

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 469 570**

51 Int. Cl.:

C01B 3/34 (2006.01)

F28D 7/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **31.01.2007 E 07002126 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **16.04.2014 EP 1813572**

54 Título: **Procedimiento y aparato para sistema de intercambio de calor de gas de síntesis**

30 Prioridad:

31.01.2006 US 342705

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

18.06.2014

73 Titular/es:

**LINDE BOC PROCESS PLANTS LLC (100.0%)
8522 EAST 61 STREET
TULSA OK 74133, US**

72 Inventor/es:

**KEY, RONALD DEAN y
KHAN, MAQSUDUR RAHMAN**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 469 570 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 y aparato para sistema de intercambio de calor de gas de síntesis.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

5 Esta invención se refiere a un procedimiento mejorado para la refrigeración de gas de síntesis portador de hidrógeno a través de intercambio de calor y, específicamente, a un diseño más eficiente de los intercambiadores de calor para la refrigeración de gas de síntesis portador de hidrógeno.

10 Corrientes de gas de síntesis portador de hidrógeno se producen generalmente a partir de procesos de reformado con vapor de agua/hidrocarburos (al que a menudo se denomina reformado con vapor de agua/metano), de gasificación de carbón y de oxidación parcial. Véase, p. ej., el documento de EE.UU. 4.113.441 (reformado con vapor de agua de hidrocarburos), el documento de EE.UU. 4.352.675 (oxidación parcial de carbón), el documento de EE.UU. 4.566.880 (oxidación parcial de carbón), el documento de EE.UU. 4.999.029 (oxidación parcial de combustibles líquidos y/o sólidos), el documento de EE.UU. 5.856.585 (oxidación parcial de gas natural), el
15 documento de EE.UU. 6.730.285 (oxidación parcial de alimentación de hidrocarburos) y el documento de EE.UU. 6.749.829 (reformado con vapor de agua de gas natural).

20 Tradicionalmente, las corrientes de producto de gas de síntesis portador de hidrógeno obtenidas a partir de estos procedimientos se han enfriado en intercambiadores de calor con carcasa y tubo. Véase, por ejemplo, Fix et al., documento de EE.UU. 5.246.063, que describe un intercambiador de calor para la refrigeración de gas de síntesis generado a partir de una planta de gasificación de carbón. El intercambiador de calor contiene una pluralidad de tubos de intercambio de calor que están rodeados por una camisa. Los tubos se comunican en un extremo con una cámara de admisión de gas, y en su otro extremo con una cámara de extracción de gas. El gas de síntesis procedente de una planta de gasificación de carbón entra en la cámara de admisión de gas, pasa a través de las
25 tuberías y luego penetra en la cámara de extracción de gas descarte. Mientras que pasa a través de las tuberías, el gas de síntesis se enfría por agua introducida en la camisa. El agua se vaporiza en vapor de agua que se retira entonces de la camisa.

30 Koog et al., documento de EE.UU. 4.377.132 describe otro tipo de intercambiador de calor con carcasa y tubos para la refrigeración de gas de síntesis. Este enfriador de gas de síntesis tiene dos denominadas "paredes de agua" concéntricas dentro de una carcasa exterior. Cada una de las paredes de agua está formada a partir de una pluralidad de tubos paralelos unidos entre sí mediante aletas de conexión para formar una pared estanca a los gases. El agua fluye dentro de los tubos y se vaporiza en vapor de agua. El gas de síntesis fluye por el exterior de los tubos, primero axialmente y después a través de la región anular formada entre las dos paredes concéntricas de
35 agua.

Decke et al., documento de EE.UU. 6.051.195, describe un sistema de refrigeración de gas de síntesis más complicado que comprende un refrigerador de gas de síntesis radiante, y dos refrigeradores de gas de síntesis por convección, los cuales incluyen una estructura de refrigeración por agua para proporcionar un intercambio de calor a
40 través de la refrigeración por agua que fluye en contracorriente.

Los intercambiadores de calor de placas y aletas y los intercambiadores de calor de tubos, enrollados en espiral o provistos externamente de aletas, se han empleado desde hace tiempo para recuperar el calor de proceso. Estos intercambiadores se emplean a menudo para calentar o enfriar una corriente de gas de baja densidad situada en el
45 lado externo (a menudo con aletas) en contra de una corriente de densidad más alta con un mayor coeficiente de transferencia de calor dentro de las placas o tubos. La superficie ampliada del paso exterior por aletas permite (1) una mayor superficie de transferencia de calor que un tubo o placa desnudo y (2) proporciona una mayor transferencia de calor a una caída de presión correspondientemente menor que la que se experimentaría con tubos o placas desnudos.

50 Se conocen intercambiadores de calor que tienen más de un fluido circulando a través de pasos de tubo separados. La solicitud publicada de EE.UU. N° 2005/0092472 (Lewis) describe un intercambiador de placas, aletas y tubos o de tubos con aletas, en el que un primer fluido de trabajo se hace fluir en el exterior de tubos con aletas, y dos o más fluidos de trabajo adicionales se hacen fluir en circuitos de tubos separados dentro del intercambiador de calor. En un ejemplo, el documento de EE.UU. '472 describe una realización en la que el primer fluido de trabajo fluye sobre la
55 cara exterior con aletas y tres fluidos de trabajo adicionales fluyen dentro de circuitos de tubos separados dentro del intercambiador de calor. El primer fluido de trabajo es una mezcla de N₂ y H₂O. El segundo fluido de trabajo es, por ejemplo, gas natural. El tercer fluido de trabajo es agua, y el cuarto fluido de trabajo es también agua.

60 Véase también Misage et al. (documento de EE.UU. 4.781.241) que describe un intercambiador de calor para uso con una planta de energía de célula de combustible. En el intercambiador, efluente del reformador pasa sobre el exterior de los tubos. Estos últimos proporcionan la circulación de tres fluidos diferentes, es decir, agua, vapor de agua y el combustible hidrocarbonado a ser

precalentado. Véanse, también, los documentos de EE.UU. 3.277.958 (Taylor et al.), EE.UU. 3.294.161 (Wood), EE.UU. 4.546.818 (Nussbaum), EE.UU. 4.344.482 (Dietzsch) y EE.UU. 5.419.392 (Maruyama).

El procedimiento de la técnica anterior de enfriar la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno es el intercambio de calor a través de intercambiadores de calor individuales separados. En cada uno de estos intercambiadores de calor separados, el gas de síntesis se enfría a la temperatura de salida deseada por intercambio de calor con una sola corriente del proceso tal como la corriente de hidrocarburos de alimentación, el agua de alimentación de la caldera, agua desmineralizada, aire ambiente y/o agua de refrigeración. Esta práctica de refrigeración de gas de síntesis portador de hidrógeno en uno o más intercambiadores de calor con carcasa y tubos, utilizando cada uno de los intercambiadores de calor un único medio de refrigeración, es relativamente ineficiente. Cambios recientes en el costo del material de alimentación combinado con una presión económica cada vez mayor han creado una demanda de un procedimiento y aparato para conseguir la producción de gas de síntesis, incluidos procesos más eficientes y menos costosos para enfriar gas de síntesis por intercambio de calor.

En el documento GB 2.187.751, un compuesto orgánico (metano) y una corriente con contenido en oxígeno se introducen en una zona de oxidación parcial 1 en donde el compuesto orgánico sufre una oxidación parcial. Además, un compuesto orgánico (metano) y vapor de agua se introducen en una primera zona de regenerador de calor/reformador 2, en donde el compuesto orgánico se reforma con vapor de agua. Los gases de síntesis resultantes de estas primeras dos zonas se envían luego a la zona 3, es decir, un segundo regenerador de calor/reformador. Gas de síntesis descargado del segundo regenerador de calor/reformador a través de la tubería 9 es enviado a un intercambiador de calor recuperativo 16. El gas de síntesis fluye verticalmente hacia arriba a través del intercambiador de calor 16, con lo que sufre un intercambio de calor indirecto con tres corrientes que fluyen verticalmente hacia abajo a través del intercambiador de calor 16, es decir, la corriente de alimentación del compuesto orgánico (metano), la corriente de alimentación de la corriente con contenido en oxígeno y el agua utilizada procedente del vapor de agua para introducción en la primera zona de regenerador de calor/reformador 2.

El documento EP 0 578 218 describe un procedimiento para la producción de gas de síntesis, en el que el calor se recupera del gas de síntesis producido y del gas de combustión que resulta de la combustión del combustible utilizado para calentar las reacciones de reforma endotérmicas. Tal como se muestra en la Fig. 2, una corriente de gas de síntesis 226 y una corriente de gas de combustión 236 se enfrían en un intercambiador de calor de placas y aletas de múltiples pasajes. Estas dos corrientes se enfrían dentro del intercambiador de calor 202 mediante intercambio de calor indirecto con una corriente de gas natural 200, una corriente de agua 228 y una corriente 212 que contiene una mezcla de vapor de agua saturado y gas natural. El preámbulo de la reivindicación 1 se basa en este documento.

El documento US 2005/0236145 describe un intercambiador de calor para proporcionar intercambio de calor entre al menos tres fluidos. Las Figs. 2-3 ilustran una realización del intercambiador de calor, en donde existe intercambio de calor entre los tres fluidos. El intercambio total de calor tiene una disposición de carcasa y tubos. La carcasa 10 rodea a una serie de primeros tubos 40 de intercambio de calor y una serie de segundos tubos 50 de intercambio de calor. Cada uno de los primeros tubos 40 de intercambio de calor está situado dentro de un segundo tubo 50 de intercambio de calor. Gas reformado fluye verticalmente hacia abajo a través de la serie de primeros tubos 40 de intercambio de calor. Una mezcla de vapor de agua-combustible fluye verticalmente hacia arriba a través de la serie de segundos tubos 50 de intercambio de calor. El tercer fluido, aire comprimido o gas de escape, fluye a través de la cara de la carcasa del intercambiador de calor. La Fig. 13 ilustra una realización del intercambiador de calor, en donde existe intercambio de calor entre cuatro fluidos. En esta disposición, la carcasa 10 rodea a una serie de primeros tubos 40 de intercambio de calor, una serie de segundos tubos 50 de intercambio de calor y una serie de terceros tubos 60 de intercambio de calor. Cada uno de los primeros tubos 40 de intercambio de calor está situado dentro de un segundo tubo 50 de intercambio de calor, y cada uno de los segundos tubos 50 de intercambio de calor está situado dentro de un tercer tubo 60 de intercambio de calor.

El intercambiador de calor del documento de EE. UU. 4.781.241 está diseñado de modo que el efluente del reformador sufre intercambio de calor con dos medios de refrigeración en la mitad superior (es decir, combustible hidrocarbonado bruto y vapor de agua refrigerante). Adicionalmente, cada una de las tres secciones/columnas verticales proporciona intercambio de calor entre el efluente del reformador y los tres medios de refrigeración, así como intercambio de calor entre los propios medios de refrigeración. Por lo tanto, el combustible hidrocarbonado bruto es calentado tanto por el efluente del reformador que fluye hacia abajo como por el agua refrigerante que fluye hacia arriba. El documento US 2004/0101727A1 describe un aparato de células de combustible que incluye un intercambiador de calor, en donde se enfría gas de síntesis procedente de la salida de un reformador. El reformador es una parte de un sistema de células de combustible. El intercambiador de calor (5) es un intercambiador de calor integrado que comprende un agente refrigerante (agua) que intercambia sucesivamente calor con varias corrientes tal como gas de escape de combustible, gas de escape de la combustión, reformado, gas de escape del aire y agua refrigerante de las células de combustible. Dado que el reformado contiene vapor de agua, debido a la refrigeración en el intercambiador de calor (51), se genera agua condensada en el primer pasaje (51r).

SUMARIO DE LA INVENCIÓN

La presente invención proporciona un procedimiento para mejorar la eficiencia de la refrigeración del gas de síntesis portador de hidrógeno. La presente invención también proporciona, mediante el uso de una refrigeración de este tipo, un consumo de energía menor que la técnica anterior.

