



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 330 230**

51 Int. Cl.:
C07C 2/48 (2006.01)
C07C 5/09 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **05006438 .5**
96 Fecha de presentación : **23.03.2005**
97 Número de publicación de la solicitud: **1707549**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **04.10.2006**

54 Título: **Proceso para producción simultánea de benceno y etileno por conversión de acetileno.**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
07.12.2009

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
07.12.2009

73 Titular/es: **Saudi Basic Industries Corporation**
P.O. Box 5101
Riyadh 11422, SA

72 Inventor/es: **Mamadov, Agaddin;**
Joseph, Tony y
Al-Otaibi, Mohamed

74 Agente: **Justo Bailey, Mario de**

ES 2 330 230 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).

ES 2 330 230 T3

DESCRIPCIÓN

Proceso para producción simultánea de benceno y etileno por conversión de acetileno.

5 La presente invención se refiere a un proceso para producción simultánea de benceno y etileno por conversión de acetileno.

10 Se conocen varios procesos para la producción de benceno, por ejemplo producción a partir de reformado catalítico, producción a partir de gasolina de pirólisis, producción por conversión de tolueno o producción por aromatización de LPG, véanse por ejemplo los documentos U.S. 4.350.835 o U.S. 4.392.989.

15 Un proceso adicional para la producción de benceno es la aromatización de metano sobre catalizadores que contienen zeolitas. Se han publicado varios artículos acerca de la aromatización no oxidante de metano sobre catalizadores basados en zeolitas, por ejemplo, J. Catal., 169, 347 (1977); Cat. Lett. 53 (1998), 119.

20 U.S. 4.424.401 describe la aromatización de acetileno para dar una mezcla de hidrocarburos en presencia del catalizador zeolítico ZSM-5. La aromatización del acetileno se conducía con dilución del acetileno con gases inertes, agua, hidrógeno, metano y alcoholes. La reacción se llevaba a cabo utilizando una zeolita del tipo ZSM-5 que tenía una relación molar de sílice a alúmina de 100 a una temperatura comprendida en el intervalo de 260 a 550°C para convertir acetileno en una mezcla de hidrocarburos aromáticos.

25 Otro proceso para producción de benceno es la conversión de acetileno en benceno, como se describe por ejemplo en Appl. Cat. A. General. 250 (2003) 49-64. U.S. 5.118.893 describe una conversión catalítica de acetileno en aromáticos en presencia de catalizadores que contienen Ni o Co con adición de hidrógeno a la alimentación de acetileno.

30 Lamentablemente, el proceso de aromatización de metano o acetileno sobre zeolitas u otros catalizadores presenta un gran número de inconvenientes. Los catalizadores exhiben un tiempo de eficiencia muy corto y desactivación rápida debido a la acumulación de fragmentos de coque. Adicionalmente, se forman cantidades elevadas de otros subproductos en el caso de la conversión del acetileno. Además, la formación de fragmentos de coque en el interior de los canales de las zeolitas conduce a una disminución de la estabilidad del catalizador.

35 La aromatización del acetileno a aromáticos es conocida también por el documento U.S. 1.868.127, y esta reacción se conducía por calentamiento de acetileno a temperaturas superiores a 400°C. Por este proceso se formaban una diversidad de productos, que incluían benceno, estireno, naftaleno y aromáticos superiores.

40 Es un objeto de la presente invención proporcionar un proceso para la producción simultánea de benceno y etileno que resuelve los inconvenientes de la técnica anterior, especialmente para proporcionar una conversión elevada de acetileno y rendimientos altos de benceno y etileno sin utilizar un catalizador.

45 El objeto se alcanza por un proceso para la producción simultánea de benceno y etileno por conversión de acetileno, que comprende los pasos de: suministrar una composición de alimentación que comprende aproximadamente 5 a aproximadamente 30% en volumen de acetileno, aproximadamente 5 a aproximadamente 30% en volumen de metano, aproximadamente 5 a aproximadamente 30% en volumen de dióxido de carbono y aproximadamente 10 a aproximadamente 70% en volumen de hidrógeno a un reactor no metálico o cerámico; y hacer reaccionar térmicamente la composición de alimentación en el reactor a una temperatura comprendida en el intervalo de aproximadamente 600 a aproximadamente 1000°C, en donde el reactor es un reactor de cuarzo o cerámico. El proceso de inventiva se lleva a cabo con preferencia en condiciones no isoterma.

