



República Federativa do Brasil
Ministério do Desenvolvimento, Indústria
e do Comércio Exterior
Instituto Nacional da Propriedade Industrial

(21) **PI0806460-1 A2**

(22) Data de Depósito: 09/01/2008
(43) Data da Publicação: 06/09/2011
(RPI 2122)



(51) *Int.Cl.:*
C07C 15/085
B01J 21/16
C07C 2/70
C07C 7/148

(54) Título: PROCESSO PARA A ALQUILAÇÃO CATALÍTICA DE UM SUBSTRATO AROMÁTICO COM UM AGENTE DE ALQUILAÇÃO

(30) Prioridade Unionista: 12/01/2007 US 11/622937

(73) Titular(es): Uop LLC

(72) Inventor(es): Robert J. Schmidt

(74) Procurador(es): Momsen, Leonardos & Cia.

(86) Pedido Internacional: PCT US2008050616 de 09/01/2008

(87) Publicação Internacional: WO 2008/088997 de 24/07/2008

(57) Resumo: PROCESSO PARA A ALQUILAÇÃO CATALÍTICA DE UM SUBSTRATO AROMÁTICO COM UM AGENTE DE ALQUILAÇÃO. Um processo para a alquilação catalítica de um substrato aromático com um agente de alquilação é divulgado compreendendo contatar o substrato aromático e o agente de alquilação em zonas de alquilação sequenciais para obter um alquilaromático. O primeiro catalisador compreende zeólito UZM-8 e o segundo catalisador compreende beta zeólito. O processo é particularmente bem adaptado para a alquilação de benzeno com propileno para produzir cumeno.

“PROCESSO PARA A ALQUILAÇÃO CATALÍTICA DE UM SUBSTRATO AROMÁTICO COM UM AGENTE DE ALQUILAÇÃO”

CAMPO TÉCNICO

Um processo para produzir compostos aromáticos monoalquilados por alquilação é divulgado. Mais especificamente, uma alquilação altamente seletiva para a produção de cumeno e etilbenzeno é divulgada usando-se zonas de alquilação duplas com catalisadores diferentes.

FUNDAMENTOS

A alquilação de compostos aromáticos com uma olefina C_2 a C_4 e transalquilação de compostos polialquilaromáticos são duas reações comuns para a produção de compostos aromáticos monoalquilados. Os exemplos destas duas reações que são praticadas industrialmente para produzir cumeno (isopropilbenzeno) são a alquilação de benzeno com propileno e a transalquilação de benzeno e um diisopropilbenzeno (DIPB). A reação de alquilação forma cumeno e subprodutos comuns, tais como DIPBs e triisopropilbenzenos (TIPBs). DIPBs, TIPBs e alguns dos poliisopropilbenzenos superiores podem ser facilmente transalquilado por benzeno para produzir cumeno. Combinando-se alquilação e transalquilação em um processo pode-se, desta maneira, maximizar a produção de cumeno. Tais combinações podem ter duas zonas de reação, uma para alquilação e a outra para transalquilação ou uma zona de reação simples em que tanto a alquilação quanto a transalquilação ocorrem.

Uma variável operacional chave nas reações de alquilação e transalquilação que produzem um aromático monoalquilado é a razão molar de grupos arila por grupos alquila. O numerador desta razão é o número de mols de grupos arila que passam através da zona de reação durante um período especificado de tempo. O número de mols de grupos arila é a soma de todos os grupos arila, indiferente do composto em que o grupo arila deve acontecer. Na produção de cumeno, por exemplo, um mol de benzeno, um

mol de cumeno e um mol de DIPB, cada um contribui com um mol de grupo arila com a soma de grupos arila. O denominador desta razão é o número de mols de grupos alquila que tem o mesmo número de átomos de carbono como aquele do grupo alquila no aromático monoalquilado desejado e que passa
5 através da zona de reação durante o mesmo período de tempo especificado. O número de mols de grupos alquila é a soma de todos os grupos alquila e alquenila com o mesmo número de átomos de carbono como aqueles do grupo alquila no aromático monoalquilado desejado, independente do composto em que a alquila ou o grupo alquila deve acontecer, exceto que as parafinas não
10 estão incluídas. Na produção de cumeno, o número de mols de grupos propila é a soma de todos os grupos propila e propenila, independente do composto em que o grupo propila ou propenila deve acontecer, exceto que as parafinas, tais como propano, n-butano, isobutano, pentanos e parafinas superiores são excluídas da computação do número de mols de grupos propila. Por exemplo,
15 um mol de propileno e um mol de cumeno, cada um, contribui um mol de grupo propila com a soma de grupos propila, visto que um mol de DIPB contribui com dois mols de grupos propila e um mol de TIBP contribui com três mols de grupos propila. Hexilbenzeno e nonilbenzeno não contribui com mols de grupos propila. Uma outra variável operacional relacionada em
20 reações de alquilação para a produção de um aromático monoalquilado é a razão molar de substrato aromático por agente de alquilação e, na produção de cumeno o numerador desta razão molar são os mols de benzeno e o denominador são os mols de propileno.

Muitos catalisadores contendo zeólitos foram propostos e
25 usados para a alquilação e transalquilação de aromáticos. Independente se a reação é alquilação ou transalquilação, é de importância crucial que o catalisador zeolítico apresente não apenas a capacidade de realizar inicialmente suas funções especificadas, mas que este tenha a capacidade de realizá-las de maneira satisfatória por períodos prolongados de tempo. Os

termos analíticos usados na técnica para medir como um catalisador bem particular realiza suas funções pretendidas em um ambiente de reação de hidrocarboneto particular são atividade, seletividade e estabilidade. E para os propósitos de debate aqui, estes termos são convenientemente definidos para um dado estoque de carga como segue: (1) "atividade" é uma medida da capacidade do catalisador converter os reagentes de hidrocarbonetos em produtos em um nível de severidade especificado, quando o nível de gravidade mede as condições usadas –isto é, a temperatura, pressão, tempo de contato, concentração de reagentes e presença de diluentes, tais como parafinas; (2) "seletividade" refere-se à quantidade de produto desejado ou produtos desejados obtidos com relação à quantidade de reagentes carregados ou convertidos e (3) "estabilidade" refere-se à razão de mudança com o tempo dos parâmetros de atividade e seletividade -- obviamente, quanto menor a taxa envolvida mais estável o catalisador.

Em um processo para produzir cumeno, por exemplo, a atividade comumente refere-se à quantidade de conversão do propileno que acontece em um nível de gravidade especificado e é tipicamente medido pelo teor de olefina do efluente do reator de alquilação; a seletividade refere-se à quantidade de rendimento de cumeno, com relação à quantidade do propileno consumido que é obtido no nível de atividade ou gravidade particular e a estabilidade é tipicamente igualada à taxa de mudança com o tempo de atividade, como medido pela posição da temperatura máxima (devido à reação exotérmica) no leito de catalisador após um intervalo adequado de tempo.

Entretanto, quando um processo de alquilação contínuo é realizado para a produção de uma conversão de olefina constante, o nível de gravidade é continuamente ajustado ajustando-se à temperatura na reação de modo que a taxa de mudança de atividade encontra resposta na taxa de mudança de temperaturas de conversão enquanto mudanças na posição da

exotermia são costumeiramente tomadas como indicativo de estabilidade de atividade. Alternativamente, o catalisador adicional pode ser usado para compensar qualquer instabilidade de atividade, tal que a mudança na posição da exotermia é deixada proceder através do leito de catalisador sem mudar a

5 temperatura de reação até o tal tempo que a quebra da olefina ocorre. No período de quebra, a ação deve ser tomada para aumentara temperatura de operação para compensar a perda na atividade ou o catalisador deve ser regenerado para recuperar a atividade perdida. A estabilidade também é, frequentemente, igualada tipicamente à taxa de mudança dentro do tempo de

10 rendimento, como medido pelo rendimento de cumeno.

Consequentemente, um problema principal que os trabalhadores enfrentam nesta área da técnica de alquilação é o desenvolvimento de sistemas catalíticos seletivos que tem estabilidade de atividade e estabilidade de rendimento. Os zeólitos que foram propostos e/ou

15 usados para os aromáticos de alquilação incluem beta, UZM-8 e outros zeólitos incluindo Y, ZSM-5, PSH-3, MCM-22, MCM-36, MCM-49 e MCM-56. Em resposta à demanda da indústria de processamento de hidrocarboneto quanto à razões molares mais baixas de grupos arila por grupo alquila e utilização mais eficiente de olefinas de alimentação, processos melhorados

20 para a produção de alquilaromáticos são procurados.

SUMÁRIO DA DIVULGAÇÃO

Um processo para a alquilação catalítica de um substrato aromático com um agente de alquilação é divulgado compreendendo contatar o substrato aromático e o agente de alquilação em zonas de alquilação

25 sequenciais para obter um alquilaromático. O primeiro catalisador compreende zeólito UZM-8 e o segundo catalisador compreende beta zeólito. Este processo está fundamentado na descoberta que esta combinação de catalisadores de zeólito em uma configuração sequencial mostra melhoras surpreendentes na seletividade, atividade-estabilidade e seletividade-

estabilidade com relação à técnica anterior. O processo divulgado neste é particularmente bem adaptado para a operação em operação de severidade alta, incluindo razões molares mais baixas de grupos arila por grupo alquila e velocidades espaciais de agente de alquilação alta, bem como em concentrações de água mais altas.

