

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 728 477**

51 Int. Cl.:

C07C 2/66 (2006.01)

C07C 15/085 (2006.01)

B01J 29/70 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.03.2011 PCT/US2011/029552**

87 Fecha y número de publicación internacional: **06.10.2011 WO11123302**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.03.2011 E 11763237 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **08.05.2019 EP 2552865**

54 Título: **Producción de cumeno con alta selectividad**

30 Prioridad:

31.03.2010 US 751132

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

24.10.2019

73 Titular/es:

**UOP LLC (100.0%)
25 East Algonquin Road P.O. Box 5017
Des Plaines, Illinois 60017-5017, US**

72 Inventor/es:

SCHMIDT, ROBERT, J.

74 Agente/Representante:

UNGRÍA LÓPEZ, Javier

ES 2 728 477 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Producción de cumeno con alta selectividad

5 Declaración de prioridad

La presente solicitud reivindica prioridad a la Solicitud estadounidense No. 12/751.132 que fue registrada el 31 de marzo de 2010.

10 Campo de la invención

La presente invención se refiere a métodos para la producción de cumeno a partir de la alquilación de benceno con propileno y, particularmente, a aquellos en los que se incrementa la selectividad del cumeno a través de relaciones de reciclado de efluentes de vuelta más bajas y/o excesos molares de benceno suministrado más bajos, a la zona de reacción de alquilación.

Descripción de la técnica relacionada

La alquilación de sustratos aromáticos con olefinas para producir aromáticos de monoalquilo es una técnica perfectamente desarrollada extendida a gran escala en la industria. Una aplicación comercial es la alquilación de benceno con propileno para producir cumeno (isopropilbenceno), que se utiliza posteriormente en la fabricación de fenol y acetona a través de la oxidación de cumeno al aire y la posterior descomposición catalizada por ácido del hidroperóxido intermedio. Invariablemente, la producción del producto cumeno monoalquilado deseado va acompañada de la formación de subproductos aromáticos polialquilados no deseados, sobre todo, el subproducto dialquilado diisopropilbenceno (DIPB) y el subproducto trialquilado triisopropilbenceno (TIPB).

Estos subproductos de compuestos aromáticos polialquilados representan, por lo tanto, una reducción en el uso eficiente del sustrato aromático, benceno y olefina, propileno, en la zona de reacción de alquilación. Los costes asociados con las pérdidas en el rendimiento del producto cumeno como consecuencia de la formación del compuesto aromático polialquilado no selectiva pueden compensarse al menos parcialmente por transalquilación de estos subproductos, en una zona de reacción de transalquilación por separado, con benceno, en presencia de un catalizador de transalquilación adecuado. Por ejemplo, un mol de cada uno de DIPB y benceno puede transalquilar para producir dos moles adicionales de producto cumeno. Los llamados procesos de combinación, que implican una alquilación integrada con la transalquilación, pueden por lo tanto mejorar significativamente el rendimiento del compuesto aromático monoalquilado deseado (p.ej., cumeno).

Sin embargo, aun siendo así, las herramientas y los costes del equipo asociados con (i) la separación de subproductos no selectivos del efluente de alquilación y (ii) la posterior reacción de estos subproductos en una zona de reacción de transalquilación catalítica son sustanciales. Una manera de reducir estos costes asociados con el tratamiento y la extensa conversión de subproductos implica el uso de una sección de separación (recuperación) de producto común para las corrientes de efluentes tanto de alquilación como de transalquilación, opcionalmente, después de eliminar los componentes ligeros, como propano, de uno o ambos efluentes por fraccionamiento. Por lo tanto, es posible utilizar las mismas columnas de destilación y otros equipos para recuperar el producto cumeno, separar de un subproducto pesado que contiene compuestos aromáticos polialquilados, además de (i) una fracción rica en DIPB y TIPB que se introduce en la zona de reacción de transalquilación y (ii) benceno sin reaccionar que se recicla tanto para las zonas de reacción de alquilación como las de transalquilación. Normalmente, los subproductos pesados relativamente menores, que son en su mayoría (i) compuestos aromáticos que incluyen compuestos aromáticos polialquilados con un punto de ebullición por encima del punto de ebullición de TIPB, así como (ii) otros subproductos con un punto de ebullición más alto de cualquiera de las zonas de reacción (p.ej., difenilalcanos), se eliminan como fracción de alto punto de ebullición (p.ej., fracciones pesadas) de una columna de destilación conocida generalmente como la columna DIPB. Esta columna se opera convencionalmente a presión subatmosférica (vacío), en un esfuerzo por destilar, sin aplicar temperaturas excesivas del cambiador de calor, TIPB junto con DIPB para dar una fracción de bajo punto de ebullición que, cuando entra en contacto en la zona de reacción de transalquilación con benceno, puede producir ventajosamente cumeno adicional a partir de estos dos compuestos.

Por lo tanto, en un proceso de alquilación aromático integrado representativo para producir cumeno, se cargan benceno y propileno en una zona de reacción de alquilación que comprende uno o más reactores que contienen catalizador de alquilación o, alternativamente, un solo reactor que comprende múltiples lechos de catalizador de alquilación. Normalmente, se mantiene un exceso molar de benceno con respecto a propileno, por ejemplo, en el intervalo de 4:1 a 16:1, en toda la zona de reacción de alquilación para limitar la concentración de la olefina altamente reactiva. Asimismo, se recicla una porción considerable del efluente de alquilación total, después del enfriamiento, a la zona de reacción de alquilación como un disipador de calor para gestionar el diferencial de alta temperatura desde la entrada a la salida de la zona de reacción que tendría lugar de lo contrario de la reacción de alquilación altamente exotérmica. La porción del efluente de alquilación que no se recicla, en algunos casos, si bien no todos, es enviada a una columna despropanizadora para la eliminación, por destilación, de los componentes con

un punto de ebullición más bajo, como propano y agua, que pueden estar presentes inicialmente en el suministro de propileno. Las fracciones pesadas de la columna despropanizadora se combinan entonces con el efluente de la zona de reacción de transalquilación que comprende un catalizador de transalquilación. Tal como se ha explicado, se hacen reaccionar los productos aromáticos polialquilados no selectivos de la reacción de alquilación, concretamente DIPB y TIPB, con benceno en la zona de reacción de transalquilación para producir un producto aromático monoalquilado adicional, en este caso cumeno.

En este proceso de alquilación/transalquilación integrado y representativo para la producción de cumeno, se envían por tanto los efluentes de la zona de reacción de alquilación y transalquilación combinados (opcionalmente, después de la eliminación de los componentes de punto de ebullición más bajo, desde uno o ambos de estos efluentes) a la misma sección de separación del producto para recuperar el benceno, producto cumeno, subproductos de poliisopropilbenceno de la zona de reacción de alquilación (p. ej., DIPB y TIPB), y subproductos más pesados por destilación. Tradicionalmente, se utilizan tres columnas de destilación para la recuperación del producto. La primera se denomina normalmente columna de benceno, utilizada para recuperar el exceso de benceno de los efluentes del reactor en una fracción de cabeza o de punto de ebullición más bajo. El benceno recuperado se recicla después para las zonas de reacción de alquilación y transalquilación para satisfacer parcial o totalmente el benceno necesario para obtener la relación de benceno: olefina deseada en cada zona. La segunda columna de destilación se conoce normalmente como columna de cumeno, cuyo suministro es generalmente la fracción pesada o una fracción de punto de ebullición superior de la columna de benceno corriente arriba. El producto de cumeno se suele tomar como fracción de cabeza neto o de bajo punto de ebullición desde la columna de cumeno. El producto de cumeno se puede utilizar después en aplicaciones posteriores como los procesos de producción de fenol o acetona, o de lo contrario se puede enviar a almacenamiento. La tercera columna de destilación es la columna DIPB antes explicada, cuyo suministro es generalmente las fracciones pesadas o una fracción de punto de ebullición más alto de la columna de cumeno corriente arriba. Tal como se ha señalado, la columna DIPB se utiliza para recuperar compuestos aromáticos di y tri-alquilados en una fracción de cabeza o de punto de ebullición inferior y reciclarlos para la zona de reacción de transalquilación. Los productos más pesados en conjunto, eliminados como fracciones pesadas o fracción con un punto de ebullición superior de esta columna, se pueden enfriar y enviar a almacenamiento.

En los procesos de producción de cumeno descritos, la conversión por paso del reactivo olefínico limitante propileno, es completa por lo general o sustancialmente completa en la zona de reacción de alquilación. Por lo tanto, un objetivo primordial que rige la economía del proceso es conseguir una alta selectividad para el producto cumeno deseado, a fin de reducir la cantidad de subproductos de DIPB y TIPB reciclados y la capacidad de la zona de reacción de transalquilación requerida para su posterior conversión. En las patentes estadounidenses US 7.498.471; US 6.440.886; US 6.339.179; y US 2008/0171902, por ejemplo, se describen varios procesos de producción aromáticos alquílicos y catalizadores utilizados en estos procesos, junto con sus ventajas asociadas. En la patente internacional WO 2008/088997 se describe un proceso de alquilación aromática de zona dual.

Continuamente se están buscando mejoras relacionadas con la reducción de la formación de subproductos en la producción de cumeno. Las personas expertas en la materia reconocerán el significativo impacto comercial de una mejora en la selectividad del producto, aunque sea modesta.