50 Con preferencia, la composición de alimentación que se suministra al reactor comprende aproximadamente 10 a aproximadamente 25% en volumen de acetileno, aproximadamente 10 a aproximadamente 25% en volumen de metano, aproximadamente 10 a aproximadamente 25% en volumen de dióxido de carbono y aproximadamente 40 a aproximadamente 70% en volumen de hidrógeno.

55 El proceso de la invención puede comprender adicionalmente de modo muy preferible suministrar al reactor una composición de alimentación que comprende aproximadamente 13 a aproximadamente 18% en volumen de acetileno, aproximadamente 13 a aproximadamente 18% en volumen de metano, aproximadamente 15 a aproximadamente 25% en volumen de dióxido de carbono y aproximadamente 45 a aproximadamente 60% en volumen.

60 En una realización, la temperatura está comprendida en el intervalo de aproximadamente 800 a aproximadamente 950°C.

Con preferencia, el tiempo de residencia de la composición de alimentación en el reactor es de aproximadamente 0,5 a aproximadamente 10 segundos.

65 De modo más preferible, la velocidad espacial de la composición de alimentación es de aproximadamente 400 a aproximadamente 5.000 h⁻¹, con preferencia aproximadamente 1800 a aproximadamente 3000 h⁻¹.

ES 2 330 230 T3

La velocidad espacial es un factor importante que afecta a la relación benceno/etileno. Una velocidad espacial alta proporciona rendimiento alto de etileno, mientras que una velocidad espacial baja proporciona alto rendimiento de benceno.

5 En una realización adicional y muy preferible, el reactor es un reactor tubular.

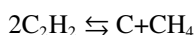
Además, se prefiere que el diámetro interior del reactor tubular sea de aproximadamente 4 a aproximadamente 15 mm, con preferencia aproximadamente 4 mm.

10 Finalmente, el proceso es con preferencia continuo, semi-continuo, o discontinuo.

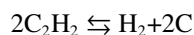
Sorprendentemente, se encontró que utilizando el proceso de acuerdo con la presente invención pueden producirse simultáneamente benceno y etileno por una aromatización térmica de acetileno en presencia de compuestos adecuados, a saber hidrógeno, metano y dióxido de carbono, utilizando condiciones de reacción adecuadas y un reactor específico.

15 Se encontró que la presión parcial de metano es importante para alcanzar alta selectividad de benceno. La presión parcial de metano se regula por el dióxido de carbono que, además de la dilución, tiene también propiedades de sustancia reaccionante reguladora de la cantidad de coque por reacción *in situ* con los fragmentos de coque.

20 Se encontró, en detalle, que en la composición de alimentación utilizada en el proceso de inventiva, la presencia de metano es eficaz para reducir la formación de coque en la reacción de equilibrio:



25 La participación de hidrógeno es también necesaria para la disminución de los fragmentos de coque en la reacción de descomposición del acetileno:



30 Adicionalmente se encontró que, a concentraciones de hidrógeno muy altas, tiene lugar la hidrogenólisis del acetileno:



Debido a esta reacción, cierta cantidad del hidrógeno contenido en la composición de alimentación se reemplazaba por dióxido de carbono que regula la concentración de acetileno en la composición de alimentación y reduce la formación de coque.

Una mezcla muy preferida a suministrar en el proceso de la presente invención comprende aproximadamente 15% en volumen de acetileno, aproximadamente 15% en volumen de metano, aproximadamente 20% en volumen de dióxido de carbono y aproximadamente 50% en volumen de hidrógeno. La utilización de más de 30% en volumen de acetileno dará como resultado que la selectividad de coque sea demasiado alta. Si se utiliza una mezcla que contiene menos de 5% en volumen de acetileno, las concentraciones resultantes de benceno y etileno son muy bajas.

El proceso de acuerdo con la presente invención se lleva a cabo con preferencia en un reactor cerámico o de cuarzo. En los reactores metálicos, la conversión del acetileno transcurre en la dirección de una descomposición profunda del acetileno, con formación de hidrógeno y fragmentos de coque únicamente.

