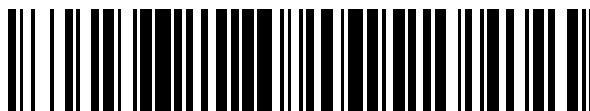


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 387 120**

51 Int. Cl.:  
**F01K 17/00** (2006.01)  
**F01K 25/06** (2006.01)  
**F22B 1/22** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **01903045 .1**  
96 Fecha de presentación: **11.01.2001**  
97 Número de publicación de la solicitud: **1247004**  
97 Fecha de publicación de la solicitud: **09.10.2002**

54 Título: **Procedimiento de operación de una planta de energía eléctrica**

30 Prioridad:  
**14.01.2000 US 483677**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**14.09.2012**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**14.09.2012**

73 Titular/es:  
**THERMOENERGY CORP.  
1300 TOWER BUILDING, 323 CENTER STREET  
LITTLE ROCK, AR 72201, US**

72 Inventor/es:  
**FASSBENDER, Alexander, G.**

74 Agente/Representante:  
**Carpintero López, Mario**

ES 2 387 120 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 operación de una planta de energía eléctrica

**Antecedentes de la invención**

5 La presente invención se refiere a un procedimiento de operación de una planta o sistema de energía eléctrica, y más particularmente, a una planta energía eléctrica de combustibles fósiles de bajo nivel de emisiones, con una eficiencia termodinámica y un control de la contaminación mejorados.

Tal procedimiento es conocido por el documento FR 978 467 A que se utiliza para la propulsión de barcos. A partir del documento US 4 074 981 A se conoce un procedimiento para producir simultáneamente una corriente de gas de síntesis limpio refrigerado y una corriente de vapor separada.

10 En las plantas de energía eléctrica, tales como plantas de energía eléctrica de combustibles fósiles, un combustible fósil se enciende y se quema, oxida o combustiona dentro de una cámara de reacción o combustión bajo condiciones controladas para generar calor. El calor se transfiere a un fluido circulante, tal como agua, que fluye a través de tubos de refrigeración que se encuentran en o adyacentes a la cámara de reacción, para generar vapor. El vapor pasa entonces a través de una turbina de vapor para generar electricidad. Las plantas de energía eléctrica de gasificación integrada en ciclo combinado (IGCC) que usan combustibles sólidos dividen el proceso de combustión de combustibles fósiles en múltiples etapas, donde la primera etapa es típicamente una etapa de oxidación parcial o de gasificación. Las etapas subsiguientes queman el gas producido en turbinas de gas y calderas de vapor. La eficiencia termodinámica y el control de la contaminación han sido y siguen teniendo consideraciones importantes en el diseño de plantas de energía eléctrica de combustibles fósiles. La preocupación por la conservación, el aumento de los precios del combustible y los estándares de control de contaminación cada vez más estrictos son sólo algunos de los factores que necesitan mejores y más limpias y más eficientes formas de conversión de combustibles fósiles en electricidad. Las plantas o sistemas de energía eléctrica han alcanzado niveles relativamente altos de eficiencia y control de la contaminación, pero no están exentas de problemas. Por ejemplo, como los estándares de efluentes de partículas se han vuelto cada vez más difíciles de cumplir, las plantas de energía eléctrica típicamente han requerido una serie de procesos y piezas de equipo diferentes para eliminar las partículas. Esto aumenta el coste y la complejidad del sistema, y estos procesos y piezas de equipo típicamente requieren una entrada de energía eléctrica considerable, dando lugar a considerables pérdidas de potencia parasitarias e ineficiencias. Además, aunque las plantas de energía eléctrica han usado ocasionalmente economizadores y equipos similares para recuperar una porción del calor sensible a partir de los gases en los productos de combustión, las plantas de energía eléctrica no han intentado recuperar el calor latente de vaporización de dichos gases, ya que, bajo condiciones de funcionamiento de dichas plantas, las temperaturas de condensación de dichos gases son demasiado bajas para ser recuperadas eficientemente. Particularmente en un sistema en el que se produce una cantidad relativamente grande de agua gaseosa durante la combustión, el fracaso para recuperar cualquier porción significativa de dicho calor latente de vaporización puede llevar a ineficiencias termodinámicas significativas.