La invención trata de lograr la refrigeración de gas de síntesis portador de hidrógeno a través de la integración de múltiples fluidos de proceso en una sola cara de uno o más intercambiadores de calor y la integración de las zonas de transferencia de calor de los múltiples fluidos para permitir una transferencia de calor más eficaz.

Por lo tanto, en general, la invención proporciona un sistema para la transferencia de calor más eficiente, por ejemplo, en un intercambiador de placas y aletas, placas, aletas y tubos o de tubos con aletas para la refrigeración de una corriente de gas, preferiblemente una corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno. En una realización preferida, la invención proporciona, además, la separación de la fase gaseosa del gas de síntesis a partir de una fase líquida condensada durante la refrigeración de la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno.

De acuerdo con la invención, se proporciona un procedimiento para la recuperación de energía a partir de una corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno de acuerdo con la reivindicación 1.

El procedimiento comprende:

- a. proporcionar un primer intercambiador de calor que tiene al menos cuatro circuitos de flujo separados;
- b. suministrar una primera corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (p. ej., obtenida a partir de un proceso de reformado con vapor de agua/ hidrocarburos, un proceso de gasificación de carbón o un proceso de oxidación parcial) a un primer circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor;
- c. suministrar un primer medio de intercambio de calor frío (una alimentación de hidrocarburos) a un segundo circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor, con lo que dicha corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría por intercambio indirecto de calor con dicho primer medio de intercambio de calor frío;
- d. alimentar un segundo medio de intercambio de calor frío (agua de la caldera) a un tercer circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor, con lo que dicha corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría por intercambio indirecto de calor con dicho segundo medio de intercambio de calor frío;
- e. alimentar un tercer medio de intercambio de calor frío (agua desmineralizada) a un cuarto circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor, con lo que dicha corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría por intercambio de calor indirecto con dicho tercer medio de intercambio de calor frío; y
- f. separar corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno enfriada de dicho intercambiador de calor.

De acuerdo con un aspecto adicional de la invención, el procedimiento comprende, además: alimentar un cuarto medio de intercambio de calor frío (por ejemplo, agua de refrigeración) a un quinto circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor, con lo que dicha corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría por intercambio de calor indirecto con dicho cuarto medio de intercambio de calor frío.

El procedimiento se puede llevar a cabo en un aparato de intercambio de calor (tal como un intercambiador de calor de tubo enrollado en espiral, un intercambiador de calor de placas y aletas o un intercambiador de calor de carcasa y tubos) para la refrigeración de un gas de síntesis portador de hidrógeno.

El intercambiador de calor comprende:

- a. medios para definir al menos cuatro circuitos de flujo separados dentro de dicho intercambiador de calor, con lo cual el primer circuito de flujo está en intercambio indirecto de calor con el segundo circuito de flujo, el tercer circuito de flujo y el cuarto circuito de flujo;
- b. una primera entrada para introducir gas de síntesis portador de hidrógeno caliente en los medios que definen dicho primer circuito de dicho intercambiador de calor, y una primera salida para descargar gas de síntesis portador de hidrógeno enfriado de dichos medios que definen dicho primer circuito de dicho intercambiador de calor;
- c. una fuente de gas de síntesis portador de hidrógeno caliente en comunicación de fluido con dicha primera entrada;
- d. una segunda entrada para introducir un primer medio de intercambio de calor frío en medios que definen dicho segundo circuito de dicho intercambiador de calor, y una segunda salida para descargar dicho primer medio de intercambio de calor de dichos medios que definen dicho segundo circuito de dicho intercambiador de calor;
- e. una fuente de primer medio de intercambio de calor frío (p. ej., una corriente de hidrocarburos tal como gas natural utilizado como la tasa para la fuente de gas de síntesis portador de hidrógeno caliente tal como un reformador de vapor de agua) en comunicación de fluido con dicha segunda entrada;
- f. una tercera entrada para introducir un segundo medio de intercambio de calor frío en medios que definen dicho tercer circuito de dicho intercambiador de calor, y una tercera salida para descargar dicho segundo medio de intercambio de calor frío de dichos medios que definen dicho tercer circuito de dicho intercambiador de calor; y
- g. una fuente de segundo medio de intercambio de calor frío (p. ej. agua de alimentación de calderas) en comunicación de fluido con dicha tercera entrada;
- h. una cuarta entrada para introducir un tercer medio de intercambio de calor frío en medios que definen

dicho cuarto circuito de dicho intercambiador de calor, y una cuarta salida para descargar dicho tercer medio de intercambio de calor frío desde dichos medios que definen dicho cuarto circuito de dicho intercambiador de calor; e

i. una fuente de tercer medio de intercambio de calor frío (p. ej. agua desmineralizada) en comunicación de fluido con dicha cuarta entrada.

El aparato comprende, además:

medios para definir un quinto circuito de flujo separado dentro de dicho intercambiador de calor, con lo cual el primer circuito de flujo está en intercambio indirecto de calor con el quinto circuito de flujo;

una quinta entrada para introducir un cuarto medio de intercambio de calor frío en medios que definen dicho quinto circuito de dicho intercambiador de calor, y una quinta salida para descargar dicho cuarto medio de intercambio de calor frío de dichos medios que definen dicho quinto circuito de dicho intercambiador de calor; y

una fuente de cuarto medio de intercambio de calor frío en comunicación de fluido con dicha quinta entrada.

Además del intercambiador de calor principal descrito anteriormente, el procedimiento de recuperación de calor de acuerdo con la invención puede comprender, además, un segundo intercambiador de calor. Por ejemplo, al menos una parte de la síntesis portador de hidrógeno caliente puede ser retirada del primer intercambiador de calor y sometida a intercambio de calor (p. ej. intercambio de calor con el aire ambiente) en un segundo intercambiador de calor. Al menos una parte de la síntesis portadora de hidrógeno enfriada resultante puede ser entonces devuelta al primer intercambiador de calor para una refrigeración adicional mediante intercambio indirecto de calor.

Tal como se señaló anteriormente, típicamente el intercambiador de calor principal utilizado en el sistema de refrigeración global puede ser un intercambiador de calor de tubos en espiral, un intercambiador de calor de placas y aletas o un intercambiador de calor de carcasa y tubos. Sin embargo, el intercambiador de calor principal puede ser cualquier intercambiador de calor que proporcione intercambio indirecto de calor entre al menos un fluido que se ha de enfriar y una pluralidad de fluidos separados que han de ser calentados. Preferiblemente, el intercambiador de calor principal es un intercambiador de calor de carcasa y tubos, en el que los tubos son rectos de entrelazado (p. ej., un intercambiador de calor de carcasa y tubos enrollados en espiral). Los medios que definen cada uno de los circuitos pueden ser, por ejemplo, un pasaje (tal como el pasaje definido por una carcasa externa que rodea varias placas que definen los otros circuitos, o la cara de la carcasa de un intercambiador de calor de carcasa y tubos), un tubo único o una pluralidad de tubos.

El fluido a ser enfriado, p. ej. el gas de síntesis portador de hidrógeno caliente, puede sufrir un intercambio indirecto de calor con más de un medio de intercambio de calor al mismo tiempo. Por ejemplo, el gas de síntesis portador de hidrógeno caliente que fluye en el primer circuito puede sufrir un intercambio indirecto de calor con agua desmineralizada que circula a través del segundo circuito al tiempo que sufre simultáneamente intercambio indirecto de calor con una corriente de alimentación de hidrocarburos que fluye en un circuito separado, p. ej., el tercer circuito. Mediante este proceso, se pueden integrar múltiples circuitos para permitir de manera más eficaz que la curva de calentamiento de material compuesto de múltiples corrientes de refrigeración se aproxime térmicamente a la curva de refrigeración de la corriente de trabajo caliente. Este proceso permite una transferencia de calor más eficaz al permitir un acercamiento más estrecho entre la temperatura del gas de síntesis portador de hidrógeno que está siendo enfriado y las múltiples corrientes de refrigeración que están siendo calentadas.

El primer o principal intercambiador de calor se puede dividir en al menos una primera sección y una segunda sección. Por ejemplo, en la primera sección, el intercambio indirecto de calor se realiza entre la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno caliente y el segundo medio de intercambio de calor frío, y entre la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno caliente y el tercer medio de intercambio de calor frío.

Sin embargo, se realiza un intercambio indirecto de calor entre la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno caliente y el primer medio de intercambio de calor frío, por ejemplo, tanto en la primera sección como en la segunda sección. Adicionalmente, el intercambio de calor entre la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno caliente y el cuarto medio de intercambio de calor frío también se puede realizar en la segunda sección. Véanse, p. ej., las Figuras 2 y 4.

De acuerdo con una alternativa adicional, la totalidad o una parte de la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno se retira de la primera sección del primer intercambiador de calor, se somete a intercambio de calor en un segundo intercambiador de calor (p. ej., un intercambiador refrigerado por aire externo), y se introduce en un separador de gas/líquido. La parte no condensada de la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno se retira después del separador de gas/líquido y se introduce en la segunda sección del primer intercambiador de calor.

Tal como se señaló anteriormente, el procedimiento puede comprender, además, realizar el intercambio indirecto de calor entre la corriente de gas portador de síntesis de hidrógeno caliente y un quinto medio de intercambio de calor frío. Este intercambio de calor adicional no necesita, sin embargo, llevarse a cabo en el mismo intercambiador de calor. Por lo tanto, el intercambio indirecto de calor entre la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno caliente y el quinto medio de intercambio de calor frío se puede realizar en un segundo intercambiador de calor. Alternativamente, el intercambio indirecto de calor entre la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno caliente y el quinto medio de intercambio de calor frío se puede realizar en la segunda sección del primer intercambiador de calor.

De acuerdo con un aspecto adicional de la invención, la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno se retira del primer intercambiador de calor, se somete a intercambio de calor en un intercambiador refrigerado por aire externo, se introduce en un primer separador de gas/líquido, y la parte no condensada de la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno se retira del primer separador de gas/líquido y se introduce en un segundo intercambiador de calor y luego se suministra a un segundo separador de gas/líquido, del que se retira el gas de síntesis portador de hidrógeno producto.

A pesar de que puede aplicarse a la refrigeración de otros gases de proceso, tal como se mencionó anteriormente, la invención se dirige preferentemente a la refrigeración de gas de síntesis con hidrógeno. Fuentes de gas de síntesis con hidrógeno incluyen procedimientos tales como reformado con vapor de agua/ hidrocarburos, gasificación de carbón y procedimientos de oxidación parcial. Típicamente, un gas de síntesis portador de hidrógeno contiene, por ejemplo, 35 - 75% en moles de H_2 , 0 - 2% en moles de N_2 , 2 - 45% en moles de CO, 12 - 40% en moles de CO_2 , 0 - 10% en moles de H_2S y menos de 3% en moles de hidrocarburos C_2+ . Ejemplos de las composiciones de gas de síntesis procedente de diversas fuentes se listan en la tabla siguiente:

Composición Típica de Gas de Síntesis procedente de Diversas Fuentes		
Componente, Porcentaje en Moles	Reformado con Vapor de agua-Metano	Gasificación de Carbón e Hidrocarburos Pesados
Hidrógeno	54 - 75	35 - 45
Nitrógeno	0 - 2	0 - 1
Argón	0 - 0,1	0 - 0,6
Monóxido de Carbono	2 - 4	15 - 45
Dióxido de Carbono	12 - 16	15 - 40 (p. ej., 15 - 32)
Agua	Saturado	Saturada
Metano	4 - 7	0 - 11
Sulfuro de Hidrógeno	Ninguno	0 - 10 (p. ej. 0 - 5)

En general, los procedimientos de producción de gas de síntesis antes mencionados proporcionan un gas de síntesis portador de hidrógeno a una temperatura de, por ejemplo, 250 a 450°C. Para fines de recuperación de hidrógeno o su procesamiento ulterior en material de alimentación para la preparación de productos químicos, es deseable enfriar esta corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno mediante el procedimiento/aparato de la invención a una temperatura de, por ejemplo, de 30 a 50°C.