Con preferencia, el reactor tiene un diámetro interior de aproximadamente 4 a aproximadamente 15 mm, con preferencia 4 mm, en donde la reacción puede llevarse a cabo en hornos con 13 y 45 cm de longitud, utilizando, por ejemplo, hornos de tres zonas con 45 cm de longitud, y con variación del parámetro L/D del reactor (L - longitud del reactor, D - diámetro del reactor). Sin embargo, se encontró que el rendimiento de benceno obtenido en un horno de tres zonas es menor en comparación con un horno de una sola zona. Un horno de tres zonas es un equipo estándar utilizado en trabajos de catálisis en los que las tres zonas se calientan por separado a fin de mantener condiciones isotermas en toda la longitud del reactor. Como se ilustra más adelante en la sección de ejemplos, los resultados obtenidos en un horno de una sola zona son mejores que los obtenidos en el horno de tres zonas.

El proceso de la presente invención puede emplearse ventajosamente como segunda etapa de la aromatización térmica del metano a benceno, en donde en la primera etapa el metano se convierte en acetileno. Existe una extensa investigación para la conversión de metano en acetileno. Por ejemplo, el documento U.S. 6.323.247 describe un proceso de conversión térmica de acetileno, en el cual el rendimiento de acetileno es 76%. Así, la utilización del proceso de inventiva como segunda etapa hace del proceso en dos pasos de conversión de metano en benceno y etileno por la vía de acetileno un posible proceso alternativo.

ES 2 330 230 T3

Características y ventajas adicionales del proceso de la presente invención se dan en la descripción detallada que sigue de ejemplos comparativos y ejemplos de acuerdo con la presente invención.

Los ejemplos que siguen tienen únicamente por objeto ser ilustrativos de esta invención. Por supuesto, los mismos no deben tomarse en modo alguno como limitantes del alcance de la invención. Pueden hacerse numerosos cambios y modificaciones con respecto a la invención.

Ejemplos

Las condiciones de reacción y los parámetros del proceso se ilustran en los ejemplos y ejemplos comparativos siguientes.

Ejemplo comparativo 1

La conversión de acetileno en benceno y etileno se llevó a cabo en un reactor de cuarzo que tenía un diámetro interior de 10 mm; se suministró al reactor una composición de alimentación que contenía 20% en volumen de acetileno y 80% en volumen de metano. Se hizo variar la temperatura de la reacción. Los resultados se dan a continuación en la tabla 1, que muestra que se obtienen solamente selectividades bajas de benceno y etileno, en tanto que la selectividad para fragmentos de coque y metano es significativamente alta.

TABLA 1

Conversión de acetileno en el reactor de cuarzo de 10 mm; mezcla de reacción 20% CH₂ + 80% CH₄

TEMPERATURA, °C	600	625	650	670	700
Caudal total de alimentación, cc/min	10	10	10	10	10
C ₂ H ₂ , cc/min	2	2	2	2	2
CH ₄ , cc/min	8	8	8	8	8
Velocidad espacial, h ⁻¹	511	526	540	552	570
Conversión de C ₂ H ₂	62,2	78,0	89,0	93,0	97,6
Selectividad de C ₆ H ₆	24,0	20,2	21,8	21,3	22,2
Selectividad de C ₂ H ₄	5,5	6,0	7,4	10,1	9,7
Sel. de coque + CH ₄ , %	70,5	73,8	70,8	68,6	68,1
Rendimiento de C ₆ H ₆	14,9	15,6	19,4	19,5	21,7
Rendimiento de C ₂ H ₄	3,4	4,7	6,5	9,3	8,8

Ejemplo comparativo 2

Se llevó a cabo el ejemplo comparativo 2 de la misma manera que el ejemplo comparativo 1, excepto que se modificó el caudal total. Como puede verse por los resultados dados en la tabla siguiente, se obtienen solamente bajas selectividades de benceno y etileno, pero selectividades elevadas de coque y metano.

TABLA 2

TEMPERATURA, °C	700	600	600	700
Caudal total de alimentación, cc/min	10	20	30	30
C ₂ H ₂ , cc/min	2	4	6	6
CH ₄ , cc/min	8	16	24	24
Velocidad espacial, h ⁻¹	570	1023	1530	1710
Conversión de C ₂ H ₂	97,6	45,8	67,4	88,0
Selectividad de C ₆ H ₆	22,2	28,9	22,9	28,4
Selectividad de C ₂ H ₄	9,7	5,6	6,4	10,3
Sel. de coque + CH ₄ , %	68,1	65,5	70,7	61,3
Rendimiento de C ₆ H ₆	21,7	13,2	15,4	24,6
Rendimiento de C ₂ H ₄	8,8	2,5	4,3	9,1

ES 2 330 230 T3

Ejemplo comparativo 3

El ejemplo comparativo 3 ilustra un proceso para conversión de acetileno que utiliza acetileno y metano como mezcla de alimentación, en donde el proceso se lleva a cabo en un reactor de cuarzo que tiene un diámetro interior de 4 mm.

