



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 336 070**

51 Int. Cl.:
C01B 3/56 (2006.01)
B01D 53/047 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **00117437 .4**
96 Fecha de presentación : **11.08.2000**
97 Número de publicación de la solicitud: **1076035**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **14.02.2001**

54 Título: **Procedimiento de adsorción con oscilación de presión para la producción de hidrógeno.**

30 Prioridad: **13.08.1999 US 373749**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
08.04.2010

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
08.04.2010

73 Titular/es: **PRAXAIR TECHNOLOGY, Inc.**
39 Old Ridgebury Road
Danbury, Connecticut 06810-5113, US

72 Inventor/es: **Baksh, Mohamed Safdar Allie y**
Ackley, Mark William

74 Agente: **Elzaburu Márquez, Alberto**

ES 2 336 070 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

Procedimiento de adsorción con oscilación de presión para la producción de hidrógeno.

5 **Campo de la invención**

Estas invención se refiere a un procedimiento de adsorción con oscilación de presión (PSA: pressure swing ad-
sorption) para purificar corrientes de gas impuro que contienen hidrógeno al 50% molar y, más particularmente, a un
procedimiento de este tipo para la producción de hidrógeno de alta pureza a partir de varias mezclas de alimentación
10 que contienen hidrógeno, tal como gas de síntesis. El procedimiento mejorado proporciona mayor recuperación de
hidrógeno y menor y reserva de adsorbente en comparación con procedimientos de PSA anteriormente conocidos para
la producción de hidrógeno.

Antecedentes de la invención

15 Está creciendo la necesidad de hidrógeno de alta pureza (>99,9%) en las industrias de procesos químicos, por
ejemplo en el recocido de acero, fabricación de silicio, hidrogenación de grasas y aceites, fabricación de vidrio, hidro-
craqueo, producción de metanol, la producción de oxo alcoholes y procesos de isomerización. Esta demanda creciente
requiere el desarrollo de procedimientos de separación altamente eficaces para la producción de H₂ a partir de varias
mezclas de alimentación. Con el fin de obtener procedimientos de separación por PSA altamente eficaces, se deben
20 reducir tanto el capital como los costes de operación de los sistemas de PSA.

Un modo de reducir los costes del sistema de PSA consiste en disminuir la reserva de adsorbente y el número de
lechos en el proceso de PSA. Además, pueden ser posibles más mejoras usando ciclos avanzados y adsorbentes en el
proceso de PSA. Sin embargo, el gas de alimentación 1-12 contiene varios contaminantes, por ejemplo CO₂ (de 20%
a 25%) y cantidades menores de H₂O (<0,5%), CH₄ (<3%), CO (>1%) y N₂ (<1%). Una tal diversidad de adsorbatos
en composiciones ampliamente variables, combinada con el requisito de elevada pureza (>99,9%) para el H₂ presenta
un reto significativo para la eficaz selección, configuración y cantidad de adsorbentes en cada capa del lecho para
conseguir un procedimiento de H₂-PSA eficaz.

30 Existen una diversidad de procedimientos conocidos para producir hidrógeno. Por ejemplo, la figura 1 de los
dibujos que se acompañan muestra la reformación de gas natural o naphta, en la que un material de alimentación,
por ejemplo una corriente 11 de gas natural, es comprimido y alimentado a una unidad de purificación 12 para suprimir
los compuestos de azufre. La alimentación desprovista de azufre es entonces mezclada con vapor sobrecalentado y
alimentada a un reformador 13 para producir principalmente H₂ y CO. La corriente efluente que sale del reformador
es enviada a una unidad 14 de recuperación de calor, después a un convertidor de desplazamiento 15 para obtener H₂
adicional. El efluente o producto que sale del convertidor de desplazamiento es enfriado y recuperado en la unidad 16.
El efluente, corriente de gas de síntesis 17, que tiene, en seco, una composición de unos 74,03% de H₂, 22,54% de
CO₂, 0,36% de CO, 2,16% de CH₄ y 0,91% de N₂, es entonces encaminado a un sistema 18 de purificación por PSA
40 para producir una corriente 19 de producto de hidrógeno de elevada pureza.

Procedimientos de PSA representativos de la técnica anterior para la purificación de hidrógeno incluyen los si-
guientes: (1) Wagner, patente de Estados Unidos número 3.430.418, (2) Batta, Patente de Estados Unidos número
3.564.816, (3) Sircar *et al.*, Patente de Estados Unidos número 4.077.779, (4) Fuderer *et al.*, Patente de Estados Uni-
dos número 4.553.981, (5) Fong *et al.*, Patente de Estados Unidos número 5.152.975, y (6) Kapoor *et al.*, Patente de
Estados Unidos número 5.538.706.

Los adsorbedores del procedimiento de PSA de hidrógeno han sido conceptualmente divididos en múltiples zonas,
dependiendo de los contaminantes particulares que se haya de eliminar en las zonas sucesivas. Por ejemplo, en la
Patente de Wagner (Estados Unidos, número 3.430.418), se usa una combinación de dos tipos de adsorbentes, es decir,
carbón activado para la eliminación de H₂O y CO₂, y zeolita A de calcio para la eliminación de CO y CH₄ (véase
el ejemplo 1). La patente de Wagner describe un ciclo de PSA de ocho etapas para la purificación de hidrógeno. En
el procedimiento de usan al menos cuatro lechos; a continuación de la etapa de igualación de lecho a lecho, cada
lecho sufre una etapa de despresurización en la dirección de la corriente antes de la evacuación en contracorriente para
recuperar el gas del espacio vacío para la purga de otro lecho.

Batta (Patente de Estados Unidos número 3.564.816) describe un ciclo de PSA de doce etapas que usa al menos
cuatro lechos adsorbentes y dos etapas de igualación de presión para la separación de mezclas de gas que contienen
hidrógeno contaminadas con H₂O, CO₂, CH₄ y CO, producidas en la reformación de vapor de gas natural. En el
procedimiento de Batta, una etapa de despresurización en la dirección de la corriente sigue a la primera etapa de
igualación de lecho a lecho para recuperar gas del espacio vacío para la purga de otro lecho. Una segunda etapa de
igualación de lecho a lecho se usa antes de la evacuación en contracorriente en el ciclo de PSA.

En el documento GB-A-2 155 805 se describen además sistemas de cuatro lechos adsorbentes que emplean un
ciclo de PSA de doce etapas.

Sircar (Patente de Estados Unidos número 4.171.206) describe un procedimiento en el que una corriente de hi-
drógeno crudo (tal como el efluente gaseoso procedente de un convertidos de desplazamiento de una instalación de

ES 2 336 070 T3

reformación de hidrocarburos) fluye a través de un primer lecho de carbón activado (eficaz para la supresión de CO₂), y después a través de un segundo lecho de zeolita 5A (eficaz para la supresión de impurezas diluidas tales como CH₄ y/o CO) para producir hidrógeno de elevada pureza (>99,9%).

5 Golden *et al.* (Patente de Estados Unidos número 4.957.514), describe la purificación de hidrógeno usando una zeolita del Tipo X intercambiada con bario para eliminar contaminantes CO, CH₄ y N₂. De acuerdo con Goleen, la zeolita BaX preferida es una en la que del 60 al 100% de cationes de sodio de la zeolita NaX han sido sustituidos por cationes de bario. Golden compara los requisitos de adsorbentes que usan BX (96% de Ba, 4% de Na), CaX (98% de Ca, 2% de Na), Ca/SrX (50% de Ca, 50% de Sr), y zeolitas 5A comerciales en procedimientos de purificación de hidrógeno. Para un caudal de alimentación dado y pureza de H₂, la cantidad de zeolita requerida en el procedimiento de purificación de hidrógeno es la más pequeña cuando se usa BaX. Así mismo, Golden clasifica los adsorbentes en el orden BaX > Ba/SrX > 5A > SrX > Ca/SrX > CaX para la adsorción de CO ó CH₄. En particular, CaX está clasificado el más bajo con respecto a la eliminación de impurezas de CO y CH₄.

15 Scharpf *et al.* (Patente de Estados Unidos número 5.294.247), describe un procedimiento de PSA en vacío para la recuperación de hidrógeno a partir de gases diluidos que salen de refinería, que contienen preferiblemente menos que 60% de hidrógeno. La patente describe el uso de seis lechos adsorbentes, cada uno de los cuales contiene una capa de carbón activado, una capa de zeolita 13X, una capa de de zeolita 5A y una capa de zeolita CaX o zeolita X intercambiada con calcio. Esta disposición de cuatro capas se describe como útil para la eliminación de grandes concentraciones (>1%) de alimentación de CO y CO₂.

Más recientemente, Bomard *et al.*, en la Solicitud de Patente Internacional WO97/45363, describe un método para separar hidrógeno de una mezcla de gases que contiene CO y otras impurezas, tales como CO₂ e hidrocarburos. En la solicitud de Bomard, se hace pasar la mezcla de alimentación hacia un primer adsorbente selectivo (por ejemplo, carbón activado) para eliminar CO₂ e hidrocarburos. Después de hace contactar por un segundo adsorbente, una zeolita del tipo de la faujasita con al menos 80% de intercambio de litio, para suprimir principalmente impureza de CO y producir hidrógeno de elevada pureza. Además, se puede poner un tercer adsorbente (zeolita 5A) entre los adsorbentes primero y segundo para eliminar nitrógeno si está presente también N₂ en la mezcla de alimentación.

30 Se sabe también utilizar procedimientos de PSA para la adsorción selectiva de N₂ del aire para obtener gases enriquecidos en O₂. Berlin (Patente de Estados Unidos 3.313.091) describe el uso de zeolitas del tipo X sustituidas por estroncio en un tal procedimiento y estipula que Ca²⁺, Sr²⁺ y Ag⁺ son los cationes de intercambio preferidos, siendo Sr²⁺ el más deseable. En el caso de la zeolita de Tipo A, se prefieren Ca²⁺, Mg²⁺ y Ag⁺.

35 Coe *et al.* (Patente de Estados Unidos número 4.481.018), describe también procedimientos de separación de PSA que implican separaciones de N₂ y O₂ que usan formas de intercambio de calcio de zeolita X, y mostraron rendimiento mejorado del procedimiento de PSA con aumento del contenido de calcio. Sin embargo, Chao (Patentes de estados Unidos números 5.698.013 y 5.454.857) describe para formas intercambiadas con calcio de zeolita X un rendimiento de pico en la separación del aire por debajo de contenido máximo de calcio. En particular, el rendimiento de pico ocurre cuando el grado de intercambio de calcio está en el intervalo de 60 a 89 por ciento equivalente, y la relación molar SiO₂/Al₂O₃ está en el intervalo de 2,0 a 2,4.

En el documento US-A-4. 477 267 se da a conocer un procedimiento de adsorción con oscilación de presión (PSA) en la parte precharacterizadora de la reivindicación 1.