Los medios de intercambio de calor típicamente utilizados en la invención incluyen la corriente de alimentación utilizada en el procedimiento que genera el gas de síntesis portador de hidrógeno (p. ej., una corriente de hidrocarburos), agua de alimentación de la caldera, agua desmineralizada, aire ambiente y agua de refrigeración. Otros posibles medios de intercambio de calor incluyen disolventes tal como cuando se requiere la separación del dióxido de carbono, y otras corrientes posibles según sea necesario para mejorar la eficiencia global del procedimiento.

Las descripciones completas de todas las solicitudes, patentes y publicaciones, citadas anteriormente y a continuación, se incorporan como referencia.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

Diversas otras características y ventajas concomitantes de la presente invención se apreciarán más plenamente, dado que la misma se entenderá mejor cuando se considere en unión con los dibujos que se acompañan, en los que caracteres de referencia similares designan las mismas partes o partes similares en las diversas vistas, y en donde:

La figura 1 es un diagrama de flujo esquemático de la técnica anterior;

la Figura 2 es un diagrama de flujo esquemático que ilustra un procedimiento de poner en práctica una forma de realización de la invención; y

las Figuras 3, 4 y 5 son diagramas de flujo esquemáticos que ilustran variaciones de la realización de la Figura 2.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LOS DIBUJOS

La Fig. 1 es un diagrama de flujo esquemático que ilustra un procedimiento de la técnica anterior de configuración de intercambiador de calor. Como se muestra en la Fig. 1, la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno 1 penetra en el intercambiador de calor E-1, en donde es sometida a intercambio de calor indirecto con la corriente 20 (p. ej., gas natural). La corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno 1 sale del intercambiador de calor E-1 en forma de una corriente 2 que luego sufre un intercambio indirecto de calor en el intercambiador de calor E-2 con la corriente 30 (p. ej., agua de alimentación de calderas). Después de ello, la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno 2 sale del intercambiador de calor E-2 en forma de una corriente 3 y se introduce en el intercambiador de

calor E-3 donde se somete a intercambio de calor indirecto en contra de la corriente 40 (p. ej., agua líquida desmineralizada). Tras la descarga del intercambiador de calor E-3, la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno enfriada 4 se suministra a un separador de gas/líquido V-1 a partir del cual se descargan los gases condensados en forma de una corriente de líquido 9 y gas de síntesis portador de hidrógeno enfriado se descarga en forma de una corriente 5. La corriente 5 penetra a continuación en AC-1 (p. ej., intercambiador de calor refrigerado por aire), en donde la corriente sufre un intercambio indirecto de calor con el aire ambiente. Finalmente, la corriente enfriada con aire (corriente 6) procedente de AC-1 sufre un intercambio indirecto de calor en E-4 en contra de la corriente 50 (p. ej., agua de refrigeración líquida) antes de ser introducida en un segundo separador de gas/líquido V-2. Gas de síntesis portador de hidrógeno, enfriado, se descarga del sistema en forma de una corriente 8.

La Tabla 1 indica los flujos molares, las temperaturas y presiones de corrientes típicas asociados con el sistema de la técnica anterior mostrado esquemáticamente en el diagrama de flujo de la Fig. 1, así como el consumo de energía eléctrica del intercambiador de calor refrigerado por aire.

Los siguientes ejemplos se proporcionan para ilustrar la invención y no para limitar los conceptos incluidos en los mismos. En lo que antecede y en los siguientes ejemplos, todas las temperaturas se dan sin corregir en grados Celsius, a menos que se indique lo contrario; y, a menos que se indique otra cosa, todas las partes y porcentajes son en moles.

Ejemplo 1 – Recipiente Dividido Combinado con Refrigeración Externa por Aire y Separación

Tal como se ilustra en la Figura 2, una primera corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno penetra en el intercambiador de calor E-10 en forma de corriente 1 a (753°F) 401°C, (376 psia) 2592 kPa, y sale del intercambiador de calor E-10 en forma de una corriente 8 a (98°F) 37°C, (369 psia) 2544 kPa. El caudal de la corriente 1 al intercambiador de calor E-10 es (23.170 lb mol/hr) 10510 kgmol/h, y el caudal de la corriente 8 que sale del intercambiador de calor E-10 es de aproximadamente (17.057 lb mol/hr) 7737 kgmol/h. El intercambiador de calor E-10 es, por ejemplo, un intercambiador de calor multi-circuito del tipo de tubos con aletas alojado integralmente en un separador de vapor-líquido y el gas de síntesis portador de hidrógeno fluye a través del lado de la carcasa. La disposición puede ser horizontal tal como se indica en la figura, vertical o formando un ángulo, lo que mejor sirva para la separación de cualquier fluido condensado en el lado de la carcasa del intercambiador de calor.

Durante su paso a través del intercambiador de calor, el gas de síntesis portador de hidrógeno sufre un intercambio de calor con una segunda corriente 20 tal como una corriente de hidrocarburos (p. ej., gas natural) que ha de ser utilizada como una corriente de alimentación para la planta (p. ej., un reformador de la corriente) que genera el gas de síntesis caliente. La corriente 20 penetra en el intercambiador de calor E-10 a (120°F) 49°C, (512 psia) 3530 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas y sale del intercambiador de calor E-10 en forma de una corriente 21 (716°F) 380°C, (502 psia) 3461 kPa. Además, la corriente 1, el gas de síntesis portador de hidrógeno, también se somete a intercambio de calor con una tercera corriente 30 (p. ej., agua de alimentación de calderas) que penetra en el intercambiador de calor E-10 a (227°F) 108°C, (754 psia) 5199 kPa, fluye a través de un circuito definido por tubos de intercambio de calor con aletas, y sale en forma de una corriente 31 a (443°F) 228°C, (724 psia) 4992 kPa. Corriente 1 también sufre un intercambio de calor con una cuarta corriente 40 (p. ej., agua líquida desmineralizada) que penetra en el intercambiador de calor E-10 a (74°F) 23°C, (61 psia) 420 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas, y sale en forma de una corriente 41 a (284°F) 140°C, (57 psia) 303 kPa. Finalmente, tal como se muestra en la Figura 2, la primera corriente también intercambia calor con una quinta corriente 50 (p. ej. agua de refrigeración líquida), que penetra en el intercambiador de calor E-10 a (92°F) 33°C, (55 psia) 379 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas, y sale en forma de una corriente 51 a (107°F) 42°C, (52 psia) 358 kPa.

La corriente 1 intercambia calor simultáneamente con las corrientes 40 y 20, a continuación, con las corrientes 40 y 30 y, finalmente, con las corrientes 40 y 50. La ventaja de esta disposición es conseguir la transferencia de calor más eficaz de lo que sería posible con múltiples corrientes de fluido en el lado de los tubos dispuestos en serie sin el entrelazado de su circuitería.

Tal como se muestra en la realización ilustrada en la Figura 2, el intercambiador de calor puede estar dividido. Por lo tanto, la corriente 1 sufre un intercambio de calor con las corrientes 20, 30 y 40 en una primera sección del intercambiador de calor. Desde la primera sección, el gas de síntesis se puede suministrar a continuación en forma de una corriente 5 a un intercambiador refrigerado por aire AC-1 para el intercambio de calor con el aire ambiente. Después de ello, la corriente 5 se puede separar del AC-1 en forma de corriente 5A y se puede introducir en un separador de gas/líquido V-1. Una corriente de gas resultante 6 se puede separar luego de V-1 y se puede introducir de nuevo en una segunda sección del intercambiador de calor E-10 en donde puede someterse a intercambio de calor con la corriente 50 y la corriente 40. El gas de síntesis que contiene hidrógeno enfriado resultante puede entonces ser separado de E-10 en forma de una corriente 8.

El condensado formado en la primera sección, la segunda sección y el separador V-1 se puede separa en forma de corrientes 9, 10 y 10a, respectivamente, se puede combinar y, a continuación, descargar del sistema.

La Tabla 2 enumera composiciones, caudales molares, temperaturas, presiones, entalpías y entropías ilustrativos para las corrientes de la realización ilustrada en la Figura 2. La Tabla 2 también lista el rendimiento del refrigerador de aire (en BTU/hr) y el consumo de energía eléctrica (en términos de alimentación de potencia del ventilador del refrigerador de aire) para el intercambiador de calor refrigerado por aire AC-1.

Bajo el diseño de intercambio de calor integrado de la invención, el UA total (UA es el producto del coeficiente de transferencia de calor y el área de transferencia de calor que se requiere) requerido se estima en (3.506.060 BTU/F-hr) 14681992 kJ/kgK-h. En el sistema de la técnica anterior ilustrado en la Figura 1, en el que las segunda, tercera, cuarta y quinta corrientes están dispuestas en serie sin intercambio de calor integrado, el UA total requerido para lograr la misma cantidad de refrigeración para la corriente de la síntesis portadora de hidrógeno descargada (es decir, se enfrió de (753°F) 401°C, (376 psia) 2592 kPa, a (98°F) 37°C, (369 psia) 2544 kPa se estima en (4.630.014 BTU/F-hr) 19388667 kJ/kgH-h.

Para corrientes similares que operan en condiciones similares de temperatura, presión y composición química, se puede asumir que el coeficiente de transferencia de calor es esencialmente constante. Por lo tanto, el diseño de intercambiador de calor integrado de la invención puede lograr la misma temperatura de salida de la corriente de gas de síntesis portadora de hidrógeno deseada con un 24,3% menos de área de transferencia de calor.

Ejemplo 2 - Recipiente No Dividido Combinado con Refrigeración por Aire Externo y Separación, y Refrigeración Secundaria Externa y Separación

Tal como se ilustra en la Figura 3, una primera corriente de gas de síntesis portadora de hidrógeno penetra en el intercambiador de calor E-20 en forma de una corriente 1 a (753°F) 401°C, (383 psia) 2641 kPa, y sale del intercambiador de calor E-20 en forma de una corriente de 5 a (208°F) 98°C, (382 psia) 2633 kPa. El caudal de la corriente 1 al intercambiador de calor E-20 es (23.170 lb mol/hr) 10510 kgmol/h, y el caudal de la corriente 5 que sale del intercambiador de calor E-20 es de aproximadamente (17.643 lb mol/hr) 8003 kgmol/h. El intercambiador de calor E-10 es, por ejemplo, un intercambiador de calor multi-circuito de tipo de tubos con aletas alojado integralmente en un separador de vapor-líquido y el gas de síntesis portador de hidrógeno fluye a través de lado de la carcasa. La disposición puede ser horizontal tal como se indica en la figura, vertical o formando un ángulo, lo que mejor sirva para la separación de cualquier fluido condensado en el lado de la carcasa del intercambiador de calor.

Dentro de intercambiador de calor E-20, la corriente 1 se somete a intercambio indirecto de calor con una segunda corriente 20 (p. ej., gas natural) que se introduce en el intercambiador de calor E-20 a (120°F) 49°C, (512 psia) 3530 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas y es descargada desde el intercambiador de calor E-20 en forma de una corriente 21 a (716°F) 380°C, (502 psia) 3461 kPa. Durante su paso a través del intercambiador de calor E-20, la primera corriente también se somete a intercambio de calor con una tercera corriente 30 (p. ej., agua de alimentación de calderas) que penetra en el intercambiador de calor E-20 a (227°F) 108°C, (754 psia) 5199 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas, y sale en forma de una corriente 31 a (443°F) 228° C, (724 psia) 4992 kPa. En el intercambiador de calor E-20, la primera corriente también intercambia calor con una cuarta corriente 40 (p. ej., agua líquida desmineralizada) que se introduce en el intercambiador de calor a (74°F) 23° C, (61 psia) 421 kPa, fluye a través de un circuito definido por tubos de intercambio de calor con aletas y sale en forma de una corriente 41 a (284°F) 140°C, (57 psia) 393 kPa.