TABLA 3

TEMPERATURA, °C	800	850	900	850
Caudal total de alimentación, cc/min	25	25	25	30
C ₂ H ₂ , cc/min	5	5	5	6
CH ₄ , cc/min	20	20	20	24
Velocidad espacial, h ⁻¹	1572	1645	1718	1645
Conversión de C ₂ H ₂	87,0	97,6	98,6	90,0
Selectividad de C ₆ H ₆	27,5	31,6	30,8	36,8
Selectividad de C ₂ H ₄	12,6	15,2	9,97	14,3
Sel.de coque + CH ₄ , %	27,4	50,8	59,3	55,1
Rendimiento de C ₆ H ₆	23,9	30,8	30,4	33,2
Rendimiento de C ₂ H ₄	10,9	14,8	9,8	12,5

Ejemplo comparativo 4

El ejemplo comparativo 4 ilustra un proceso en el cual se utiliza hidrógeno como componente adicional de la alimentación. La composición de alimentación suministrada al reactor contenía 20% en volumen de acetileno, 20% en volumen de metano y 60% en volumen de hidrógeno. Se utilizó un reactor de cuarzo que tenía un diámetro interior de 4 mm. Como puede verse por los resultados dados a continuación en la Tabla 4, el uso de hidrógeno tampoco puede mejorar significativamente las selectividades de benceno y etileno, y proporciona adicionalmente una selectividad alta con relación a la formación de coque y metano.

TABLA 4

TEMPERATURA, °C	850	870	860	880	890	900
Caudal total de alimentación, cc/min	30	30	37	37	45	45
C ₂ H ₂ , cc/min	6	6	7,4	7,4	9	9
CH ₄ , cc/min	6	6	7,4	7,4	9	9
H ₂ , cc/min	18	18	22,2	22,2	27	27
Velocidad espacial, h ⁻¹	1974	2009	2456	2500	3067	3093
Conversión de C ₂ H ₂	95	95	96,9	96,5	96,2	95,8
Selectividad de C ₆ H ₆	29,2	28,5	28,7	28,7	36,9	40,9
Selectividad de C ₂ H ₄	21,5	22,0	20,9	21,2	20,0	19,5
Sel.de coque + CH ₄ , %	32,4	35,6	33,12	24,6	31,7	28,3
Rendimiento de C ₆ H ₆	27,7	27,1	27,8	27,7	35,6	39,1
Rendimiento de C ₂ H ₄	20,3	20,4	20,3	20,5	19,3	18,7

ES 2 330 230 T3

Ejemplo comparativo 5

El ejemplo comparativo 5 ilustra el efecto del caudal con una composición de alimentación que contiene 15% en volumen de acetileno, 30% en volumen de metano y 55% en volumen de hidrógeno. El reactor utilizado tenía un diámetro interior de 4 mm. Nuevamente, se obtienen selectividades altas para coque y metano, que dan como resultado un proceso menos económico.

TABLA 5

TEMPERATURA, °C	750	840	880	900	860	915	880	900	915
Caudal total de alimentación, cc/min	30	30	30	30	40	40	50	50	50
C ₂ H ₂ , cc/min	4,5	4,5	4,5	4,5	6,0	6,0	7,5	7,5	7,5
CH ₄ , cc/min	9,0	9,0	9,0	9,0	12,0	12,0	15,0	15,0	15,0
H ₂ , cc/min	16,5	16,5	16,5	16,5	22,0	22,0	27,5	27,5	27,5
Velocidad espacial, h ⁻¹	1798	1956	2027	2062	2749	2785	3410	3437	3481
Conversión de C ₂ H ₂	69,4	90,2	95,2	96,3	89,5	95,5	88,5	92,8	92,8
Selectividad de C ₆ H ₆	34,7	30,7	33,7	35,5	34,6	42,3	35,7	36,6	40,6
Selectividad de C ₂ H ₄	22,4	27,0	25,2	22,5	27,2	22,1	27,2	26,3	24,2
Sel.de coque + CH ₄ , %	20,3	21,1	20,8	21,2	23,5	22,3	20,4	21,3	20,0
Rendimiento de C ₆ H ₆	24,1	27,7	30,6	34,2	30,4	40,2	31,6	33,4	38,1
Rendimiento de C ₂ H ₄	15,6	24,4	24,8	21,6	24,4	21,1	23,7	24,4	22,7