Consequentemente, em uma forma de realização, o processo divulgado neste está direcionado à alquilação um estoque de alimentação aromático com um agente de alquilação. O estoque de alimentação aromático e o agente de alquilação são contatados com um primeiro catalisador que compreende zeólito UZM-8 em uma primeira zona de alquilação em primeiras condições de alquilação para obter um primeiro efluente. O primeiro efluente é contatado com um segundo catalisador que compreende beta zeólito em uma segunda zona de alquilação na segunda condição de alquilação para obter um segundo efluente que compreende um alquilaromático. Mais especificamente, o substrato aromático pode ser benzeno, a olefina pode ser etileno ou propileno e o alquilaromático pode ser etilbenzeno ou cumeno.

DESCRIÇÃO DETALHADA DAS FORMAS DE REALIZAÇÃO PRESENTEMENTE PREFERIDAS

O processo divulgado neste pode ser esperado ser aplicável, no geral, à alquilação de um substrato de alquilação com um agente de alquilação. O processo divulgado neste é mais especificamente aplicável à produção de um aromático de alquila por alquilação de um aromático de alimentação com uma olefina de alimentação. Embora o benzeno é o aromático de alimentação principal de interesse, aromáticos de alimentação, tais como benzenos substituídos por alquila, sistemas de anel condensado, no geral e seus derivados alquilados podem ser usados. Os exemplos de tais aromáticos são tolueno, etilbenzeno, propilbenzeno, diisopropilbenzeno e assim por diante; xileno, mesitileno, metiletilbenzeno, e assim por diante;

naftaleno, antraceno, fenantreno, metilnaftaleno, dimetil-naftaleno e tetralina. Quaisquer grupos alquila presentes como grupos substituintes no aromático de alimentação tipicamente contém de 1 a 8 átomos de carbono por grupo, preferivelmente de 1 a 4 átomos de carbono por grupo. Mais do que um

5 aromático de alimentação pode ser usado. O aromático de alimentação pode ser introduzido em um leito de catalisador de alquilação em uma ou mais correntes de alimentação aromáticas. Cada uma das correntes de alimentação aromáticas pode conter um ou mais aromáticos de alimentação. Além dos aromáticos de alimentação, as correntes de alimentação aromáticas podem

10 conter não aromáticos, que incluem mas não limitam-se aos hidrocarbonetos cíclicos saturados e insaturados que tem o mesmo, um mais ou um menos, número de átomos de carbono como o aromático de alimentação. Por exemplo, as correntes de alimentação aromáticas contendo benzeno também podem conter ciclopentano, cicloexano, cicloeptano, ciclopentenos,

15 cicloexenos ou cicloeptenos, bem como versões metiladas de qualquer um destes hidrocarbonetos ou misturas destes. A concentração de cada aromático de alimentação em cada uma das correntes de alimentação aromáticas pode variar de 0,01 a 100 % em peso. As fontes de benzeno, tolueno, xileno e/ou outros aromáticos de alimentação incluem correntes de produto das unidades

20 de reformação de nafta, unidades de extração aromáticas e complexos petroquímicos para a produção de para-xileno e outros aromáticos.

As olefinas de alimentação contendo de 2 a 6 átomos de carbono são os principais agentes de alquilação considerados para o processo divulgado neste. Os exemplos de tais olefinas incluem olefinas C_2 - C_4 , isto é

25 etileno, propileno, buteno-1, cis-buteno-2, trans-buteno-2, e isobuteno. Entretanto, as olefinas de alimentação tendo de 2 a 20 átomos de carbono podem ser usados eficazmente no processo divulgado neste. Mais do que uma olefina de alimentação pode ser usada. A olefina de alimentação pode ser introduzido em um leito de catalisador de alquilação em uma ou mais

correntes de alimentação olefínica. Cada corrente de alimentação olefínica pode conter uma ou mais olefinas de alimentação. Além das olefinas de alimentação, uma corrente de alimentação de olefina pode conter não olefinas, tais como parafinas que tem o mesmo número de átomos de carbono como a olefina. Por exemplo, uma corrente de alimentação de olefina contendo propileno também pode conter propano, enquanto uma corrente de alimentação de olefina contendo etileno também pode conter etano. A concentração de cada olefina em cada corrente de alimentação de olefina pode variar de 0,01 a 100 % em peso. As fontes de correntes de alimentação olefínica contendo misturas de olefinas incluem correntes de propano/propileno de FCC de refinaria, gases residuais de unidade de craqueamento de nafta, gases residuais de usina de gás e outras correntes de refinaria.

A configuração básica de um processo de alquilação aromática catalítica é conhecida na técnica. O aromático de alimentação e a olefina de alimentação são pré-aquecidas e carregadas a uma zona de alquilação contendo, no geral, de um a quatro reatores em série. Os meios de esfriamento adequados podem ser fornecidos entre os reatores para compensar o calor exotérmico da rede de reação em cada um dos reatores. Os meios adequados podem ser fornecidos a jusante de ou com cada reator para carregar o aromático de alimentação adicional, olefina de alimentação ou outras correntes (por exemplo, efluente de um reator, ou uma corrente contendo um ou mais polialquilbenzenos) a qualquer reator na zona de alquilação. Cada reator de alquilação pode conter um ou mais leitos de catalisador de alquilação. Os recipientes ou caixas que podem funcionar como reatores adequados são conhecidos na técnica. As configurações comuns de uma zona de alquilação incluem: um reator com quatro leitos de catalisador; dois reatores, cada um dos quais tem dois leitos de catalisador e um reator com quatro leitos de catalisador e um segundo reator com dois leitos de

catalisador. O número de reatores é, no geral, menor do que oito e o número de leitos de catalisador e um reator dado é, no geral, menor do que seis.

A primeira e a segunda zonas de alquilação respectivamente contém o primeiro e o segundo catalisadores de alquilação. Cada zona tipicamente compreende um reator separado, por exemplo, com a primeira zona de alquilação que compreende um primeiro reator e a segunda zona de alquilação compreendendo dois reatores subsequentes. Entretanto, é possível que as zonas de alquilação podem ser leitos separados em um recipiente ou caixa simples. Cada zona de alquilação pode compreender dois ou mais reatores com meios de esfriamento adequados ou meios para introduzir correntes fornecidas entre reatores. As zonas de alquilação segregadas também podem ser separadas por uma ou mais zonas de reação contendo um compósito de catalisador tendo uma composição diferente dos compósitos de catalisador do processo divulgado neste.

Preferivelmente, o primeiro catalisador compreende de 10 % a 90 %, preferivelmente de 50 % a 80 % e o segundo catalisador compreende de 10 % a 60 %, preferivelmente de 20 % a 50 %, da massa total do primeiro e segundo catalisadores em ambas as zonas de alquilação.

Os catalisadores estão contidos em um sistema de leito fixo ou um sistema de leito móvel com regeneração de catalisador contínua associada, desse modo, o catalisador pode ser continuamente retirado, regenerado e retornado aos reatores. Estas alternativas estão associadas com as opções de regeneração de catalisador conhecidas por aqueles habilitados na técnica, tal como: (1) uma unidade semi-regenerativa contendo reatores de leito fixo mantém a severidade da operação aumentando-se a temperatura, eventualmente fechando-se a unidade para a regeneração e reativação de catalisador; (2) uma unidade de reator de oscilação, em que reatores de leito fixo individuais são serialmente isolados pelas disposições de multiplicação assim como os catalisadores tornam-se desativados e o catalisador no reator

isolado é regenerado e reativado enquanto os outros reatores permanecem na corrente; (3) regeneração contínua de catalisador retirado de um reator de leito móvel, com reativação e retorno aos reatores do catalisador reativado como descrito neste ou: (4) um sistema híbrido com provisões semi-regenerativas e de regeneração contínua na mesma zona. A forma de realização preferida do processo divulgado neste é um sistema de semi-regenerativo de leito fixo. Em uma forma de realização do sistema semi-regenerativo de leito fixo, uma zona de alquilação UZM-8 de leito fixo é adicionado a uma unidade de processo de beta alquilação semi-regenerativa de leito fixo existente para processar as correntes a jusante da zona de beta alquilação e intensificar o rendimento, atividade-estabilidade e/ou estabilidade de rendimento obtida no sistema semi-regenerativo.

Um processo de conversão de hidrocarboneto mais amplamente praticado ao qual esta divulgação é aplicável é alquilação catalítica de benzeno com etileno para produzir etilbenzeno, a alquilação catalítica de benzeno com propileno para produzir cumeno e a alquilação catalítica de benzeno com buteno para produzir butilbenzeno. Embora o debate neste, referir-se-a ocasionalmente a um sistema de reação de etilbenzeno catalítico, o debate está, principalmente, em referência à sua aplicação a um sistema de reação de cumeno catalítico. Não é pretendido que este debate limite o escopo desta divulgação como apresentado nas reivindicações.

