množství asi 6 molů za hodinu se vede z první kolony do druhé kolony. Ode dna druhé frakční kolony se odvádí proud o průtokovém množství asi 3 moly za hodinu. Parní proud z hlavy druhé frakční kolony je odváděn s průtokovým množstvím asi 22 moly za hodinu, přičemž jeho teplota je přibližně 215 stupňů Celsia a absolutní tlak asi 27 kPa. Tento příklad je reprezentativním příkladem výhodného provedení postupu podle uvedeného vynálezu.

Vzhledem k výše uvedenému je možno postup podle uvedeného vynálezu charakterizovat jako postup výroby alkylaromatických uhlovodíků, který zahrnuje stupně kontaktování prvního nástřikového proudu, který obsahuje olefinický uhlovodík a odpovídající parafinický uhlovodík, s druhým nástřikovým proudem, který obsahuje benzen, a s kapalným fluorovodíkem v alkylační zóně, která pracuje za podmínek, které promotují alkylaci, za vzniku uhlovodíkového proudu, odváděného z alkylační zóny, který obsahuje parafinický uhlovodík, benzen, monoalkylovaný benzen a dialkylovaný benzen. Následuje oddělování benzenu v benzenové koloně, za vzniku provozního proudu, který obsahuje parafinický uhlovodík, monoalkylovaný benzen a dialkylovaný benzen, a dále oddělování parafinického uhlovodíku z tohoto provozního proudu v parafinové koloně, za vzniku provozního proudu, který obsahuje monoalkylovaný benzen a dialkylovaný benzen. Tento proud se odvádí do prvního mezilehlého prostoru první frakční kolony, která pracuje za podmínek frakční destilace, a ve které panuje podtlak, přičemž se odebírá z místa druhého mezilehlého prostoru této první frakční kolony boční proud, obsahující monoalkylovaný benzen, a tento boční proud se rozděluje přinejmenším na první podíl,

který je odváděn jako proud produktu a na druhý podíl, který se vede do horní poloviny druhé frakční kolony jako vnější refluks.

Ode dna první frakční kolony se odvádí proud, který obsahuje monoalkylovaný benzen a dialkylovaný benzen. Tento proud ode dna první kolony se vede do druhé frakční kolony, která pracuje za podmínek frakční destilace, a ve které panuje potlak. Ode dna druhé frakční kolony se odvádí spodní proud, který obsahuje dialkylovaný benzen a z hlavy této druhé frakční kolony se odvádí parní proud, který obsahuje monoalkylovaný benzen, přičemž se tento parní proud odvádí z hlavy druhé kolony do třetího mezilehlého prostoru v horní polovině první frakční kolony.

Produkovaný lineární alkylbenzen, získaný tímto způsobem podle vynálezu může být použit jako surový materiál nebo jako nástřik pro přípravu pravých detergentů nebo povrchově aktivních činidel. Detergenty vynikající kvality mohou být vyrobeny z alkylbenzenů tak, že se nejprve provede sulfonace za vzniku derivátu sulfonové kyseliny, přičemž tato operace se provede kontaktováním s činidlem jako je například oxid sirový SO_3 . Takto získaný derivát se potom neutralizuje odváděním tohoto derivátu do saponifikační zóny. Tato neutralizace zahrnuje smíchávání proudu odváděného ze sulfonačního reaktoru s vodným proudem, který obsahuje amoniak, hydroxid sodný nebo hydroxid draselný. Alkalická sloučenina neutralizuje sulfonovou kyselinu za vzniku sulfonátů, jako jsou například alkylaromatické monosulfonované soli sodíku, které jsou rozpustné ve vodě. Další informace o sulfonaci a saponifikaci je možno nalézt v mnoha běžných publikacích a dále například v patentu Spojených států amerických č. 4 036 875 a dále 4 240 978.

Produkovaný alkylát je možno podrobit dalším chemickým reakcím, přičemž se získají detergenty jiného typu. Například je možno uvést, že alkylát může být nitrován na formu mono-nitro derivátu, který je potom katalyticky redukován na monoamino substituovanou analogickou sloučeninu, jako je například alkylanilin nebo alkyltoluidin. Tento amín se potom kondenzuje s ethylenoxidem nebo propylenoxidem za účelem zavedení hydrofilní polyoxyalkylenové skupiny na aminový dusíkový atom. Tímto způsobem se získá polyoxyalkylovaný detergent, který obsahuje asi 10 až 30 oxyalkylenových jednotek v molekule. Tato kondenzace může být katalyzována přítomností alkalického katalyzátoru, jako je například hydroxid sodný.