Sumario de la invención

La presente invención está asociada con el descubrimiento de métodos de producción de cumeno, basados en la alquilación de benceno con propileno, en los cuales se reducen ventajosamente los subproductos de la reacción de alquilación para lograr una alta selectividad, por ejemplo al menos el 85 % en moles del total de productos convertidos, cumeno y sus subproductos derivados dialquilados y trialquilados (es decir, diisopropilbenceno (DIPB) y triisopropilbenceno (TIPB)), en el producto cumeno deseado. Para los fines de la presente divulgación, por lo tanto, "selectividad" significa la relación entre las moles de cumeno y el total en moles (cumeno + DIPB + TIPB) en el efluente de alquilación o producto de la zona de reacción de alquilación. Por otra parte, se ha determinado también que, de acuerdo con realizaciones en particular, esta alta selectividad de cumeno se consigue utilizando una relación molar benceno: propileno económica de la materia prima de alquilación, por ejemplo como máximo 2,5:1. La mejora de la selectividad está asociada a una serie de ventajas, por lo que se refiere a la economía del proceso, relacionadas con la reducción de los costes operativos y de equipo para el reciclado, la conversión y/o la separación de subproductos no deseados. Estas y otras características del proceso se combinan beneficiosamente con sistemas catalíticos de alquilación en particular y, particularmente, catalizadores que tienen una relación Si/Al₂ armazón el intervalo de 24 a 35.

Se puede alcanzar una alta selectividad reduciendo la porción del efluente de alquilación total que se recicla, después del enfriamiento, para la zona de reacción de alquilación como disipador de calor para manejar el diferencial de temperatura a través de la zona de reacción de alquilación o a través de los lechos de catalizador de alquilación individuales dentro de esta zona. La reducción de la relación de reciclado en la zona de reacción de alquilación puede prevenir beneficiosamente la reintroducción de al menos parte del cumeno en un entorno de reacción que promueve su alquilación adicional en subproductos no selectivos como el diisopropilbenceno (DIPB) y el triisopropilbenceno (TIPB). Por lo tanto, aunque que el reciclado del efluente se utiliza convencionalmente para

limitar la temperatura máxima de la zona de reacción de alquilación y, en consecuencia, las tasas de reacciones no selectivas (p.ej., para producir subproductos de propilbenceno normal (NPB) y etilbenceno (EB)), se consigue este beneficio a expensas de la obtención un efluente de alquilación que comprende cumeno muy por debajo del nivel de equilibrio de una mezcla de cumeno/DIPB/TIPB en las condiciones de la zona de reacción de alquilación.

Por lo tanto, los aspectos de la invención se refieren a la selectividad de cumeno mejorada, en la alquilación de benceno con propileno, que se consigue reduciendo o incluso eliminando el reciclado de una porción del efluente de alquilación de nuevo a la zona de reacción de alquilación. De acuerdo con algunas realizaciones, el incremento del diferencial de temperatura (ΔT) a través de uno o más lechos de catalizador de alquilación de la zona de reacción de alquilación (p.ej., los lechos que están contenidos dentro de un reactor de alquilación o dentro de reactores separados), como resultado de la reducción o eliminación del reciclado del efluente de alquilación, se puede compensar, al menos parcialmente, eliminando el calor de la zona de reacción por intercambio de calor indirecto. Por ejemplo, el calor puede intercambiarse entre un efluente de lecho catalítico de alquilación y un medio de enfriamiento (p.ej., agua), de manera que se suministra el efluente del lecho del catalizador de alquilación enfriado resultante a un lecho del catalizador de alquilación corriente abajo (p.ej., un lecho del catalizador corriente abajo inmediatamente adyacente en serie con el lecho desde el que se elimina el efluente del lecho del catalizador de alquilación para el intercambio de calor indirecto) que está también dentro del zona de reacción de alquilación. Por lo tanto, el calor eliminado se puede recuperar de manera beneficiosa como vapor (p.ej., vapor de presión media).

Otros aspectos de la invención se refieren a mejoras en la selectividad de cumeno que son el resultado de la reducción de la relación molar benceno: propileno de la materia prima de alquilación que entra en la zona de reacción de alquilación (p.ej., que entra en un reactor de alquilación en múltiples emplazamientos que corresponden a las entradas de múltiples lechos de catalizador de alquilación). Es especialmente sorprendente que una combinación de la reducción de la relación molar benceno: propileno (p.ej., como máximo 2,5:1) y una reducción de la relación de reciclado de efluente de alquilación (p.ej., como máximo 3:1) puede tener como resultado una mejora espectacular en la selectividad de cumeno en la zona de reacción de alquilación, siendo un ejemplo de selectividad superior a 85 %, normalmente superior a 88 %, y que a menudo superior a 90 %, en peso.

Estos parámetros de proceso se combinan ventajosamente con sistemas catalíticos en particular, en la zona de reacción de alquilación, para conseguir las ventajas de rendimiento señaladas, particularmente con respecto a la alta selectividad de cumeno. Los catalizadores de alquilación que, según se ha demostrado, hoy en día funcionan excepcionalmente bien conjuntamente con las relaciones de reciclado del efluente de la alquilación y/o las relaciones de reactivo de la materia prima descritas anteriormente incluyen aquellos que comprenden zeolita UZM-8, y que comprenden particularmente esta zeolita que tiene una relación molar del armazón Si/Al₂ (o sílice a alúmina) superior, por ejemplo de 24 a 35. Cuando se utilizan en la zona de reacción de alquilación (p.ej., en múltiples lechos de catalizador de alquilación configurados en serie dentro de esta zona), se ha demostrado que los catalizadores que comprenden esta zeolita toleran no solo las mayores diferencias de temperatura en uno o más lechos de este catalizador de alquilación como resultado de la reducción de la relación de reciclado del efluente de la alquilación, sino también las concentraciones de olefina más altas a las que se expone este catalizador de alquilación como resultado de la reducción de la relación molar materia prima benceno: propileno. Normalmente, en vista del peor rendimiento que se suele observar con los catalizadores de alquilación convencionales, sería de esperar que cualquiera de estos efectos causara un exceso de desactivación del catalizador y/o formación de subproductos.

Otros aspectos de la invención se refieren al descubrimiento de la sinergia operativa entre la zona de reacción de alquilación, con las altas selectividades de cumeno como se ha explicado, y la zona de reacción de transalquilación y/o la sección de recuperación del producto que tiene como resultado una economía del proceso global significativamente mejorada. Ventajosamente, la alta selectividad de cumeno en la zona de reacción de alquilación (p.ej., más de 88 %) y, especialmente a relaciones molares benceno: propileno de la materia prima de alquilación (p.ej., de 2,2 a 3,0), puede disminuir la pérdida de rendimiento de el benceno neto y el propileno que se convierten en TIPB y los compuestos de subproductos de peso molecular más alto a menos del 1 %. A una producción suficientemente baja de TIPB, puede llevarse a cabo (p.ej., en una columna de DIPB) la destilación convencional, en la sección de recuperación del producto, de la fracción de subproducto con punto de ebullición más alto (obtenida de la recuperación del producto de cumeno como fracción de punto de ebullición más bajo), a una presión atmosférica, o por encima de ella, en lugar de a una presión de vacío como se realiza convencionalmente para recuperar TIPB junto con DIPB en la fracción de punto de ebullición más bajo (p.ej., cabeza) que es la materia prima para la zona de reacción de transalquilación.

De acuerdo con las realizaciones de la invención, por lo tanto, puede reducirse la pérdida de rendimiento de TIPB hasta el punto de que el ahorro del coste asociado con la destilación operativa en la columna DIPB a presión atmosférica o superior, en lugar de bajo presión de vacío, sobrepasa el gasto relativamente menor asociado con la eliminación del subproducto de TIPB, en lugar de reciclar este compuesto para la zona de reacción de transalquilación para producir cumeno adicional. De acuerdo con otras realizaciones que explotan una alta selectividad de cumeno y, particularmente, la baja producción neta de TIPB en la zona de reacción de alquilación, el catalizador de transalquilación comprende ventajosamente zeolita beta que, a diferencia de los catalizadores de transalquilación convencionales, no requiere la presencia de TIPB en la zona de reacción de transalquilación para

evitar una producción neta de este compuesto. Cabe destacar que la zeolita beta es selectiva de la forma y por lo tanto se puede utilizar en una zona de reacción de transalquilación que opera a una conversión de DIPB de al menos 60 %, en comparación con los niveles de conversión convencionales de tan solo 50-60 %, sin una producción significativa de subproductos de transalquilación como por ejemplo polibenceno normal (NPB) y etilbenceno.

Estos y otros aspectos y características relacionados con la presente invención se pondrán de manifiesto con la descripción detallada.

Breve descripción de los dibujos

FIG. 1 representa un proceso de producción de cumeno representativo, en el que se elimina el calor de la zona de reacción de alquilación, concretamente, por intercambio de calor indirecto entre pares de lechos de catalizadores de alquilación adyacentes en serie.

Debe entenderse que la FIGURA. 1 presenta una ilustración de la invención y/o los principios relacionados. No se muestran detalles que incluyen bombas, compresores, instrumentos y otros artículos que no son esenciales para la comprensión de la invención. Tal como será evidente para un experto en la materia que tiene conocimiento de la presente divulgación, los métodos para producir cumeno y particularmente con alta selectividad en la zona de reacción de alquilación (para conseguir opcionalmente una sinergia operativa con la zona de reacción de transalquilación integrada como se describe en el presente documento), de acuerdo con otras realizaciones diversas de la invención, tendrán configuraciones y componentes determinados, en parte, por su uso específico.