O catalisador usado na primeira das zonas de alquilação sequencial do processo divulgado neste contém um ou mais membros da família de aluminossilicato e zeólitos de aluminossilicato substituídos denominados UZM-8. US-B1-6,756,030, incorporados neste por referência, descreve UZM-8 e sua preparação e, portanto, não é necessário, neste, para descrever estes em detalhes. Resumidamente, os zeólitos UZM-8 são preparados em um meio de reação isento de alquila em que apenas uma ou

mais espécies de organoamônio são usadas como agentes direcionadores de estrutura. Neste caso, o zeólito cristalino microporoso (UZM-8) tem uma composição na forma as-sintetizada e em uma base anidra expressada pela fórmula empírica:



onde R é pelo menos um cátion de organoamônio selecionado do grupo que consiste de aminas protonadas, diaminas protonadas, íons de amônio quaternários, íons de amônio diquaternários, alcanolaminas protonadas e íons de alcanolamônio quaternizados. Os cátions de organoamônio são aqueles que são não cíclicos ou aqueles que não contém um grupo cíclico como um substituinte. Destes, aqueles que contém pelo menos dois grupos metila como os substituintes são especialmente preferidos. Os exemplos de cátions preferidos incluem, sem limitação DEDMA, ETMA, HM e misturas destes. A razão de R para (Al + E) é representada por "r" que varia de 0,05 a 5. O valor de "p" que é a valência de peso médio ponderado de R varia de 1 a 2. A razão de Si para (Al + E) é representada por "y" que varia de 6,5 a 35. E é um elemento que é tetraedricamente coordenado, está presente na estrutura e é selecionado do grupo que consiste de gálio, ferro, cromo, índio e boro. A fração em mol de E é representada por "x" e tem um valor de 0 a 0,5, enquanto "z" é a razão em mol de 0 a (Al + E) e é dado pela equação

$$z = (r \cdot p + 3 + 4 \cdot y) / 2$$

Os zeólitos UZM-8 podem ser preparados suando-se tanto cátions de organoamônio e cátions alcalinos e/ou cátions alcalinos terrosos como agentes direcionadores de estrutura. Como no caso isento de alcalino acima, os mesmos cátions de organoamônio podem ser usados aqui. Os cátions alcalinos ou alcalinos terrosos são observados acelerar a cristalização de UZM-8, frequentemente quando presentes em quantidades menores do que 0,05 M⁺/Si. Para os sistemas contendo metal alcalino e/ou metal alcalino terroso, o zeólito cristalino microporoso (UZM-8) tem uma composição na

forma as-sintetizada e, em uma base anidra expressada pela fórmula empírica:



onde M é pelo menos um cátion substituível e é selecionado do grupo que consiste de metais alcalinos e alcalinos terrosos. Os exemplos
5 específicos dos cátions M incluem, mas não limitam-se a lítio, sódio, potássio, rubídio, cério, cálcio, estrôncio, bário e misturas destes. Os cátions R preferidos incluem, sem limitação DEDMA, ETMA, HM e misturas destes. O valor de "m" que é a razão de M a (Al + E) varia de 0,01 a 2. O valor de "n" que é a valência média ponderada de M varia de 1 a 2. A razão de R a (Al +
10 E) é representada por "r" que varia de 0,05 a 5. O valor de "p" que é a valência média ponderada de R varia de 1 a 2. A razão de Si para (Al + E) é representada por "y" que varia de 6,5 a 35. E é um elemento que é tetraedricamente coordenado, está presente na estrutura e é selecionado do grupo que consiste de gálio, ferro, cromo, índio e boro. A fração de mol de E
15 é representada por "x" e tem um valor de 0 a 0,5, enquanto "z" é a razão em mol de 0 a (Al + E) e é dado pela equação

$$z = (m \cdot n + r \cdot p + 3 + 4 \cdot y) / 2$$

onde M é apenas um metal, então a valência média ponderada é a valência daquele metal, isto é +1 ou +2. Entretanto, quando mais do que
20 um metal M está presente, a quantidade total de

$$M_m^{n+} = M_{m1}^{(n1)+} + M_{m2}^{(n2)+} + M_{m3}^{(n3)+} + \dots$$

e a valência média ponderada "n" é dada pela equação:

$$n = \frac{m_1 \cdot n_1 + m_2 \cdot n_2 + m_3 \cdot n_3 + \dots}{m_1 + m_2 + m_3 \dots}$$

similarmente quando apenas um cátion R orgânico está presente, a valência média ponderada é a valência do cátion R simples, isto é +1 ou +2. Quando mais do que um cátion R está presente, a quantidade total
25 de R é dada pela equação.

$$R_r^{p+} = R_{r1}^{(p1)+} + R_{r2}^{(p2)+} + R_{r3}^{(p3)+}$$

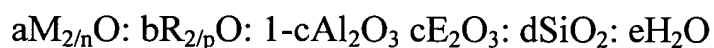
e a valência média ponderada "p" é dada pela equação

$$p = \frac{p_1 \cdot r_1 + p_2 \cdot r_2 + p_3 \cdot r_3 + \dots}{r_1 + r_2 + r_3 + \dots}$$

Os zeólitos cristalinos microporosos usados na primeira zona de alquilação do processo divulgado neste são preparados por uma cristalização hidrotérmica de uma mistura de reação preparada pela combinação de fontes reativas de R, alumínio, silício e, opcionalmente M e E. As fontes de alumínio incluem mas não limitam-se a alcóxidos de alumínio, aluminas precipitadas, metal alumínio, aluminato de sódio, aluminatos de organoamônio, sais de alumínio e sóis de alumina. Os exemplos específicos de alcóxidos de alumínio incluem, mas não limitam-se a orto sec-butóxido de alumínio e orto isopropóxido de alumínio. As fontes de sílica incluem, mas não limitam-se a tetraetilortosilicato, sílica coloidal, sílica precipitada, silicatos alcalinos e silicatos de organoamônio. Um reagente especial consiste de uma solução de aluminossilicato de organoamônio também pode servir como a fonte simultânea de Al, Si e R. As fontes dos elementos E incluem, mas não limitam-se a boratos alcalinos, ácido bórico, oxiidróxido de gálio precipitado, sulfato de gálio, sulfato férrico, cloreto férrico, nitrato de cromo e cloreto de índio. As fontes dos metais M incluem os sais de haleto, sais de nitrato, sais de acetato e hidróxidos dos metais alcalinos e alcalinos terrosos. R pode ser introduzido como um cátion de organoamônio ou uma amina. Quando R é um cátion de amônio quaternário ou um cátion de alcanolamônio quaternizado, as fontes incluem, mas não são limitados aos compostos de hidróxido, cloreto, brometo, iodeto e fluoreto. Os exemplos específicos incluem, sem limitação hidróxido de dietildimetilamônio (DEDMA), hidróxido de etiltrimetilamônio (ETMA), hidróxido de tetrametilamônio, hidróxido de tetraetilamônio, brometo de hexametônio, hidróxido de tetrapropilamônio, hidróxido de metiltriethylamônio, cloreto de DEDMA, cloreto de tetrametilamônio e cloreto de colina. R também pode ser introduzido como uma amina, diamina ou alcanolamina que subsequentemente

hidrolisa-se para formar um cátions de organoamônio cátion. Os exemplos são limitantes específicos são N,N,N',N'-tetrametil -1,6-hexanediamina, trietilamina e trietanolamina. As fontes preferidas de R sem limitação são ETMAOH, DEDMAOH e diidróxido de hexametônio (HM(OH)₂).

5 A mistura de reação contendo fontes reativas dos componentes desejados pode ser descrita em termos de razões molares dos óxidos pela fórmula:



onde "a" varia de 0 a 25, "b" varia de 1,5 a 80, "c" varia de 0 a 1,0, "d" varia de 10 a 100 e "e" varia de 100 a 15000. Se alcóxidos forem
10 usados, é preferido incluir uma etapa de destilação ou evaporativa para remover os produtos de hidrólise alcoólica. A mistura de reação é agora reagida em uma temperatura de 85° C a 225° C (185 a 437° F) e preferivelmente de 125° C a 150° C (257 a 302° F) por um período de 1 dia a 28 dias e preferivelmente por um período de 4 dias a 14 dias em um recipiente
15 de reação selado sob pressão autógena. Após a cristalização estar completa, o produto sólido é isolado da mistura heterogênea por meios, tais como filtração ou centrifugação e depois lavada com água deionizada e secada em ar em temperatura ambiente até 100° C (212° F).

Um zeólito de aluminossilicato UZM-8, que é obtido do
20 processo descrito acima, é caracterizado por um padrão de difração em raio x, tendo pelo menos os espaçamentos d e ajustes de intensidade apresentados na Tabela 1 abaixo:

Tabela 1

Espaçamentos d e Intensidades Relativas para UZM-8 as-sintetizado

2-θ	d(Å)	I/I ₀ %
6,40 - 6,90	13,80 - 12,80	w - s
6,95 - 7,42	12,70 - 11,90	m - s
8,33 - 9,11	10,60-9,70	w - vs
19,62 - 20,49	4,52 - 4,33	m - vs
21,93 - 22,84	4,05 - 3,89	m - vs
24,71 - 25,35	3,60 - 3,51	w - m
25,73 - 26,35	3,46 - 3,38	m - vs

As composições de UZM-8 são estáveis a pelo menos 600° C (1112° F) (e usualmente pelo menos 700° C (1292° F)). As linhas de difração características associadas tipicamente com amostras de UZM-8 calcinadas são mostradas abaixo na Tabela 2. A forma as-sintetizada de UZM-8 é expansível com cátions orgânicos, indicando uma estrutura em camadas.