Ejemplo 6

Este ejemplo está de acuerdo con la invención y muestra el efecto de todos los componentes de la alimentación, especialmente el dióxido de carbono, en el proceso de la invención en un reactor de cuarzo que tiene un diámetro interior de 4 mm. Como puede deducirse por los resultados ilustrados a continuación en la Tabla 6, pueden obtenerse rendimientos de benceno de hasta 42% molar y rendimientos de etileno de hasta 27% molar, en tanto que la selectividad para coque y metano se reduce significativamente. Estos resultados son notablemente mejores que cualesquiera resultados descritos en la bibliografía para producción de etileno y benceno a partir de acetileno, o que los resultados ilustrados en los ejemplos comparativos.

TABLA 6

TEMPERATURA, °C	750	800	840	880	900	915
Caudal total de alimentación, cc/min	30	30	30	30	30	30
C ₂ H ₂ , cc/min	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4
CH ₄ , cc/min	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4
H ₂ , cc/min	13,2	13,2	13,2	13,2	13,2	13,2
CO ₂ cc/min	8	8	8	8	8	8
Velocidad espacial, H ⁻¹	1798	1886	1886	2027	2036	2088
Conversión de C ₂ H ₂ , % molar	69,9	79,3	84,6	92,5	94,9	95,5
Selectividad de C ₆ H ₆ , % molar	33,3	34,6	36,5	39,7	45,0	44,6
Selectividad de C ₂ H ₄ , % molar	19,4	22,8	27,8	29,8	25,4	23,6
Sel.de coque + CH ₄ , % molar	17,1	13,6	11,2	7,7	6,9	7,3
Rendimiento de C ₆ H ₆ , % molar	23,3	27,4	30,9	39,7	42,7	42,6
Rendimiento de C ₂ H ₄ , % molar	13,6	18,1	23,5	27,5	24,1	22,6

ES 2 330 230 T3

Ejemplo comparativo 7

El ejemplo comparativo 7 ilustra los resultados de la conversión de acetileno en un reactor que tiene un diámetro interior de 4 mm en un pequeño horno con 13 cm de longitud. La composición de la alimentación era 30% en volumen de metano, 15% en volumen de acetileno y 55% en volumen de hidrógeno a condiciones de caudal diferentes.

TABLA 7

TEMPERATURA, °C	920	920	920
Caudal total de alimentación, cc/min	50	30	25
C ₂ H ₂ , cc/min	7,5	4,5	3,75
CH ₄ , cc/min	15,0	9,0	7,5
H ₂ , cc/min	27,5	16,5	13,75
Velocidad espacial, h ⁻¹	3495	2027	1747
Conversión de C ₂ H ₂ , % molar	71,3	76,8	81,9
Selectividad de C ₆ H ₆ , % molar	21,8	27,4	33,2
Selectividad de C ₂ H ₄ , % molar	25,2	30,2	35,0
Sel. de coque + CH ₄ , % molar	21,2	21,4	21,6
Rendimiento de C ₆ H ₆ , % molar	15,6	21,0	27,2
Rendimiento de C ₂ H ₄ , % molar	17,9	23,2	29,0

Ejemplo comparativo 8

El ejemplo comparativo 8 muestra el resultado de la aromatización de acetileno en un horno de tres zonas con variación de temperatura.