FIG. 2 es un gráfico de la selectividad de cumeno en una zona de reacción de alquilación en función de la relación de reciclado de efluente de alquilación a esta zona. Las distintas curvas ilustran esta relación para una materia prima de alquilación entre benceno y propileno (B/P) de 2,0, utilizada con el catalizador UZM-8HR y un catalizador UZM-8, y una relación molar B/P de 2,5, utilizada con el catalizador UZM-8HR.

FIG. 3 es un gráfico de la selectividad del diisopropilbenceno (DIPB) en una zona de reacción de alquilación en función de la relación de reciclado del efluente de alquilación a esta zona. Las distintas curvas ilustran esta relación para una relación molar de materia prima de alquilación benceno a propileno (B/P) de 2,0, utilizada con el catalizador UZM-8HR y un catalizador UZM-8 y una relación molar B/P de 2,5, utilizada con el catalizador UZM-8HR.

FIG. 4 es un gráfico de la selectividad del triisopropilbenceno (TIPB) en una zona de reacción de alquilación en función de la relación de reciclado del efluente de alquilación a esta zona. Las distintas curvas ilustran esta relación para una relación molar de la materia prima de alquilación benceno a propileno (B/P) de 2,0, utilizada con el catalizador UZM-8HR y un catalizador UZM-8, y una relación molar B/P de 2,5, utilizada con el catalizador UZM-8HR.

En FIGURAS 2-4, el "catalizador UZM-8HR" comprende zeolita UZM-8 con una relación molar del armazón Si/Al₂ en el intervalo de 24-35, mientras que el "catalizador UZM-8" comprende zeolita UZM-8 con una relación molar del armazón Si/Al₂ en el intervalo de 19-21.

Descripción detallada

La presente invención se refiere a métodos para producir cumeno. Los métodos representativos comprenden hacer fluir una materia prima de alquilación que comprende benceno y propileno a una zona de reacción de alquilación y retirar de esta zona un efluente de alquilación que comprende cumeno. Tal como se ha explicado, la selectividad de los productos convertidos de la zona de reacción de alquilación en cumeno es generalmente al menos 80 % (p.ej., de 80 % a 95 %), normalmente al menos 85 % (p.ej., de 85 % a 93 %) y con frecuencia al menos el 88 % (p.ej., de 88 % a 92 %), sobre una base molar, tal como se ha definido. La selectividad puede aumentarse reduciendo el grado en que se produce (i) el reciclado de una porción del efluente de alquilación de nuevo a la zona de reacción de alquilación, y, en consecuencia, (ii) la alquilación adicional de cumeno en el efluente de alquilación para producir subproductos de diisopropilbenceno (DIPB) y triisopropilbenceno (TIPB) no deseados además de otros subproductos. Por consiguiente, en realizaciones particulares de la invención, una porción del efluente de alquilación que sale de la zona de reacción de alquilación se recicla para esta zona a una relación de reciclado de efluentes de alquilación relativamente baja (en comparación con los procesos de producción de cumeno convencionales) (o relación entre reciclado y materia prima). Las relaciones representativas de reciclado del efluente de alquilación, es decir, las relaciones del caudal de la porción reciclada del efluente de alquilación al caudal de la materia prima de alquilación a la zona de reacción de alquilación, son generalmente inferiores a 4:1, normalmente inferiores a 3:1 y, frecuentemente inferiores a 2.5:1 (p.ej., en el intervalo de 1:1 a 2.5:1), en peso. La materia prima de alquilación incluye todos los suministros que contienen benceno y propileno que entran en la zona de reacción de alquilación, excluyendo la porción reciclada del efluente de alquilación.

Por lo general, se producen diferencias de temperatura a través de la zona de reacción de alquilación, o a través de los lechos de catalizador individuales dentro de esta zona, como resultado de la reacción de alquilación exotérmica que normalmente convierte todo o sustancialmente todo (p.ej., al menos 99 %, o al menos 99,5 %) el reactivo limitante propileno en esta zona de reacción. Dado que se utilizan relaciones de reciclado más altas en los procesos convencionales para limitar el aumento de temperatura a través de esta zona de reacción, o a través de los lechos de catalizador de alquilación individuales (es decir, desde la entrada a la salida de la zona de reacción de alquilación o sus lechos de catalizador de alquilación), los procesos de acuerdo con las realizaciones de la invención pueden llevarse a cabo a diferencias de temperatura relativamente altas (valores de ΔT o exotérmicas de lecho de catalizador) a través de la zona de reacción de alquilación o el/los lecho(s) de catalizador de alquilación. Por ejemplo, utilizando las relaciones de reciclado de efluentes de alquilación más bajas que se han explicado, una diferencia de temperatura representativa, en el caso de una zona de reacción de alquilación que comprende múltiples lechos de catalizadores de alquilación en serie, es generalmente de 15 °C (27 °F) a 45 °C (81 °F), y con frecuencia de 20 °C (36 °F) a 40 °C (72 °F). Estos intervalos de diferencias de temperatura generalmente se aplican a al menos un lecho de catalizador de alquilación dentro de la zona de reacción de alquilación, aunque en muchos casos todos los lechos funcionan con diferencias de temperatura aproximadamente iguales dentro de estos intervalos. La diferencia de temperatura se puede controlar a través de cada lecho individual, en el caso de una zona de reacción de alquilación que comprende múltiples lechos de catalizador de alquilación en serie, dividiendo el flujo de la porción reciclada del efluente de alquilación entre los emplazamientos en la zona de reacción de alquilación. Frecuentemente, estos emplazamientos están entre lechos de catalizador adyacentes dispuestos en serie en un reactor de alquilación.

El enfriamiento de la porción del efluente de alquilación que se recicla y la introducción de esta porción reciclada en la zona de reacción de alquilación, por lo tanto, limita (es decir, apaga) la diferencia de temperatura a través de la zona de reacción de alquilación y/o los lechos de catalizadores de alquilación dentro de esta zona, por intercambio de calor directo con la mezcla de reacción en los emplazamientos donde se introduce la porción reciclada. El intercambio de calor directo también puede tener lugar con porciones de la materia prima de alquilación (p.ej., benceno reciente, benceno reciclado y/o propileno) que se dividen entre los emplazamientos en la zona de reacción de alquilación (p.ej., que corresponde a aquellas entre las que la porción reciclada del efluente de alquilación se divide, como se ha explicado, y/o aquellas de las que se elimina el calor por intercambio de calor indirecto, como se explica más adelante).

De acuerdo con algunas realizaciones, la porción reciclada del efluente de alquilación se puede eliminar, de manera que la relación de reciclado es 0 y no hay intercambio de calor directo con esta porción reciclada. Con todas las demás variables de proceso invariables, esto generalmente aumenta al máximo la diferencia de temperatura a través de la zona de reacción de alquilación o en el (los) lecho(s) de catalizador de alquilación dentro de esta zona, pero también puede aumentar al máximo la selectividad del cumeno dependiendo del catalizador de alquilación y los parámetros del proceso. En realizaciones donde ninguno de los efluentes de alquilación se recicla para la zona de reacción de alquilación, una diferencia de temperatura representativa a través de uno o más de los lechos de catalizador de alquilación dentro de esta zona en serie es generalmente de 15 °C (27 °F) a 60 °C (108 °F), y normalmente desde 30 °C (54 °F) hasta 50 °C (90 °F).

Ya se recicle o no al menos una porción del efluente de alquilación, la diferencia de temperatura a través de la zona de reacción de alquilación o a través de los lechos de catalizador individuales dentro de esta zona también puede controlarse mediante intercambio de calor indirecto para eliminar el calor de la zona de reacción de alquilación. La eliminación de calor por intercambio de calor indirecto es preferente en realizaciones en las que se elimina el reciclado del efluente de alquilación. Si la zona de reacción de alquilación comprende múltiples lechos de catalizador de alquilación en serie, por ejemplo, puede eliminarse el calor entre al menos un par de lechos de catalizador de alquilación adyacentes, y con frecuencia se elimina de entre todos los pares de lechos de alquilación de catalizadores adyacentes. Por lo tanto, en realizaciones representativas en las que la zona de reacción de alquilación comprende al menos tres lechos de catalizador de alquilación en serie dentro de un solo reactor de alquilación, puede eliminarse el calor por intercambio de calor indirecto entre al menos cada uno de los dos pares de lechos adyacentes de los al menos tres lechos de catalizador de alquilación, es decir, entre (i) un primer lecho corriente arriba y un segundo lecho intermedio y entre (ii) el segundo, lecho intermedio y un tercer lecho corriente abajo. Los emplazamientos de la eliminación de calor por intercambio de calor indirecto (p.ej., en diferentes posiciones axiales (alturas) a lo largo de la longitud de un reactor de alquilación cilíndrico orientado verticalmente, por lo tanto, pueden corresponder a algunos o todos los emplazamientos analizados anteriormente, entre los cuales se divide la porción reciclada del efluente de alquilación (si se usa) para apagar los lechos del catalizador de alquilación limitando su aumento de temperatura. En otras realizaciones, el calor puede eliminarse por intercambio de calor indirecto entre algunos pares de lechos de catalizador de alquilación adyacentes, mientras que el intercambio de calor directo (enfriamiento) se puede usar entre otros pares. Por ejemplo, el intercambio de calor directo e indirecto puede alternar entre pares alternos de lechos de catalizador de alquilación adyacentes.