Tabela 2

Espaçamentos d e Intensidade Relativa para UZM-8 Calcinado

2- θ	d(Å)	I/I ₀ %
4,05 - 4,60	21,80 - 19,19	w - m
7,00 - 7,55	12,62 - 11,70	m - vs
8,55 - 9,15	10,33 - 9,66	w - vs
12,55 - 13,15	7,05 - 6,73	w
14,30 - 14,90	6,19 - 5,94	m - vs
19,55 - 20,35	4,54 - 4,36	w - m
22,35 - 23,10	3,97 - 3,85	m - vs
24,95 - 25,85	3,57 - 3,44	w - m
25,95 - 26,75	3,43 - 3,33	m - s

Um aspecto da síntese de UZM-8 que contribui com algumas de suas propriedades únicas é que este pode ser sintetizado a partir de uma solução homogênea. Nesta química, os precursores de aluminossilicato solúveis condensam-se durante a digestão para formar cristalitos extremamente pequenos que têm uma grande porção de área de superfície externa e caminhos de difusão curtos dentro dos poros dos cristalitos. Isto pode afetar tanto as propriedades de absorção quanto catalíticas do material.

As-sintetizado, o material de UZM-8 conterá algum dos cátions de equilíbrio de carga em seus poros. No caso de síntese de misturas de reação contendo metal alcalino ou alcalino terroso, alguns destes cátions podem ser cátions substituíveis que podem ser trocados por outros cátions. No caso de cátions de organoamônio, estes podem ser removidos por aquecimento sob condições controladas. Nos casos onde o UZM-8 é preparado em um sistema isento de alcalino, os cátions de organoamônio são melhor removidos pela calcinação controlada, desta maneira gerando a forma ácida do zeólito sem qualquer intervenção de etapas trocadoras de íons. As

condições de calcinação controladas incluem as condições de calcinação descritas neste abaixo para o catalisador de compósito e estas podem ser, algumas vezes, possivelmente desejáveis para realizar a calcinação controlada do zeólito após o zeólito ser combinado com um aglutinante. Por outro lado, algumas vezes, pode ser possível remover uma porção do organoamônio por intermédio da troca iônica. Em um caso especial de troca iônica, a forma de amônio de UZM-8 pode ser gerada por intermédio da calcinação da forma de organoamônio de UZM-8 em uma atmosfera de amônia.

O catalisador usado na primeira zona de alquilação do processo divulgado neste preferivelmente contém UZM-8 calcinado. A calcinação de UZM-8 causa mudanças, tais como no padrão de difração de raio x. O zeólito UZM-8 usado no catalisador usado no processo divulgado neste contém preferivelmente menos do que 0,1 % em peso, mais preferivelmente menos do que 0,05 % em peso e ainda mais preferivelmente menos do que 0,02 % em peso dos metais alcalinos e alcalinos terrosos.

O catalisador usado na segunda das zonas de alquilação sequencial do processo divulgado neste contém zeólito beta, que é bem conhecido por aqueles habilitados na técnica. Os zeólitos beta adequados incluem, mas não limitam-se à mistura de ocorrência natural dos três politipos, qualquer um dos três politipos ou qualquer combinação dos três politipos. Os zeólitos beta também incluem zeólito beta de pristina em que o íon H^+ foi pelo menos parcialmente substituiu o cátion metálico contido e o zeólito beta em que certas quantidades de cátions alcalinos, alcalinos terrosos ou metálicos foram introduzidos pela troca iônica. Várias modificações de zeólito beta também são adequadas para os propósitos desta divulgação. os zeólitos beta modificados adequados incluem, mas não limitam-se a, zeólito beta que foi modificado pelo tratamento com vapor e tratamento com íon de amônio e zeólito beta em que o íon H^+ foi pelo menos substituiu parcialmente o cátion metálico contido, com o zeólito beta sendo modificado pela

substituição isomórfica de alumínio por boro, gálio ou ferro. Acredita-se que os zeólitos adequados para o uso de acordo com esta divulgação também incluem os zeólitos que são sintetizados por métodos de preparação modificados, tais como, mas não limitados ao método de preparação que

5 compreende formar uma mistura de reação que compreende água, uma fonte de dióxido de silício, uma fonte de íons de fluoreto, uma fonte de cátions de tetraetilamônio e, opcionalmente, uma fonte de um óxido de um elemento trivalente. Um zeólito beta adequado para o uso na alquilação de acordo com sua divulgação é divulgado na US 5.723.710, cujas explicações são

10 incorporadas neste por referência. Este zeólito preferido é um zeólito beta modificado na superfície que resulta da lavagem ácida de um zeólito beta natural padronizado. As explicações da US 4.891.458; US 5.081.323 e US 5.522.984 também são incorporadas neste por referência.

Para o uso no processo divulgado neste, o zeólito usado em

15 cada uma ou ambas as zonas de alquilação sequencial é, preferivelmente, misturado com um aglutinante para a formação conveniente de partículas catalisadoras em uma proporção de 5 a 100 % em massa de zeólito e de 0 a 95 % em massa de aglutinante, com o zeólito preferivelmente compreendendo de 10 a 90 % em massa do compósito. O aglutinante deve ser preferivelmente

20 poroso, ter uma área de superfície de 5 a 800 m²/g e ser relativamente refratário às condições utilizadas no processo de conversão de hidrocarboneto. Os exemplos não limitantes de aglutinantes são aluminas, dióxido de titânio, zircônia, óxido de zinco, magnésia, bória, sílica-alumina, sílica-magnésia, óxido de cromo-alumina, alumina-bória, sílica-zircônia, etc.; sílica, gel de

25 sílica e argilas. Os aglutinantes preferidos são sílica e alumina amorfos, incluindo gama-, eta- e teta-alumina, com gama- e eta-alumina sendo especialmente preferidas.

O zeólito usado em cada uma ou em ambas as zonas de alquilação sequenciais, com ou sem um aglutinante, pode ser formado em

várias formas, tais como pílulas, grânulos, extrusados, esferas, etc. as formas preferidas são extrusados e esferas. Os extrusados são preparados por meios convencionais que envolvem mistura de zeólito antes ou após a adição de componentes metálicos, com o aglutinante e um agente peptizador adequado para formar uma massa homogênea ou uma pasta espessa tendo o teor de umidade correto para permitir a formação de extrusados com integridade aceitável para suportar a calcinação direta. A massa é então extrusada através de uma matriz para dar o extrusado formado. Uma multitude de formas extrusadas diferentes é possível, que inclui, mas não limita-se a, cilindros, folha de trevo, haltere e *polylobates* simétricos e assimétricos. Também está dentro do escopo desta divulgação que os extrusados ainda podem ser formados em qualquer forma desejada, tais como esferas, por quaisquer meios conhecidos na técnica.

As esferas podem ser preparadas pelo método de gota de óleo bem conhecido que é descrito na US 2.620.314, que é, desse modo incorporado neste por referência. O método envolve gotejar uma mistura de zeólito e, por exemplo, alumina sol e agente formador de gel em um banho de óleo mantido em temperaturas elevadas. As gotículas da mistura permanecem no banho de óleo até estas assentarem e formarem esferas de hidrogel. As esferas são então continuamente retiradas do banho de óleo e tipicamente submetidas aos tratamentos de envelhecimento específicos em óleo e uma solução amoniacal para ainda melhorar suas características físicas. As partículas envelhecidas e transformadas em gel são então lavadas e secadas em uma temperatura relativamente baixa de 50° a 200° C (122° a 392° F) e submetidas a um procedimento de calcinação em uma temperatura de 450° a 700° C (842° a 1292° F) por um período de 1 a 20 horas. Este tratamento causa a conversão do hidrogel à matriz de alumina correspondente.

O compósito de catalisador é secado em uma temperatura de 100° a 320° C (212° a 608° F) por um período de 2 a 24 ou mais horas e,

usualmente, calcinado em uma temperatura de 400° a 650° C (752° a 1202° F) em uma atmosfera de ar por um período de 1 a 20 horas. A calcinação em ar pode ser precedida pelo aquecimento do compósito de catalisador em nitrogênio na faixa de temperatura para a calcinação e manutenção do compósito de catalisado naquela faixa de temperatura de 1 a 10 horas.

O aglutinante usado no compósito de catalisador para a primeira zona de alquilação sequencial do processo divulgado neste preferivelmente contém menos metais alcalinos e alcalinos terrosos do que UZM-8 e, mais preferivelmente contém pouco ou nenhum metal alcalino e alcalino terroso. Portanto, o compósito de catalisador para a primeira zona de alquilação sequencial tem um teor de metais alcalinos e alcalinos terrosos menor do que aquele do zeólito UZM-8 usado na formação do compósito de catalisador, devido ao aglutinante que diminui efetivamente o teor de metais alcalinos e alcalinos terrosos do compósito de catalisador como um todo.

O catalisador usado na primeira zona de alquilação pode compreender não apenas o zeólito UZM-8 descrito acima mas também o beta zeólito descrito acima; entretanto o primeiro catalisador de alquilação preferivelmente compreende mais do zeólito UZM-8 do que o beta zeólito. Em uma outra alternativa, o catalisador usado na segunda zona de alquilação pode compreender não apenas o beta zeólito mas também o zeólito UZM-8; entretanto o segundo catalisador de alquilação preferivelmente compreende mais do beta zeólito do que o zeólito UZM-8. Quando cada catalisador contém mais do que mais do que um zeólito, o catalisador misto pode ser produzido misturando-se fisicamente os componentes de zeólito diferentes antes de formar as partículas de catalisador ou misturando-se fisicamente as partículas contendo um zeólito com outras partículas de catalisador contendo um outro zeólito. Um exemplo do método formador de preparar um zeólito misto é co-preparar os dois zeólitos, normalmente com um aglutinante para formar um material extrusável e depois extrusão das partículas que contém

ambos os zeólitos.