**Sumario de la invención**

Por consiguiente, es un objetivo de la presente invención proporcionar una planta o sistema de energía eléctrica integrado que recupera el calor latente de vaporización a partir del agua producida, depurar los gases ácidos, elimina los contaminantes químicos tales como el mercurio y las partículas, y condensa y recupera el dióxido de carbono líquido como una parte integral de un proceso de global.

40 Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar una planta o un sistema de energía eléctrica que ofrece una eficiencia termodinámica mejorada.

Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que proporciona un control de la contaminación mejorado.

45 Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que ofrece una mayor flexibilidad.

Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que permite recuperar al menos una porción del calor latente de vaporización del agua producida durante la oxidación o combustión.

50 Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que opera a una presión elevada por lo que es termodinámicamente práctico para recuperar al menos una porción del calor latente de vaporización del agua producida durante la oxidación o combustión.

Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que se aprovecha de las propiedades útiles del dióxido de carbono.

Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que utiliza agua reciclada, recuperada producida durante la oxidación o combustión para proporcionar costes reducidos del equipo y desgaste

reducido del equipo.

Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que utiliza una presión de dos etapas de subida del refrigerante para reducir los costes del equipo intercambiador de calor y reducir el desgaste del intercambiador de calor.

- 5 Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que proporciona una recuperación eficiente de dióxido de carbono para su uso o venta posteriores.

Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que proporciona la eliminación mejorada de la materia en partículas a partir de productos de oxidación o combustión.

- 10 Es un objetivo adicional de la presente invención proporcionar un sistema del tipo anterior que proporciona la oxidación parcial eficiente o la gasificación de combustibles fósiles sólidos y líquidos.

Para el cumplimiento de estos y otros objetivos y ventajas, se describe un procedimiento de operación de una planta o sistema de energía eléctrica de presión elevada de acuerdo con la reivindicación independiente 1, que proporciona una oxidación o combustión de manera limpia y eficiente de un combustible, tal como un combustible fósil.

### **Breve descripción de los dibujos**

- 15 La breve descripción anterior, así como otros objetos, características y ventajas de la presente invención se apreciarán más completamente por referencia a la siguiente descripción detallada de las realizaciones actualmente preferidas pero sin embargo ilustrativas, de acuerdo con la presente invención cuando se toma en conjunción con los dibujos adjuntos, en los que:

20 La figura 1 es una representación esquemática de un sistema de potencia que incorpora la presente invención para combustibles fósiles que contienen mínima o ninguna ceniza o materiales que forman ceniza;

La figura 2 es una tabla que muestra un conjunto preferido, hipotético de condiciones de funcionamiento para el sistema representado en la figura 1;

La figura 3 es una tabla que muestra un flujo de masas preferido, hipotético del sistema representado en la figura 1;

25 Las figuras 4A y 4B son tablas que muestran un flujo de energía eléctrica preferido, hipotético del sistema representado en la figura 1;

La figura 5 es una representación esquemática de una realización alternativa de un sistema de energía eléctrica que incorpora la presente invención para los combustibles que contienen cenizas o materiales que forman ceniza;

30 La figura 6 es una tabla que muestra un conjunto preferido, hipotético de condiciones de funcionamiento para el sistema representado en la figura 5;

La figura 7 es una tabla que muestra un flujo de masas preferido, hipotético del sistema representado en la figura 5;

35 La figura 8 es una tabla que muestra un flujo de energía eléctrica preferido, hipotético del sistema representado en la figura 5;