Tal como se señaló anteriormente, en la realización ilustrada en la Figura 2, se muestra el intercambiador de calor dividido. Sin embargo, en la realización ilustrada en la Figura 3, el intercambiador de calor no está dividido, pero el gas de síntesis todavía puede ser sometido a una refrigeración externa en un intercambiador refrigerado por aire. Tal como se muestra en la Figura 3, después de someterse a intercambio de calor con las corrientes 20, 30 y 40, y antes de someterse a intercambio de calor con una corriente 50 (p. ej., agua de refrigeración líquida), la corriente 1 puede ser separada del intercambiador de calor E-20 en forma de una corriente 5 y puede ser sometida a refrigeración por intercambio indirecto de calor con el aire ambiente en un intercambiador refrigerado por aire. Después de ello, la corriente 5 se puede separar del AC-1 en forma de una corriente 5A y se puede introducir en un separador de gas/líquido V-1.

La corriente de gas 6 resultante separada de V-1 no tiene que ser re-introducida en el intercambiador de calor E-20. En lugar de ello, la corriente 6 se puede introducir en un segundo intercambiador de calor E-4 en donde puede sufrir un intercambio de calor con la corriente 50 (p. ej. agua de refrigeración). Gas de síntesis con contenido de hidrógeno enfriado puede entonces ser retirado de E-4 en forma de una corriente 7 y puede ser suministrado a un segundo separador de gas/líquido V-2. El condensado líquido se separa de la corriente y el gas de síntesis con contenido en hidrógeno puede ser descargada de V-2 en forma de una corriente 8.

La Tabla 3 lista composiciones, caudales molares, temperaturas, presiones, entalpías y entropías ilustrativos para las corrientes de la realización ilustrada en la Figura 3. La Tabla 3 también lista el rendimiento del refrigerador de aire (en BTU/hr) y el consumo de energía eléctrica (en términos de potencia del ventilador del refrigerador de aire) para el intercambiador de calor refrigerado por aire AC-1.

Bajo el diseño de intercambio de calor integrado de la invención, el UA total requerido se estima en (2.667.704 BTU/F-hr) 11171289 kJ/kgK-h. En el sistema de la técnica anterior ilustrado en la Figura 1, en el que las segunda y tercera corrientes están dispuestas en serie sin intercambio de calor integrado, el UA total requerido para lograr la misma cantidad de refrigeración para la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno descargada (es decir, se enfrió de (753°F) 401°C, (383 psia) 2641 kPa, a (208°F) 98°C, (382 psia) 2634 kPa se estima en (3.859.477 BTU/F-hr) 16161963 kJ/kgH-h, que es un 45% más alto que el diseño integrado anterior.

Ejemplo 3 – Recipiente Dividido con Sólo Refrigeración por Aire Externo y Separación

La Figura 4 ilustra una realización con un intercambiador de calor dividido, similar a la realización de la Figura 2, excepto que la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno no se somete a intercambio de calor con una cuarta corriente (compárese la corriente 50 en la Figura 2) en la segunda parte del intercambiador de calor.

Tal como se muestra en la Figura 4, una primera corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno penetra en el intercambiador de calor E-30 en forma de una corriente 1 a (753°F) 401°C, (373 psia) 2572 kPa, y sale del intercambiador de calor E-30 en forma de una corriente 8 a (98°F) 37°C, (366 psia) 2523 kPa. El caudal de la corriente 1 al intercambiador de calor E-30 es (23.170 lb mol/hr) 10510 kgmol/h, y el caudal de la corriente 8 que sale del intercambiador de calor E-30 es de aproximadamente (17.058 lb mol/h) 7737 kgmol/h. El intercambiador de calor E-10 es, por ejemplo, un intercambiador de calor multi-circuito de tipo de tubos con aletas alojado integralmente en un separador de vapor-líquido y el gas de síntesis portador de hidrógeno fluye a través de lado de la carcasa. La disposición puede ser horizontal tal como se indica en la figura, vertical o formando un ángulo lo que mejor sirva para la separación de cualquier fluido condensado en el lado de la carcasa del intercambiador de calor.

En una primera sección del intercambiador de calor E-30, la corriente 1 inicialmente se somete a intercambio de calor indirecto con una segunda corriente 20 (p. ej., gas natural), que penetra en el intercambiador de calor E-30 a (120°F) 49°C, (512 psia) 3530 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas, y sale del intercambiador de calor E-30 en forma de una corriente 21 a (716°F) 380°C, (502 psia) 3461 kPa. Además, primera corriente 1 también sufre un intercambio de calor en el intercambiador de calor E-30 con una tercera corriente 30 (p. ej., agua de alimentación de calderas) que se introduce en el intercambiador de calor E-30 a (227°F) 108°C, (754 psia) 5199 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas, y es descargada del intercambiador de calor E-30 en forma de una corriente 31 a (443°F) 228°C, (724 psia) 4992 kPa. Además, la primera corriente también intercambia calor con una cuarta corriente 40 (p. ej., agua líquida desmineralizada) que es suministrada al intercambiador de calor E-30 que penetra a (74°F) 23°C, (61 psia) 421 kPa, fluye a través de un circuito definido por tubos de intercambio de calor con aletas, y sale en forma de una corriente 41 a (284°F) 140°C, (56 psia) 386 kPa.

Tal como se mencionó anteriormente, en la realización ilustrada en la Figura 4, el intercambiador de calor está dividido. Por lo tanto, después de sufrir un intercambio de calor con las corrientes 20, 30 y 40, y antes de sufrir un intercambio de calor adicional con la corriente 40, la corriente 1 se separa de una primera sección de intercambiador de calor E-30 en forma de una corriente 5 y es sometida a refrigeración por intercambio indirecto de calor con el aire ambiente en el intercambiador refrigerado por aire AC-1.

Después de ello, la corriente 5 se retira del AC-1 en forma de una corriente 5A y se introduce en un separador de gas/líquido V-1. La corriente de gas 6 resultante separada de V-1 se introduce, a continuación, de nuevo en una segunda sección del intercambiador de calor E-30, en donde sufre un intercambio de calor adicional con la corriente 40. El gas de síntesis con contenido en hidrógeno enfriado resultante se retira de E-30 en forma de una corriente 8.

La Tabla 4 lista composiciones, caudales molares, temperaturas, presiones, entalpías y entropías ilustrativos para las corrientes de la realización ilustrada en la Figura 4. La Tabla 4 también lista el rendimiento del refrigerador de aire (en BTU/hr) y el consumo de energía eléctrica (en términos de potencia del ventilador del refrigerador de aire) para el intercambiador de calor refrigerado por aire AC-1.

Bajo el diseño de intercambio de calor integrado de la invención, el UA total requerido se estima en (5.568.498 BTU/F-hr) 23318667 kJ/kgK-h. En el sistema de la técnica anterior ilustrado en la Figura 1, en el que las segunda, tercera y cuarta corrientes están dispuestas en serie sin intercambio de calor integrado, el UA total requerido para lograr la misma cantidad de refrigeración para la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno descargada (es decir, se enfrió de (753°F) 401°C, (383 psia) 2641 kPa, a (208°F) 98°C, (382 psia) 2634 kPa se estima en (3.859.477 BTU/F-hr) 16161963 kJ/kgH-h,

En este ejemplo, se elimina totalmente la necesidad de agua (corriente 50) de refrigeración, reduciendo así el consumo de utilidad del procedimiento.

Ejemplo 4 – Recipiente No Dividido Sin Refrigeración por Aire Externo y Separación, y con Sólo Utilidad de Agua de Refrigeración

En la realización ilustrada en la Figura 5 se utiliza un intercambiador de calor no dividido. Por lo tanto, la realización

es similar a la realización ilustrada en la Figura 3.

Sin embargo, la realización de la Figura 5 no emplea un intercambiador refrigerado por aire externo AC-1 ni un separador de gas/líquido V-1, ni utiliza un segundo intercambiador de calor E-4 para el intercambio de calor con una corriente 50 (p. ej., agua de refrigeración líquida).

En la Figura 5, una primera corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno penetra en el intercambiador de calor E-40 en forma de una corriente 1 a (753°F) 401°C, (373 psia) 2572 kPa y sale del intercambiador de calor E-40 en forma de una corriente 8 a (98°F) 37°C, (366 psia) 2523 kPa. El caudal de la corriente 1 al intercambiador de calor E-40 es (23.170 lb mol/hr,) 10510 kgmol/h, y el caudal de la corriente 8 que sale del intercambiador de calor E-40 es de aproximadamente (17.056 lb mol/hr) 7736 kgmol/h. El intercambiador de calor E-10 es, por ejemplo, un intercambiador de calor multi-circuito del tipo de tubo con aletas alojado integralmente en un separador de vapor-líquido y el gas de síntesis portador de hidrógeno fluye a través del lado de la carcasa.

La disposición puede ser horizontal tal como se indica en la figura, vertical o formando un ángulo lo que mejor sirva para la separación de cualquier fluido condensado en el lado de la carcasa del intercambiador de calor.

En el intercambiador de calor E-40, la primera corriente 1 sufre un intercambio de calor con una segunda corriente 20 (p. ej., gas natural) que se introduce en el intercambiador de calor E-40 a (120°F) 49°C, (512 psia) 3530 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas y es descargada del intercambiador de calor E-40 en forma de una corriente 21 a (716°F) 380°C, (502 psia) 3461 kPa. La primera corriente también se somete a intercambio de calor con una tercera corriente 30 (p. ej. agua de alimentación de calderas) que penetra en el intercambiador de calor E-40 a (227°F) 108°C, (754 psia) 5199 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas, y sale del intercambiador de calor E-40 en forma de una corriente 31 a (443°F) 228°C, (724 psia) 4992 kPa. Además, la primera corriente también intercambia calor con una cuarta corriente 40 (p. ej., agua líquida desmineralizada) que es introducida en el intercambiador de calor E-40 a (107°F) 42°C, (61 psia) 421 kPa, fluye a través de un circuito definido por los tubos de intercambio de calor con aletas, y es descargada del intercambiador de calor E-40 en forma de una corriente 41 a (284°F) 140°C, (57 psia) 393 kPa. Finalmente, la primera corriente también intercambia calor con una quinta corriente 50 (p. ej., agua de refrigeración líquida) que es suministrada al intercambiador de calor E-40 a (92°F) 33°C, (55 psia) 379 kPa, fluye a través de un circuito definido por tubos de intercambio de calor con aletas, y es separada del intercambiador de calor E-40 en forma de una corriente 51 a (107°F) 42°C, (52 psia) 358 kPa.

La corriente de gas 8 resultante separada de E-40 no se introduce en un intercambiador refrigerado por aire externo AC-1 ni en un segundo intercambiador de calor E-4, sino que, en su lugar, se descarga desde el intercambiador de calor E-40 en forma de una corriente de gas de síntesis con contenido de hidrógeno enfriado 8.

La Tabla 5 indica las composiciones, caudales molares, temperaturas, presiones, entalpías y entropías de corrientes de la realización ilustrada en la Figura 5.

Bajo el diseño de intercambio de calor integrado de la invención, el UA total requerido se estima en (3.506.060 BTU/F-hr) 14681992 kJ/kgK-h. En el sistema de la técnica anterior ilustrado en la Figura 1, en el que la segunda, tercera y cuarta corrientes están dispuestas en serie y sin intercambio de calor integrado, el UA total requerido para lograr la misma cantidad de refrigeración para la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno descargada (es decir, se enfrió de (753°F) 401°C, (373 psia) 2572 kPa, a (98°F) 37°C, (366 psia) 2523 kPa) se estima en (3.859.477 BTU/F-hr) 16161963 kJ/kgH-h. Esta disposición del diseño del intercambiador de calor integrado de la invención utilizando las zonas de transferencia de calor integradas puede lograr la misma temperatura de salida deseada de la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno con un 9,2% menos de área de transferencia de calor.