No processo divulgado neste, o primeiro catalisador de alquilação está preferivelmente localizado em uma posição para operar em uma concentração de olefina mais alta, uma velocidade espacial horária em peso de olefina ou ambos, em comparação com o segundo catalisador de alquilação. Portanto a olefina de alimentação é, preferivelmente introduzida na primeira zona de alquilação ou quando a olefina de alimentação é introduzida em tanto na primeira quanto na segunda zonas de alquilação mais olefina de alimentação é introduzida na primeira zona de alquilação do que na segunda zona de alquilação. A primeira zona de alquilação está preferivelmente localizada a montante, com respeito ao fluxo de hidrocarbonetos, da segunda zona de alquilação. Sem limitar-se a qualquer teoria particular, acredita-se que o zeólito UZM-8 é especialmente seletivo na produção do aromático monoalquilado desejado quando a concentração de olefina é relativamente alta.

A primeira e a segunda zona de alquilação são preferivelmente em uma disposição sequencial. Pelo menos uma porção do efluente da primeira zona de alquilação passa à segunda zona de alquilação. Em uma forma de realização, o efluente da segunda zona de alquilação passa para a separação do produto facilitando a recuperação do aromático monoalquilado. Tal separação do produto facilita no geral compreender uma ou mais zonas de fracionamento para as frações de recuperação a partir do segundo efluente. Por exemplo, em um processo cumeno a separação do produto facilita no geral a zona compreender uma coluna de fracionamento de benzeno para recuperar o benzeno não reagido para reciclar à zona de alquilação; uma coluna de fracionamento de cumeno para recuperar o produto do cumeno a partir de polialquilbenzenos mais pesados; uma coluna de fracionamento de polialquilbenzeno opcional para separar DIPBs e TIPBs a partir de outros componentes mais pesados. A separação do produto facilitado pode

compreender um despropanizador se as concentrações de propileno não reagido, propano, ou parafinas menos C_3 leve no segundo efluente da zona são altos o suficiente para justificar sua separação. A separação do produto facilita deste modo produzir uma fração que compreende aromático monoalquilado bem como outras frações, e algumas ou todas de pelo menos uma destas outras frações recuperadas a partir da separação das facilidades do produto podem ser recicladas à primeira zona de alquilação, a segunda zona de alquilação, ou ambas. Uma produção de cumeno, por exemplo, as frações recuperadas que são recicladas preferivelmente compreendem benzeno, poliiisopropilbenzenos, ou ambos. A não ser de outra maneira notado nesta especificação, o termo "porção" - quando descreve um processo corrente que refere-se a uma porção da alíquota da fração corrente ou uma diferente da corrente tendo uma composição diferente do que a corrente total a partir de que este foi derivado. Uma porção da alíquota da corrente é uma porção corrente que tem essencialmente as mesma composição como a corrente a partir de que esta foi derivado.

Em uma forma de realização, as duas zonas de alquilação estão em uma disposição sequencial, alimentação aromática e alimentação por olefina são carregados à primeira zona de alquilação, que contém o catalisador UZM-8. Uma porção da alíquota do efluente de alquilação da segunda zona de alquilação, que conter o catalisador beta, é reciclado à primeira zona de alquilação contendo o catalisador UZM-8. Pelo menos em teoria, a porção da alíquota do segundo efluente da zona podem ser reciclados em uma razão que é limitada apenas pelas considerações econômicas. Exceto pela porção da alíquota do segundo efluente da zona que é passado à jusante para a separação das facilidades do produto, um segundo efluente da zona é disponível para reciclar em quais quantidades a uma quantidade não limitada. Qualquer alimentação aromática ou alimentação por olefina no primeiro efluente da zona de alquilação é carregado pela segunda zona de alquilação. A

alimentação aromática adicional e/ou alimentação por olefina também pode ser carregado pela segunda zona de alquilação em um ponto à jusante da primeira zona de alquilação, mas preferivelmente nenhuma alimentação por olefina adicional é carregado pela segunda zona de alquilação.

5 Em uma outra forma de realização, as duas zonas de alquilação estão em uma disposição sequencial, uma coluna de alquilbenzeno na separação das facilidades do produto produz uma corrente funda, e esta corrente funda é reciclada à primeira zona de alquilação, que contém o catalisado UZM-8. A corrente funda da coluna de alquilbenzeno contém uma
10 concentração relativamente baixa de alquilbenzeno (por exemplo, cumeno) e uma concentração relativamente alta de polialquilbenzenos (por exemplo, DIPBs e TIPBs). Uma porção da alíquota do efluente da segunda zona de alquilação, que contém o catalisado beta, também pode ser reciclado à primeira zona de alquilação.

15 Em uma outra forma de realização, uma corrente de olefina é misturada com uma corrente de alimentação aromática e com uma porção de alíquota esfriada do efluente da primeira zona de alquilação. A mistura entra na primeira zona de alquilação e contata o catalisador que compreende zeólito UZM-8. O primeiro efluente da zona de alquilação divide-se em duas porções
20 de alíquota. Uma porção da alíquota passa à segunda zona de alquilação contendo o catalisador beta. A outra porção da alíquota da primeira corrente de efluente da zona de alquilação é esfriada pelo trocador de calor indiretamente com a água alimentada à caldeira para produzir vapor, e então combina-se para formar a mistura alimentada na primeira zona de alquilação.

25 Em uma outra forma de realização, dois reatores de alquilação estão em uma disposição sequencial, e cada reator contém dois leitos de zeólito do catalisador UZM-8 que também estão em uma disposição sequencial. A alimentação aromática é carregada ao primeiro leito no primeiro reator de alquilação e a alimentação por olefina é carregada a cada

um dos leitos. O efluente do primeiro reator de alquilação é esfriado em um trocador de calor e o fluxo pelo segundo reator de alquilação. O efluente do segundo reator de alquilação divide-se em duas porções de alíquota. Um fluxo da porção da alíquota a um reator de alquilação à jusante contém o catalisador beta. A outra porção da alíquota é esfriada em um trocador de calor e divide-se em duas porções de alíquota. Um fluxo da alíquota do primeiro reator de alquilação e um outro fluxo da porção da alíquota pela segunda zona de alquilação contendo o catalisador de zeólito beta.

Em uma outra forma de realização, dois reatores de alquilação estão em uma disposição sequencial, cada reator de alquilação contém um par de leitos do catalisador zeólito UZM-8, e cada um dos dois leitos em um par também estão em uma disposição sequencial. A alimentação aromática é carregada ao primeiro leito do primeiro reator de alquilação e alimentação por olefina é carregado a cada um dos leitos. O efluente do primeiro reator de alquilação é esfriado em um trocador de calor e fluxo pelo segundo reator de alquilação. O efluente do segundo reator de alquilação divide-se em duas porções de alíquota. Um fluxo da porção da alíquota a um reator de alquilação à jusante contendo o catalisador beta. A outra porção da alíquota é esfriada em um trocador de calor e divide-se em duas porções de alíquota. Um fluxo da porção da alíquota do primeiro leito do primeiro reator de alquilação e um outro fluxo da porção da alíquota do primeiro leito do segundo reator de alquilação.

Em uma outra forma de realização, um transreator de alquilação e um primeiro reator de alquilação estão em uma disposição sequencial. As entradas de polialquilbenzenos e benzeno qualquer transreator de alquilação adequado e qualquer contato adequado do catalisador de transalquilação, tal como os catalisador contendo Y para formar o alquilbenzeno. O efluente do transreator de alquilação é opcionalmente aquecido ou esfriado e o fluxo do primeiro reator de alquilação. O primeiro

reator de alquilação contém dois leitos do catalisador zeólito UZM-8 em uma disposição sequencial, e alimentação por olefina é carregada a cada leito. O efluente do primeiro reator de alquilação divide-se em duas porções de alíquota. Um fluxo da porção da alíquota por um segundo reator de alquilação contendo o catalisador de zeólito beta, e uma outra porção da alíquota é esfriado em um trocador de calor e fluxo do primeiro leito do reator de alquilação. O efluente do segundo reator de alquilação flui para a separação das facilidades do produto. Opcionalmente, uma porção da alíquota do segundo efluente do reator de alquilação pode ser reciclado ou ambos leitos do primeiro reator de alquilação e/ou pelo segundo reator de alquilação.

Em uma outra forma de realização, um reator de alquilação contém quatro leitos de catalisadores em uma disposição sequencial. A alimentação por olefina e alimentação aromática são carregadas do primeiro leito, que pode conter qualquer catalisador de alquilação adequado. O efluente do primeiro leito flui pelo segundo leito, que contém um catalisador zeólito UZM-8. A alimentação por olefina adicional é carregada pelo segundo leito. O efluente do segundo leito é carregado ao terceiro leito, que pode conter qualquer catalisador de alquilação adequado, tal como aquele descrito para o uso no primeiro leito. Opcionalmente, a alimentação por olefina adicional é carregada ao terceiro leito. O efluente do terceiro leito passa para um quarto leito contendo o catalisador de zeólito beta, e nenhuma olefina adicional é carregada ao quarto leito. O efluente do quarto leito é retirado a partir do reator de alquilação e divide-se em duas porções de alíquota. Um fluxo da porção da alíquota a um reator de alquilação à jusante ou para a separação das facilidades do produto, e uma outra porção da alíquota é esfriada em um trocador de calor e fluxo a um ou mais do leitos do reator de alquilação.