La figura 9 es una representación esquemática de una realización alternativa de un sistema de energía eléctrica que incorpora la presente invención, y

40 La figura 10 es una representación esquemática de una porción de una realización alternativa de un sistema de energía eléctrica que incorpora la presente invención, que prevé la utilización de dióxido de carbono líquido para generar energía eléctrica para una planta de separación de aire

La figura 11 es una representación esquemática de una porción de una realización alternativa de un sistema de energía eléctrica que incorpora la presente invención, proporcionando para la gasificación de combustibles sólidos o líquidos para producir un gas de síntesis limpio que puede utilizarse para generar energía eléctrica en una planta de ciclo Rankine estándar o de ciclo combinado.

### **Descripción detallada de la realización preferida**

Haciendo referencia a la figura 1, el número de referencia 100 se refiere en general a un sistema de energía eléctrica integrado de la presente invención, que integra la combustión de combustibles fósiles y la producción eficiente de la electricidad con la recuperación de dióxido de carbono líquido y la eliminación de gases ácidos y emisiones de partículas. Haciendo referencia a las figuras 1 y 2, el oxígeno líquido del tanque 202 se bombea a la presión del sistema mediante la bomba 204. Para el sistema representado en la figura 1, la presión del sistema está dentro de un rango de desde aproximadamente  $4,8 \times 10^6$  Pa (700 psia) hasta aproximadamente  $13,8 \times 10^6$  Pa (2000 psia) y está preferiblemente sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $5,8 \times 10^6$  Pa (850 psia) a aproximadamente  $8,8 \times 10^6$  Pa (1276 psia). Este intervalo de presión permite utilizar diseños de equipos estándar y abarca la presión crítica del dióxido de carbono (1.071 psi o 7,382 Mpasal). En las etapas posteriores del sistema, cuando el agua y dióxido de carbono son condensados secuencialmente, este rango elevado de presión del sistema permite la condensación del dióxido de carbono a la temperatura más alta posible y la condensación del agua a una temperatura útil mientras que se optimiza la presión del sistema y se minimiza el coste global de capital. Una temperatura útil para la condensación de agua producida es una temperatura suficientemente alta para que los

intercambiadores de calor estándar fácilmente puedan transferir el calor de vaporización del agua producida al refrigerante.

La corriente 101 de oxígeno líquido de presión del sistema pasa a través del intercambiador de calor 206 donde se vaporiza el oxígeno y se eleva cerca de temperaturas ambiente. La capacidad de refrigeración de la vaporización del oxígeno se recupera y se recircula a la planta de oxígeno. El oxígeno gaseoso en la corriente 102 se calienta adicionalmente en el intercambiador de calor 208 y luego se mezcla con dióxido de carbono gaseoso de la corriente 106. Esta mezcla de oxígeno y dióxido de carbono en la corriente 107 se utiliza como el oxidante en la reacción de la cámara de alta presión o combustión 210. Mezclando el dióxido de carbono con el oxígeno aguas arriba de la cámara de reacción ofrece una serie de ventajas. Por ejemplo, ayuda a controlar las temperaturas de combustión mediante la reducción de las concentraciones máximas de oxígeno en la cámara de reacción. Aunque el oxidante se ha descrito anteriormente como una mezcla de oxígeno y dióxido de carbono, se entiende que se puede utilizar una amplia variedad de agentes oxidantes: por ejemplo, el oxidante puede consistir en aire o, preferiblemente, aire enriquecido en oxígeno, mezclas de oxígeno en nitrógeno, dióxido de carbono u otros gases inertes o más preferiblemente oxígeno a partir de una instalación de separación de aire que contenga más del 85 por ciento de oxígeno por volumen de composición.