TABLA 8

TEMPERATURA, °C	915- 462- 228	900- 458- 238	890- 458- 233	870- 375- 158	890- 385- 164	900- 403- 180	900 zona simple
Caudal total de alimentación, cc/min	12	12	12	50	50	50	50
C ₂ H ₂ , cc/min	1,8	1,8	1,8	7,5	7,5	7,5	7,5
CH ₄ , cc/min	3,6	3,6	3,6	15,0	15,0	15,0	15,0
H ₂ , cc/min	6,6	6,6	6,6	27,5	27,5	27,5	27,5
L/D (L-longitud del reactor, D-diámetro del reactor)	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	112
Conversión de C ₂ H ₂ , % molar	87,6	82,8	81,3	64,9	64,7	68,8	92,8
Selectividad de C ₆ H ₆ , % molar	25,6	24,9	24,5	24,5	22,3	21,6	36,6
Selectividad de C ₂ H ₄ , % molar	25,0	24,3	23,3	20,7	22,8	20,7	26,3
Sel. de coque + CH ₄ , % molar	14,1	15,2	16,2	31,1	25,0	20,4	21,3
Rendimiento de C ₆ H ₆ , % molar	22,4	20,6	19,9	15,9	14,4	14,9	33,4
Rendimiento de C ₂ H ₄ , % molar	21,9	20,1	19,0	13,4	14,8	14,3	24,4

ES 2 330 230 T3

La velocidad espacial en tales condiciones de reacción en el ejemplo comparativo 8 no es constante debido a la distribución de temperaturas en el reactor.

Ejemplo comparativo 9

El ejemplo comparativo 9 ilustra la conversión de acetileno en un reactor cerámico que tiene un diámetro interior de 10 mm utilizando una composición de alimentación de 20% vol metano, 20% vol acetileno y 60% vol hidrógeno.

TABLA 9

TEMPERATURA, °C	700	750	800	830	850
Caudal total de alimentación, cc/min	50	50	50	50	50
C ₂ H ₂ , cc/min	10	10	10	10	10
CH ₄ , cc/min	10	10	10	10	10
H ₂ , cc/min	30	30	30	30	30
Velocidad espacial, h ⁻¹	1710	1798	1886	1939	1974
Conversión de C ₂ H ₂ , % molar	84,4	95,0	100	100	100
Selectividad de C ₆ H ₆ , % molar	28,6	26,1	25,1	29,6	29,8
Selectividad de C ₂ H ₄ , % molar	15,0	19,2	19,0	17,2	14,4
Sel. de coque + CH ₄ , % molar	46,0	36,6	23,0	19,5	18,3
Rendimiento de C ₆ H ₆ , % molar	24,1	24,7	25,1	29,8	29,8
Rendimiento de C ₂ H ₄ , % molar	12,7	18,3	19,0	17,2	14,4

Ejemplo comparativo 10

El ejemplo comparativo 10 ilustra los resultados de conversión de acetileno en un reactor metálico que tiene un diámetro interior de 4 mm utilizando una composición de alimentación que contiene 20% vol metano, 20% vol acetileno y 60% vol hidrógeno.

TABLA 10

TEMPERATURA, °C	600	700	840	870
Caudal total de alimentación, cc/min	50	50	50	50
C ₂ H ₂ , cc/min	10	10	10	10
CH ₄ , cc/min	10	10	10	10
H ₂ , cc/min	30	30	30	30
Velocidad espacial, h ⁻¹	1534	1710	1956	2009
Conversión de C ₂ H ₂ , % molar	39,9	100	100	100
Selectividad de C ₆ H ₆ , % molar	6,2	7,1	0,6	4,9
Selectividad de C ₂ H ₄ , % molar	2,8	4,9	0,2	2,6
Sel. de coque + CH ₄ , % molar	88,8	86,8	91,8	84,8
Rendimiento de C ₆ H ₆ , % molar	2,5	7,1	0,6	4,9
Rendimiento de C ₂ H ₄ , % molar	1,1	4,9	0,2	2,6

ES 2 330 230 T3

Ejemplo 11

En este ejemplo, la variación de la composición de alimentación durante la conversión del acetileno se muestra utilizando una mezcla de acetileno, metano, hidrógeno y dióxido de carbono. Como puede verse en la Tabla 11, se pueden obtener selectividades altas para benceno y etileno, con una selectividad baja para fragmentos de coque de metano.