Em uma outra forma de realização, dois reatores de alquilação estão em uma disposição sequencial, o primeiro reator de alquilação contém um par de leitos do catalisador zeólito UZM-8, um segundo reator de

alquilação contém um par de leitos do catalisador de zeólito beta, e cada um dos dois leitos em um par também estão em uma disposição sequencial. A alimentação aromática é carregada no primeiro leito do primeiro reator de alquilação e a alimentação por olefina é carregada a cada um dos leitos no primeiro reator de alquilação. O efluente do primeiro reator de alquilação é esfriado em um trocador de calor e fluxo com a alimentação por olefina adicional pelo segundo reator de alquilação. O efluente do segundo reator de alquilação flui para a uma coluna de fracionamento, tal como um desetanizador ou um despropanizador ou um desbutanizador para remover os hidrocarbonetos mais leves a partir do segundo efluente do reator de alquilação. Estes hidrocarbonetos mais leves podem ser compostos de etano e mais leves quando produz etilbenzeno, propano e compostos mais leves quando produz cumeno, e butano e compostos mais leves quando produz butilbenzenos. A corrente funda desta coluna de fracionamento divide-se em duas porções de alíquota. Um fluxo da porção da alíquota para a separação das facilidades do produto. A outra porção da alíquota é opcionalmente esfriado em um trocador de calor e divide-se em duas porções de alíquota. Um fluxo da porção da alíquota do primeiro leito do primeiro reator de alquilação e um outro fluxo da porção da alíquota do primeiro leito do segundo reator de alquilação.

Opcionalmente, para cada uma das formas de realizações descritos neste, uma porção do efluente a partir da primeira zona de alquilação pode ser reciclado à primeira zona de alquilação, uma porção do efluente a partir da segunda zona de alquilação pode ser reciclado pela segunda zona de alquilação, e/ou uma porção do efluente a partir da segunda zona de alquilação pode ser reciclado à primeira zona de alquilação. Além disso, para cada forma de realização, uma coluna de fracionamento pode ser opcionalmente usado para recuperar a alimentação aromática, tal como benzeno, como uma corrente suspensa a partir de uma porção do primeiro

efluente da zona, uma porção do segundo efluente da zona, ou ambos para reciclar à primeira zona, a segunda zona, ou ambas as zonas. Preferivelmente, a alimentação aromática é introduzida pela segunda zona, de modo que a primeira zona opera em uma razão molar inferior dos grupos arila pelo grupo fenila do que uma segunda zona. Além disso, qualquer uma da alimentação por olefina divulgado neste, tal como etileno, propileno, ou butanos, e qualquer uma alimentação aromática, tal como benzeno, pode ser usado em qualquer forma de realização.

As condições de alquilação para uma primeira e a segunda zona de alquilação inclui uma razão molar dos grupos arila pelo grupo alquila de geralmente de 25 a 1. A razão molar pode ser menos do que 1, e é acreditado que a razão molar pode ser 0,75 ou menos. A razão molar dos grupos arila pelo grupo alquila pode ser o mesmo em ambos a primeira e a segunda zona de alquilação. Alternativamente a razão molar pode ser maior em uma segunda zona de alquilação do que na primeira zona de alquilação. Uma maior razão pode ser atingido por, por exemplo, introduzindo a alimentação aromática entre a primeira e a segunda zona de alquilação. Visto que a introdução da alimentação por olefina em uma zona de reação tende-se a diminuir esta razão molar, é preferida não adicionar a alimentação por olefina adicional entre a primeira e a segunda zona de alquilação ou pela segunda zona de alquilação. Entretanto, dando a necessidade para controlar o calor da reação e a temperatura delta que resulta a partir do processamento a uma alta concentração de olefina em uma baixa razão molar, pode ser necessário de um ponto de vista prático para distribuir a introdução da alimentação por olefina entre os vários leitos dos catalisadores de alquilação. Também visto que a introdução de aromáticos dialquilados ou aromáticos trialquilados em uma zona de alquilação pretende produzir os aromáticos monoalquilados (por exemplo, introduzindo DIPBs ou TIPBs em uma zona de reação de alquilação para a produção de cumeno) tende-se a diminuir esta

razão molar, é preferida que tais aromáticos polialquilados adicionais não ser pela segunda zona de alquilação.

5 Onde uma porção de um efluente da zona de alquilação é reciclado à mesma zona de alquilação, a razão do peso da porção reciclada do efluente entra na zona de alquilação por período de unidade com uma soma da entrada do peso da zona do catalisador de alquilação da alimentação aromática e a alimentação por olefina pelo período de unidade pode ser pelo menos 0,1, pelo menos 1,0, pelo menos 2,5, pelo menos 4,0, pelo menos 7,0, ou pelo menos 10,0. Esta razão é algumas vezes referidos neste como uma
10 razão para reciclar o efluente ou R/FF. Onde uma porção do segundo efluente da zona de alquilação é reciclado à primeira zona de alquilação, a razão do peso da porção reciclada do segundo efluente da zona de alquilação entra na primeira zona de alquilação pelo período de unidade com uma soma das entradas do peso da primeira zona de alquilação da alimentação aromática e a
15 alimentação por olefina pelo período de unidade pode ser pelo menos 0,1, pelo menos 1,0, pelo menos 2,5, pelo menos 4,0, pelo menos 7,0, ou pelo menos 10,0.

No geral, para uma dada razão molar do substrato de alquilação pelo agente de alquilação, especialmente um agente de alquilação
20 olefínico, a maior razão molar dos grupos arila ao grupo alquila na corrente de alimentação, o menor é o aumento na temperatura na zona de alquilação que ocorre como um resultado da reação de alquilação. As reações de alquilação são considerados ser moderadamente exotérmicas. Embora uma zona de alquilação, um reator de alquilação, e/ou um leito catalisador de alquilação
25 pode ter meios trocadores de calor indiretos para remover o calor como este é produzido, cada zona, reator, ou leito é preferivelmente adiabático, e deste modo a passagem da temperatura do corrente efluente é maior do que a entrada da temperatura dos reagentes. Um crescimento em R/FF, bem como um crescimento em uma razão molar dos grupos arila ao grupos alquila na

corrente de alimentação, aumenta uma quantidade dos grupos arila disponíveis para atuar como um local de calor na zona de alquilação e deste modo diminui a elevação da temperatura na zona de alquilação. Enquanto na prática o processo divulgado neste, a temperatura da alquilação apropriada

5 pode ser no geral a partir de 60° C (140° F) à temperatura crítica do substrato da alquilação, que pode ser 475° C (887° F) ou ainda maior, na entrada da temperatura na zona de alquilação é no geral a partir de 60° a 260° C (140° a 500° F), e preferivelmente a partir de 100° a 250° C (212° a 482° F). Embora a temperatura atingida que ocorre na zona de alquilação deve ser a partir de

10 10° a 190° C (18° a 342° F) dependendo do fluxo de massa total na zona de alquilação, a temperatura atingida é no geral a partir de 5° a 130° C (9° a 234° F), e preferivelmente a partir de 5° a 50° C (9° a 90° F).

Como previamente descrito, a temperatura atingida na zona de alquilação pode ser controlada pelo ajuste da razão molar dos grupos arila ao

15 grupo alquila na corrente de alimentação. A minimização da temperatura atingida ajuda a prevenir as temperaturas de passagem do alto reator, que causam reações secundárias indesejadas, tal como isomerização de cadeias secundárias aromáticas conduzindo por compostos tal como n-propilbenzeno e formação aromática pesada, para ocorrer. As altas temperaturas de

20 alquilação também podem causar vaporização de benzeno e o monoalquilaromático desejado (por exemplo etilbenzeno ou cumeno) na zona de alquilação. Em uma forma de realização do processo divulgado neste, a temperatura atingida na zona de alquilação pode ser controlado pela retirada de uma corrente efluente a partir da reação da zona de alquilação,

25 opcionalmente o esfriamento de uma porção do corrente efluente, e reciclando a porção esfriada corrente efluente à zona de reação.

A alquilação em ambas as zona de alquilação é preferivelmente realizada na fase líquida. Consequentemente, a pressão de alquilação preferivelmente são suficientemente altos para garantir pelo menos

uma fase líquida parcial. A faixa de pressão para as reações é usualmente a partir de 1379 a 6985 kPa(g) (200 a 1000 psi(g)), mais comumente a partir de 2069 a 4137 kPa(g) (300 a 600 psi(g)), e ainda mais comumente a partir de 3103 a 4137 kPa(g) (450 a 600 psi(g)). Preferivelmente, as condições de
5 alquilação são suficientes para manter o benzeno em uma fase líquida e são condições supercríticas para o propileno.

A velocidade espacial horária em peso (WHSV) de uma alimentação por olefina pode variar a partir de 0,01 a 8,0 h⁻¹. Como usado neste, a velocidade espacial horária em peso de um componente significa a
10 vazão em peso do componente por hora dividido pelo peso do catalisador, onde a vazão em peso do componente por hora e o peso do catalisador são nas mesmas unidades do peso. Preferivelmente, o WHSV de uma alimentação por olefina é maior na primeira zona de alquilação do que na segunda zona de alquilação. O WHSV de uma alimentação por olefina pode variar
15 preferivelmente a partir de 0,5 a 2,0 h⁻¹ na primeira zona de alquilação e a partir de 0,1 a 1,0 h⁻¹ na segunda zona de alquilação. O WHSV dos aromáticos é no geral a partir de 0,3 a 480 h⁻¹ em ambas as zonas de alquilação.