El combustible, tal como gas natural a partir de una tubería de transmisión 108 se comprime a la presión del sistema en el compresor de gas natural 212 y se envía a través de la corriente 109 al intercambiador de calor 214 donde es precalentado. El gas precalentado se combina con el oxidante en la cámara de reacción de alta presión para generar calor. El calor en la cámara de reacción se transfiere a un refrigerante, tal como agua, en la corriente 144 que se vaporiza en vapor por la corriente 145.

El refrigerante, tal como agua de alimentación de la caldera y el vapor, circula a través de las corrientes 139 a través de 148. El agua se almacena en o cerca de la temperatura ambiente y esencialmente presión atmosférica en el tanque de agua de alimentación de la caldera 216. La temperatura ambiente en este caso es la temperatura más baja a la que la planta de energía eléctrica puede rechazar rutinariamente el calor al medio ambiente. El agua que pasa desde el tanque de agua de la caldera 216 a la bomba 218 a temperatura y presión ambiente a través de la corriente 139. Esta condición de la corriente se establece a temperatura ambiente con el fin de proporcionar la mayor fuerza de conducción a través de la turbina de vapor y generar así la mayoría de la energía eléctrica de este proceso. La bomba 218 presuriza el agua a una presión intermedia que está sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $2,1 \times 10^6$  Pa (300 psia) a aproximadamente  $4,1 \times 10^6$  Pa (600 psia) y que es preferiblemente de aproximadamente  $4,1 \times 10^6$  Pa (600 psia). El uso de la presión intermedia, como parte de un aumento de presión de dos etapas para el refrigerante proporciona una serie de ventajas. Por ejemplo, el uso de la presión intermedia permite a la corriente 113 de  $8,8 \times 10^6$  Pa (1276 psia) entrar en el intercambiador de calor 224 en el lado del tubo y la corriente 142 de  $2,1 \times 10^6$  a  $4,1 \times 10^6$  Pa (300 a 600 psia) entrar en el intercambiador de calor 224 en el lado de la carcasa. La presión del lado de la carcasa del intercambiador de calor 224 en una presión intermedia de aproximadamente  $2,1 \times 10^6$  -  $4,1 \times 10^6$  Pa (300 - 600 psia) es mucho menor que la presión típica alta presión de vapor de  $24,1 \times 10^6$  Pa (3500 psia). Esto simplifica el diseño de intercambiador de calor 224 y suma a la durabilidad del sistema. La presión se selecciona preferiblemente de modo que sea mayor que la presión de agua saturada a la temperatura de salida del intercambiador de calor 224.

La bomba 218 pasa el agua a temperatura ambiente y la presión intermedia al economizador 220 a través de la corriente 140. Desde el economizador, el agua previamente calentada pasa a través de la corriente 141 al intercambiador de calor 222 y a través de la corriente 142 al intercambiador de calor 224. El agua de alimentación de la caldera precalentada a una presión intermedia pasa desde el intercambiador de calor 224 a la bomba 226 en un estado líquido a través de la corriente 143. La bomba 226 eleva la presión del agua de alimentación de la caldera precalentada a una presión que está sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $13,8 \times 10^6$  Pa (2000 psia) a aproximadamente  $34,5 \times 10^6$  Pa (5000 psia) y que es preferiblemente de aproximadamente  $24,1 \times 10^6$  Pa (3500 psia). El agua de alimentación de la caldera pasa a través de la corriente 144 a través de la cámara de reacción en una relación de intercambio de calor con el combustible de combustión de modo que el combustible de combustión cede su calor de combustión al agua y al vapor en los tubos de caldera. En la realización preferida, la superficie de transferencia de calor suficiente está disponible para que los productos de combustión salen de la cámara de reacción a través de la corriente 111 a aproximadamente  $900^\circ\text{K}$  o  $626,7^\circ\text{C}$  ( $1.160^\circ\text{F}$ ). El agua de alimentación de la caldera se convierte en vapor y pasa a través de la corriente 145 a una turbina de vapor 228 para la generación de electricidad antes de pasar a través de la corriente 146 al economizador 220 y a través de la corriente 147 al condensador 230. El agua condensada pasa a través de la corriente 148 al tanque de agua de la caldera 216 para su posterior transmisión a través de las corrientes 139-148.