Independientemente de la configuración particular para la eliminación de calor y/o apagado intercalada, se puede utilizar cualquier número de medios de enfriamiento para el intercambio de calor indirecto, incluyendo cualquier corriente de proceso que pudiera beneficiarse del calentamiento indirecto frente al efluente de un lecho de catalizador de alquilación. Un medio de enfriamiento común es el agua que, después del intercambio de calor con un

efluente de lecho de catalizador de alquilación, puede producir vapor más valioso, por ejemplo vapor de presión media.

5 Las relaciones de reciclado más bajas y las diferencias de temperatura de la zona de reacción de alquilación o del lecho del catalizador de alquilación correspondientemente altas, asociadas con los procesos descritos en el presente documento para la alquilación de benceno con propileno con una alta selectividad para el cumeno, se utilizan de manera ventajosa con catalizadores de alquilación que presentan un buen rendimiento por lo que respecta a la actividad, selectividad y estabilidad, incluso con estos parámetros de proceso que según lo esperado proporcionan generalmente un entorno operativo más rígido. Otra condición operativa que mejora la selectividad del cumeno y que, aunque más rígida, es bien tolerada por los catalizadores de alquilación preferentes, es una reducción en la relación molar benceno: propileno en la materia prima de alquilación para la zona de reacción de alquilación. La materia prima de alquilación incluye todos los suministros que contienen benceno y propileno que entran en la zona de reacción de alquilación, pero no incluye la porción reciclada (si la hay) del efluente de alquilación. Por lo tanto, la materia prima de alquilación puede ser, en una realización representativa, un flujo combinado de propileno y suministros de benceno recientes y/o reciclados para un reactor de alquilación de varios lechos.

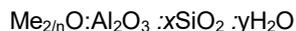
20 Tal como se ha explicado, los procesos convencionales de producción de cumeno funcionan con un exceso molar significativo de benceno en relación con propileno en la materia prima de alquilación, de manera que el exceso de benceno proporciona, junto con la porción reciclada del efluente de alquilación, un disipador de calor adicional. Además, el exceso de benceno diluye el propileno olefínico reactivo para disminuir el potencial de polimerización y coquización del catalizador, como resultado de la reacción del propileno consigo mismo en las condiciones de reacción de alquilación. Sin embargo, de acuerdo con realizaciones en particular de la invención, tal como se describe en el presente documento, la relación molar benceno: propileno se puede reducir a un valor más cercano a su relación de reacción estequiométrica (1:1) para mejorar la eficiencia de la utilización de reactivos y/o mejorar más la selectividad. Las relaciones molares benceno: propileno representativas de la materia prima de alquilación son generalmente como máximo 3:1 (p.ej., en el intervalo de 1:1 a 3:1) y normalmente, como máximo 2,5:1 (p.ej. en el intervalo de 1,5 a 2,5:1) y frecuentemente como máximo 2:1 (p.ej., en el intervalo de 1,5:1 a 2:1).

30 Un catalizador de alquilación representativo, que según se ha observado funciona excepcionalmente bien en los procesos de producción de cumeno utilizando uno o más de los parámetros del proceso, incluyendo las relaciones de reciclado del efluente de la alquilación, las estrategias de intercambio de calor directo y/o indirecto, y/o las relaciones de la materia prima de alquilación de benceno: propileno antes explicadas, todas ellas individualmente o en combinación, pueden contribuir a las mejoras de la selectividad del cumeno, comprende zeolita UZM-8. Dicha zeolita se describe en la patente estadounidense N° 6.756.030. La zeolita UZM-8 está generalmente presente en una cantidad de al menos 50 % en peso, y a menudo en una cantidad de al menos 70 % en peso, del peso total del catalizador, siendo el resto en la mayoría de los casos un aglutinante de óxido inorgánico refractario. Un aglutinante preferente es alúmina, siendo preferentes en particular gamma-alúmina, eta-alúmina, y sus mezclas. En realizaciones ilustrativas, la zeolita UZM-8 se utiliza en forma pura sin ningún aglutinante. En las distintas condiciones de procesamiento como se explica en el presente documento, se ha observado que la relación molar atómica del armazón Si/Al₂ de UZM-8 puede ser un parámetro importante para conseguir los valores de selectividad de cumeno deseables (p.ej., más de 85 %) tal como se ha explicado. Se pueden conseguir resultados especialmente ventajosos, por ejemplo, utilizando un catalizador de alquilación que comprende o que consiste esencialmente en (p.ej., en forma pura sin adición de aglutinante) zeolita UZM-8 que tiene una relación molar del armazón Si/Al₂ de 24 a 35 y a menudo de 27 a 33. Tal como se entiende en la técnica, la relación del armazón Si/Al₂ es equivalente a la relación molar molecular del armazón sílice a alúmina (SiO₂/Al₂O₃), que son exactamente el doble de relación atómica Si/Al.

50 Un catalizador de transalquilación representativo que, según se ha observado, funciona excepcionalmente bien en los procesos de producción de cumeno descritos en el presente documento con alta selectividad de cumeno comprende zeolita beta, zeolita Y o zeolita UZM-8. Un tipo de zeolita Y para su uso como un catalizador de alquilación tiene un contenido de cationes no-H⁺ de la zeolita Y de menos de 200 ppm en peso, calculado como equivalentes NH₃. Una zeolita Y preferente es una zeolita Y modificada conocida como Y-85 y descrita en la patente estadounidense US 2008/0171902, que se incorpora en el presente documento como referencia. La zeolita beta se describe en las patentes estadounidenses 4.891.458 y 5.081.323. Zeolita beta modificada en la superficie, tal como se describe en la patente estadounidense US 5.723.710, es un ejemplo de zeolita beta adecuada como catalizador de alquilación. En cualquier catalizador de alquilación zeolítica, la zeolita está presente generalmente en una cantidad de al menos 50 % en peso y con frecuencia en una cantidad de al menos 70 % en peso, del peso total del catalizador, siendo el resto en la mayoría de los casos un aglutinante de óxido inorgánico refractario. Un aglutinante preferente es la alúmina, siendo particularmente preferentes gamma-alúmina, eta-alúmina y sus mezclas. Un catalizador de alquilación zeolítico representativo comprende zeolita Y y un aglutinante de alúmina o sílice. Otro comprende zeolita beta y un aglutinante de alúmina o sílice. En general, las zeolitas descritas anteriormente también son adecuadas para su uso como catalizadores de transalquilación en procesos de zona de reacción de alquilación integrada/zona de reacción de transalquilación, tal como se describe en el presente documento.

65 Más generalmente, los catalizadores utilizados para la alquilación y la transalquilación comprenden generalmente uno entre una clase de tamices moleculares de aluminio-silicato conocidos como zeolitas. Los tamices moleculares

zeolíticos adecuados son aluminosilicatos cristalinos que en la forma calcinada pueden representarse por la fórmula general:



donde Me es un catión, n es la valencia del catión, x tiene un valor de 5 a 100, e y tiene un valor de 2 a 10. Las zeolitas se describen en detalle por D.W. Breck, Zeolite Molecular Sieves, John Wiley and Sons, Nueva York (1974), y en otros documentos. Las zeolitas adecuadas incluyen zeolita Y, zeolita beta, zeolita X, mordenita, faujasita, zeolita omega, UZM-8, ZSM-5, PSH-3, MCM-22, MCM-36, MCM-49 y MCM-56. Se pueden utilizar uno o más tipos de catalizadores zeolíticos de alquilación y/o transalquilación en diferentes lechos de catalizador en cualquiera de las diferentes zonas de reacción (es decir, alquilación y transalquilación).

En la FIGURA 1 se muestra una realización ilustrativa de un proceso de producción de cumeno. De acuerdo con esta realización, se introduce la materia prima de alquilación que comprende propileno 2 y benceno de alquilación reciclado 4 en una zona de reacción de alquilación, concretamente un reactor de alquilación 100. El benceno de alquilación reciclado 4 comprende una porción de una fracción de benceno de punto de ebullición más bajo 6 recuperada en la sección de recuperación del producto y una porción de benceno reciente 8 agregada al proceso. Tal como se muestra, el reactor de alquilación 100 contiene tres lechos de catalizador de alquilación (25a, 25b, 25c) en serie y el flujo de propileno 2 se divide entre los emplazamientos (2a, 2b, 2c) que están (i) corriente arriba (encima) del primer lecho de catalizador de alquilación corriente arriba 25a, (ii) entre el primer catalizador de alquilación corriente arriba 25a y el segundo lecho intermedio 25b y (iii) entre el segundo lecho intermedio 25b y un tercer lecho corriente abajo 25c. Las condiciones representativas en el reactor de alquilación 100 incluyen una temperatura de 75 °C (167 °F) a 250 °C (482 °F), una presión de 15 barg (218 psig) a 65 barg (943 psig) y una velocidad espacial horaria en peso, sobre la base del propileno (propileno WHSV) comprendida entre 0,1 hr⁻¹ y 5 h⁻¹. Tal como se entiende en la técnica, la WHSV de propileno es el flujo de peso de propileno a la zona de reacción de alquilación dividido por el peso total del catalizador en esta zona y representa el peso de catalizador equivalente de propileno procesado cada hora.