45 Las condiciones operativas utilizadas en los procedimientos de PSA de H₂ son distintas a las utilizadas en los procedimientos de PSA para la producción de O₂ a partir del aire. La presión de adsorción es típicamente menor que 2,5 bares en la separación de aire de VPSA, mientras que la presión de adsorción es de 5 a 20 bares en PSA de H₂.

50 La cantidad de N₂ en las corrientes de alimentación de estos dos procedimientos es significativamente diferente, por ejemplo la fracción de N₂ en el aire es de aproximadamente 78% molar, mientras que, en la purificación de hidrógeno, la proporción de N₂ en la corriente de alimentación es normalmente menor que 1-3% molar. En consecuencia, los adsorbentes selectivos de N₂ expuestos en las referencias anteriormente mencionadas para la separación de aire deben actuar en diferentes regiones de presión parcial de N₂ de la isoterma que las requeridas para la función de purificación en procedimientos de PSA de H₂. Además, las cargas diferenciales de N₂ en los procedimientos de VPSA de O₂ y de PSA de H₂ son completamente diferentes para un adsorbente dado selectivo de N₂ (por ejemplo, zeolita). Complicaciones adicionales en el diseño de procedimientos de PSA de H₂ resultan de la adsorción competitiva y de velocidades de difusión de cada adsorbato en la mezcla. En la selección de adsorbentes mejorados y el diseño de procedimientos de PSA de H₂, se ha de otorgar consideración debida a la totalidad de los resultados precedentes.

60 El adsorbente normalmente utilizado hasta ahora en los procedimientos de PSA de H₂ es zeolita 5A, obtenida mediante intercambio de base de Ca (aproximadamente 75%) en el ión sodio presente en la zeolita 4A.

65 Entre los objetos de la presente invención está el de proporcionar un procedimiento de PSA mejorado para la producción de hidrógeno a partir de una corriente de gas impuro que contiene más de 50% molar de hidrógeno, siendo tales mejoras realizadas como recuperación incrementada de hidrógeno, adsorbente reducido y menores costes de capital y de operación. Otros objetos y ventajas de la invención resultarán evidentes de la siguiente descripción, tomada en relación con los dibujos que se acompañan.

Sumario de la invención

La presente invención consiste en un procedimiento de adsorción con oscilación de presión (PSA) según se define en la reivindicación 1 y un sistema de PSA según se define en la reivindicación 9.

De acuerdo con la presente invención, se proporciona un procedimiento mejorado de PSA para la purificación de una corriente de gas que contiene más de aproximadamente 50% molar de hidrógeno, el cual comprende adsorber esencialmente la totalidad del nitrógeno de dicha corriente haciéndola pasar a presión superior a la atmosférica a través de un lecho adsorbente que contiene adsorbente de zeolita CaX que tiene relación molar de $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ dentro del intervalo de 2,0 a 2,5 y recuperar hidrógeno purificado como producto desde el lecho adsorbente. Disponiendo capas adicionales de adsorbente para suprimir otras impurezas, tales como H_2O , CO_2 , CH_4 y CO aguas arriba del adsorbente de zeolita CaX, se recupera producto hidrógeno de elevada pureza (99,9%).

De acuerdo con la invención, se recupera en esencia primeramente todo el CO_2 , dejando menos que aproximadamente 0,15% moles, preferiblemente menos que aproximadamente 0,10% moles de CO_2 para el paso subsiguiente a la capa de zeolita, donde se recupera este CO_2 residual junto con el N_2 . Configurando el lecho de adsorción de acuerdo con esta estrategia de supresión de contaminantes, aumenta la recuperación de H_2 y se reduce la cantidad de zeolita requerida para la eliminación de N_2 en comparación con los procedimientos de PSA de la técnica anterior para la producción de H_2 .

Los adsorbentes preferidos utilizados en el procedimiento de la presente invención son Zeolitas CaX, más deseablemente CaX (2,0), una zeolita del tipo de la faujasita intercambiada en al menos 90% con calcio y que tiene una relación molar de $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ de 2,0. CaX (2,0) permite el tratamiento de más gas de alimentación por unidad de peso de adsorbente a una relación dada de P/F (purga a alimentación) que otros adsorbentes selectivos de N_2 . Por lo tanto, usando CaX (2,0) la cantidad del adsorbente requerido para eliminar N_2 puede ser reducido significativamente, es decir reduciendo el factor tamaño del lecho (BSF: bed size factor). Además, esta reducción del factor tamaño del lecho da lugar a pérdidas inferiores de H_2 durante la regeneración del lecho adsorbente. Esto conduce a su vez mayor recuperación de hidrógeno que la que puede ser obtenida con otros adsorbentes selectivos de N_2 .

Breve descripción de los dibujos

En los dibujos que se acompañan:

La figura 1 es una vista esquemática de la técnica anterior para la producción de hidrógeno mediante la reformación de vapor de gas natural;

La figura 2 es una comparación de las isotermas de adsorción de N_2 de CaX (2,0) y otros adsorbentes de zeolita selectivos de N_2 , a 300°K;

La figura 3 es una comparación de la carga diferencial de N_2 de CaX (2,0) con otros adsorbentes;

La figura 4 es una comparación de las isotermas de adsorción de CO_2 de CaX (2,0) y otros adsorbentes selectivos de N_2 , a 300°K;

La figura 5 es un dibujo esquemático de un lecho de adsorción de PSA de la presente invención;

La figura 6 es un dibujo esquemático de un sistema de cuatro lechos para la realización del procedimiento de PSA de la invención;

La figura 7 es una representación gráfica del perfil o línea representativa de presiones del lecho durante un ciclo completo de PSA en la realización preferida de la invención descrita en esta memoria;

La figura 8 es una ilustración gráfica de las fracciones molares representativas del componente gaseoso en un lecho adsorbente de la realización descrita, a la conclusión de la etapa de adsorción de alta presión de la misma;

La figura 9 es una comparación gráfica del rendimiento del procedimiento de PSA simulado por ordenador, para el sistema de la figura 5, utilizando cada uno de los adsorbentes de zeolita CaX (2,0), 5A, LiX y VSA6 en la capa selectiva de N_2 ;

La figura 10 es una comparación gráfica de la cantidad de adsorbentes de zeolita CaX (2,0), 5A, LiX y VSA6 requeridos en el procedimiento ilustrado de PSA de cuatro lechos; y

La figura 11 es una comparación gráfica de la carga diferencial de N_2 en zeolitas CaX (2,0), 5A, LiX y VSA6.

Descripción detallada de la invención

Como se ha indicado anteriormente en esta memoria, el procedimiento de PSA de la presente invención proporciona recuperación mejorada de hidrógeno de elevada pureza (mayor que 99,9%) a partir de corrientes de gas que

ES 2 336 070 T3

contienen más de aproximadamente 50% molar de H₂, y preferiblemente desde aproximadamente 60 a 90% molar de hidrógeno. El procedimiento es particularmente aplicable a la purificación de gas de síntesis producido en corrientes de alimentación recuperadas en procesos de reformación tales como los esquematizados en la figura 1 de los dibujos. Tales corrientes pueden contener de 60 a 90% molar de hidrógeno con impurezas que incluyen CO₂, H₂O, CH₄, N₂ y CO.

Deseablemente, la purificación es efectuada haciendo pasar la corriente a presión superior a la atmosférica a través de una pluralidad de lechos adsorbentes, cada uno de los cuales contiene al menos una capa adsorbente que contiene zeolita CaX que tiene una relación de SiO₂/Al₂O₃ dentro del intervalo de 2,0 a 2,5 para adsorber esencialmente la totalidad del N₂ de la corriente. El procedimiento incluye las etapas de presurizar secuencialmente, despresurizar, purgar y volver a presurizar los lechos adsorbentes con hidrógeno producto para obtener el producto hidrógeno deseado en purezas de 99,9% o mayores como efluente no adsorbido desde los lechos.

Como se ha indicado aquí anteriormente, el adsorbente preferido de zeolita CaX, utilizado en la práctica de esta invención, es CaX (2,0), un adsorbente que se ha visto que proporciona superior adsorción de nitrógeno en comparación con otros adsorbentes selectivos de N₂.

La superioridad de CaX (2,0) como un adsorbente para nitrógeno se ilustra en las figuras 2 y 3. La figura 2 compara las isotermas de adsorción de nitrógeno a 300°K de CaX (2,0) con otras zeolitas; mientras que la figura 3 compara las cargas diferenciales de N₂ sobre diversos adsorbentes. La carga diferencial de N₂ para cada adsorbente de la figura 3 fue obtenida como la diferencia de cargas de N₂ sobre el adsorbente entre el final de las etapas de adsorción y desadsorción en el ciclo. La presión, la temperatura y la composición de N₂ al final de las etapas de adsorción y desadsorción utilizadas en el cálculo son (11,7 bares, 306°K, Y_{N₂} = 0,008) y (1,36 bares, 306°K, Y_{N₂} = 0,025), respectivamente. Los datos de isotermas de componentes puros fueron usados en combinación con un modelo de isoterma de componentes múltiples para determinar las cargas en las condiciones indicadas.

La figura 2 muestra que CaX (2,0) presenta esencialmente una adsorción de N₂ mayor que 5A y VSA6 a través de un amplio intervalo de presiones parciales de adsorción. Es además evidente de la figura 3 que CaX (2,0), LiX (2,3), VSA6, LiX (2,0), CaLiX (2,3) y la mezcla CaX (2,0)/13X presentan superior carga diferencial de N₂ en comparación con 13X, 5A, NaY, alúmina activada (A201) y carbón activado.

La figura 4 de los dibujos ilustra la cantidad comparativa de CO₂ adsorbida por varias zeolitas a 300°K. CO₂ es fuertemente adsorbido sobre CaX (2,0) a presiones parciales de CO₂ que excedan de unas 2 atmósferas - a este respecto CaX es solamente excedida por LiX. Cuando es adsorbida una cantidad sustancial de CO₂ sobre estas zeolitas selectivas de N₂, la regeneración por adsorción con oscilación de presión es extremadamente difícil, es decir, en las condiciones típicas de operación de los procedimientos de PSA de H₂. Cuando se adsorbe CO₂ conjuntamente con N₂, se disminuye la capacidad de adsorción para N₂ y otras impurezas en trazas, dando lugar a la degradación del rendimiento del procedimiento de PSA y de la pureza del hidrógeno. Por lo tanto, como se ha indicado anteriormente, es deseable adsorber otras impurezas, por ejemplo CO₂, H₂O, CH₄ y CO de la corriente de gas de alimentación antes de su paso a través de la capa de zeolita CaX. En particular, es importante reducir el contenido de CO₂ de la corriente de gas antes de que tal corriente alcance la zeolita a menos que aproximadamente 0,15% molar, preferiblemente a menos que aproximadamente de 0,05 a 0,10% molar, del mismo.