TABLA 11

TEMPERATURA, °C	915	915	915	915
Caudal total de alimentación, cc/min	30	30	30	30
C ₂ H ₂ , cc/min	4,4	6,0	4,4	4,0
CH ₄ , cc/min	4,4	2,5	4,4	3,5
H ₂ , cc/min	17,2	15	13,2	20,5
CO ₂ , cc/min	4,0	6,5	8,0	2,0
Velocidad espacial, h ⁻¹	2088	2088	2088	2088
Conv. C ₂ H ₂ , % molar	97,6	93,6	95,4	98,5
Sel. C ₆ H ₆ , % molar	42,1	44,0	44,6	37,2
Sel. C ₂ H ₄ , %	25,3	24,6	23,6	30,9
Sel. de coque + CH ₄ , %	6,9	7,1	7,3	6,5
Rendimiento de C ₆ H ₆ , % molar	41,1	41,2	42,6	36,6
Rendimiento de C ₂ H ₄ , % molar	24,6	23,0	22,6	30,4

ES 2 330 230 T3

Ejemplo 12

En este ejemplo, se muestra la variación del caudal de alimentación durante la conversión del acetileno utilizando una mezcla de acetileno, metano, hidrógeno y dióxido de carbono. Nuevamente, se obtienen selectividades altas de benceno y etileno, que son significativamente mejores que cualesquiera resultados descritos en la bibliografía o en los ejemplos comparativos.

TABLA 12

TEMPERATURA, °C	915	915	915
Caudal total de alimentación, cc/min	30	40	50
C ₂ H ₂ , cc/min	4,4	6,0	7,5
CH ₄ , cc/min	4,4	6,0	7,5
H ₂ , cc/min	13,2	17,6	22,0
CO ₂ , cc/min	8,0	10,4	13,0
Velocidad espacial, hr ⁻¹	2088	2785	3481
Conv. C ₂ H ₂ , % molar	95,5	93,2	91,0
Sel. C ₆ H ₆ , % molar	44,6	43,0	41,1
Sel. C ₂ H ₄ , %	23,6	26,2	28,9
Sel. de coque + CH ₄ , %	7,3	7,0	6,9
Rendimiento de C ₆ H ₆ , % molar	42,6	40,6	37,4
Rendimiento de C ₂ H ₄ , % molar	22,6	24,4	26,3

ES 2 330 230 T3

REIVINDICACIONES

1. Proceso para producción simultánea de benceno y etileno por conversión de acetileno, que comprende los pasos:

- suministrar una composición de alimentación que comprende aproximadamente 5 a aproximadamente 30% vol acetileno, aproximadamente 5 a aproximadamente 30% vol metano, aproximadamente 5 a aproximadamente 30% vol dióxido de carbono y aproximadamente 10 a aproximadamente 70% vol hidrógeno a un reactor no metálico; y
- hacer reaccionar térmicamente la composición de alimentación en el reactor a una temperatura comprendida en el intervalo de aproximadamente 600 a aproximadamente 1000°C;

en el que el reactor es un reactor de cuarzo o cerámico.

2. Proceso de acuerdo con la reivindicación 1, **caracterizado** porque se suministra al reactor una composición de alimentación que comprende aproximadamente 10 a aproximadamente 25% vol acetileno, aproximadamente 10 a aproximadamente 25% vol metano, aproximadamente 10 a aproximadamente 25% vol dióxido de carbono y aproximadamente 40 a aproximadamente 70% vol hidrógeno.

3. Proceso de acuerdo con la reivindicación 2, **caracterizado** porque se suministra al reactor una composición de alimentación que comprende aproximadamente 13 a aproximadamente 18% vol acetileno, aproximadamente 13 a aproximadamente 18% vol metano, aproximadamente 15 a aproximadamente 25% vol dióxido de carbono y aproximadamente 45 a aproximadamente 60% vol hidrógeno.

4. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado** porque la temperatura está comprendida en el intervalo de aproximadamente 800 a aproximadamente 950°C.

5. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado** porque el tiempo de residencia de la composición de alimentación en el reactor es de aproximadamente 0,5 a aproximadamente 10 segundos.

6. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la velocidad espacial de la composición de alimentación es de aproximadamente 400 a aproximadamente 5.000 h⁻¹, con preferencia aproximadamente 1800 a aproximadamente 3000 h⁻¹.

7. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado** porque el reactor es un reactor tubular.

8. Proceso de acuerdo con la reivindicación 7, **caracterizado** porque el diámetro interior del reactor tubular es aproximadamente 4 a aproximadamente 15 mm, con preferencia aproximadamente 4 mm.

9. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado** porque el proceso es continuo, semi-continuo o discontinuo.