La reacción de alquilación exotérmica provoca un aumento de temperatura a través de cada uno de lechos de catalizador de alquilación (25a, 25b, 25c), con los diferenciales de temperatura representativos como se ha explicado. El aumento de temperatura a través de cada uno de lechos de catalizador de alquilación (25a, 25b, 25c), y en consecuencia la temperatura máxima de lecho, está limitada en parte por intercambio indirecto de calor para eliminar calor de entre los dos pares de lechos de catalizador de alquilación adyacentes (25a/25b y 25b/25c). En particular, el calor de los efluentes de los lechos de catalizador corriente arriba 25a e intermedio 25b, 25a, 25b se intercambia contra un medio de enfriamiento (p.ej., agua) utilizando refrigeradores 50a, 50b, para calentar el medio de refrigeración, por ejemplo, para generar vapor (p.ej., vapor de presión media) o de otro modo para calentar una corriente de proceso en el proceso de producción de cumeno de otro proceso.

En combinación con el intercambio indirecto de calor, el intercambio de calor directo entre el propileno que entra en la zona de reacción de alquilación 100 en los emplazamientos 2b y 2c y la mezcla de reacción ayuda a limitar aún más la temperatura a través de los lechos de catalizador de alquilación. En realizaciones opcionales (que se muestran con las flechas discontinuas) en las que se enfría una porción 10a del efluente de alquilación 10 utilizando un enfriador 75 y se recicla para la zona de reacción de alquilación 100, esta porción reciclada 10a se puede dividir entre los emplazamientos 10b, 10c pares de lechos de catalizador adyacentes (25a/25b y 25b/25c), tal como se ha explicado, lo cual corresponde a emplazamientos de eliminación de calor por intercambio de calor indirecto y/o apagado por intercambio de calor directo. Se apreciará, a la vista de la presente memoria descriptiva, que cualquier número de combinaciones de intercambio de calor directo y/o indirecto o, alternativamente, o el intercambio de calor directo o indirecto solamente, puede ser eficaz para limitar el aumento de temperatura a través de uno o más lechos de catalizador de alquilación en un grado deseado. Los procesos descritos en el presente documento se benefician generalmente de la reducción o eliminación de la relación de reciclado que vuelve a la zona de reacción de alquilación 100 para mejorar la selectividad del cumeno en esta zona. Por lo tanto, a menudo es preferente el intercambio de calor indirecto, ya sea solo o en combinación con el intercambio de calor directo, en vista de la capacidad reducida para el intercambio de calor directo (apagado) con el reciclado del efluente de alquilación de acuerdo con varias realizaciones descritas en el presente documento.

Se suministra todo el efluente de alquilación 10, o al menos una porción no reciclada 10b del efluente de alquilación 10, opcionalmente, después del fraccionamiento (no mostrado) para eliminar los componentes ligeros (p.ej., propano), junto con el efluente de transalquilación 12 de la zona de reacción de transalquilación 200, a una sección de recuperación de producto que comprende columnas de fraccionamiento múltiple (destilación). La sección de recuperación de producto se utiliza normalmente para recuperar, a partir de al menos la porción no reciclada 10b del efluente de alquilación y el efluente de transalquilación 12, un producto de cumeno, un subproducto pesado, una fracción de benceno y una fracción de diisopropilbenceno (DIPB).

De acuerdo con la realización ilustrativa que se muestra en la FIGURA 1, la transalquilación de efluentes 12 y la porción no reciclada- 10b del efluente de alquilación 10, que comprende cantidades de cumeno obtenido a partir de transalquilación y alquilación, respectivamente, se separan por destilación juntos en la columna de

benceno 300 para recuperar una fracción de benceno de punto de ebullición inferior 6. La fracción de benceno 6, enriquecida en benceno con respecto al suministro combinado a la columna de benceno 300, concretamente, el efluente de transalquilación 12 y la porción no reciclada 10b del efluente de alquilación 10, por lo tanto, comprende benceno que no ha reaccionado en la zona de reacción de alquilación 100 o la zona de reacción de transalquilación 200 debido a su presencia en exceso estequiométrico en estas zonas. Las porciones de la fracción de benceno 6 se reciclan nuevamente a las zonas de reacción 100, 200 después de que la fracción de benceno 6 se combina con el benceno reciente 8. Por lo tanto, se introduce el benceno de alquilación reciclado 4 como un componente de materia prima de alquilación, junto con el propileno 2, en la zona de reacción de alquilación 100, al tiempo que se introduce el benceno de transalquilación reciclado de 14 a la zona de reacción de transalquilación 200, como un componente de materia prima de transalquilación, junto con al menos una porción de la fracción de DIPB 16 recuperada de la columna de DIPB 500 como una fracción de punto de ebullición más bajo que está enriquecida en DIPB en relación con el suministro a esta columna.

Dependiendo de la operación de la columna 500 de DIPB, y particularmente de la presión utilizada, la fracción de DIPB 16 también puede contener triisopropilbenceno (TIPB) como un benceno polialquilado adicional que puede reaccionar de manera beneficiosa en la zona de reacción de transalquilación 200 para producir cumeno adicional. Sin embargo, para recuperar TIPB en la fracción de DIPB 16 de punto de ebullición más bajo de la columna de DIPB 500, normalmente se requiere presión subatmosférica (es decir, vacío) para evitar temperaturas que causen la degradación térmica de los componentes que se están fraccionando. De acuerdo con las realizaciones de la invención, por lo tanto, la columna DIPB 500 recupera la fracción de DIPB 16 de punto de ebullición más bajo, que contiene parte o todo el TIPB que se suministra a esta columna, de modo que se suministran a la zona de reacción de transalquilación 200 tanto el DIPB como el TIPB en esta fracción de DIPB de punto de ebullición inferior para producir cumeno adicional. En este caso, el fraccionamiento en la columna de DIPB 500 se lleva a cabo generalmente a presión subatmosférica.

Sin embargo, debido a la alta selectividad de cumeno que se puede conseguir como resultado de relaciones de reciclado reducidas del efluente de alquilación, estrategias de intercambio de calor directo y/o indirecto, y/o relaciones de materia prima de alquilación benceno: propileno reducidas, tal como se ha explicado, es posible un grado de flexibilidad mayor en la operación de la columna de DIPB 500. En particular, a medida que aumenta la selectividad del cumeno en la zona de reacción de alquilación 100, el rendimiento de TIPB en esta zona puede disminuir hasta tal punto de que la destilación al vacío para recuperar la cantidad reducida de este compuesto junto con DIPB en la columna de DIPB 500 ya no sea económicamente justificable, en comparación con permitir simplemente que este compuesto se recupere en un subproducto pesado 20 como una fracción de mayor punto de ebullición separado de la columna DIPB 500. En este caso, el fraccionamiento en la columna de DIPB 500 se puede realizar a presión atmosférica o superatmosférica, en lugar de presión subatmosférica para ahorrar los costes asociados con la destilación al vacío más compleja. El fraccionamiento a presión atmosférica o superior puede ser deseable, por ejemplo, cuando la selectividad del cumeno en la zona de reacción de alquilación 100 es de al menos 88 % (p.ej., de 88 % a 92 %) en peso. En este caso, fracción DIPB 16 no contiene sustancialmente TIPB (p.ej., menos del 0,4 % en peso y, a menudo, menos del 0,1 % en peso). En general, la operación con una alta selectividad de cumeno, tal como se describe en el presente documento, da como resultado una pérdida de rendimiento, para TIPB y compuestos de peso molecular superior, sobre la base del benceno neto (es decir, reciente o complementario) y el propileno que se agrega al proceso (es decir, se consume), de menos del 0,5 % en peso. A una selectividad de cumeno suficientemente alta, esto es posible incluso en realizaciones en las que la columna de DIPB 500 funciona a una presión atmosférica superior, de manera que la TIPB se elimina en el subproducto pesado 20 sin ser sometida a transalquilación para producir cumeno adicional.

Al igual que la zona de reacción de alquilación 100, la zona de reacción de transalquilación 200 puede comprender uno o una pluralidad de lechos de catalizador. En las realizaciones que se han explicado, en las que la destilación en la columna 500 de DIPB se lleva a cabo a presión atmosférica o superior y la fracción de DIPB 16 de punto de ebullición más bajo no contiene sustancialmente TIPB, uno o más lechos de catalizador de transalquilación dentro de la zona de reacción de transalquilación 200 comprende ventajosamente zeolita beta. La zeolita beta, a diferencia de otros catalizadores de transalquilación, es altamente selectiva en la reacción de transalquilación, de modo que el compuesto altamente alquilado, TIPB, no se produce en un grado apreciable. En consecuencia, no es necesario reciclar TIPB a una concentración de estado estable para evitar una producción neta de TIPB. Además, en comparación con otros catalizadores de transalquilación como los que comprenden zeolita Y, se pueden usar catalizadores de transalquilación que comprenden zeolita beta para obtener un nivel de conversión por paso de compuestos de benceno polialquilados (DIPB y TIPB) mucho mayor, ya que tampoco se produce apreciablemente etilbenceno (EB) como subproducto. Por lo tanto, si TIPB está limitado en la materia prima para la zona de reacción de transalquilación 200, la conversión de transalquilación (es decir, la conversión de compuestos de benceno polialquilados como DIPB) en presencia de un catalizador de transalquilación que comprende zeolita beta es generalmente de al menos el 60 %, pero puede ser tan alta como, por ejemplo, en el intervalo de 80 % a 92 %, en peso.

En contraste, para limitar el contenido de EB en el producto de cumeno 24, una conversión de transalquilación representativa en presencia de un catalizador de transalquilación que comprende, por ejemplo, zeolita Y o zeolita UZM-8, está generalmente en el intervalo de 40 % a 70 % y, normalmente, de 50 % a 60 %, en peso. Estos niveles

de conversión de transalquilación están asociados generalmente con realizaciones de la invención descritas anteriormente, en las que se destila TIPB junto con DIPB en la fracción de DIPB 16 de punto de ebullición más bajo recuperada de la columna de DIPB500, en este caso normalmente operada bajo presión de vacío.