Se prefiere utilizar uno o más lechos adsorbentes que incorporen múltiples capas para la eliminación de las impurezas precedentes en la práctica de la presente invención. Una configuración de capas preferida se ilustra en la figura 5, que muestra la realización de lecho adsorbente 20. El lecho 20 incluye una primera capa de alúmina 21 para separar H₂O de la corriente de gas de alimentación, es decir, la corriente 17 de gases de síntesis de la técnica de reformación ilustrada en la figura 1. La capa 21 es seguida por una capa de carbón activado 22 para separar CO₂ de la corriente de gases de alimentación hasta concentraciones menores que aproximadamente 0,15% molar. Finalmente, una capa adsorbente 23 de CaX está situada en el extremo del producto del lecho para eliminar N₂, produciendo con ello la corriente de producto hidrógeno 19 de elevada pureza. Un experto en la técnica reconocerá que la alúmina puede ser sustituida por otros adsorbentes para la adsorción de H₂O en la capa 21, por ejemplo zeolitas, gel de sílice, y que el carbón activado puede ser sustituido por otros adsorbentes selectivos de CO₂ en la capa 22 del lecho 20.

El procedimiento de PSA de H₂ de la invención es apropiadamente realizado en condiciones previamente utilizadas en la técnica, por ejemplo como se describe en la Patente de Estados Unidos número 3.564.816, cuyos parámetros del procedimiento se incorporan aquí como referencia. De ese modo, la adsorción de N₂ en la capas adsorbente CaX, LiA ó LiX puede ser realizada a temperaturas de entre unos 250 y 350°K, y a presiones totales de aproximadamente 5 a 20 bares. La capa adsorbente puede ser después despresurizada y purgada a temperaturas de unos 250 a 350°K y a presiones totales de aproximadamente 0,50 a 1,70 bares. Temperatura, presión y otras condiciones operativas concretas utilizadas en el sistema de PSA de H₂ que incorpora el adsorbente CaX, LiA o LiX de acuerdo con la presente invención dependerán del diseño del sistema de PSA particular. La elección de las condiciones operativas dependerá también de los adsorbentes seleccionados para las otras capas del lecho, la composición del gas de alimentación y del caudal, así como de otros parámetros asociados con la integración de la unidad de PSA con las otras operaciones de la unidad mostradas en la figura 1.

ES 2 336 070 T3

Ejemplos

La presente invención se describirá de manera más detallada en relación con las siguientes realizaciones simuladas por ordenador que emplean el sistema de cuatro lechos ilustrado en la figura 6 de los dibujos, cada lecho del cual utiliza 5 alúmina, carbón activado y un adsorbente selectivo de N_2 dispuestos en capas como se muestra en los que sigue. Los perfiles de presión y concentración axial en fase de gas del lecho se muestran en las figuras 7 y 8, respectivamente. La lógica de conmutación de válvula, el intervalo de tiempo y la secuencia de etapas del ciclo de PSA se muestran en la Tabla 1 más adelante.

10 La secuencia para el ciclo ilustrativo de doce etapas es la siguiente:

Etapa 1 (AD1): El lecho (B1) está en la primera etapa de adsorción (AD1) a 11,72 bares, mientras que el lecho 2 (B2) está sometido a evacuación en contracorriente (BD), el lecho 3 (B3) está soportando la primera etapa de descenso de igualación (EQ1DN) y el lecho 4 (B4) está soportando la segunda etapa de elevación de igualación (EQ2UP).

15 Etapa 2 (AD2): El lecho 1 está en la segunda etapa de adsorción (AD2) y está también suministrando gas producto al lecho 4, que está sufriendo la primera etapa de presurización del producto (PP1). Durante el mismo tiempo, los lechos 2, 3 y 4 están sufriendo purga, despresurización concurrente y primera presurización del producto, respectivamente.

20 Etapa 3 (AD3): El lecho 1 está en la tercera etapa de adsorción (AD3), y está también suministrando gas producto al lecho 4, que está sufriendo la segunda etapa de presurización del producto (PP2). Durante el mismo periodo de tiempo, los lechos 2, 3 y 4 están sufriendo la primera etapa de elevación de igualación (EQ1UP), la segunda etapa de descenso de igualación (EQ2DN) y la segunda etapa de presurización del producto (PP2), respectivamente.

25 Etapa 4 (EQ1DN): El lecho 1 está sufriendo la primera etapa de descenso de igualación (EQ1DN), mientras que el lecho 2 recibe el gas procedente del lecho 1 y está sufriendo la segunda etapa de elevación de igualación (EQ2UP). Los lechos 3 y 4 están ahora sometidos a evacuación (BD) y a la primera etapa de adsorción (AD1), respectivamente.

30 Etapa 5 (PPG): El lecho 1 está sometido a una etapa de despresurización a favor de la corriente para proporcionar gas de purga (PPG) al lecho 3, mientras que los lechos 2 y 4 están sufriendo la primera presurización del producto (PP1) y la segunda etapa de adsorción (AD2), respectivamente.

35 Etapa 6 (EQ2DN): El lecho 1 está sometido a una segunda etapa de descenso de igualación (EQ2DN) mediante el envío de gas de igualación a baja presión al lecho 3, que está sometido a la primera etapa de elevación de igualación (EQ1UP). Los lechos 3 y 4 están soportando la segunda presurización del producto (PP2) y la tercera etapa de adsorción, respectivamente.

40 Etapa 7 (BD): Los lechos 1 y 2 están sometidos a evacuación en contracorriente (BD) y a la primera etapa de adsorción (AD1), respectivamente. Durante este tiempo los lechos 3 y 4 están sometidos a igualación de lecho a lecho, es decir, los lechos 3 y 4 están sufriendo las etapas segunda elevación de igualación (EQ2UP) y primera descenso de igualación (EQ1DN), respectivamente.

45 Etapa 8 (PG): El lecho 1 está ahora recibiendo gas de purga (PG) desde el lecho 4, y los lechos 2 y 3 están sometidos a la segunda etapa de adsorción y a la primera etapa de presurización del producto (PP1), respectivamente.

50 Etapa 9 (EQ1UP): El lecho 1 está siendo sometido a la primera etapa de elevación de igualación (EQ1UP) mediante la recepción de gas de igualación a baja presión desde el lecho 4, que está siendo sometido a la segunda etapa de descenso de igualación (EQ2DN). Durante el mismo tiempo, los lechos 2 y 3 están sufriendo la tercera etapa de adsorción (AD3) y la segunda etapa de presurización del producto (PP2), respectivamente.

55 Etapa 10 (EQ2UP): El lecho 1 está siendo sometido a la segunda etapa de elevación de igualación (EQ2UP) mediante la recepción de gas de igualación a elevada presión desde el lecho 2, que está siendo sometido a la primera etapa de descenso de igualación (EQ1DN). Durante el mismo tiempo, los lechos 3 y 4 están sufriendo la primera etapa de adsorción (AD1) y la etapa de evacuación en contracorriente (BD), respectivamente.

60 Etapa 11 (PP1): El lecho 1 está recibiendo el gas de primera presurización del producto (PP1) desde el lecho 3, que está también en la segunda etapa de adsorción (AD2), mientras que el lecho 2 está siendo sometido a la etapa de despresurización en el mismo sentido de la corriente para proporcionar gas de purga (PPG) al lecho 4.

65 Etapa 12 (PP2): El lecho 1 está recibiendo gas de segunda presurización del producto (PP2) desde el lecho 3, que está también en la tercera etapa de adsorción (AD3). Durante el mismo tiempo, el lecho 2 está sufriendo una segunda etapa de descenso de igualación (EQ2DN) mediante el envío de gas de igualación a baja presión al lecho 4, que está siendo sometido a la primera etapa de elevación de igualación (EQ1UP).

Un resumen del procedimiento de PSA de doce etapas anteriormente mencionado se da en la Tabla I siguiente. En particular, la Tabla I resume la secuencia de válvulas en un ciclo completo para el sistema de PSA de cuatro lechos mostrado en la figura 6. Obsérvese en la Tabla 1 que el procedimiento de cuatro lechos opera en paralelo, y durante

ES 2 336 070 T3

¼ del tiempo de ciclo total uno de los lechos está en la etapa de adsorción, mientras que los otros lechos están o bien siendo sometidos a igualación de presión, purga, evacuación o presurización del producto.

TABLA 1

*Conmutación valvular de PSA de H₂ de cuatro lechos
(O = ABIERTA, C = CERRADA)*

5

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

Etapa	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Tiempo (seg)	40	85	25	40	85	25	40	85	25	40	85	25
Lecho 1 (BD1)	AD1	AD2	AD3	EQ1 DN	PPG	EQ2	BD	PG	EQ1 UP	EQ2 UP	PP1	PP2
Lecho 2 (BD2)	BD	PG	EQ1 UP	EQ2 UP	PP1	PP2	AD1	AD2	AD3	EQ1 DN	PPG	EQ2 DN
Lecho 3(BB3)	EQ1 DN	PPG	EQ2 DN	BD	PG	EQ1 UP	EQ2 UP	PP1	PP2	AD1	AD2	AD3
Lecho 4	EQ2 UP	PP1	PP2	AD1	AD2	AD3	EQ1 DN	PPG	DN	BD	PG	EQ1 UP
No. Valvula												
31	0	0	0	c	c	c	c	c	c	c	c	C
32	c	c	c	c	c	c	o	o	o	c	c	C
33	c	c	c	c	c	c	c	c	c	0	0	0
34	c	c	c	0	0	0	c	c	c	c	c	C
35	0	0	c	0	0	c	0	0	c	0	0	C
36	c	c	c	c	c	c	0	0	c	c	c	C
37	0	0	c	c	c	c	c	c	c	c	c	C
38	c	c	c	0	0	c	c	c	c	c	c	C
39	c	c	c	c	c	c	c	c	c	0	0	C
40	c	0	0	c	0	0	c	0	0	c	0	0
41	0	0	0	c	c	c	c	c	c	c	c	C
42	c	c	c	c	c	c	0	0	0	c	c	C
43	c	c	c	c	c	c	c	c	c	0	0	0
44	c	c	c	0	0	0	c	c	c	c	c	C
45	c	c	c	c	0	0	c	0	0	c	c	C
46	c	0	0	c	c	c	c	c	c	c	0	0
47	c	o	o	c	0	0	c	c	c	c	c	C
48	c	c	c	c	c	c	c	0	0	c	0	0
49	c	c	c	0	c	c	c	c	c	0	0	0
50	c	c	c	0	0	0	c	c	c	0	c	C
51	0	c	c	c	c	C	0	0	0	c	c	C
52	0	0	0	c	c	C	0	c	c	c	c	C

65

Se ha de hacer observar que el ciclo de PSA de doce etapas es sólo ilustrativo, y se da para demostrar el rendimiento mejorado del proceso de PSA conseguido substituyendo 5A con el adsorbente CaX en la etapa superior de los lechos adsorbentes de la figura 6. Se pueden también utilizar otros ciclos de PSA para mostrar el rendimiento mejorado del procedimiento de PSA obtenido de acuerdo con la invención sin desviarse de su alcance.