Normální parafin, který je ve výhodném provedení podle vynálezu produkován v zóně frakční destilace, se ve výhodném provedení vede do zóny dehydrogenace parafinu za přítomnosti katalyzátoru. V této zó-

ně se parafiny ve směsi s vodíkem uvádějí do kontaktu s katalyzátorem při zvýšené teplotě, za vzniku přídavného nástřikového olefinického uhlovodíku. Ve výhodném provedení podle uvedeného vynálezu zahrnují dehydrogenační podmínky teplotu v rozmezí od asi 420 do asi 545 °C, tlak v rozmezí od asi 0,07 do asi 1,3 MPa, ve výhodném provedení podle vynálezu se hodnota tlaku pohybuje v rozmezí asi 0,2 MPa, a hodinovou prostorovou rychlost kapaliny v rozmezí od asi 10 do 36. Ve výhodném provedení podle vynálezu se v této fázi jako katalyzátoru použije platina, cín a chlor, které jsou naneseny na kuličkách aluminy, přičemž ovšem se může použít i jiných katalyzátorů. Recyklované parafiny společně s libovolnými parafiny, nástřikovanými v kterémkoliv místě tohoto postupu, se zahřejí na reakční podmínky a ve výhodném provedení se vedou jedním katalytickým ložem. Proud odváděný z katalytického lože se částečně kondenzuje a ponechá se k jednoduchému oddělení, přičemž se oddělí plyn bohatý na vodík, přičemž podíl tohoto plynu se vede se zbytkem do reaktoru jako recykl. Kondenzát se vede do stripovací kolony, ve které se všechny uhlovodíky, které mají menší počet atomů uhlíku v molekule než požadované nástřikované normální olefiny nebo olefin, odstraní jako produkt z hlavy kolony ve formě lehkého koncového proudu. Další detaily vhodných dehydrogenačních metod je možno nalézt v patentech Spojených států amerických č. 3 391 218, 3 448 165, 3 745 112 a 3 907 921. Katalyzátor a uspořádání dehydrogenační reakční zóny může být podle potřeby zvoleno z řady běžně dostupných typů katalyzátorů a reaktorů.

Na přiloženém výkrese je znázorněn zjednodušený průtokový diagram integrovaného postupu výroby lineárních alkylbenzenů z parafinů a benzenu. Tento diagram znázorňuje výhodné provedení postupu podle uvedeného vynálezu, přičemž nijak neomezuje rozsah vynálezu a nevylučuje z rozsahu uvedeného vynálezu další možné varianty řešení, které mohou být chápány jako samozřejmé a běžné modifikace tohoto postupu. Pokud se týče uvedeného obrázku, proud benzenu o vysoké čistotě vstupuje do procesu potrubím 1 a tento proud je smícháván s recyklovaným benzenovým proudem v potrubí 7 a s proudem, který obsahuje směs normálních parafinů a normálních olefinů, vedených prostřednictvím potrubí 2. Výsledná uhlovodíková směs se vede do alkylační zóny 4 potrubím 3. V alkylační zóně se uvádí do kontaktu uvedené reakční složky s alkylačním katalyzátorem za podmínek promotujících alkylaci, čímž se příznivě ovlivňuje výroba požadovaného alkylbenzenu. Tímto způsobem se vyrábí proud odváděný z alkylační zóny, přičemž tento uhlovodíkový proud je odváděn potrubím 5 a obsahuje nezreagovaný benzen,

relativně inertní parafinické uhlovodíky, požadovaný alkylbenzen a směs různých vedlejších reakčních produktů s vysokým bodem varu.

Proud odváděný z alkylační zóny se vede do benzenové kolony 6, která je tak označována proto, že zde vzniká proud z hlavy kolony, který je bohatý na obsah benzenu, a tento proud je recyklován prostřednictvím potrubí 7. Proud ode dna benzenové kolony se vede prostřednictvím potrubí 8 do parafinové kolony 9. Uhlovodíky, vstupující do parafinové kolony se rozdělí na horní produkt, který může být odváděn rovněž jako boční proud, a který je podle obrázku odváděn prostřednictvím potrubí 10, přičemž tento proud je bohatý na parafiny, které opouští alkylační zónu. Tyto parafiny jsou vedeny prostřednictvím potrubí 10 do dehydrogenační zóny 12, ve které se tyto uhlovodíky společně ve směsi s nástřikovanými parafiny obsahujícími 10 až 15 atomů uhlíku, tzn. C_{10} až C_{15} parafiny, přidávanými potrubím 11 uvádějí do kontaktu s dehydrogenačním katalyzátorem za podmínek promotujících dehydrogenaci, za účelem provedení konverze podstatného množství parafinů na odpovídající olefinický uhlovodík. Nepřevedené parafiny a produkované olefiny se neoddělují, ale vedou se do alkylační zóny prostřednictvím potrubí 2. Vodík a všechny lehké koncové podíly, produkované jako vedlejší produkty dehydrogenační reakce, se odvádějí potrubím 13.