5 Además de la fracción de benceno 6 recuperada como una fracción de punto de ebullición más bajo de la columna de benceno 300, se obtiene también una fracción rica en cumeno de punto de ebullición superior 22, enriquecida en cumeno (en relación con el suministro combinado a la columna de benceno 300, concretamente, el efluente de transalquilación 12 y la porción no reciclada 10b de efluente de alquilación 10). La fracción 22, rica en cumeno, se destila en la columna 400 de cumeno para recuperar el producto 24 de cumeno como una fracción de punto de ebullición más bajo y la fracción 26 del subproducto de mayor ebullición. El producto cumeno 24 se enriquece aún más en cumeno en relación con la fracción 22 rica en cumeno, y la fracción de subproducto 26 de punto de ebullición superior se enriquece en DIPB y TIPB en relación con la fracción 22, rica en cumeno. La fracción de subproducto 26 se suministra a la columna DIPB 500, tal como se ha explicado anteriormente, para recuperar la fracción de DIPB 16 de punto de ebullición más bajo y la fracción de subproducto 20 de punto de ebullición más alto.

15 De acuerdo con la realización ilustrativa representada en la FIGURA 1, la materia prima de transalquilación 18, la combinación de benceno de transalquilación de reciclado 14 y la fracción de diisopropilbenceno 16, fluye a través del (los) lecho(s) del catalizador de transalquilación en la zona de reacción de transalquilación 200 para proporcionar el efluente de transalquilación 22 con una cantidad adicional de cumeno que se suministra conjuntamente a una columna de benceno 300 con cumeno a partir de la porción reciclada 10 b del efluente de alquilación. El cumeno de ambos efluentes 10 b, 12 se recupera en la sección de recuperación del producto. En la materia prima de transalquilación combinada 18, la relación molar de benceno: compuestos de benceno polialquilados (p. ej., DIPB y TIPB, si están presentes) generalmente está en el intervalo de 1:1 a 10:1, y con frecuencia de 2:1 a 4:1. Además, la temperatura de la materia prima de transalquilación 18 en la entrada de la zona de reacción de transalquilación 200 es generalmente de 100 °C (212 °F) a 200 °C (392 °F). La totalidad o parte del calor requerido para alcanzar una temperatura de entrada deseada de la materia prima de transalquilación 18 puede suministrarse utilizando un intercambiador de calor (no se muestra).

30 Los aspectos generales de la invención se dirigen a procesos que explotan los hallazgos inesperados y, en particular a la alta selectividad del cumeno, asociada con varios parámetros de proceso y/o sistemas catalíticos descritos en el presente documento. Las realizaciones de la invención, por lo tanto, se refieren a métodos para producir cumeno a partir de la alquilación de benceno con propileno, lo cual comprende hacer fluir una materia de alquilación que comprende benceno y propileno a una zona de reacción de alquilación para convertir el propileno en la zona de reacción de alquilación con una selectividad de al menos el 85 % en cumeno. Ventajosamente, uno o más lechos de catalizador dentro de la zona de reacción de alquilación pueden comprender catalizador de alquilación zeolítico UZM-8. La mejora de la selectividad se puede obtener utilizando una baja relación de reciclado del efluente de alquilación (p.ej., menos de 3:1 en peso), que es la relación entre el caudal de la porción reciclada del efluente de alquilación y el caudal de la materia prima de alquilación (es decir, el caudal combinado de suministros que contienen benceno y propileno a la zona de reacción de alquilación) es inferior a 3:1 en peso. En otras realizaciones, no se utiliza ningún reciclado de efluente de alquilación. Debido a la capacidad más limitada, o inexistente, de apagar la zona de reacción de alquilación utilizando el intercambio de calor directo con la porción reciclada del efluente de alquilación, se puede llevar a cabo el intercambio de calor indirecto de acuerdo con las realizaciones de la invención, eliminando el calor entre al menos un par de lechos adyacentes dentro de la zona de reacción de alquilación. Se pueden realizar mejoras adicionales en la selectividad de cumeno en realizaciones en las que la relación molar benceno: propileno en la materia prima de alquilación es como máximo 2,5, o incluso como máximo 1,5. Es posible obtener otras ventajas más del proceso con una alta selectividad de cumeno llevan a cabo una destilación, en la sección de recuperación del producto, a presión atmosférica o superior para separar la sobrecarga DIPB del subproducto y eliminar el producto secundario TIPB en las fracciones pesadas con el subproducto pesado. Dicha destilación se puede combinar con el uso de un catalizador de transalquilación que comprende zeolita beta para proporcionar otras ventajas por lo que se refiere a la conversión en la zona de reacción de transalquilación.

55 En vista de la presente divulgación, podrá observarse que es posible conseguir varias ventajas y que es posible obtener otros resultados ventajosos. Para las personas expertas en la materia serán evidentes otras muchas realizaciones con la información obtenida a partir de la presente divulgación, y se podrá apreciar que estas realizaciones no se apartan del alcance de la presente divulgación.

60 El ejemplo que se expone a continuación se presenta como representativo de la presente invención. No debe interpretarse con este ejemplo que queda limitado el alcance de la invención, ya que a la vista de la presente divulgación y las reivindicaciones adjuntas se pondrán de manifiesto tanto ésta como otras realizaciones equivalentes.

EJEMPLO 1

65 Se aplicó un proceso a escala piloto con la utilización de una zona de reacción de alquilación, una zona de reacción de transalquilación y una sección de recuperación del producto para evaluar el efecto de varios parámetros del

proceso sobre la selectividad al cumeno, obtenido a partir de la alquilación de benceno con propileno. La zona de reacción de alquilación incluyó tres reactores en serie que contenían catalizador de alquilación. Se estudiaron las siguientes combinaciones, que se muestran a continuación en la Tabla 1, de (i) relación molar de benceno: propileno (relación B/P) en la materia prima de alquilación combinada a los reactores de alquilación y (ii) relación en peso del reciclado del efluente de la alquilación: materia prima de alquilación (relación de reciclado) a los reactores de alquilación en diferentes fases operativas.

Tabla 1: Relaciones B/P y relaciones de reciclado estudiadas en la producción de cumeno en plantas piloto

Fase	Relación L/P	Proporción de reciclado
1	2	6
2	2	3
3	2	2
4	2	1
5	2	0,5
6	2,5	0,5
7	2,5	0

En cada una de las fases operativas, la velocidad espacial por hora (WHSV) del peso de propileno en el reactor de alquilación fue de $0,72 \text{ hr}^{-1}$, la presión del reactor fue de 38 barg (550 psig) y se controló la temperatura de entrada a cada uno de los tres reactores de alquilación a $110 \text{ }^\circ\text{C}$ ($230 \text{ }^\circ\text{F}$), excepto en la Fase 1, en la que la temperatura de entrada del reactor se controló en $130 \text{ }^\circ\text{C}$ ($266 \text{ }^\circ\text{F}$). El catalizador utilizado en el reactor de alquilación fue UZM-8HR, que comprende UZM-8 zeolita que tiene una relación molar del armazón Si/Al₂ en el intervalo de 27-33. Las condiciones en el reactor de transalquilación se mantuvieron constantes para todas las fases.

Se determinó para cada fase la selectividad de cumeno, o el porcentaje en peso de cumeno en relación con el peso total de los productos convertidos, incluyendo los bencenos polialquilados (DIPB y TIPB), y se analizó en función de la relación de reciclado. En la Figura 2, se muestra la relación, junto con los resultados obtenidos en las mismas condiciones, pero con un catalizador UZM-8 que comprende zeolita UZM-8 que tiene una relación molar del armazón Si/Al₂ en el intervalo de 19-21. Tal como se ilustra en la FIGURA 2, el funcionamiento a una relación B/P de 2,5 incrementó la selectividad del cumeno desde el 89 % a una relación de reciclado de 0,5, hasta ligeramente por encima de 90 % cuando se detuvo el flujo de reciclado. El aumento de la relación B/P de 2,0 a 2,5 cambió eficazmente la selectividad del cumeno frente a la curva de relación de reciclado un 2 %, al mismo tiempo que se mantenía la misma tendencia. La diferencia entre estas curvas para el catalizador UZM-8HR y el catalizador UZM-8 en una relación B/P de 2,0 fue consistentemente 3 %.

Se determinó para cada fase la selectividad DIPB, o el porcentaje en peso de DIPB en relación con el peso total de los productos convertidos y se analizó en función de la relación de reciclado. En la FIGURA 3 se muestra la relación nuevamente con resultados obtenidos en las mismas condiciones pero con catalizador UZM-8. Tal como se ilustra en la FIGURA 3, la disminución de la relación B/P de 2,0 a 2,5, cambió eficazmente la selectividad DIPB frente a la curva de relación de reciclado por debajo de 1,75 %, al tiempo que se mantenía la misma tendencia. La diferencia entre estas curvas para el catalizador UZM-8HR y el catalizador UZM-8 en una relación B/P de 2,0 fue consistentemente 2,5 %.

Se determinó para cada fase la selectividad TIPB, o el porcentaje en peso de TIPB en relación con el peso total de los productos convertidos, y se analizó en función de la relación de reciclado. En la FIGURA 4 se muestra relación, también con resultados obtenidos en las mismas condiciones pero con un catalizador UZM-8. Tal como se ilustra en la FIGURA 4, la disminución de la relación B/P de 2,0 a 2,5, cambió eficazmente la selectividad TIPB frente a la curva de relación de reciclado más baja. En esta relación B/P, la selectividad a TIPB se redujo a 0,5 % en peso o menos. En comparación con el catalizador UZM-8, el uso del catalizador UZM-8HR disminuyó la selectividad a este subproducto en una relación de 2,0 B/P.