ES 2 336 070 T3

Un modelo de adsorción detallado, basado en el material de gobierno y compensaciones de energía implicados en el proceso, ha sido aplicado para simular el procedimiento de PSA descrito anteriormente. Un flujo de tapón con dispersión axial despreciable se utilizó en todas las simulaciones de PSA. Características adicionales del modelo incluyen: caída de presión del lecho, isoterma de componentes múltiples (según se determina por la correlación de relación de cargas), compensación de energía adiabática y régimen de adsorción (según es determinada por la fuerza de impulsión lineal). Se encontró que los resultados de la simulación concordaban bien con los resultados de rendimiento del procedimiento experimental a escala piloto.

Los resultados mostrados en los Ejemplos 1-4 que siguen fueron obtenidos a partir de resultados de simulación de PSA utilizando la siguiente mezcla de alimentación sobre una base en seco: 74,03% de H₂, 22,54% de CO₂, 0,36% de CO, 2,16% de CH₄ y 0,91% de N₂. Así mismo el factor total de tamaño de lecho es la cantidad total de adsorbentes por tonelada y día de 1-12 producido.

15 Ejemplo 1

Uso de Adsorbente CaX (2,0)

La Tabla 2 que sigue describe las condiciones de funcionamiento y el rendimiento de PSA para un procedimiento que utiliza adsorbente CaX (2,0) en la capa superior de cada uno de los lechos adsorbentes B1 a B4 en el sistema ilustrado en la figura 6 de los dibujos. El procedimiento es realizado de la manera expuesta en la Tabla 1 y mostrado en las figuras 7 y 8 de los dibujos. En las Tablas 2-5, los símbolos tienen el siguiente significado: tpd H₂ = tonelada métrica por día de hidrógeno, TPD H₂ = tonelada corta o americana por día, de hidrógeno, s = unidad de tiempo en segundos, 1 tonelada corta = 906 kg (2000 libras).

TABLA 2

Ejemplo 1

Tiempo(s) de ciclo	600
Adsorbente en la primera capa del lecho	Alúmina
Cantidad de alúmina	0,5193 x 10 ³ kg/tpd de H ₂
Adsorbente en la segunda capa del lecho:	Carbón activado
Cantidad de carbón activado	2,4585 x 10 ³ kg/tpd de H ₂
Adsorbente en la tercera capa del lecho:	Zeolita CaX (2,0)
Cantidad de zeolita CaX (2,0)	0,7551 x 10 ³ kg/tpd de H ₂
Alta Presión: kPa	1,171 x 10 ³
Baja Presión: kPa	1,327 x 10 ²
Flujo de Alimentación: ² kmol/s m ²	1,392 x 10 ⁻²
Pureza del hidrógeno:	99,993%
Recuperación de Hidrógeno:	81,6%
Factor Total de Tamaño del Lecho:	3,7329 x 10 ³ kg/tpd de H ₂
Temperatura: °K	311

ES 2 336 070 T3

Ejemplo 2

Uso de Adsorbente LiX

- 5 La Tabla 3 que sigue describe las condiciones de funcionamiento y rendimiento de PSA para un procedimiento que utiliza un adsorbente de zeolita LiX en la capa superior de cada uno de los lechos adsorbentes B1 a B4, realizando el procedimiento de la misma manera que en el Ejemplo 1.

TABLA 3

Ejemplo 2, Zeolita LiX

Tiempo(s) de ciclo	600
Adsorbente en la primera capa del Lecho	Alúmina
Cantidad de alúmina	$0,5323 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
Adsorbente en la segunda capa del Lecho:	Carbón activado
Cantidad de carbón activado	$2,5200 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
Adsorbente en la tercera capa del Lecho:	Zeolita LiX
Cantidad de zeolita LiX	$1,2901 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
Alta Presión: kPa	$1,171 \times 10^3$
Baja presión : kPa	$1,327 \times 10^2$
Flujo de alimentación: ² kmol/s m ²	$1,392 \times 10^{-2}$
Pureza del Hidrógeno:	99,993%
Recuperación de Hidrógeno:	79,61%
Factor Total de Tamaño del Lecho:	$4,3423 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
Temperatura: °K	311

ES 2 336 070 T3

Ejemplo 3

Uso de Adsorbente VSA6

5 La Tabla 4 que sigue describe las condiciones de funcionamiento y rendimiento de PSA para un procedimiento que utiliza un adsorbente de zeolita VSA6 en la capa superior de cada uno de los lechos adsorbentes B1 a B4, y realizándose de nuevo el procedimiento de la misma manera que el Ejemplo 1.

TABLA 4

Ejemplo 3, Zeolita VSA6

10	Tiempo(s) del ciclo	600
20	Adsorbente en la primera capa del lecho	Alúmina
	Cantidad de alúmina	$0,5284 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
25	Adsorbente en la segunda capa del lecho:	Carbón activado
	Cantidad de carbón activado	$2,5018 \times 10^3$ kg/kpd de H ₂
	Adsorbente en la tercera capa del lecho:	Zeolita VSA6
30	Cantidad de zeolita VSA6	$1,1953 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
	Alta Presión: kPa	$1,171 \times 10^3$
	Baja Presión : kPa	$1,327 \times 10^2$
35	Flujo de alimentación: ² kmol/s m ²	$1,392 \times 10^{-2}$
	Pureza del Hidrógeno:	99,984%
40	Recuperación de Hidrógeno:	80,19%
	Factor Total de Tamaño del Lecho:	$4,2255 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
45	Temperatura : K	311

ES 2 336 070 T3

Ejemplo 4

Control - Procedimiento Comparativo que Utiliza Zeolita 5A

- 5 La Tabla 5 que sigue expone las condiciones de funcionamiento y rendimiento de PSA para un procedimiento que utiliza un adsorbente de zeolita 5A en la capa superior de cada uno de los lechos adsorbentes B1 a B4, realizándose el procedimiento de la misma manera que en el Ejemplo 1:

TABLA 5

Zeolita 5A de Testigo

Tiempo(s) del ciclo	640
Adsorbente en la primera capa del Lecho	Alúmina
Cantidad de alúmina	$0,6054 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
Adsorbente en la segunda capa del lecho:	Carbón activado
Cantidad de carbón activado	$2,8663 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
Adsorbente en la tercera capa del lecho:	Zeolita 5A
Cantidad de zeolita 5A:	$3,5256 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
Alta Presión: kPa	$1,171 \times 10^3$
Baja Presión: kPa	$1,327 \times 10^2$
Flujo de Alimentación: ² kmol/s m ²	$1,392 \times 10^{-2}$
Pureza del Hidrógeno:	99,991%
Recuperación de Hidrógeno:	70,0%
Factor Total de Tamaño del Lecho:	$6,9975 \times 10^3$ kg/tpd de H ₂
Temperatura: °K	311

ES 2 336 070 T3

Como se muestra en la Tabla 6 que sigue y en las figuras 9 y 10, el uso del adsorbente de zeolita CaX (2,0) proporciona esencialmente resultados superiores en comparación con el uso de zeolitas LiX, VSA6 y 5A. Por otra parte, el uso de zeolitas LiX y VSA6 da lugar a esencialmente menos adsorbente para proporcionar recuperaciones esencialmente mayores de H₂ y esencialmente 15 Factores de Tamaño del Lecho menores que zeolita 5A.

TABLA 6

Rendimiento Comparativo de Zeolita CaX (2,0) y otros Adsorbentes de Zeolita Selectivos de H₂

	Ejemplo 1	Ejemplo 2	Ejemplo 3	Testigo
Adsorbente N ₂	CaX (2,0)	LiX	VSA6	5A
Cantidad de adsorbente N ₂ Kg/tpd de H ₂	0,7551 x 10 ³	1,2901 x 10 ³	1,1953 x 10 ³	3,5256 10 ³
Pureza del H ₂	99,993%	99,993%	99,984%	99,991%
Recuperación de H ₂	81,6%	79,61%	80,19%	70,0%
Factor Total de Tamaño del Lecho Kg/tpd de H ₂	3,7329 x 10 ³	4,3423 x 10 ³	4,2255 x 10 ³	6,9975 x 10 ³

Los resultados de la Tabla 6 y de la figura 9 indican recuperaciones de H₂ de aproximadamente 70% para zeolita 5A y 80% para los otros adsorbentes, para aproximadamente la misma pureza de H₂ (99,99%). CaX (2,0) permite más gas de alimentación por unidad de peso de adsorbente a una relación dada de P/F (purga a alimentación) que cualquiera de los otros adsorbentes comparados anteriormente, es decir CaX (2,0) tiene el factor más bajo de tamaño de lecho (BSF: bed size factor).

Como se muestra en la figura 10, se requiere 78% menos de zeolita en comparación con 5A usando zeolita CaX (2,0), mientras que se consigue un 65% de reducción si se utiliza LiX o VSA6 en lugar de zeolita 5A para producir H₂ con la misma pureza (99,99%) y recuperación (>78%). El menor factor de tamaño del lecho que resulta del uso de CaX reduce el volumen global de vacío de tal manera que se pierde menos hidrógeno durante la regeneración del lecho, es decir, existe mayor recuperación de H₂.

Se observa además en la figura 8 que N₂ es principalmente eliminado en la capa de zeolita CaX (Nodos 32-49) del lecho, mientras que las otras impurezas (por ejemplo CO₂, CH₄ y CO) son eliminadas en las capas de alúmina (nodos 1 - 17) y carbón activado (nodos 17 - 32) aguas arriba de la capa de zeolita.

Las superiores características de adsorción de zeolita CaX (2,0) se ilustran adicionalmente en la figura 11 de los dibujos, que muestra la carga diferencial o capacidad de trabajo de N₂ sobre CaX (2,0) en comparación con las zeolitas 5A, LiX y VSA6. La carga diferencial de N₂ sobre CaX (2,0) es más que 5 veces, y la carga diferencial de N₂ sobre LiX y VSA6 es más que 3 veces que sobre la zeolita 5A. La carga diferencial de N₂ sobre cada adsorbente en la figura 11 se calculó usando las mismas condiciones dadas anteriormente para la figura 3. Como se muestra en los ensayos comparativos y en las figuras precedentes, de acuerdo con la presente invención, CaX (2,0) es el adsorbente de elección para el procedimiento de PSA de H₂ de la invención.

Aunque los procedimientos precedentes de PSA se refieren a la producción de H₂, las características clave de esta invención se pueden extender a otros procedimientos de separación, por ejemplo en la producción de CO₂ a partir de gas de síntesis o de otras fuentes que contengan CO₂ en la alimentación, o a otros procedimientos de PSA para producción conjunta de H₂ y CO. Por ejemplo, CaX (2,0) podría sustituir a zeolita 5A o LiX en otros procedimientos de separación que requiriesen la eliminación de trazas o niveles bajos de concentración de N₂ para conseguir rendimiento mejorado del procedimiento de PSA y producto de elevada pureza.