Los productos de la combustión u oxidación salen de la cámara de reacción 210 a través de la corriente 111 y pasan a través de un reactor catalítico 232. Los productos de combustión contienen dióxido de carbono, monóxido de carbono, exceso de oxígeno, óxidos de azufre, óxidos de nitrógeno, gases diluyentes tales como nitrógeno y gases inertes, agua producida en forma de vapor, y partículas de ceniza cuando están presentes los materiales que forman cenizas. Los catalizadores en el reactor 232 se pueden seleccionar para lograr resultados deseados específicos. Los catalizadores de oxidación pueden ser utilizados para oxidar completamente el monóxido de carbono, óxidos de azufre y óxidos de nitrógeno en dióxido de carbono, trióxido de azufre y dióxido de nitrógeno, respectivamente. La reducción catalítica selectiva, o los catalizadores SCR, se puede utilizar con la adición de amoníaco para reducir los

óxidos de nitrógeno a nitrógeno. Diferentes lechos de catalizadores pueden ser utilizadas en combinación para lograr el efecto deseado. Reactivos, tales como amoníaco, se pasan al reactor catalítico 232 a través de la corriente 112. Los gases tratados en la corriente 113 se mezclan con el agua producida de reciclaje a partir de la corriente 123 para formar la corriente 114 aguas arriba del intercambiador de calor 224. La tasa de recirculación del agua corriente producida 123 se selecciona de modo que una porción, pero no toda el agua se evaporará y reducirá la temperatura de la corriente 114, la combinación de agua reciclada producida y de los productos de combustión, a la temperatura de saturación del agua en el sistema de presión.

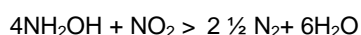
La mezcla de agua reciclada producida y gases de escape pasa a través de la corriente 114 a través del lado de los tubos de intercambiador de calor 224. El intercambiador de calor 224 transfiere el calor desde los productos de combustión que pasan por el lado de los tubos del intercambiador de calor 224 a través de las corrientes 114 y 115 al refrigerante que pasa por el lado de la carcasa del intercambiador de calor a través de las corrientes 142 y 143. Dado que la corriente 114 está a la presión del sistema, la temperatura de saturación del agua a esta presión es lo suficientemente alta para permitir la transferencia de calor útil y la recuperación del calor latente de vaporización del agua producida. La presión del sistema se selecciona de modo que el agua se condensa a partir de los productos de combustión a una temperatura que está preferiblemente por encima de aproximadamente 232,2°C (450°F) y que está más preferiblemente por encima de 260°C (500°F).

En las plantas de energía eléctricas convencionales operadas en o cerca de la presión atmosférica, el calor de la energía eléctrica de vaporización del agua producida en el proceso de combustión no puede ser recuperado económicamente porque la temperatura de saturación del agua o temperatura de saturación de equilibrio vapor – líquido del vapor de agua es aproximadamente 93,3°C - 104, 4°C (200°F - 220°F), que es demasiado baja. Por ejemplo, el agua de alimentación de la caldera tendría típicamente una temperatura de aproximadamente 26,7°C (80°F) y la cantidad de energía eléctrica que el agua de alimentación de la caldera podría absorber está limitada a la variación de entalpía entre 26,7°C (80°F) y aproximadamente 100°C (212°F) en caso de que el intercambio de calor perfecto fuera posible. En la práctica, el intercambio de calor perfecto no es económicamente posible y se necesita una fuerza significativa de conducción térmica que para lograr la transferencia de calor útil. Esto significa que la cantidad de energía eléctrica de calor latente del agua a gas de escape que podría ser prácticamente absorbida por el agua de alimentación de la caldera es significativamente menor que el cambio de entalpía entre 26,7°C (80°F) y aproximadamente 100°C (212°F). A la típica presión de sistema de los sistemas convencionales, el agua se condensa a una temperatura baja y hay simplemente una fuerza de conducción térmica insuficiente y un aumento insuficiente de la temperatura en el líquido refrigerante para la recuperación económica del calor de vaporización del agua producida.