Además, en este ejemplo se elimina el coste total instalado del intercambiador refrigerado por aire de la instalación.

La tabla siguiente lista intervalos típicos para las temperaturas de las corrientes sometidas a intercambio de calor en las realizaciones ilustradas en las Figuras 2 - 5.

Intervalos Típicos de Temperaturas de Corrientes de Intercambio de Calor Calientes y Frías

Corriente	Temperatura Relativa	Máximo °C (°F)	Mínimo °C (°F)
Gas de Síntesis Caliente	Caliente	416 (780)	286 (550)
Alimentación Hidrocarbonada	Fría	49 (120)	10 (50)
Agua de Alimentación a la Caldera	Fría	Punto de Burbujeo a Presión	10 (50)
Agua Desmineralizada	Fría	60 (140)	10 (50)
Agua de Refrigeración	Fría	49 (120)	10 (50)
Aire Ambiente	Fría	52 (125)	-40 (-40)

Aun cuando la invención ha sido descrita con un cierto grado de particularidad, se manifiesta que se pueden introducir muchos cambios en los detalles de construcción y la disposición de componentes sin apartarse del espíritu

y alcance de esta descripción.

Se entiende que la invención no está limitada a las realizaciones expuestas aquí para los fines de ejemplificación, sino que está limitada solamente por el alcance de la o las reivindicaciones adjuntas, incluyendo el intervalo completa de equivalencia a la que cada uno de los elementos de la misma tiene derecho.

5 Los ejemplos que anteceden pueden repetirse con un éxito similar sustituyendo los reaccionantes y/o condiciones operativas de esta invención descritos genérica o específicamente por los utilizados en los ejemplos precedentes.

10 De la descripción anterior, un experto en la técnica puede determinar fácilmente las características esenciales de esta invención y, sin apartarse del espíritu y alcance de la misma, puede realizar diversos cambios y modificaciones de la invención para adaptarla a diversos usos y condiciones.

Tabla 1 - Balance de Material con Consumo de Energía para la Realización de Técnica Anterior de la Figura 1

Número de Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	20	21	30	31	40	41	50	51
Flujo de Componente																			
Hidrógeno (kmol/hr)	(12571,0)	(2571,0)	(12571,0)	(12571,0)	(12570,3)	(12570,3)	(12570,3)	(12570,3)	(0,7)	(0,0)	(0,7)	(132,0)	(132,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)
kg/mol/hr	5702,1	5702,1	5702,1	5702,1	5701,8	5701,8	5701,8	5701,8	0,3		0,3	59,9	59,9						
Nitrógeno (kmol/hr)	(46,3)	(46,3)	(46,3)	(46,3)	(46,3)	(46,3)	(46,3)	(46,3)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(39,7)	(39,7)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)
kg/mol/hr	21	21	21	21	21	21	21	21				18	18						
Monóxido de Carbono (kmol/hr)	(555,1)	(555,1)	(555,1)	(555,1)	(555,1)	(555,1)	(555,1)	(555,1)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)
kg/mol/hr	252,2	252,2	252,2	252,2	252,2	252,2	252,2	252,2											
Dióxido de Carbono (kmol/hr)	(2753,0)	(2753,0)	(2753,0)	(2753,0)	(2753,5)	(2753,5)	(2753,5)	(2753,5)	(4,5)	(1,3)	(5,8)	(74,3)	(74,3)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)
kg/mol/hr	1252,3	1252,3	1252,3	1252,3	1250,3	1250,3	1250,3	1250,3	2,04	0,59	2,63	34	34						
Agua (kmol/hr)	(5147,6)	(5147,6)	(5147,6)	(5147,6)	(767,6)	(768,3)	(767,3)	(767,3)	(5379,5)	(26,1)	(8161,0)	(0,0)	(0,0)	(21500,0)	(21500,0)	(17660)	(17660)	(7827)	(7827)
kg/mol/hr	2783,5	2783,5	2783,5	2786,5	348,3	348,7	348,3	348,3	2440	329,3	2794,8			9752,2	9752,2	8010,4	8010,4	3550	3550
Metano (kmol/hr)	(1055,9)	(1055,9)	(1055,9)	(1055,9)	(1055,9)	(1055,9)	(1055,9)	(1055,9)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(4131,3)	(4131,3)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)
kg/mol/hr	483,5	483,5	483,5	483,5	483,5	483,5	483,5	483,5				1873,9	1873,9						
Etano (kmol/hr)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(55,3)	(55,3)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)
kg/mol/hr												25,1	25,1						
Propano (kmol/hr)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(17,4)	(17,4)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)
kg/mol/hr												7,9	7,9						
Butano (kmol/hr)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(1,3)	(1,3)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)	(0,0)
kg/mol/hr												0,8	0,8						

Tabla 1 - parte 2

[illegible]

Tabla 2 - Balance de Material con Consumo de Energía para la Caja del Recipiente Dividido

Número de Corriente	1	5	5A	6	8	9	10	10A	11	20	21	30	31	40	41	50	51
Flujo de Componente																	
Hidrógeno (kmol/hr)	(12571.0)	(12570.3)	(12570.3)	(12570.3)	(12570.3)	(0.7)	(0.1)	(0.2)	(1.0)	(332.0)	(132.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h	5702.1	5701.9	5701.9	5701.9	5701.9	0.3	0.045	0.091	0.45	59.9	59.9						
Nitrógeno (kmol/hr)	(46.3)	(46.3)	(46.3)	(46.3)	(46.3)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(39.7)	(39.7)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h	21	21	21	21	21					18	18						
Monóxido de Carbono (kmol/hr)	(556.1)	(556.1)	(556.1)	(556.1)	(556.1)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h	252.2	252.2	252.2	252.2	252.2												
Dióxido de Carbono (kmol/hr)	(2783.0)	(2781.3)	(2781.3)	(2781.3)	(2777.5)	(0.7)	(3.0)	(0.9)	(5.5)	(74.9)	(74.9)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h	1257.3	1259	1259	1259	1260	0.8	1.35	0.4	2.5	34	34						
Agua (kmol/hr)	(61477.6)	(3080.9)	(3080.9)	(1890.8)	(41.3)	(3066.8)	(1849.5)	(1190.0)	(8106.3)	(0.0)	(0.0)	(21500.0)	(21500.0)	(17660.0)	(17660.0)	(7827.0)	(7827.0)
kgmol/h	2789.6	1397	1397	857.0	18.9	1391	835.9	539.8	2769.5			9752.2	9752.2	8010.4	8010.4	3550	3550
Metano (kmol/hr)	(1065.9)	(1065.5)	(1065.5)	(1035.9)	(1035.9)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(4131.3)	(4131.3)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h	489.5	489.5	489.5	483.5	483.5					1873.9	1873.9						
Etano (kmol/hr)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(55.3)	(55.3)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h										25.1	25.1						
Propano (kmol/hr)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(17.4)	(17.4)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h										7.9	7.9						
i-Butano (kmol/hr)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(1.8)	(1.8)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h										0.8	0.8						
n-Butano (kmol/hr)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(2.2)	(2.2)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
kgmol/h										1.0	1.0						

Tabla 2 - parte 2

Total (mmol/h)	(23170.0)	(20100.8)	(18903.7)	(17057.1)	(3085.2)	(1652.6)	(1181.0)	(612.9)	(4454.6)	(4454.6)	(21500.0)	(7660.0)	(17660.0)	(7827.0)	(7827.0)
kgmol/h	10500.7	9117.8	8577	7737	1392.2	840.3	540.2	272.3	2020.6	2020.6	9752.2	8010.4	8010.4	3550	3550
Temperatura (°F)	(753)	(290)	(283)	(98)	(230)	(112)	(263)	(232)	(120)	(716)	(227)	(74)	(284)	(92)	(107)
°C	400.6	143.3	128.3	39.7	143.3	44.4	128.3	111.1	48.9	380	108.3	23.3	140	33.3	41.7
Presión (psia)	(376)	(376)	(370)	(369)	(376)	(369)	(370)	(363)	(512)	(502)	(754)	(51)	(57)	(35)	(32)
kPa	2592	2592	2551	2544	2552	2544	2551	2544	3530.1	3451.2	5194.7	420	393.0	379.2	356.5
Entalpia (BTU/lbmol)	(-45135)	(-40783)	(-41593)	(-31263)	(-118664)	(-122111)	(-119207)	(118914)	(33291)	(-28556)	(-118666)	(-122759)	(-118799)	(-122422)	(-122144)
kJ/kmol	-104917	-94813	-97611	-72870	-276830	-283842	-277092	-278503	-77354	-61735	-278622	-286501	-278144	-284585	-284566
Entropia (BTU/lbmol-°F)	(37.2)	(32.1)	(30.5)	(28.0)	(19.1)	(14.0)	(18.4)	(16.8)	(37.4)	(45.2)	(17.4)	(22.9)	(12.7)	(13.3)	(13.8)
kJ/kmol-°K	155.8	134.4	127.7	117.2	79.98	53.8	77.1	70.95	158.6	189.3	72.9	95.9	53.2	55.7	57.8
Rendimiento Refrigerador de Aire	(BTU/h)	(24,483,016)													
kJ/h	23,274,839														
Potencia Ventilador Refrigerador de Aire	kW	17.0													
Temperatura Ambiente (°F)	(90)														
°C	32														

Tabla 3 - Balance de Material con Consumo de Energía para Realización Alternativa Refrigeración Externa y Separación

Número de Corriente	1	5	5A	8	7	6	9	9A	10	11	20	21	30	31	40	41	50	51
Flujo de Componente																		
Hidrógeno (kmol/hr)	(2571.0)	(2559.9)	(2559.9)	(2569.9)	(2569.9)	(2559.9)	(1.0)	(0.0)	(0.0)	(1.1)	(322.0)	(322.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Hidrógeno (kgmol/h)	5702.1	5713.8	5713.8	5713.8	5713.8	5713.8	0.45			0.5	59.9	59.9						
Nitrógeno (kmol/hr)	(48.3)	(48.3)	(48.3)	(48.3)	(48.3)	(48.3)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(39.7)	(39.7)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Nitrógeno (kgmol/h)	21	21	21	21	21	21					18	18						
Monóxido de Carbono (kmol/hr)	(556.1)	(556.1)	(556.1)	(556.1)	(556.1)	(556.1)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Monóxido de Carbono (kgmol/h)	252.2	252.2	252.2	252.2	252.2	252.2												
Dióxido de Carbono (kmol/hr)	(2778.4)	(2778.4)	(2778.4)	(2778.4)	(2778.4)	(2778.4)	(3.9)	(0.0)	(0.1)	(4.8)	(74.9)	(74.9)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Dióxido de Carbono (kgmol/h)	1262.3	1260.5	1260.6	1260.2	1260.2	1260.2	1.77	0.4	0.045	2.18	34	34						
Agua (kmol/hr)	(5147.6)	(825.1)	(825.1)	(78.9)	(78.9)	(41.6)	(522.5)	(543.2)	(35.2)	(6105.0)	(0.0)	(0.0)	(21500.0)	(21500.0)	(17660.0)	(17660.0)	12394.3	12394.3
Agua (kgmol/h)	2798.5	289.6	289.6	34.9	34.9	18.9	2505	246.7	16.0	2769.5			9752.2	9752.2	8010.4	8010.4	5622	5622
Metano (kmol/hr)	(1065.9)	(1065.9)	(1065.9)	(1065.9)	(1065.9)	(1065.9)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(4131.3)	(4131.3)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Metano (kgmol/h)	483.5	483.5	483.5	483.5	483.5	483.5					1873.9	1873.9						
Etano (kmol/hr)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(55.3)	(55.3)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Etano (kgmol/h)											25.1	25.1						
Propano (kmol/hr)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(17.4)	(17.4)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Propano (kgmol/h)											7.9	7.9						
i-Butano (kmol/hr)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(1.8)	(1.8)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
i-Butano (kgmol/h)											0.8	0.8						
n-Butano (kmol/hr)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(2.2)	(2.2)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
n-Butano (kgmol/h)											1.0	1.0						