ES 2 336 070 T3

Además, la capa/zona de zeolita de cada lecho adsorbente puede ser sustituida con múltiples capas de adsorbentes diferentes. Por ejemplo, la capa de zeolita homogénea puede ser sustituida por una capa adsorbente compuesta que contenga diferentes materiales adsorbentes situados en zonas separadas y que utilicen condiciones de temperatura que favorezcan el rendimiento de adsorción de los materiales adsorbentes particulares bajo condiciones de tratamiento aplicables en cada zona.

Se comprenderá que se pueden hacer estos y otros cambios en los parámetros preferidos del procedimiento de PSA presente sin apartarse de la invención. Por lo tanto, se pretende que el alcance de esta invención esté determinado por las reivindicaciones adjuntas a esta memoria.

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

REIVINDICACIONES

5 1. Un procedimiento de adsorción con oscilación de presión (PSA) para purificar una corriente de gas de alimentación que contiene más del 50% molar de hidrógeno, que comprende hacer pasar la corriente de gas de alimentación a una presión superior a la presión atmosférica a través de un lecho adsorbente de capas múltiples, en el que es adsorbido al menos un contaminante del grupo H₂O, CO₂, CH₄ y CO de la corriente de gas de alimentación antes de hacer pasar la corriente a través de una capa de zeolita adsorbente,

10 **caracterizado** porque:

(a) en la etapa de adsorber al menos un contaminante del grupo H₂O, CO₂, CH₄ y CO desde la corriente de gas de alimentación, se reduce el contenido de CO₂ de la corriente de gas de alimentación a menos que 0,15% molar, y

15 (b) en la etapa de hacer pasar la corriente a través de una capa de zeolita adsorbente, la corriente de gas de alimentación se hace pasar a través de una capa que consiste en zeolita sintética CaX adsorbente que tiene una relación de SiO₂/Al₂O₃ de 2,0 a 2,5 e intercambiada en al menos 90% con calcio, en el que esencialmente todo el nitrógeno en dicha corriente es adsorbido y se recupera hidrógeno purificado que tiene una pureza de al menos 99,9% como producto del lecho adsorbente de capas múltiples.

20 2. El procedimiento de adsorción con oscilación de presión de la reivindicación 1, en el que la corriente de gas de alimentación contiene menos que 3% de N₂ y preferiblemente menos que 1,5% de N₂.

25 3. El procedimiento de adsorción con oscilación de presión de la reivindicación 1, en el que en la etapa de adsorber al menos un contaminante del grupo H₂O, CO₂, CH₄ y CO desde la corriente de gas de alimentación, se reduce el contenido de CO₂ de la corriente de gas a menos que 0,05 a 0,10% molar.

30 4. El procedimiento de adsorción con oscilación de presión de la reivindicación 1, en el que la corriente de gas de alimentación que se ha de tratar es un gas de síntesis que contiene de 60 a 90% molar de hidrógeno.

35 5. El procedimiento de adsorción con oscilación de presión de la reivindicación 1, en el que la corriente de gas de alimentación es hecha pasar primeramente a través de un lecho adsorbente que contiene una capa de alúmina para la adsorción de H₂O, después a través de una capa de carbón activado para la adsorción de CO, CH₄ y CO₂ y después a través de una capa de zeolita para la adsorción de nitrógeno.

40 6. El procedimiento de adsorción con oscilación de presión de la reivindicación 1, en el que son esencialmente adsorbidos H₂O, CO₂, CH₄ y CO de la corriente de gas antes de que la corriente sea hecha pasar a través de la zeolita sintética adsorbente.

45 7. El procedimiento de adsorción con oscilación de presión de la reivindicación 1, que comprende hacer pasar dicha corriente a presiones de 5 a 20 bares a través de cuatro lechos adsorbentes, cada uno de los cuales incluye una capa de dicha zeolita sintética para la adsorción de nitrógeno desde la corriente de gas, utilizando la secuencia de etapas de PSA de 12 etapas ilustrada en la Tabla 1 de las mismas.

8. El procedimiento de adsorción con oscilación de presión de la reivindicación 1, en el que el factor total de tamaño del lecho es menor que 4500 kg/tpd de hidrógeno, y se obtienen recuperaciones de hidrógeno del orden de 80% o mayores.

50 9. Un sistema de PSA para purificar una corriente de gas de alimentación; en el que cada lecho adsorbente comprende:

- 55 a. una capa adsorbente para separar H₂O;
- b. una capa adsorbente para separar dióxido de carbono; y
- c. una capa adsorbente de CaX adsorbente e intercambiada en al menos 90% con calcio para la separación de N₂

60 **caracterizado** porque:

- dicha capa adsorbente para separar dióxido de carbono está diseñada para reducir el contenido de CO₂ de la corriente de gas de alimentación a menos de 0,15% molar, y

65 - dicha capa adsorbente de CaX adsorbente consiste en adsorbente CaX que tiene una relación de SiO₂/Al₂O₃ de 2,0 a 2,5.

REFORMACION DE GAS NATURAL

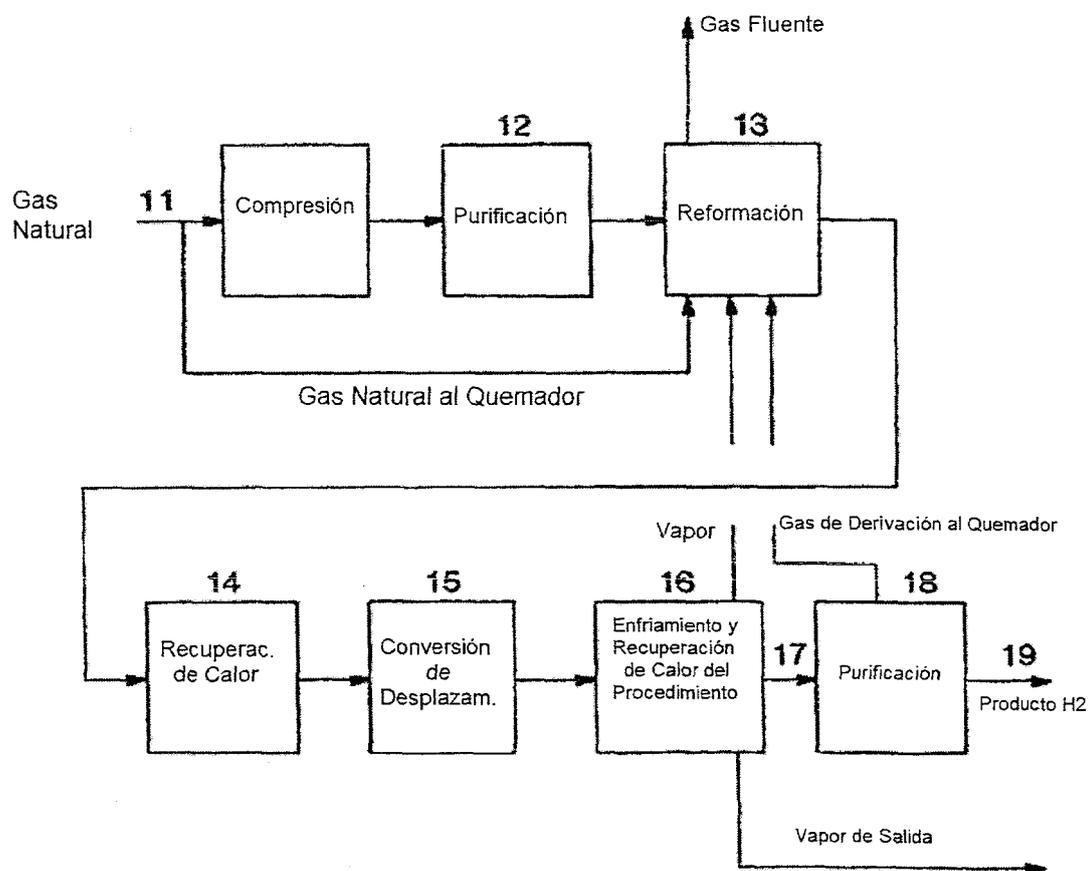


FIG. 1
TECNICA ANTERIOR

Comparación de las Isotermas de Adsorción de Nitrógeno en Zeolitas CaX (2,0), LiX, VSA6 y 5A