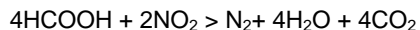
El sistema de energía eléctrica objeto ofrece otras ventajas en el intercambiador de calor 224. Por ejemplo, el uso del agua de reciclaje producida a través de la corriente 123 reduce la temperatura máxima experimentada por el intercambiador de calor 224 permitiendo al mismo tiempo que todo o sustancialmente todo el calor útil sea transferido a la temperatura de saturación de agua. El coeficiente de transferencia de calor del agua de condensación es típicamente mayor que la del gas que fluye. Esto reduce los costes de equipo y el desgaste del equipo. Además, como el agua gaseosa se condensa en el intercambiador de calor 224, los gases ácidos y las partículas nuclearán la formación de gotitas de condensado para proporcionar una acción de lavado. Este aspecto es particularmente útil en sistemas similares que utilizan combustibles tales como petróleo o carbón, porque hay niveles típicamente mayores de gases ácidos y partículas con estos combustibles.

En un modo preferido de operación, intercambiador de calor 224 es diseñado y operado de modo que el agua condensada en la corriente 115 es un líquido sub-enfriado y de modo que el dióxido de carbono en la corriente 115 está por encima de la temperatura crítica de dióxido de carbono. La gran mayoría de agua en la corriente 115 se elimina por tambor o recipiente de eliminación 234 como condensado a través de la corriente 117. La concentración de dióxido de carbono en el agua condensada, producido en la corriente 117 es de aproximadamente 2 por ciento en moles. El dióxido de carbono gaseoso deja el tambor de eliminación 234 a través de la corriente 116. La corriente 116 pasa al intercambiador de calor 214 para precalentar el gas natural de la corriente 109. El dióxido de carbono gaseoso sale del intercambiador de calor 214 a través de la corriente 119 y pasa al intercambiador de calor 236 para vaporizar el dióxido de carbono diluyente de la corriente 105.

El agua reciclada, producida y el agua producida a partir de tambor de eliminación 234 son bombeadas por la bomba 238 en la corriente 120, y la corriente 120 se divide en las corrientes 118 y 123. El agua en la corriente 118 pasa a través de intercambiadores de calor 222 y 240 y, a continuación pasa a través de una válvula de alivio de presión 242. El agua reciclada producida en la corriente 123 continúa en un circuito de reciclado para ser combinada con los productos de combustión en la corriente 113, aguas arriba del intercambiador de calor 224. La corriente 122 puede ser utilizada para proporcionar el ajuste del pH y otros productos químicos según sea necesario. Tales productos químicos aditivos pueden usarse para tratar ácidos condensados. Al alcanzar el punto de rocío ácido, el trióxido de azufre, SO<sub>3</sub>, reacciona con el agua para formar ácido sulfúrico que se condensa en la fase líquida. El NO<sub>2</sub> se puede hacer reaccionar con un agente reductor adecuado tal como ácido fórmico o hidroxilamina para formar gas de nitrógeno de acuerdo con las reacciones hidrotermales:



o,



Otra reacción potencial es el uso de ácido oxálico y hidroxilamina para convertir los óxidos de nitrógeno en nitrato amónico sin la posterior producción de monóxido de nitrógeno:  $\text{HOOC-COOH} + 2\text{NH}_2\text{OH} + 2\text{NO}_2 > 2\text{NH}_4\text{NO}_3 + 2\text{CO}_2$

5 La separación de óxidos de azufre y nitrógeno de la corriente de gas a granel se produce como una parte intrínseca simultánea de la operación del sistema objeto. La recuperación del calor de vaporización del agua producida y la condensación del dióxido de carbono crean dos operaciones separadas de cambio de fase que proporcionan una amplia oportunidad y fuerza impulsora para la conversión y la separación de óxidos de nitrógeno y azufre.