Tabla 3 - parte 2

Total (lbmol/hr)	(23.70.0)	(17642.5)	(17642.5)	(648.0)	(35.4)	(811.9)	(6454.6)	(2454.8)	(21500.0)	(17680.0)	(17680.0)	(2354)	(2354.3)
kgmol/h	10509.7	8002.5	40045	7753	7753	7753	249.0	2507	249.0	15.06	2772	2020.8	2020.8
Temperatura (°F)	(755)	(208)	(120)	(98)	(98)	(98)	(120)	(255)	(98)	(98)	(98)	(98)	(98)
°C	400.8	97.8	48.9	36.7	36.7	36.7	48.9	123.9	36.7	36.7	36.7	36.7	36.7
Presión (psia)	(383)	(382)	(376)	(366)	(366)	(366)	(376)	(382)	(366)	(366)	(366)	(366)	(366)
kPa	2640	2634	2592	2523.5	2523.5	2523.5	2592	2634	2523.5	2523.5	2523.5	2523.5	2523.5
Entalpia (BTU/lbmol)	(-45136)	(-32850)	(-34078)	(-31458)	(-31270)	(-31270)	(-121854)	(-119363)	(-120391)	(-120391)	(-120391)	(-120391)	(-120391)
kJ/kgmol	-104917	-76358	-75215	-72656	-72656	-72656	-283477	-277455	-283477	-283477	-283477	-283477	-283477
Entropia (BTU/lbmol-°F)	(37.1)	(29.8)	(27.8)	(28.0)	(28.0)	(28.0)	(14.3)	(13.2)	(13.6)	(13.6)	(13.6)	(13.6)	(13.6)
kJ/kgmol-°K	155.8	124.8	119.8	117.2	117.2	117.2	55.9	55.9	55.9	55.9	55.9	55.9	55.9
Rendimiento del Refrigerador de Aire	(21.975.133)												
kJ/h	20.803.4024												
Potencia del Ventilador del Refrigerador de Aire, kW	39.0												
Temperatura Ambiente (°F)	(60)												
°C	32												

Tabla 4 - Balance de Material con Consumo de Energía para Realización Alternativa que Emplea Sólo Utilidad de Refrigeración Externa

Número de Corriente	1	5	5A	6	8	9	10	10A	11
Flujo de Componente									
Hidrógeno , (lbmol/hr) kgmol/h	(12571.0) 6702,1	(12570.5) 5702,9	(12570.5) 5702,9	(0.3) 0,14	(12570.0) 5702,1	(0.2) 0,09	(0.0)	(0.3) 0,14	(1.0) 0,45
Nitrógeno , (lbmol/hr) kgmol/h	(46.3) 21	(46.3) 21	(46.3) 21	(0.0)	(46.3) 12	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Monóxido de Carbono , (lbmol/hr) kgmol/h	(556.1) 252,2	(556.1) 252,2	(556.1) 252,2	(0.0)	(556.1) 252,2	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Dióxido de Carbono , (lbmol/hr) kgmol/h	(2783.0) 1262,3	(2782.0) 1261,9	(2782.0) 1261,9	(0.8) 0,4	(2778.2) 1260,2	(2.6) 1,18	(0.5) 0,23	(0.8) 0,4	(4.8) 2,18
Agua : (lbmol/hr) kgmol/h	(6147.6) 2766,5	(4211.0) 1910	(4211.0) 1910	(1342.2) 608,7	(41.6) 18,9	(2555.6) 1159	(271.6) 123,2	1342.2 508,8	(6106.0) 2770
Metano, (lbmol/hr) kgmol/h	(1065.9) 483,5	(1065.9) 483,5	(1065.9) 483,5	(0.0)	(1065.9) 483,5	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Etano , (lbmol/hr) kgmol/h	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Propano (lbmol/hr) kgmol/h	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
i-Butano , (lbmol/hr) kgmol/h	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
n-Butano , (lbmol/hr) kgmol/h	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Total, (lbmol/hr) kgmol/h	(23170.0) 10509,7	(21231.9) 9631	(21231.9) 9631	(1343.3) 609,3	(17056.1) 7737,4	(2558.4) 1160,5	(272.2) 123,5	(1343.3) 609,3	(6111.8) 277,2
Temperatura, (°F) °C	(753) 400,6	(307) 152,8	(285) 140,6	(285) 140,6	(98) 35,1	(174) 78,9	(98) 36,7	(285) 140,6	(204) 95,6
Presión, (pala) kPa	(373) 2571,8	(373) 2571,8	(367) 2530,4	(357) 2530,4	(366) 2523,5	(366) 2523,5	(366) 2523,5	(367) 2530,4	(366) 2523,5

(continúa)

Número de Corriente	1	5	5A	6	8	9	10	10A	11
Flujo de Componente									
Entalpía, (BTU/lbmol) kJ/kgmol	(-45135) -104915	(-43935) -102125	(-45148) -104945	(-118773) -276083	(-31270) -72686	(-120911) -281053	(-122380) -284468	(-122380) -284468	(-122333) -284358
Entropía, (BTU/lbmol-°F) kJ/kgmol-°K	(37.2) 155,8	(32.8) 137,4	(31.2) 130,6	(19.0) 79,6	(28.0) 177,2	(15.9) 65,3	(13.6) 56,8	(13.6) 56,9	(15.8) 70,35
Rendimiento del Refrigerador de Aire	(25,737,518) 24,339,168								
Potencia del Ventilador del Refrigerador de Aire	45.0								
Temperatura Ambiente (°F) °C	(90) 32								

Tabla 5 - Balance de Material con Consumo de Energía para Realización Alternativa que Emplea Sólo Utilidad de Agua de Refrigeración

Número de Corriente	1	8	9	10	11	20	21	30	31	40	41	50	51
Flujo de Componente													
Hidrógeno, (lb-mol/hr) kgmol/h	(12571.0) 5702,1	(12570.2) 5701,8	(0.7) 0,3	(0.8) 0,4	(0.8) 0,4	(132) 59,9	(132) 59,9	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Nitrógeno, (lb-mol/hr) kgmol/h	(46.3) 21	(46.3) 21	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(39.7) 18	(39.7) 18	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Monóxido de Carbono, (lbmol/hr) kgmol/h	(556.1) 252,2	(566.1) 252,2	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Dióxido de Carbono, (lbmol/hr) kgmol/h	(2783.0) 1262,3	(2775.7) 1259	(1.7) 0,8	(7.3) 3,3	(7.3) 3,3	(74.9) 34	(74.9) 34	(0.8) 0,4	(0.8) 0,4	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Agua, (lb-mol/hr) kgmol/h	(6147.6) 2788,5	(41.6) 18,9	(3061.7) 1388,8	(6106.0) 2769,6	(6106.0) 2769,6	(0.0)	(0.0)	(21500.0) 9752,2	(21500.0) 9752,2	(17660.0) 8010,4	(17660.0) 8010,4	(148689.6) 67444,5	(148689.6) 67444,5
Metano, (lb-mol/hr) kgmol/h	(1065.9) 483,5	(1065.9) 483,5	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(4131.3) 1873,9	(4131.3) 1873,9	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Etano, (lb-mol/hr) kgmol/h	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(55.3) 25,1	(55.3) 25,1	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Propano, (lb-mol/hr) kgmol/h	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(17.4) 7,9	(17.4) 7,9	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
i-Butano, (lb-mol/hr) kgmol/h	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(1.8) 0,8	(1.8) 0,8	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
n-Butano, (lb-mol/hr) kgmol/h	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(2.2) 1,0	(2.2) 1,0	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)	(0.0)
Total, (lbmol/hr) kgmol/h	(23170.0) 10509,7	(17055.9) 7736,4	(3064.1) 1389,9	(6114.1) 2773,3	(6114.1) 2773,3	(4454.6) 2020,6	(4454.6) 2020,6	(21500.0) 9752,2	(21500.0) 9752,2	(17660.0) 8010,4	(17660.0) 8010,4	(148689.6) 67444,5	(148689.6) 67444,5
Temperatura, (°F) °C	(753) 400,6	(98) 36,7	(290) 143,3	(204) 95,6	(204) 95,6	(120) 48,9	(716) 380	(227) 108,3	(443) 228,3	(107) 41,7	(284) 140	(92) 33,3	(107) 41,7

(continúa)

Número de Corriente	1	8	9	10	11	20	21	30	31	40	41	50	51
Presión , (psia) kPa	(373) 2571,8	(366) 2523,5	(367) 2530,4	(366) 2523,5	(366) 2523,5	(512) 3530,1	(502) 3461,2	(754) 5198,7	(724) 4991,8	(61) 420,	(57) 393,0	(55) 379,2	(52) 358,5
Entalpía, (BTU/lbmol) kJ/kgmol	(-45135) -104915	(-31249) -72637	(-118672) -275848	(-120355) -279761	(-120355) -279761	(-33291) -77384	(-26559) -61735	(-119865) -278622	(-115511) -267579	(-122144) -283919	(-118799) -276144	(-122422) -284565	(-122144) -283919
Entropía, (BTU/lbmol-°F) kJ/kgmol-°K	(37.2) 155,8	(28.0) 117,2	(19.1) 79,98	(16.8) 70,35	(16.8) 70,35	(37.4) 156,6	(45.2) 189,3	(17.4) 74,86	(22.9) 95,9	(13.8) 57,8	(19.0) 79,6	(13.3) 55,7	(13.8) 57,8
Rendimiento Refrigera- dor de Aire (BTU/hr)	(0)												
Potencia del Ventila- dor del Refrigerador de Aire KW	0												
Temperatura Ambiente (°F) °C	(90) 32												

La invención proporciona un procedimiento mejorado para integrar las zonas de transferencia de calor de intercambiadores enrollados en espiral, de placas y aletas, de tubos y de tubos con aletas, aumentando así la eficacia global del procedimiento.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para recuperar energía de una corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno, que comprende:

- a. proporcionar un primer intercambiador de calor (E10, E20, E30, E40) que tiene al menos cuatro circuitos de flujo separados;
- b. suministrar una primera corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (1) a un primer circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor;
- c. suministrar un primer medio de intercambio de calor frío (20) a un segundo circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor, con lo que dicha corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría por intercambio indirecto de calor con dicho primer medio de intercambio de calor frío;
- d. alimentar un segundo medio de intercambio de calor frío (30) a un tercer circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor, con lo que dicha corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría por intercambio indirecto de calor con dicho segundo medio de intercambio de calor frío;
- e. alimentar un tercer medio de intercambio de calor frío (40) a un cuarto circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor, con lo que dicha corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría por intercambio indirecto de calor con dicho tercer medio de intercambio de calor frío; y
- f. separar corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno enfriada (8) de dicho intercambiador de calor,

en el que la corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (1), en una primera zona de transferencia de calor, intercambia primeramente calor de forma simultánea con corrientes de los primero y tercer medios (20, 40) calientes de intercambio de calor, e intercambia después, en una segunda zona de transferencia de calor a continuación de la primera zona de transferencia de calor, calor de forma simultánea con corrientes de los segundo y tercer medios (30, 40) fríos de intercambio de calor, caracterizado por que dicho primer medio (20) de intercambio de calor frío es una corriente de alimentación de hidrocarburos, dicho segundo medio (30) de intercambio de calor frío es una corriente de agua de la caldera y dicho tercer medio (40) de intercambio de calor frío es una corriente de agua desmineralizada.

2. Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicha primera corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se obtiene de un proceso de reformado con vapor de agua/hidrocarburos, un proceso de gasificación con carbón o un proceso de oxidación parcial.

3.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 2, en el que dicha corriente de alimentación de hidrocarburos de dicho primer medio de intercambio de calor frío es para dicho proceso de reformado con vapor de agua/hidrocarburos o un proceso de oxidación parcial.