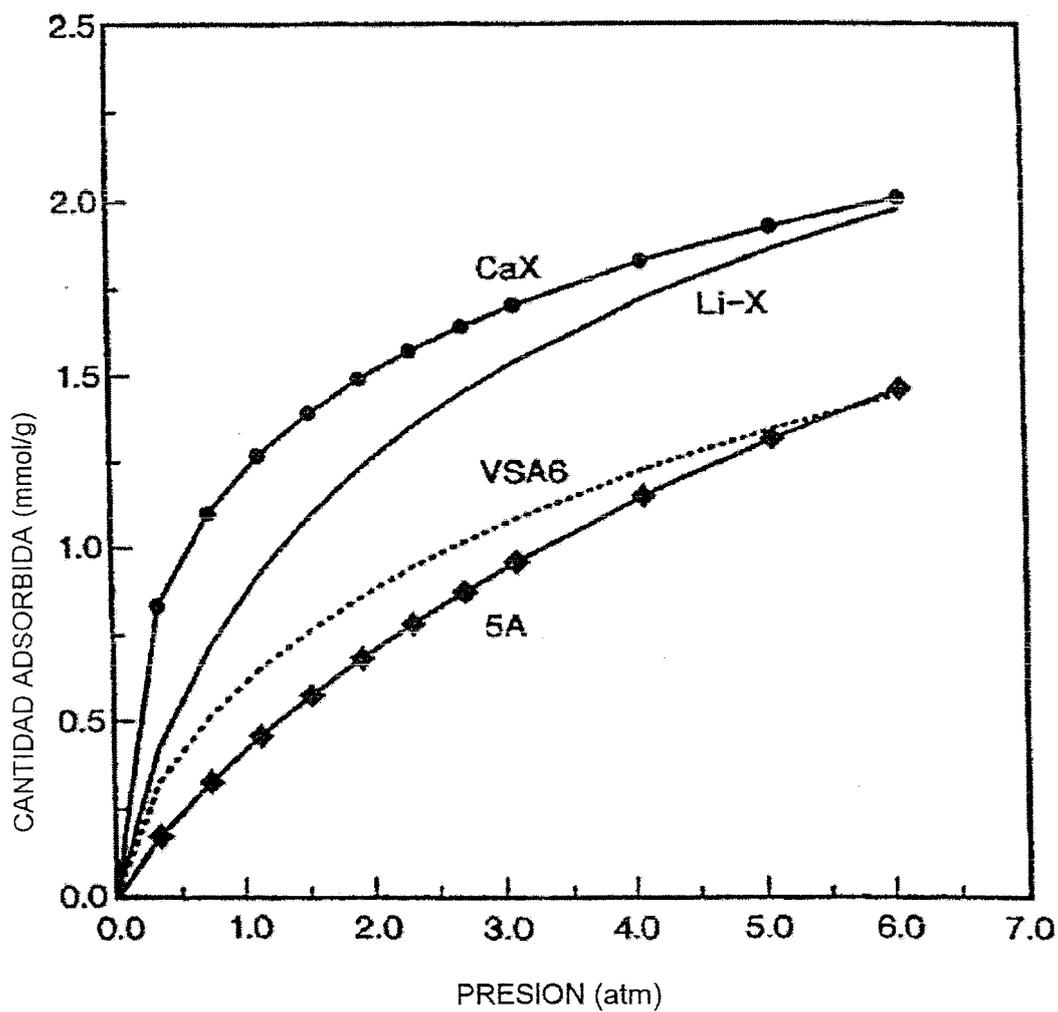


FIG. 2

Comparación de la Carga Diferencial de N2 de CaX(2,0) con otros Adsorbentes

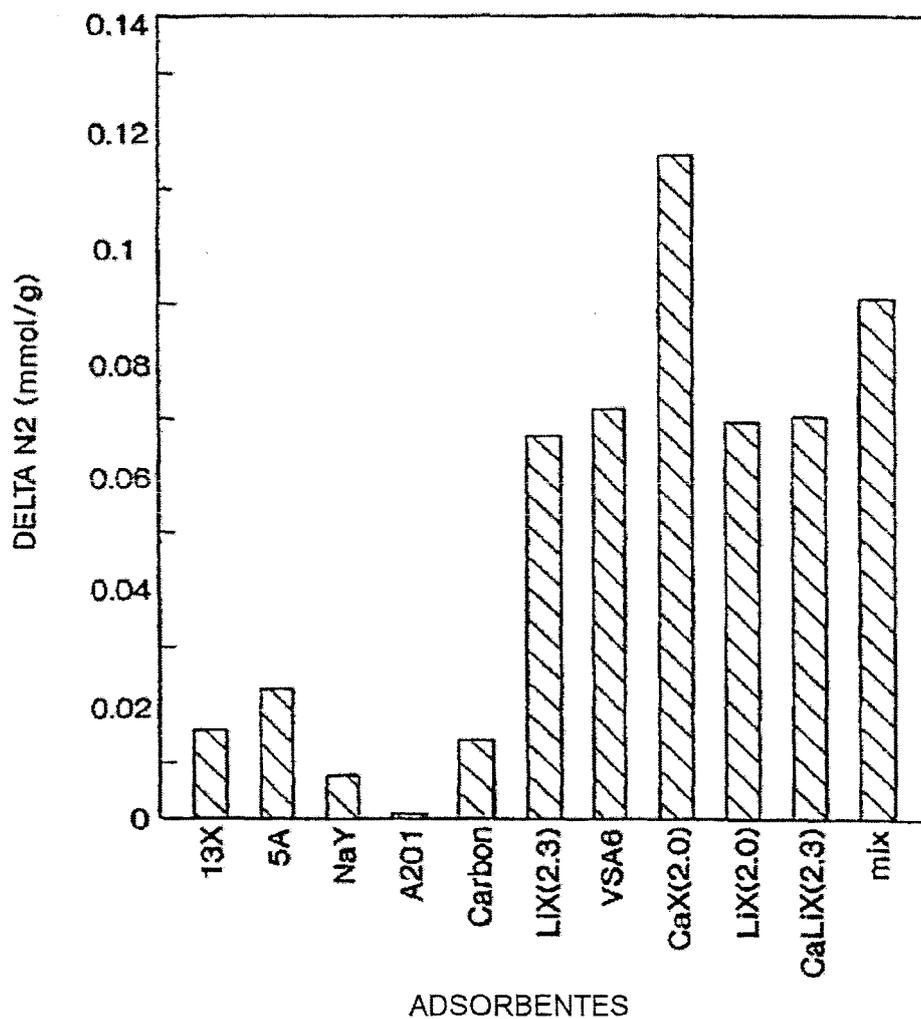


FIG. 3

Comparación de Isotermas de Adsorción de CO₂ en CaX(2,0) y otros Adsorbentes selectivos de N₂ a 300K

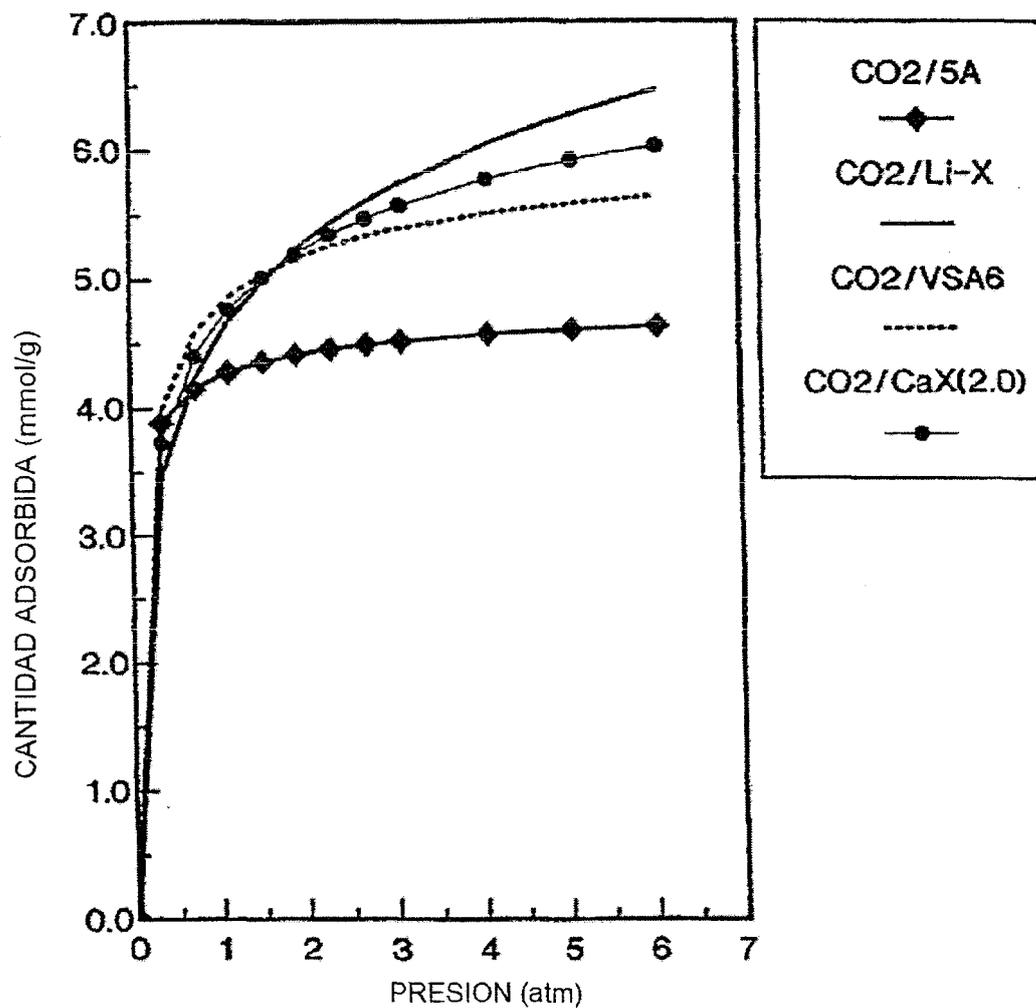


FIG. 4

Dibujo Esquemático de un Lecho de Adsorción de PSA
de la Presente Invención

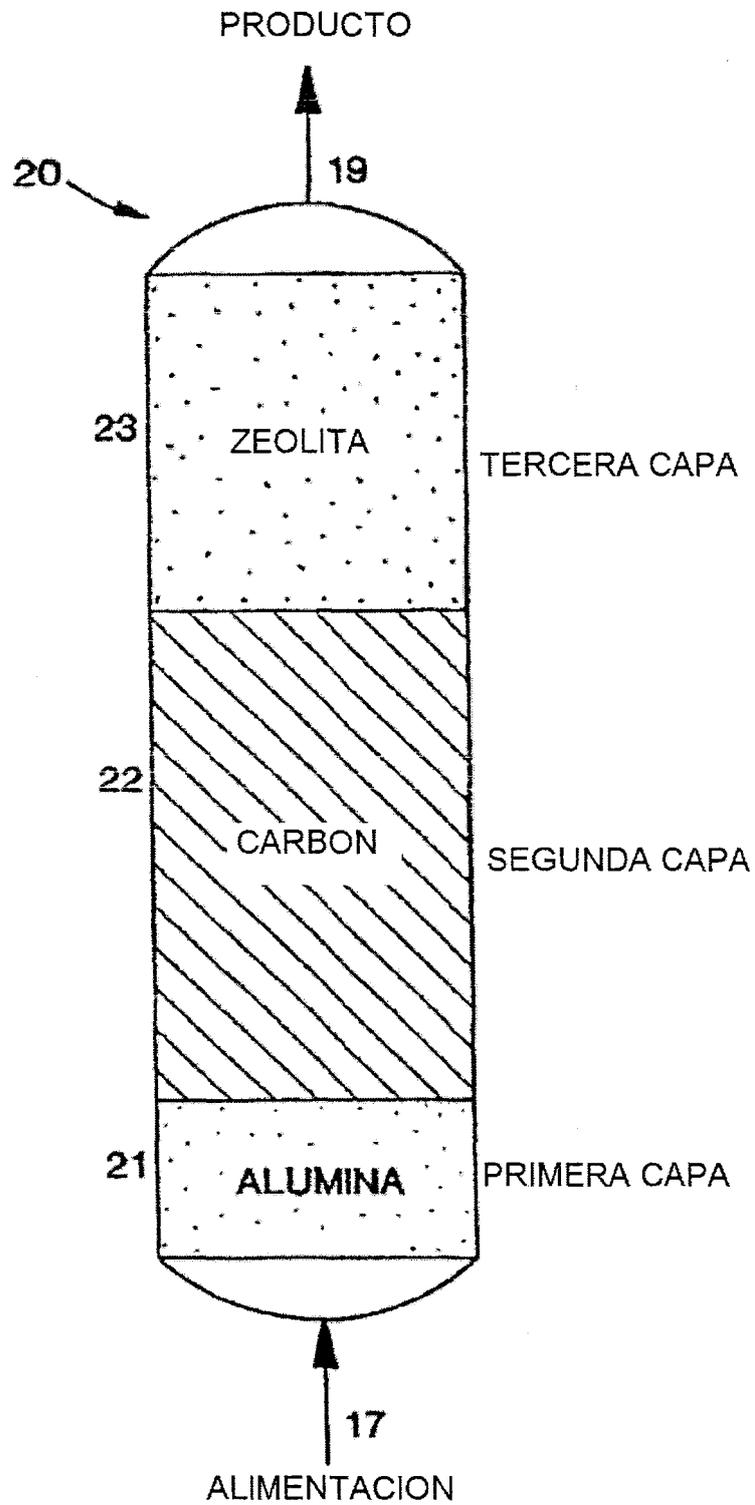


FIG. 5

Dibujo Esquemático de un Sistema de Cuatro Lechos para Realizar el Procedimiento de PSA de la Invención