Al utilizar el catalizador UZM-8HR, la cantidad de subproducto normal-propilbenceno (NPB) en el efluente de alquilación generalmente osciló entre 50 ppm y 250 ppm sobre la base del peso de cumeno en este efluente. En las condiciones estudiadas, el aumento de la producción de NPB estuvo acompañado generalmente de un aumento de la temperatura promedio de la zona de reacción de alquilación (o temperatura promedio ponderada del lecho del catalizador de alquilación). Igualmente, una mayor producción de subproducto butilbenceno estuvo acompañada generalmente de un aumento en la temperatura promedio de la zona de reacción de alquilación, aunque el aumento de la relación B/P tuvo el efecto de disminuir su producción. La cantidad de butilbenceno en el efluente de alquilación osciló generalmente entre 5 ppm y 200 ppm, sobre la base del peso de cumeno en este efluente. La cantidad de subproducto de etilbenceno en el efluente de alquilación fue generalmente menos de 20 ppm, sobre la base del peso de cumeno en este efluente, y esta cantidad fue relativamente constante en todas las condiciones analizadas. El aumento de la producción de subproductos indenos estuvo acompañada generalmente de un aumento en la relación de reciclado en las condiciones analizadas. La cantidad de indenos en el efluente de alquilación generalmente osciló entre 1000 y 2000 ppm, sobre la base del peso de cumeno en este efluente.

5 La reducción en la relación de reciclado de 3:1 a 0 tuvo un efecto espectacular en el aumento de la temperatura en cada uno de los lechos de catalizador dentro de la zona de reacción de alquilación. El aumento de temperatura fue de 17-25 °C (30-45 °F) a una relación de reciclado de 3:1, en comparación con 50-61 °C (90-111 °F) sin ningún tipo de reciclado. Por lo tanto, el uso de la eliminación de calor de la zona de reacción de alquilación por intercambio de calor indirecto proporciona una alternativa práctica al intercambio de calor directo para reducir el diferencial de temperatura a través de la zona de reacción de alquilación cuando se reduce o elimina el caudal de reciclado del efluente de alquilación.

REIVINDICACIONES

1. Un método para producir cumeno a partir de la alquilación de benceno con propileno, comprendiendo el método:
- 5 (a) hacer fluir una materia prima de alquilación que comprende benceno y propileno a una zona de reacción de alquilación que comprende al menos un lecho de un catalizador de alquilación que comprende zeolita UZM-8 que tiene una relación molar del armazón Si/Al₂ de 24 a 35; donde la materia prima de alquilación a la zona de alquilación está a una relación molar de benceno: propileno de aproximadamente 2,5: 1 como máximo; y
- 10 (b) retirar de la zona de reacción de alquilación un efluente de alquilación que comprende cumeno, donde el propileno en la materia prima de alquilación se convierte en la zona de reacción de alquilación con una selectividad de al menos 85 % en cumeno; que comprende además:
- (c) reciclar una porción reciclada del efluente de alquilación para la zona de reacción de alquilación, donde una relación entre un caudal de la porción reciclada y un caudal de la materia prima de alquilación es inferior a 3:1 en peso.
- 15 2. El método de la reivindicación 1, donde la zona de reacción de alquilación comprende múltiples lechos de catalizador de alquilación en serie y una diferencia de temperatura a través de cada uno de los lechos de catalizador de alquilación oscila entre 15 °C (27 °F) y 60 °C (108 °F).
- 20 3. El método de la reivindicación 1 o 2, donde la zeolita UZM-8 tiene una relación molar del armazón Si/Al₂ de 27 a 33.
4. Un método para producir cumeno a partir de la alquilación de benceno con propileno, comprendiendo el método:
- 25 (a) hacer fluir una materia prima de alquilación que comprende benceno y propileno a la entrada de una zona de reacción de alquilación que comprende múltiples lechos de catalizador de alquilación en serie, a una relación molar de benceno: propileno de 2,5 como máximo, donde el catalizador de alquilación comprende zeolita UZM-8 que tiene una relación molar del armazón Si/Al₂ de 24 a 35.
- 30 (b) eliminar el calor entre al menos un par de lechos adyacentes dentro de la zona de reacción de alquilación, y
- (c) retirar de la zona de reacción de alquilación un efluente de alquilación que comprende cumeno y reciclar una porción reciclada del efluente de alquilación a la zona de reacción de alquilación,
- donde una relación entre un caudal de la porción reciclada y el caudal de la materia prima de alquilación es inferior a 3:1 en peso, donde se convierte el propileno en la materia prima de alquilación en la zona de reacción de alquilación con una selectividad de al menos 85 % para cumeno.
- 35 5. EL método de la reivindicación 4, donde la zona de reacción de alquilación comprende múltiples lechos de catalizador de alquilación en serie, se recicla la porción reciclada del efluente de alquilación para emplazamientos incluyendo aquellos entre el al menos el un par de lechos adyacentes y la diferencia de temperatura a través de cada uno de los múltiples lechos de catalizador de alquilación es de 15 °C (27 °F) a 45 °C (81 F).
- 40 6. El método de la reivindicación 4 o 5, que comprende además:
- (d) recuperar de al menos una porción no reciclada del efluente de alquilación, un producto de cumeno, un subproducto pesado, una fracción de benceno y una fracción de diisopropilbenceno.
- 45 (e) poner en contacto al menos una porción de la fracción benceno y al menos una porción de la fracción diisopropilbenceno con un catalizador de transalquilación zeolítico que comprende beta zeolita para convertir al menos 80 % de diisopropilbenceno en una zona de reacción de transalquilación.
- 50 7. El método de cualquiera de las reivindicaciones 4 a 6, donde la pérdida de rendimiento de benceno neto y propileno añadido al triisopropilbenceno neto y compuestos de peso molecular más alto eliminados es menos de 0,5 % en peso.