4.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende, además:
alimentar un cuarto medio (50) de intercambio de calor frío a un quinto circuito de flujo de dicho primer intercambiador de calor, con lo que dicha corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría mediante intercambio indirecto de calor con dicho cuarto medio de intercambio de calor frío,
en el que la corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (1) intercambia finalmente, en una tercera zona de transferencia de calor a continuación de la segunda zona de transferencia de calor, calor de forma simultánea con corrientes de los tercer y cuarto medios (40, 50) de intercambio de calor fríos.

5.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende, además:
separar al menos una parte (5) de la síntesis caliente portadora de hidrógeno del intercambiador de calor (E10, E20, E30),
someter la síntesis caliente (5) portadora de hidrógeno separada del intercambiador de calor para intercambiar calor con un segundo intercambiador de calor (AC-1), y
devolver al menos una parte de la síntesis (6) portadora de hidrógeno enfriada resultante al primer intercambiador de calor para enfriar adicionalmente mediante intercambio indirecto de calor.

6.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho intercambiador de calor es un intercambiador de calor de tubos enrollados en espiral.

7.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho intercambiador de calor es un intercambiador de calor de placas y aletas.

8.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho intercambiador de calor es un intercambiador de calor de carcasa y tubos.

9.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho intercambiador de calor está dividido en al menos una primera sección y una segunda sección.

- 5 10.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 9, en dicha primera sección, el intercambio indirecto de calor se realiza entre la corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (1) y el segundo medio (30) de intercambio de calor frío, y entre la corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (1) y el tercer medio (40) de intercambio de calor.
- 10 11.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 9, en el que el intercambio indirecto de calor entre la corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (1) y el primer medio (20) de intercambio de calor frío se realiza tanto en la primera sección como en la segunda sección.
- 12.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 10, en el que el intercambio indirecto de calor entre la corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno y el primer medio (20) de intercambio de calor frío se realiza tanto en la primera sección como en la segunda sección.
- 15 13.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 11, en el que el intercambio de calor entre la corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (1) y el cuarto medio (50) de intercambio de calor frío se realiza en la segunda sección.
- 20 14.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 12, en el que el intercambio de calor entre la corriente caliente de gas de síntesis portador de hidrógeno (1) y el cuarto medio (50) de intercambio de calor frío se realiza en la segunda sección.
- 25 15.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 9, que comprende, además:
separar toda o una parte de la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno de la primera sección del intercambiador de calor,
someter el gas de síntesis portador de hidrógeno separado de la primera sección a intercambio de calor en un segundo intercambiador de calor (AC-1),
separar el gas de síntesis portador de hidrógeno procedente de dicho segundo intercambiador de calor e introducirlo en un separador de gas/líquido (V1), y
30 separar la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno no condensada procedente del separador de gas/líquido e introducirla en la segunda sección del intercambiador de calor.
- 35 16.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 9, que comprende, además:
separar toda o una parte de la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno de la primera sección del intercambiador de calor,
someter el gas de síntesis portador de hidrógeno separado de la primera sección a intercambio de calor en un segundo intercambiador de calor (AC-1),
separar el gas de síntesis portador de hidrógeno procedente de dicho segundo intercambiador de calor e introducirlo en un separador de gas/líquido (V1), y
40 separar la corriente de gas de síntesis portador de hidrógeno no condensada procedente del separador de gas/líquido e introducirla en un tercer intercambiador de calor,
separar el gas de síntesis portador de hidrógeno de dicho tercer intercambiador de calor e introducirla en un segundo separador de gas/líquido del que se separa gas de síntesis portador de hidrógeno producto enfriado.
- 45 17.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho gas de síntesis portador de hidrógeno contiene 35 - 75% en moles de H_2 , 0 - 2% en moles de N_2 , 2 - 45% en moles de CO, 12 - 40% en moles de CO_2 , 0 - 10% en moles de H_2S y menos de 3% en moles de hidrocarburos C_2+ .
- 50 18.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho gas de síntesis portador de hidrógeno contiene hasta 11% en moles de metano.
- 19.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho gas de síntesis portador de hidrógeno contiene hasta 10% en moles de sulfuro de hidrógeno.
- 55 20.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho gas de síntesis portador de hidrógeno se enfría desde una temperatura de 250 a 450°C hasta una temperatura de 30 a 50°C.
- 60 21.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 4, en el que dicha corriente (20) de alimentación de hidrocarburos se calienta desde una temperatura de 10 a 49°C, dicha corriente (30) de agua de la caldera se introduce a una temperatura de 10°C, y dicha corriente (40) de agua desmineralizada se calienta desde una temperatura de 10 a 60°C.

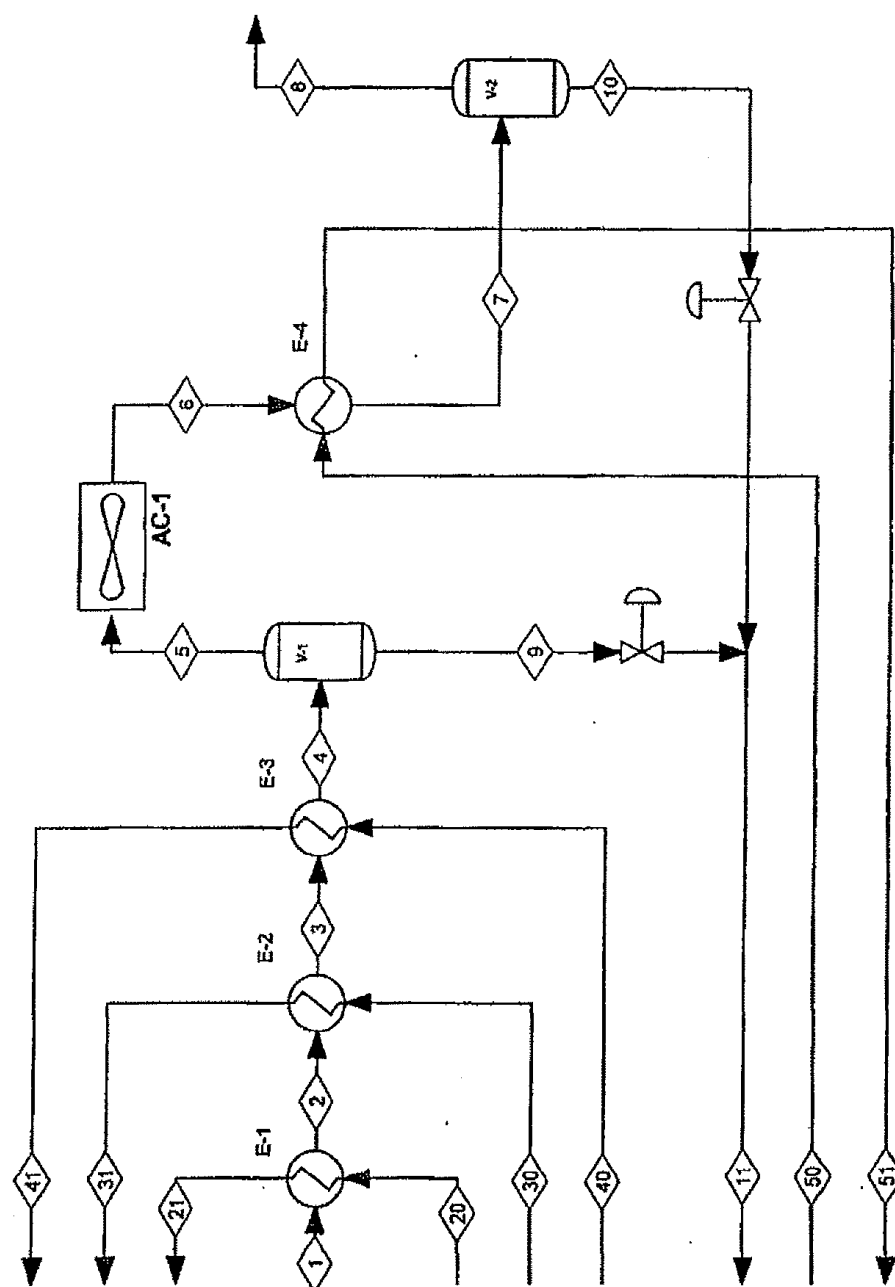


Figura 1
Técnica Anterior

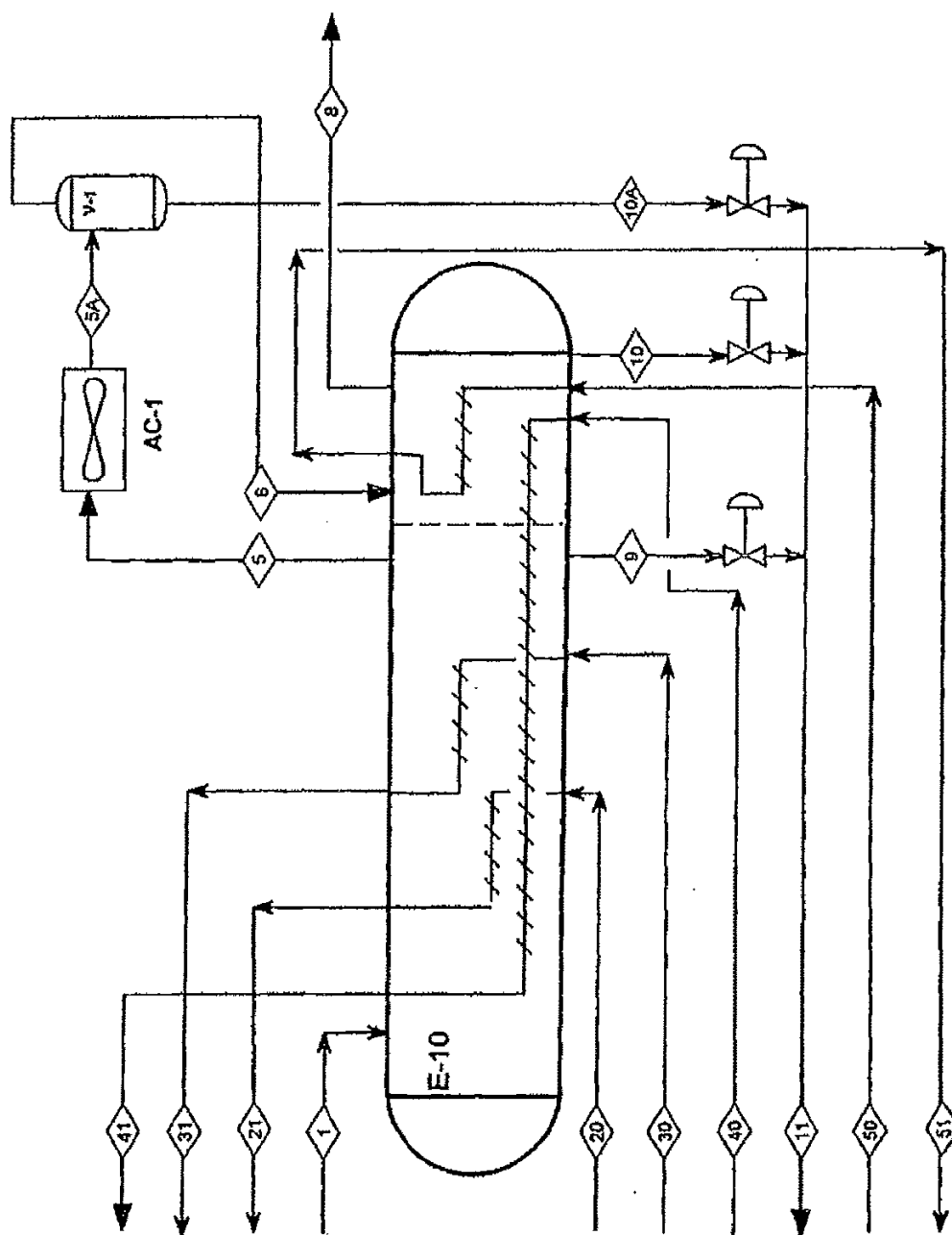


Figura 2
Realización Preferida que Emplea
Recipiente Dividido (Dos Compartimientos)