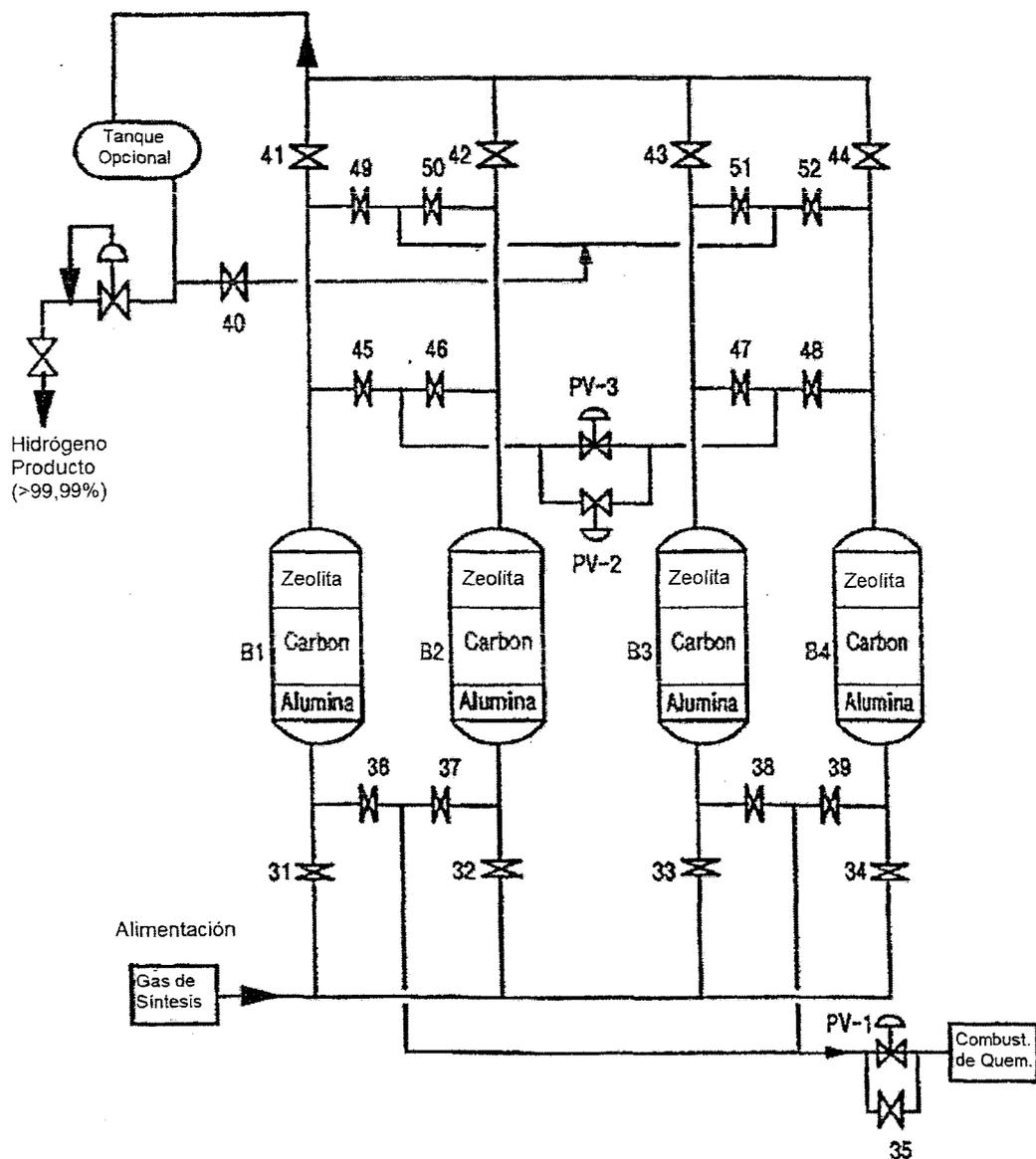


FIG. 6

Una Representación Gráfica del Perfil Representativo de la Presión del Lecho Durante un Ciclo Completo de PSA en la Realización Preferida de la Invención Descrita en la Memoria

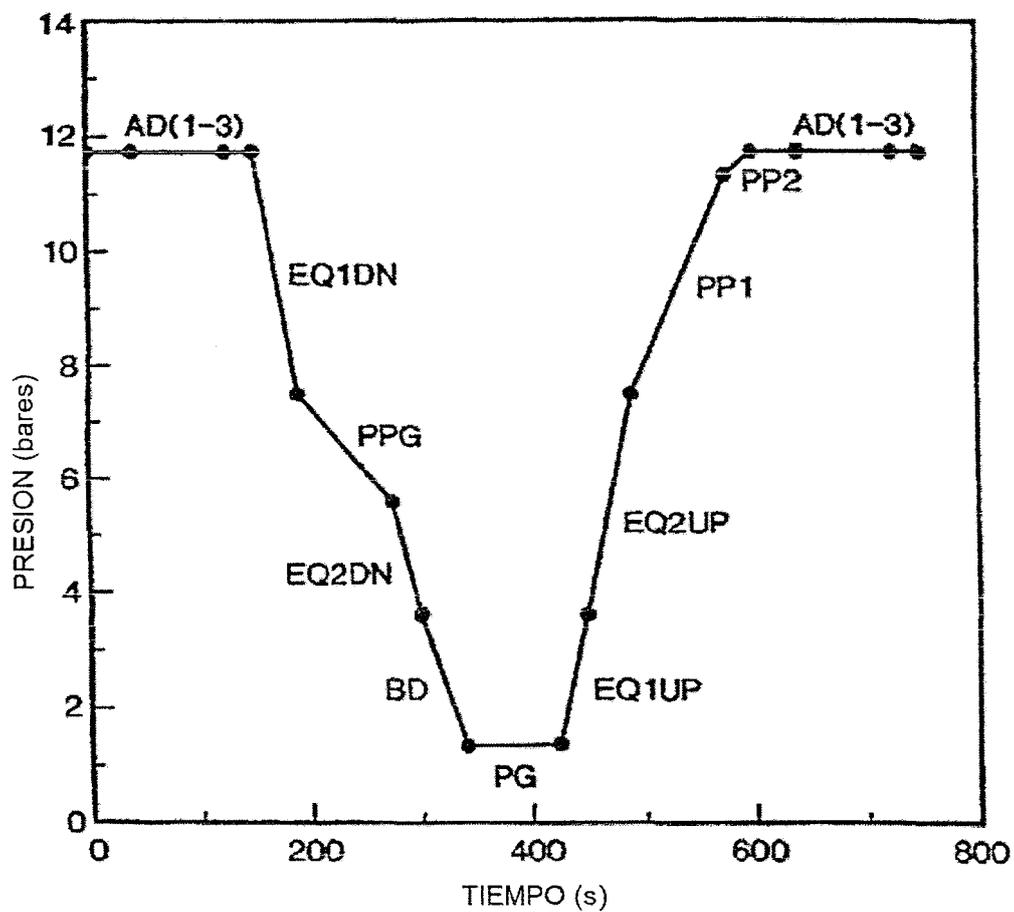


FIG. 7

Una Ilustración Gráfica de las Fracciones Representativas del Componente Gaseoso en un Lecho Adsorbente de la Realización Descrita, a la Conclusión de la Etapa de Adsorción de Alta Presión del Invento.

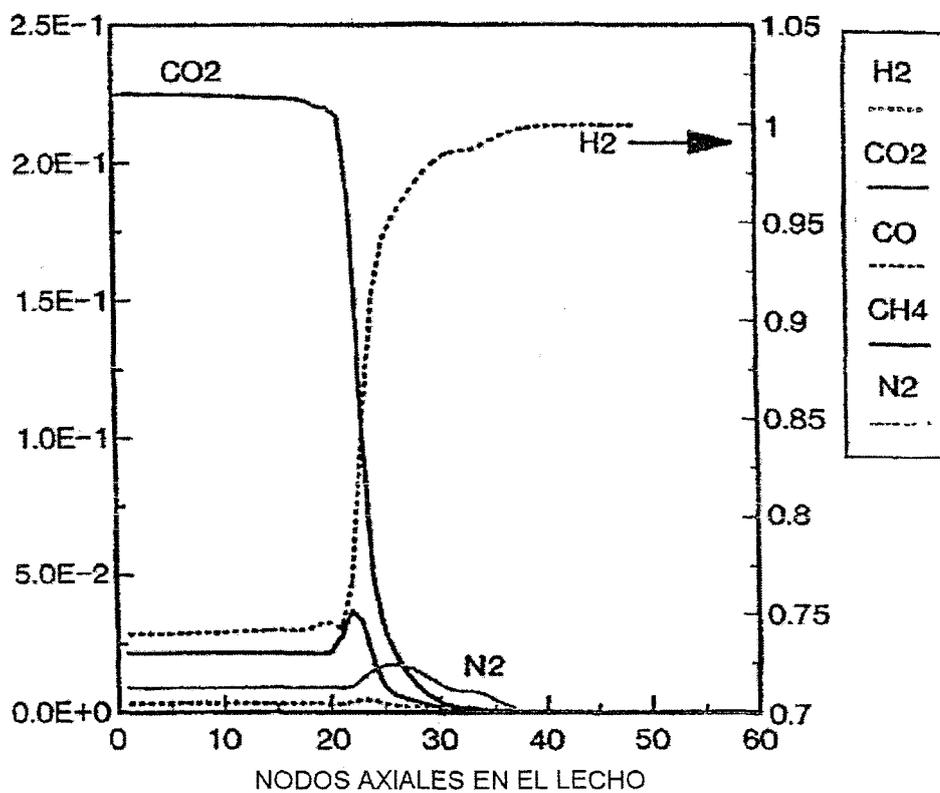


FIG. 8

Una Comparación Gráfica del Rendimiento del Procedimiento de PSA Simulado por Ordenador para el Sistema de la Figura 4, Utilizando cada uno de los Adsorbentes de Zeolita CaX (2,0), 5A, LiX y VSA6 en la Capa Selectiva de N2.