Zbytek uhlovodíků, který vstupuje do parafinové kolony 9, se odvádí jako spodní proud prostřednictvím potrubí 14 do místa prvního mezilehlého prostoru, přičemž tento proud obsahuje směs požadovaného produkovaného monoalkylbenzenu a vedlejších produktů s vysokým bodem varu. Tato směs se vede do první frakční kolony 15. Tato kolona je udržována na podtlaku tak, že se vznikající páry odvádí za pomoci prostředku pro vytváření vakua prostřednictvím potrubí 16. Tato kolona je provozována za podmínek frakční destilace, které příznivě ovlivňují rozdělování vstupujících uhlovodíků na parní proud odváděný potrubím 16, boční proud odváděný potrubím 20 z místa druhého mezilehlého prostoru a spodní proud odváděný potrubím 17, který je bohatý na těžké neboli výševroucí vedlejší produkty, jako je například dialkylovaný benzen. První podíl bočního proudu se odvádí z procesu prostřednictvím potrubí 23 a 26 jako proud produktu z uvedeného postupu. Boční proud, který je odváděn potrubím 23 z místa druhého mezilehlého prostoru je rovněž rozdělován na druhý podíl, který je veden do horní část regenerační kolony, která je v tomto textu označována jako druhá frakční kolona 18, prostřednictvím potrubí 21 a na třetí podíl, který je veden do první frakční kolony prostřednictvím potrubí 24 poté, co byl ochlazen v prostřed-

ku 22 na výměnu tepla. Čtvrtý podíl bočního proudu je ve výhodném provedení tohoto uspořádání vrácen do uvedené první frakční kolony prostřednictvím potrubí 27 ihned pod místem odvádění bočního proudu z ořada druhého mezilehlého prostoru. V podstatě veškerý monoalkylbenzen, který vstupuje do regenerační kolony 13 je odváděn jako část par z hlavy kolony odváděných prostřednictvím potrubí 25 do horního třetího mezilehlého prostoru první frakční kolony 13. Tímto způsobem je vyráběn těžký alkylátový proud, odváděný potrubím 19 jako proud ode dna kolony, resp. regenerační kolony, který má mnohem niž-

ší koncentraci vyráběného monoalkylbenzenu, než je tomu u těžkého alkylátového proudu u postupů podle dosavadního stavu techniky.

Typické provedení postupu podle uvedeného vynálezu je možno ilustrovat s pomocí výše uvedeného a popsaného obrázku následujícími základními údaji, které se zde uvádějí jako příkladné provedení postupu podle uvedeného vynálezu. Tyto dále uvedené tabulky charakterizují postup podle vynálezu prováděný v průmyslovém měřítku, přičemž jednotlivé odkazy se vztahují na příložený a ve shora uvedeném textu popsaný obrázek.

Tabulka 1

Provozní podmínky postupu

HF-striper jako součást alkylační zóny:

páry z hlavy kolony	135 °C	3,80 kg/cm ²
zbytek v koloně	195 °C	4,01 kg/cm ²

Kolona 6:

páry z hlavy kolony	97,6 °C	0,70 kg/cm ²
nástřík	176,0 °C	0,84 kg/cm ²
zbytek v koloně	262,0 °C	1,05 kg/cm ²

Kolona 9:

páry z hlavy kolony	71,1 °C	3,33 kPa
nástřík	183,0 °C	8,93 kPa
pára odváděná do kondenzátoru	133,0 °C	4,66 kPa
zbytek v koloně	259,0 °C	15,73 kPa

Kolona 15:

páry z hlavy kolony	76,7 °C	1,33 kPa
nástřík	212,0 °C	3,99 kPa
pára odváděná do kondenzátoru	206,0 °C	1,99 kPa
kapalina v potrubí 20	184,0 °C	
kapalina v potrubí 24	54,4 °C	
zbytek v koloně	235,0 °C	5,99 kPa

Kolona 18:

pára z hlavy kolony	215,0 °C	2,66 kPa
nástřík	256,0 °C	4,66 kPa
kapalina v potrubí 21	184,0 °C	2,66 kPa
zbytek v koloně	279,0 °C	4,66 kPa

Tabulka č. 2

Složení jednotlivých proudů v kmol/hodinu

Nástřík:

benzen	32,96
cyklohexan	0,03
olefin/parafinová směs $C_{11}-C_{15}$	289,90

Recyklovaný proud:

benzen (z benzenové kolony 6)	146,80
cyklohexan	7,52
benzen/HF (z HF-stripovací kolony)	159,7
celkové množství do reaktoru	636,9
nástřík do HF-striperu	626,23