No contexto da alquilação aromática, a reação principal que ocorre na primeira e a segunda zona de alquilação é a alquilação da
20 alimentação aromática pela alimentação por olefina para produzir um aromático monoalquilado. Além disso, outras reações secundárias também podem ocorrer na primeira e/ou segunda zona de reação. Por exemplo, a alimentação aromática pode transalquilar com um polialquilado aromático para produzir o aromático monoalquilado. Também, o aromático
25 polialquilado pode ser alquilado com a alimentação por olefina. O corrente efluente de cada zona de reação deste modo pode conter aromático monoalquilado, aromático polialquilado que foi carregado à zona de alquilação ou foi pelo produto de uma reação secundária, alimentação aromática que foi carregada à zona de alquilação ou é pelo produto de uma

reação secundária, a alimentação por olefina em baixa concentração, e parafinas C_1 a C_3 .

Os exemplos seguintes ilustram o processo divulgado neste.

EXEMPLO 1

5 Uma mistura de reação aluminosilicato foi preparada na seguinte maneira. Uma porção de 7329,73 g de DEDMAOH (20 % aquosa) foi adicionada a um tanque. Uma porção de 804,38 g de Al (Osec-Bu)₃ (95 %+) foi adicionado ao tanque, e a solução resultante foi completamente misturada por 45 minutos. Uma quantidade de 2000 g de água deionizada foi
10 então adicionado à solução, seguido pela adição de uma porção de 2526,96 g de sílica precipitada (UltrasilTM VN SP3, 89 % de SiO₂). Uma solução seguinte de 126,69 g de NaOH dissolvido em 212,25 g de água deionizada foi preparada e adicionada à mistura de reação e a mistura de reação foi completamente misturada por 30 minutos. A mistura de reação foi então
15 transferida a um reator agitado por 19 L. O tanque foi enxaguado com 1000 g de água deionizada e o enxágue foi transferido ao reator e misturado em uma mistura de reação. A mistura de reação foi aquecida em 3 horas a 150° C e digerido a 150° C por 290 horas. Um produto sólido foi coletado pela filtração, lavado com água deionizada, e secado a 50° C. O produto isolado
20 foi identificado como UZM-8 pela análise de difração do raio X em pó. A análise elemental revela a composição do produto isolado para consistir as razões molares elementais de Si/Al = 11,77, Na/Al = 0,26, N/Al = 2,03, e C/N = 3,04. O produto isolado foi amônio trocador de íon usando uma solução trocadora de íon de 1 parte em peso de NH₄NO₃, 10 partes em água de água
25 deionizada, e 1 parte em peso do produto isolado a 75° C por 3 horas, e os sólidos foram coletados pela filtração. O amônio trocador de íon e a filtração foi repetida duas vezes mais, e o material de amônio trocador de íon triplo foi lavado com água deionizada e secado a 50° C. Uma amostra do material secado foi calcinado pelo aquecimento a 540° C e seguro naquela temperatura

por 2 horas na presença da corrente de nitrogênio, e então substituindo pela corrente de ar e seguro naquela temperatura por 14 horas. Depois disso a área da superfície BET foi observada ser 481 m²/g e o volume do microporo foi de 0,14 cm³/g. Uma outra amostra do material secado foi então formulado em um catalisador que compreende 70 % em peso de UZM-8 e 30 % em peso alumina. A extrusão foi feita usando HNO₃ peptizada por Al₂O₃ como um ligador e 3,0 % em peso com base no peso de UZM-8 e a alumina de celulose em pó de Solka-FIocTM (BW-40; International Fiber Corp., North Tonawanda, NY, USA) como um auxílio na extrusão para obter 1,6 mm (1/16 em) diâmetros extrusados. Os extrusados foram ativados em um forno silenciador pelo aquecimento a 538° C e seguro naquela temperatura por 1 hora na presença da corrente de nitrogênio, e então substituindo pela corrente de ar e seguro naquela temperatura por 15 horas. Este catalisador tem uma densidade de volume médio de 0,48 g/cm³. Este catalisador é denominado como Catalisador A.

Um catalisador de alquilação fresco que compreende 70 % em peso zeólito beta e 30 % em peso de ligador de alumina foi preparado e é denominado como o Catalisador B. Este catalisador tem uma densidade de volume média de 0,55 g/cm³. O zeólito beta para o Catalisador B foi preparado na mesma maneira substancialmente como descrito em US 5.522.984.

EXEMPLO 2

O procedimento experimental usado no teste dos catalisadores preparados por exemplo 1 foi como os seguintes. Um volume do catalisador a ser testado foi carregado em um reator cilíndrico, entretanto para o teste do carregamento empilhado do Catalisador A e B, a parte funda de 30 % do volume foi carregado com o Catalisador B e a parte superior 70 % do volume foi carregado com o Catalisador A. O reator foi equipado com uma termoligação em uma termo-reservatório localizado para medir as temperaturas em distâncias entre o comprimento do leito catalisador fixo. O

benzeno seco foi passado de maneira descendente através do reator a 260° C (500° F) e em um benzeno LHSV de 6,7 horas⁻¹ por 24 horas.

Subsequentemente, o fluxo do benzeno fresco foi ajustado e a temperatura de entrada do reator foi diminuída a uma temperatura de 50° C (90° F) abaixo a temperatura do leito médio da distância desejada (DABT) para as condições de teste inicial. Como usado neste, DABT significa uma temperatura calculada por plotagem da temperatura do leito catalisador versus a distância entre o leito catalisador, computar a área sob a curva a partir da entrada à passagem do leito catalisador, e dividindo a área pelo comprimento do leito catalisador. O propileno fresco foi introduzido no reator. Então uma porção do efluente do reator foi reciclado de modo que uma alimentação combinada do benzeno fresco, o propileno fresco, e o efluente do reator reciclado fluem ao reator. A temperatura de entrada do reator foi ajustada para manter o DABT desejado enquanto o efluente do reator foi submetido a amostra e analisado. Então a temperatura de entrada do reator e/ou a quantidade do efluente do reator reciclado foi ajustado, e o efluente do reator foi submetido a amostra novamente. Este processo foi repetido até as medições e amostras serem obtidos em todos do DABT desejados e razões de reciclagem do efluente (R/FF).

Uma temperatura dentro da leito catalisador aumentou como na alimentação que entra em contato com o catalisador devido à natureza exotérmica da reação. Às vezes durante um período em condições de teste, os perfis de temperatura (temperatura do leito versus a distância através do leito) foram plotados. A taxa da desativação do catalisador foi deixada ser a taxa de progressão destes perfis de temperatura através do leito. A posição de cada perfil de temperatura foi definido pelo final da zona ativa, que foi uma medição do final da temperatura atingida no perfil de temperatura. Em um perfil de temperatura, o final da zona ativa foi a distância no leito na interseção da extrapolação linear da parte linear da temperatura atingida e

uma linha horizontal na temperatura máxima do leito. Alguma desativação do catalisador ocorrido na duração que o desempenho de cada catalisador foi medido, e é acreditado que as taxas de desativação dos catalisadores não foram significativamente afetados pela diferença nas condições de operação entre os testes de cada catalisador.

Os DABTs foram entre 130° C (236°F) e 160°C (320°F) para os testes para o Catalisador A sozinho, 160°C (320°F) e 175°C (347°F) para os testes para o Catalisador B sozinho, e 150°C (302°F) e 175°C (347°F) para os testes do carregamento empilhado dos Catalisadores A e B. O propileno WHSV foi 2,03 h⁻¹ para os testes do Catalisador A sozinho, 1,88 h⁻¹ para os testes do Catalisador B sozinho, e 1,03 h⁻¹ para os testes do carregamento empilhado dos Catalisadores A e B (ou alternativamente 1,77 h⁻¹ para o Catalisador A e 2,48 h⁻¹ para o Catalisador B. A razão molar do benzeno fresco por propileno fresco para estes testes foi 2. O R/FF para estes testes foi 6. Por causa da razão molar dos grupos arila pelo grupo propila é essencialmente o mesmo na corrente de alimentação do reator combinado e o efluente da corrente do reator total, a razão molar dos grupos arila pelo grupo etila não é significativamente afetado pela reciclagem de qualquer porção do efluente da corrente do reator. Os resultados dos testes são mostrados na Tabela 3. Cada teste incluídos entre 600 horas da operação, e a seletividade total por cumeno e DIPB e TIPB, e as taxas de desativação, relatado na Tabela 3 são determinados durante as 525 horas finais da operação. A taxa da desativação média é computada a partir da localização do final da zona ativa após 50 horas da operação e a localização do final da zona ativa após 575 horas da operação.

Tabela 3

Catalisador	A	B	70 % A e 30 % B
[Instalação Pilot / Corrida N°.]	745/409	745/396	745/411
Seletividade, mol-%			
Cumeno + DIPB + TIPB	99,8 (faixa alta)	99,1 (faixa baixa)	100,0 (faixa ainda mais alta)
Taxa de desativação média, distância relativa / período de unidade	1,7 (médio)	8,9 (alto)	1 (baixo)

Estes dados mostram o resultado não esperado que o carregamento empilhado dos Catalisadores A e B tem uma seletividade por cumeno + DIPB + TIPB que é maior, e uma taxa de desativação média que é menor, do que do Catalisador A sozinho ou Catalisador B sozinho. Sem ser limitado por qualquer teoria particular, é acreditado que a combinação do Catalisador A (UZM-8) e Catalisador B (beta) fornece um efeito sinérgico. É acreditado que o Catalisador UZM-8 é instrumental no fornecimento da alta seletividade e que o catalisador beta é instrumental no fornecimento da taxa de desativação média sem adversamente afetar a alta seletividade.