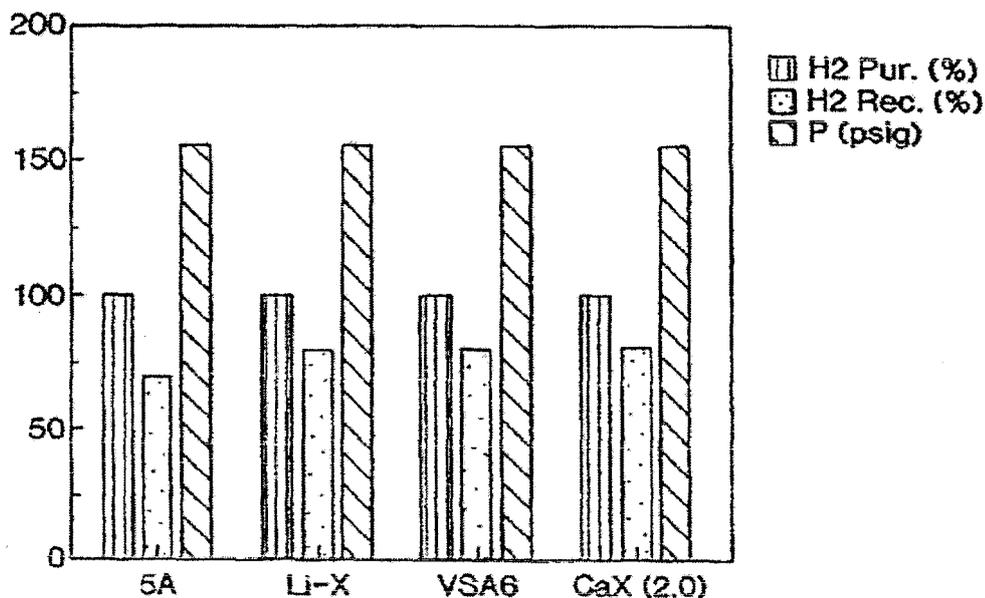


FIG. 9A

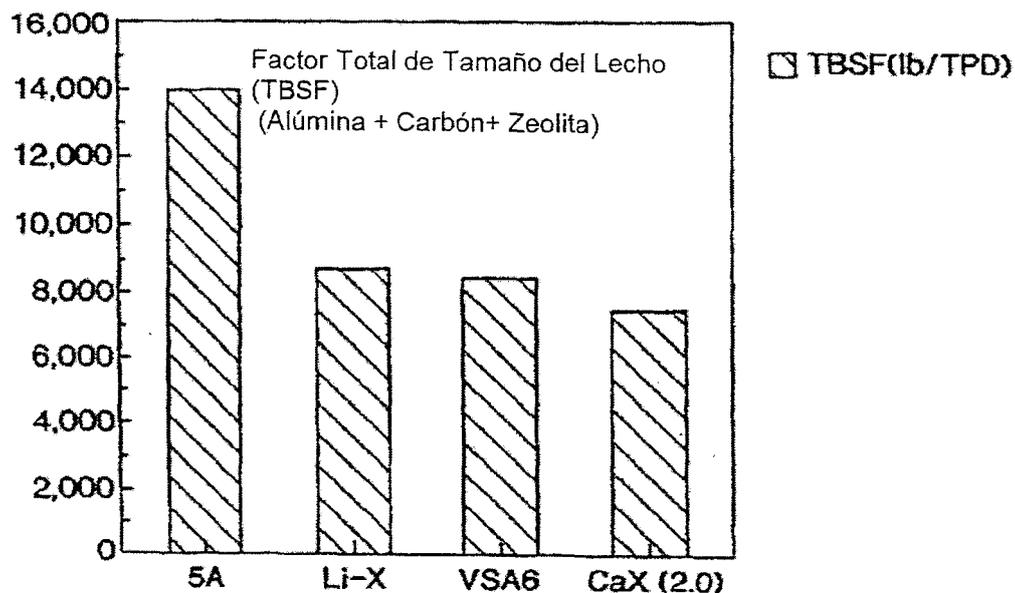


FIG. 9B

Una Comparación Gráfica de la Cantidad de Adsorbentes de Zeolita CaX(2,0), 5A, LiX y VSA6 en el Procedimiento de PSA Ilustrado de Cuatro Lechos

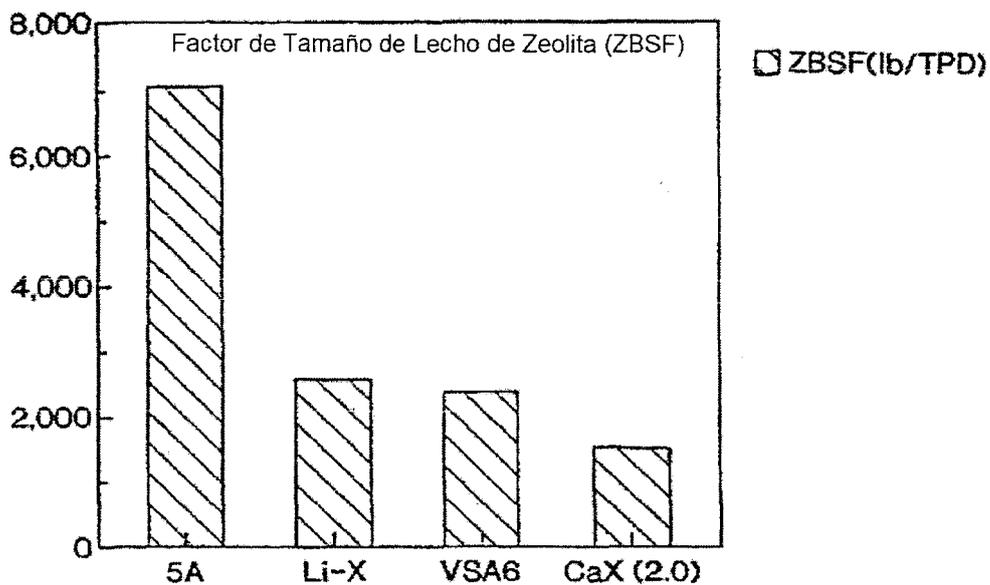


FIG. 10A

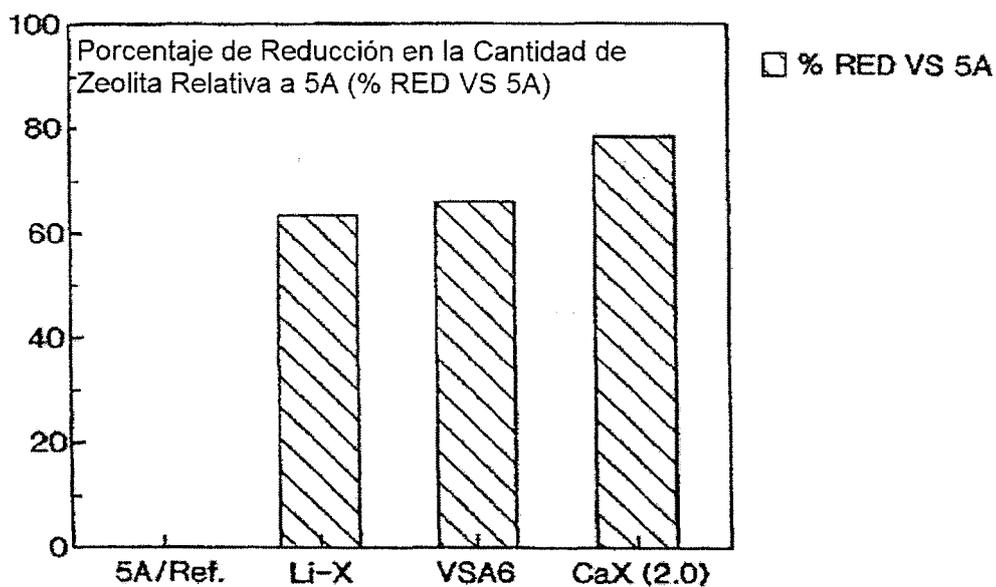


FIG. 10B

Una Comparación Gráfica de Carga Diferencial de N2 en Zeolitas CaX(2,0), 5A, LiX y VSA6.

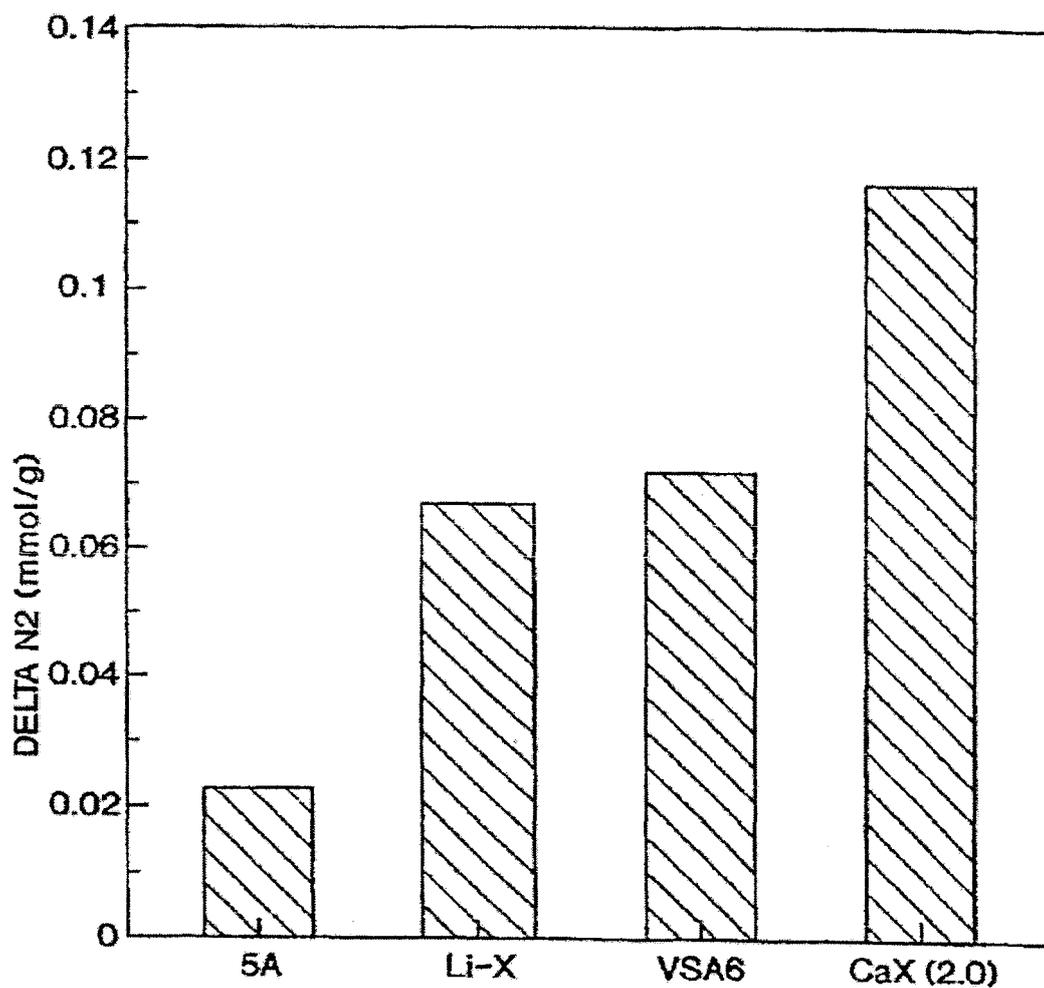


FIG. 11