Nástřík do kolony 6:

n-parafiny	251,3
jiné než normální parafiny	11,9
aromatické látky	7,2
benzen	293,9
cyklohexan	15,1
LAB*	28,5
těžké zbytky	2,9
HF	15,6
odtah benzenu ke skladování	0,30

Nástřík do kolony 9:

n-parafiny	251,3
jiné než normální parafiny	11,9
aromatické látky	7,2
LAB*	28,5
těžké zbytky	2,9

Potrubí 10**:

n-parafiny	238,0
jiné než normální parafiny	11,2
aromatické látky	6,8

Potrubí 14:

LAB*	28,5
těžké zbytky	2,9

Potrubí 26:

LAB*	30,0
------	------

Potrubí 19:

těžký alkylát	1,4
---------------	-----

Rozložení LAB*:

C_{11} LAB	3,91
C_{12} LAB	8,58
C_{13} LAB	9,37
C_{14} LAB	6,05
C_{15} LAB	0,51
iso alkylly	0,70
tetralin/indany	0,89

*LAB — lineární alkylbenzen

** vnitřní ztráty 14,3 (zaplnění čerpadla, atd.), složení stejné jako v potrubí 10.

Tabulka č. 3

Reakční zóna

Vsázka:	kmol/h	°C	kg/cm ²
Uhlovodíky celkem	637	37,8	12,0
Kyselina celkem (HF)	8,640	27,0	9,24
Recirkulovaná kyselina	8,620	37,8	10,8
Kyselina k regeneraci	173		
Uhlovodíky do kontaktoru	623	37,8	7,8
Kyselina do kontaktoru	8,950	37,8	7,4
Uhlovodíky z 2. usazováku	626	37,8	6,6

PŘEDMĚT VYNÁLEZU

~~X~~ Způsob získávání alkylaromatických uhlovodíků, při kterém se do kontaktu uvádí první nástříkový proud obsahující C_{11} až C_{15} uhlovodíkovou směs olefinů a parafinů s druhým nástříkovým proudem obsahujícím benzen a s alkylačním katalyzátorem obsahujícím HF, což se provádí v alkylační zóně za podmínek promotujících alkylaci, za vzniku proudu odváděného z alkylační zóny, který obsahuje směs monoalkylovaných benzenů, dialkylovaných benzenů a vedlejších alkylačních reakčních produktů s vysokou teplotou varu, přičemž se dále odděluje recyklový proud bohatý na benzen a proud bohatý na parafiny, a frakční destilací proudu odváděného z alkylační zóny se za pomoci frakční zóny s více kolonami získává proud produktu s vysokou čistotou monoalkylovaných benzenů, vyznačující se tím, že se v uvedené frakční zóně vede zpracováváný proud, který obsahuje monoalkylované benzeny, dialkylované benzeny a ostatní vedlejší reakční produkty s vysokým bodem varu, do prvního mezilehlého bodu první frakční kolony, uvažováno od spodu kolony, která pracuje za podtlaku,

z první frakční kolony se odvádí proud ode dna kolony, který obsahuje vedlejší reakční produkty s vysokou teplotou varu, dialkylované benzeny a monoalkylované benzeny, a vede se do druhé frakční kolony, která pracuje za podtlaku,

z uvedené první frakční kolony se v mís-

tě výše položeného druhého mezilehlého prostoru odvádí boční proud, který je bohatý na monoalkylované benzeny,

uvedený boční proud, bohatý na monoalkylované benzeny, se rozděluje na přinejmenším první podíl, který je odváděn jako proud produktu z uvedeného postupu, a na druhý podíl, který se vede do druhé frakční kolony do místa, které leží nad umístěním přívodu proudu ode dna první kolony do druhé frakční kolony,

z uvedené druhé frakční kolony se odebírá parní proud z hlavy této kolony, který obsahuje monoalkylované benzeny, a vede se do první frakční kolony v místě nad uvedeným prvním mezilehlým prostorem v místě třetího mezilehlého prostoru, a

z druhé frakční kolony se odebírá ode dna proud obsahující dialkylované benzeny, který se odvádí z uvedeného procesu.

2. Způsob podle bodu 1, vyznačující se tím, že boční proud se rovněž rozděluje na třetí podíl, který obsahuje monoalkylovaný benzen, a který se vede do první frakční kolony v místě, které leží nad uvedeným druhým mezilehlým prostorem.

3. Způsob podle bodu 2, vyznačující se tím, že proud ode dna druhé frakční kolony rovněž obsahuje vedlejší alkylační reakční produkty o vysoké teplotě varu, jiné než dialkylované benzeny, které jsou obsaženy v proudu odváděném z alkylační zóny.