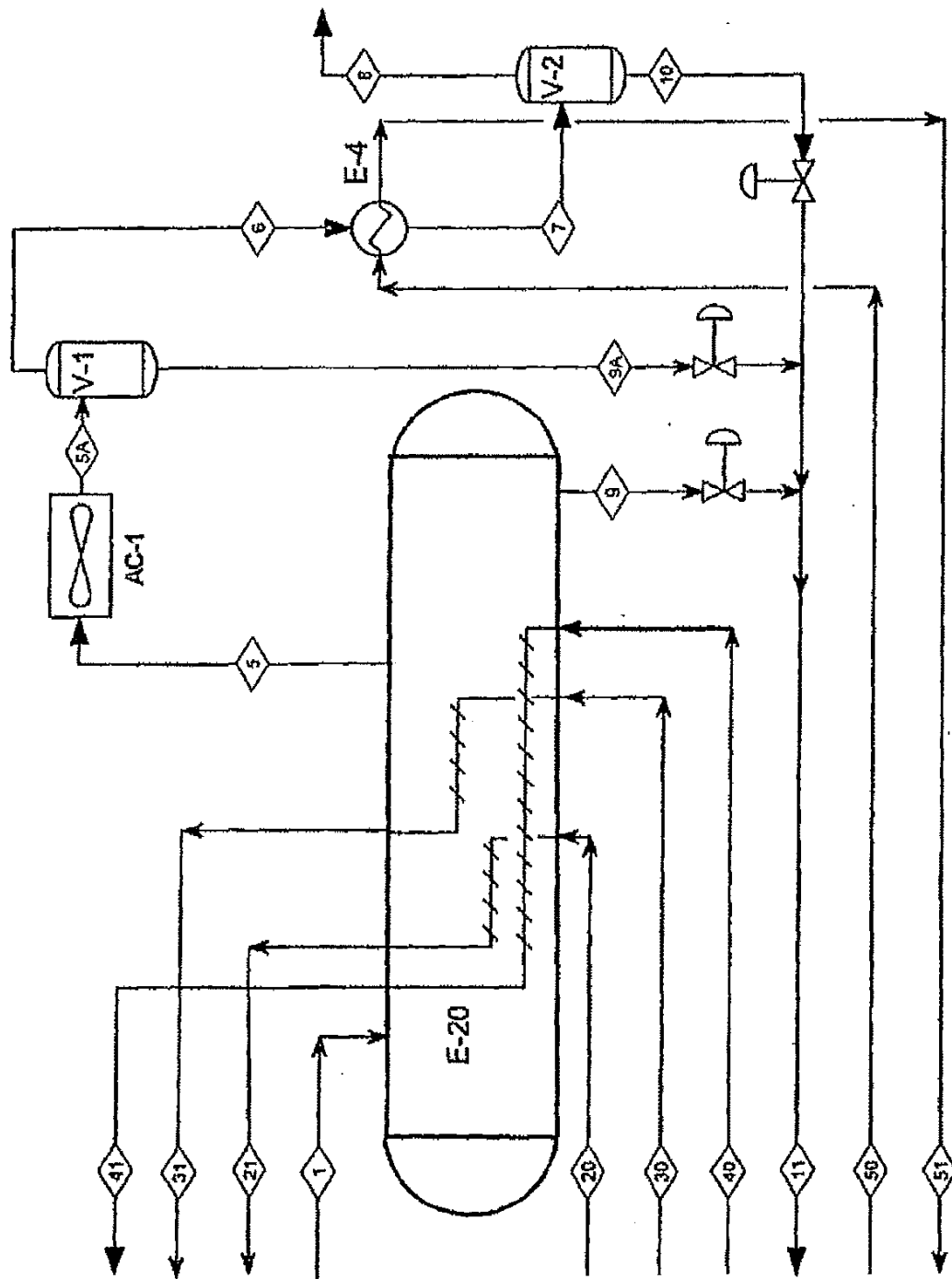


Figura 3
Realización Alternativa que
Emplea Refrigeración Secundaria
Externa y Separación

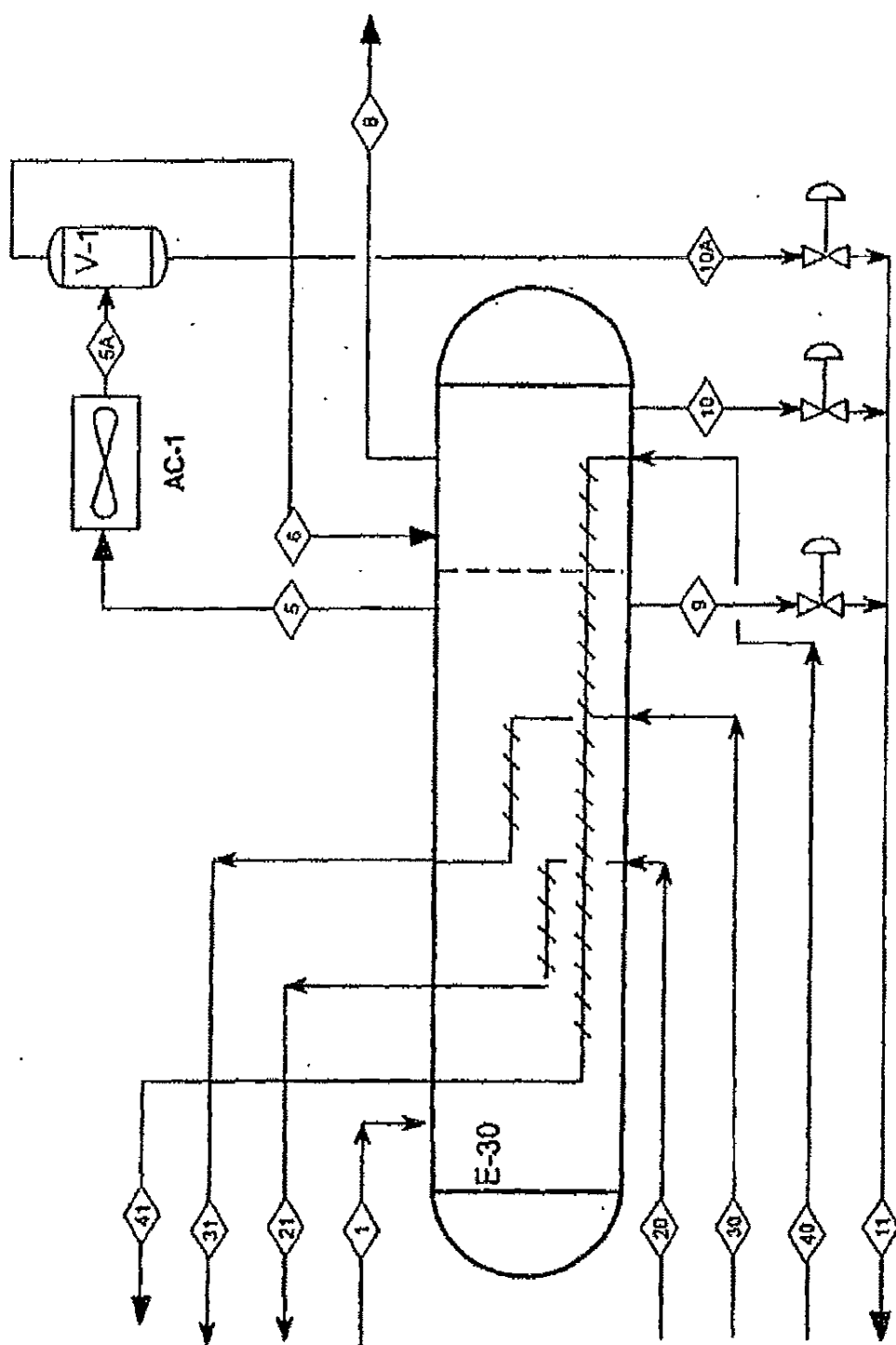


Figura 4
Realización Alternativa que Emplea
Sólo Utilidad de Refrigeración de Aire
Externa

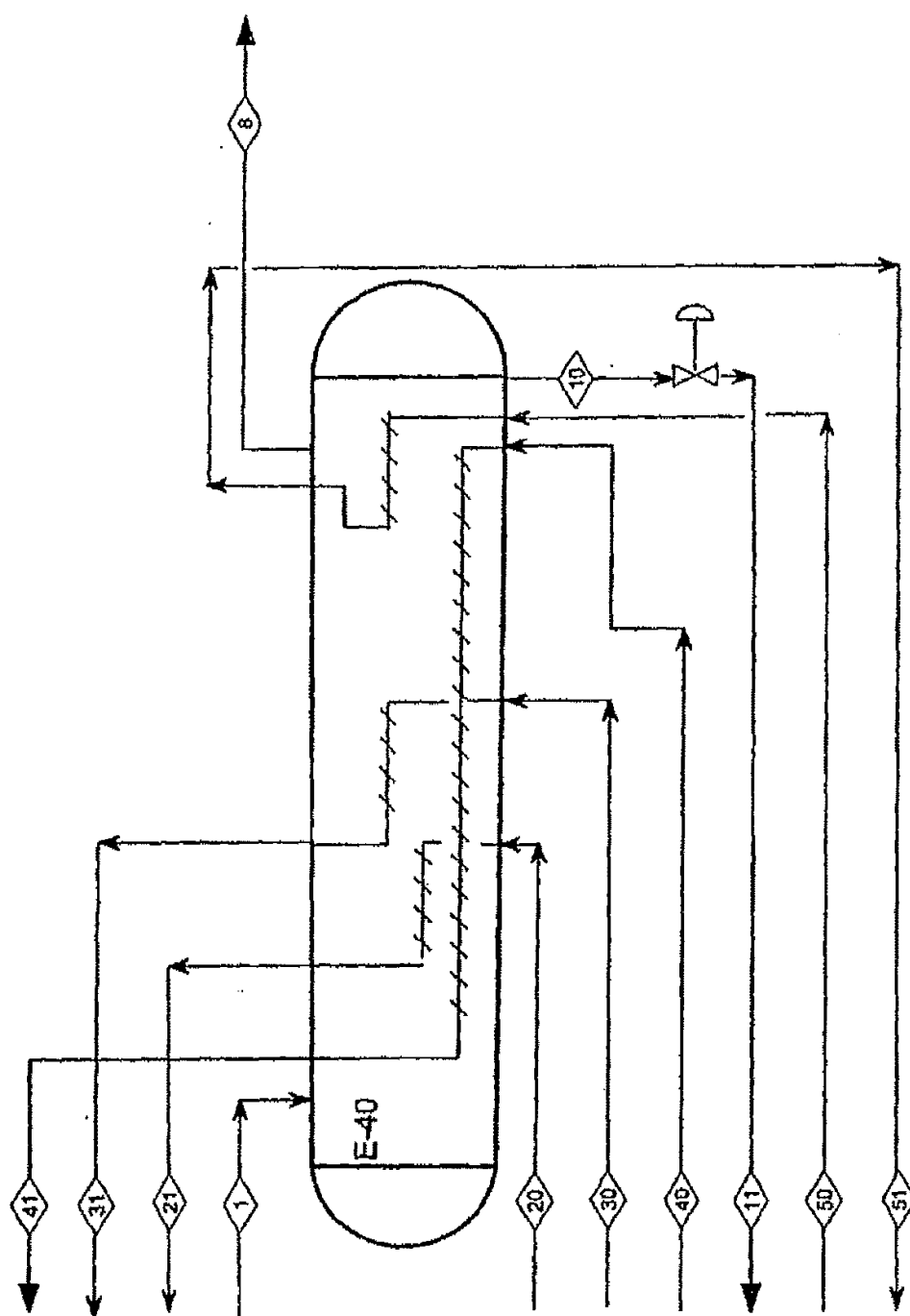


Figura 5
Realización Alternativa que Emplea
Sólo Utilidad de Agua de Refrigeración