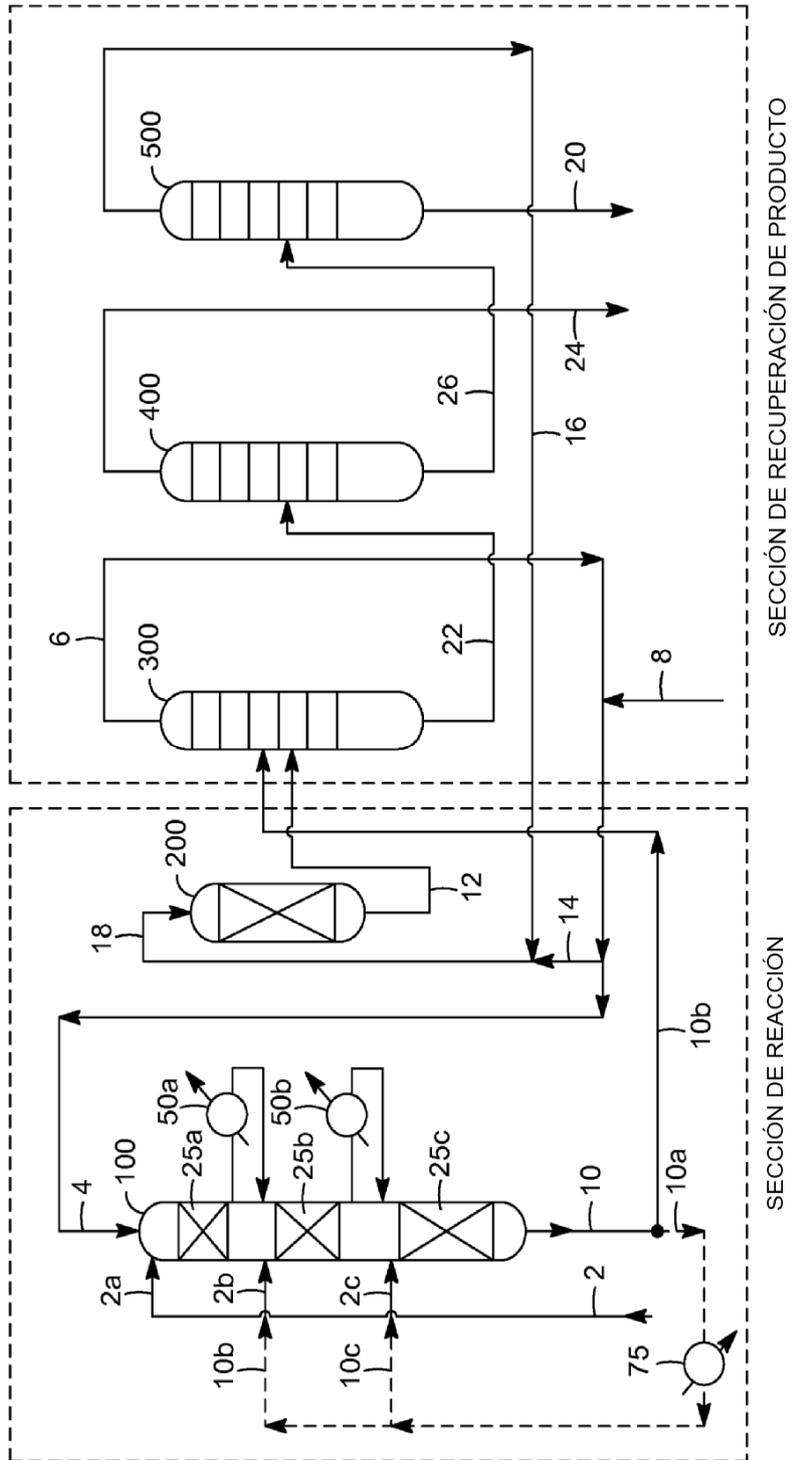


FIG. 1

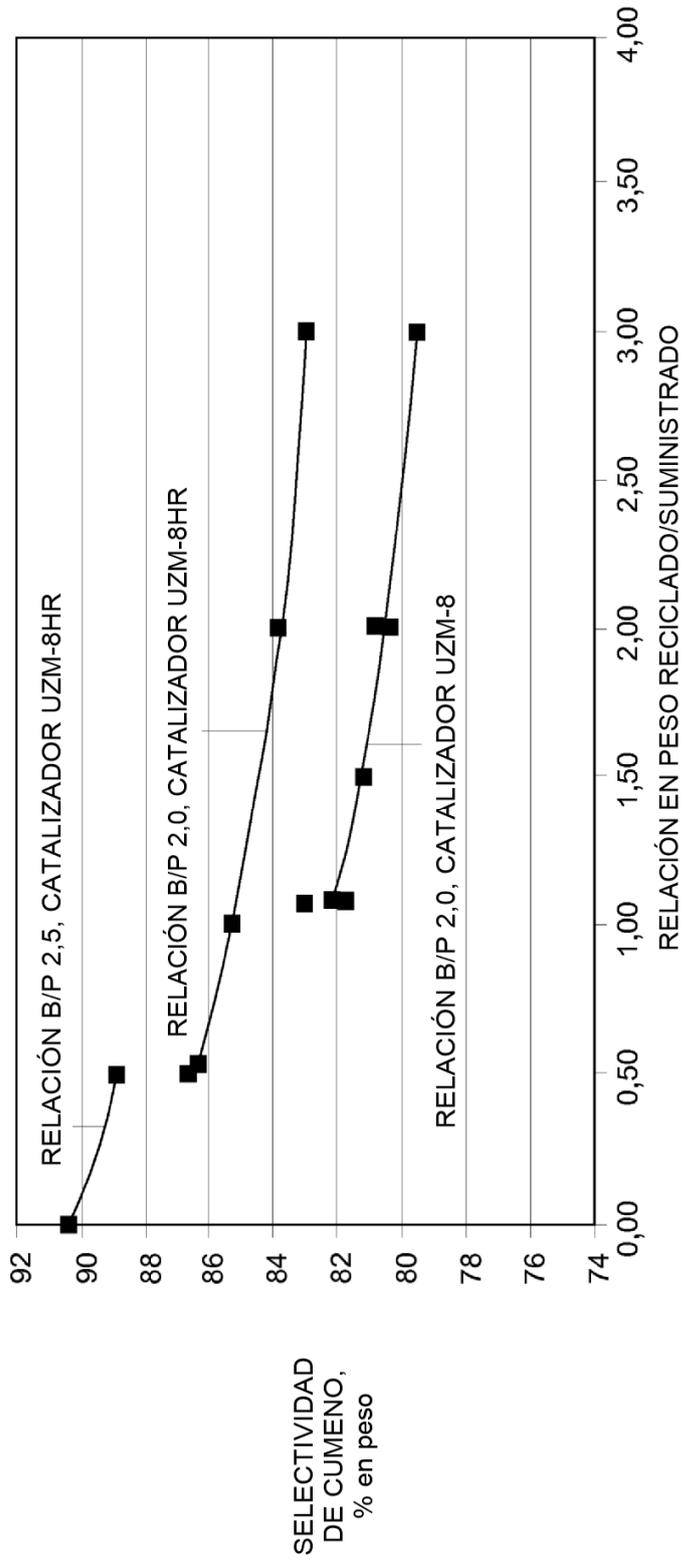


FIG. 2

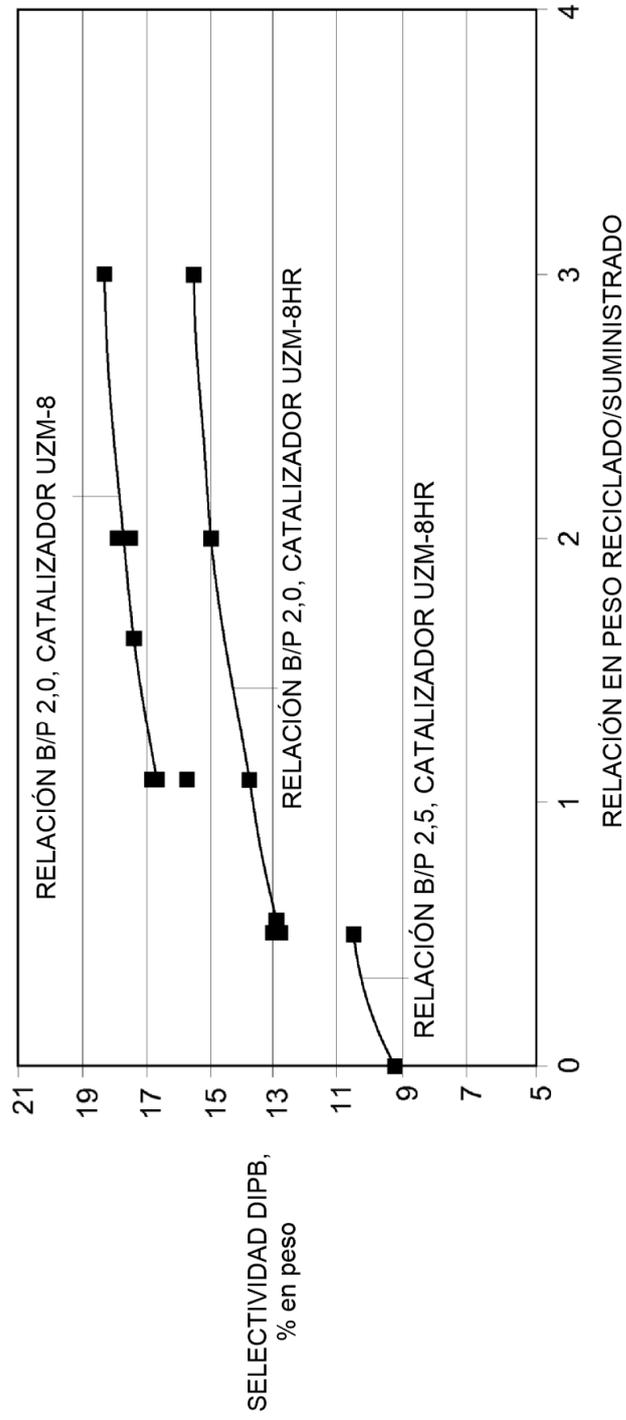


FIG. 3

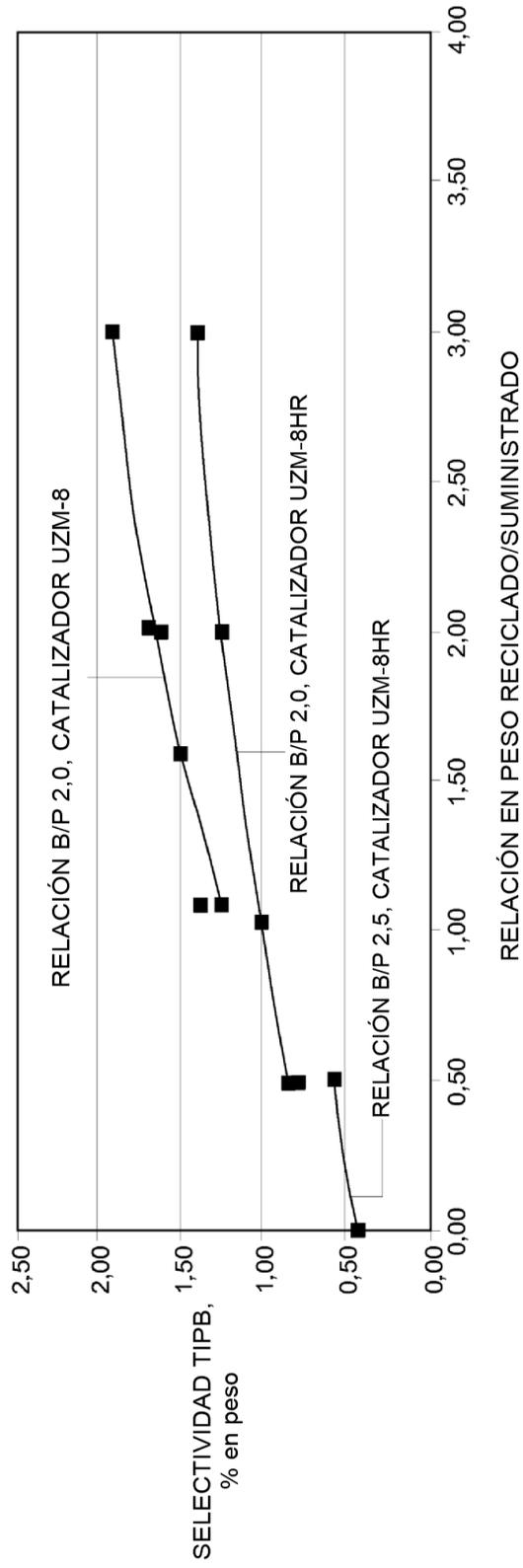


FIG. 4