EXEMPLO 3

Para demonstrar a robustez do carregamento empilhado dos Catalisadores A e B por condições diversas e adversas, o teste do carregamento empilhado foi continuado em várias condições de alquilação por uma 700 horas adicionais após o final do período relatado no Exemplo 2. De um lado a partir de um aumento incremental relativamente insignificante na desativação do catalisador, os desempenhos dos Catalisadores A e B no carregamento empilhado não foram significativamente afetados por esta operação adicional. Durante as 77 horas finais (Período I) desta operação adicional, as condições da operação do carregamento do catalisador empilhado foram revestidas na temperatura de entrada do reator de 109°C (228°F), um propileno WHSV de 1,03 h⁻¹, uma razão molar do benzeno fresco por propileno fresco de 2, e um R/FF de 6. A concentração da água na alimentação combinada (isto é, benzeno fresco, propileno fresco, e reciclagem do efluente do reator) foi menos do que 5 ppm em peso.

Para estimular o efeito de alta contaminação de água da alimentação, a água foi introduzida após o período para obter uma concentração de água na alimentação combinada de 150 ppm em peso por 62 horas (Período II). Enquanto a manutenção desta concentração alta de água na alimentação combinada, na entrada da temperatura foi apresentada a 113°C

(235°F) por 41 horas (Período III), então a 118°C (244°F) por 23 horas (Período IV), e então a 128°C (262°F) por 90 horas (Período V). Seguindo o período V, a instalação foi desligada sem descarga no catalisador. Antes para uma introdução do propileno de resumo ao reator, o benzeno tendo uma
5 concentração de água de 150 ppm em peso foi circulado através do carregamento empilhado do catalisador em uma temperatura elevada (isto é, entre 100°C (212°F) e 128°C (262°F) por mais do que 112 horas. A instalação foi restaurada na alimentação combinada tendo uma concentração de água de menos do que 5 ppm em peso, um propileno WHSV de 1,03 h⁻¹, uma razão
10 molar do benzeno fresco por propileno fresco de 2, e um R/FF de 6. A temperatura de entrada do reator foi apresentada a 128°C (262°F) por 14 horas (Período VI), então a 118°C (244°F) por 42 horas (Período VII), e então a 108°C (226°F) por 45 horas (Período VIII).

O desempenho do carregamento empilhado é mostrado na
15 Tabela 4. Estes dados indicam que o bom desempenho não esperado pode ser atingido com um carregamento empilhado de UZM-8 e catalisador beta, apesar de uma alta contaminação de água que causa uma grande gota na conversão de propileno a partir de 97 % a 75 % entre os períodos I e II. Pelo aumento da temperatura de entrada do reator a partir de 109°C (228°F) no
20 período II a 128°C (262°F) no período V, a conversão do propileno foi aumentado durante o período V antes de desligamento de 93 % ou próximo ao nível atingido durante o período I, sem uma diminuição significativa na seletividade total por cumeno e DIPB e TIPB ou um aumento significativo na seletividade por TIPB ou pelo produto nPB. Além disso, os dados após o
25 restante durante os períodos VI-VIII indicam que o efeito de contaminação da água pode ser anulado e o reator pelo retorno por uma alimentação relativamente seca, apesar da ocorrência de um desligamento de intervenção. Na entrada da temperatura foi diminuída a partir de 128°C (262°F) no período VI a 108°C (226°F) no período VIII, enquanto a manutenção 97 % da

conversão de olefina, 99,67 a 99,72 mol-% da seletividade por cumeno + DIPB + TIPB e enquanto a diminuição da razão nPB/cumeno por 132.

Tabela 4

Período	Entrada, °C (°F)	Água na alimentação combinada, ppm em peso	Conversão de propileno, mol-%	nPB/ Cumeno / ppm em peso / ppm em peso	Seletividade por cumeno+DIPB +TIPB, mol-%	Seletivid ade por TIPB, mol-%
I	109 (228)	<5	97	132	99,66	2,6
II	109 (228)	150	75	118	99,53	2,62
III	113 (235)	150	79	123	99,55	2,64
IV	118 (244)	150	85	148	99,57	2,63
V	128 (262)	150	93	186	99,59	2,74
VI	128 (262)	<5	97	200	99,72	2,1
VII	118 (244)	<5	97	160	99,7	2,41
VIII	108 (226)	<5	97	132	99,67	2,98

Enquanto apenas certas formas de realizações foram
5 apresentadas, as alternativas e modificações serão aparentes a partir da
descrição acima aqueles habilitados na técnica. Estas e outras alternativas são
consideradas equivalentes e dentro do espírito e escopo desta descoberta e
reivindicações anexas.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a alquilação catalítica de um substrato aromático com um agente de alquilação na primeira e segunda zonas de alquilação sequenciais, caracterizado pelo fato de que compreende:

- 5 a) contatar o substrato aromático e o agente de alquilação com um primeiro catalisador na primeira zona de alquilação para obter um primeiro efluente, em que o primeiro catalisador compreende um zeólito cristalino microporoso tendo uma estrutura em camada de unidades tetraédricas de AlO_2 e SiO_2 , e uma composição em uma base as-sintetizada e anidra expressa por uma fórmula empírica de:



- em que M é pelo menos um cátion substituível, "m" é a razão molar de M a (Al + E) e varia de 0 a 2, R é pelo menos um cátion de organoamônio selecionado do grupo que consiste de cátions de amônio quaternários, cátions de amônio diquaternários, aminas protonadas, diaminas protonadas, alcanaminas protonadas e cátions de alcanolamônio quaternizados, "r" é a razão molar de R a (Al + E) e tem um valor de 0,05 a 5,0, "n" é a valência média ponderada de M e tem um valor de 1 a 2, "p" é a valência média ponderada de R e tem um valor de 1 a 2, E é um elemento selecionado do grupo que consiste de gálio, ferro, boro, cromo, índio e misturas destes, "x" é a fração em mol de E e tem um valor de 0 a 1,0, "y" é a razão em mol de Si a (Al + E) e varia de 6,5 a 35 e "z" é a razão em mol de O a (Al + E) e tem um valor determinado pela equação:

$$Z = (m \cdot n + r \cdot p + 3 + 4 \cdot y) / 2;$$

- 25 e

b) contatar pelo menos uma porção do primeiro efluente com um segundo catalisador que compreende beta zeólito na segunda zona de alquilação para obter um segundo efluente que compreende um alquilaromático.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o substrato aromático é selecionado do grupo que consiste de benzeno, tolueno e um xileno.

5 3. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o agente de alquilação é uma monoolefina C_2-C_4 .

4. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o substrato aromático é benzeno, o agente de alquilação é propileno e o alquilaromático é cumeno.

10 5. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que as primeiras condições de alquilação na primeira zona de alquilação compreende uma razão molar de grupos arila ao grupo alquila de 0,75 a 3,0.

15 6. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que as primeiras condições de alquilação na primeira zona de alquilação compreende uma razão molar do substrato aromático ao agente de alquilação de 0,75 a 3.

20 7. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que as primeiras condições de alquilação na primeira zona de alquilação compreende uma velocidade espacial horária em peso do agente de alquilação de 1,0 a 3.

25 8. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o beta zeólito é um zeólito beta modificado na superfície é distinguido por ter energias de ligação 2p no alumínio da superfície como medido pela espectroscopia de fotoelétron de raio X, de pelo menos 74,8 elétron volts.

9. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o primeiro catalisador é distinguido por ter um padrão de difração de raio x tendo pelo menos uma base de espaçamento d e intensidades apresentadas na Tabela 1:

Tabela 1

2- θ	d(Å)	I/I ₀ %
6,40 - 6,90	13,80 - 12,80	w - s
6,95 - 7,42	12,70 - 11,90	m - s
8,33 - 9,11	10,60 - 9,70	w - vs
19,62 - 20,49	4,52 - 4,33	m - vs
21,93 - 22,84	4,05 - 3,89	m - vs
24,71 - 25,35	3,60 - 3,51	w - m
25,73 - 26,35	3,46 - 3,38	m - vs

10. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o contato na primeira zona de alquilação é realizado sob as primeiras condições de alquilação que compreende uma concentração de água de 1 a 20000 ppm em peso, com base no peso de hidrocarboneto passado na primeira zona de alquilação.

11. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o contato na segunda zona de alquilação é realizada sob as segundas condições de alquilação que compreendem uma concentração de água de 1 a 20000 ppm em peso, com base no peso de hidrocarboneto passado para a segunda zona de alquilação.

RESUMO

“PROCESSO PARA A ALQUILAÇÃO CATALÍTICA DE UM SUBSTRATO AROMÁTICO COM UM AGENTE DE ALQUILAÇÃO”

Um processo para a alquilação catalítica de um substrato aromático com um agente de alquilação é divulgado compreendendo contatar o substrato aromático e o agente de alquilação em zonas de alquilação sequenciais para obter um alquilaromático. O primeiro catalisador compreende zeólito UZM-8 e o segundo catalisador compreende beta zeólito. O processo é particularmente bem adaptado para a alquilação de benzeno com propileno para produzir cumeno.