10 Es bien sabido que las partículas gaseosas 0,1 a 2,5 micrómetros de tamaño rápidamente nuclearán la condensación de gases saturados. Pequeñas partículas en suspensión reducen el grado de sobresaturación necesaria para la nucleación del condensado a niveles despreciables. El sistema objeto tiene dos operaciones de cambio de fase que implican la condensación de los gases saturados, agua y  $\text{CO}_2$ . Por lo tanto, se prevé que todas las partículas más pequeñas, incluyendo las partículas submicronésimas, serán limpiadas y se recuperarán en la fase condensada.

15 El intercambiador de calor 236 continúa el proceso de enfriamiento del dióxido de carbono en la corriente 119. La corriente 127 pasa de intercambiador de calor 236 a tambor de eliminación 244 donde cualquier agua disuelta se separa y se sopla hacia abajo como un condensado a través de la corriente 128. El dióxido de carbono gaseoso en la corriente 129 pasa al intercambiador de calor 246 donde es sustancialmente condensado y licuado. El dióxido de carbono de condensación proporciona todavía otro efecto beneficioso de lavado para eliminar aún más material en  
20 partículas. El líquido refrigerante o agua de refrigeración en las corrientes 153 y 154 que se utiliza en el intercambiador de calor 246 también puede ser utilizado de nuevo en el condensador 230.

La temperatura crítica del dióxido de carbono es (88°F) 31°C. Por debajo de esta temperatura, el dióxido de carbono puede condensarse en un líquido. Las plantas de energía eléctricas y la mayoría de plantas químicas rechazan el calor a un disipador de calor en el ambiente natural. A menudo, estos disipadores de calor son lagos, ríos u  
25 océanos. Por ejemplo, una planta puede extraer agua de un lago, un río o el océano para proporcionar un fluido de refrigeración para los intercambiadores de calor, tales como 230 y 246. Dicha agua puede ser retirada y devuelta a tasas elevadas de modo que cualquier aumento de la temperatura en el agua es pequeño. Un disipador de calor en el entorno natural también puede obtenerse a través de la evaporación de agua con el aire. En la realización más preferida, dispositivos y sistemas que utilizan o que comprenden la presente invención rechazarán el calor a un disipador de calor, tales como el fluido de enfriamiento que fluye a través de las líneas 153 y 154 de la figura 1, a  
30 una temperatura por debajo del punto crítico de dióxido de carbono. Dicho disipador de calor con una temperatura por debajo de la temperatura crítica del dióxido de carbono permite la condensación directa de dióxido de carbono supercrítico a presión o gaseoso para formar dióxido de carbono líquido.

El dióxido de carbono licuado en la corriente 130 puede entonces ser pasado a un enfriador superpuesto 248 donde  
35 una porción de la corriente puede ser superpuesta para proporcionar refrigeración para el resto de la corriente. Los gases no condensables, tales como el nitrógeno y el exceso de oxígeno, también se purgan a partir del enfriador superpuesto 248 y se ventilan a través de las corrientes 131 y 135. El dióxido de carbono producido y reciclado líquido pasa a través de la corriente 132 a través de intercambiadores de calor 208 y pasa a través de las corrientes 137 y 138 al transporte 250 e instalaciones de almacenamiento 252, respectivamente. Se entiende que no es  
40 necesario para condensar todo el dióxido de carbono en la corriente 129. En su lugar, una porción del gas dióxido de carbono puede ser reciclada para mezclarse con el oxígeno aguas arriba de la cámara de reacción 210. Esto reduce el intercambiador de calor y los servicios de rechazo de calor.

Haciendo referencia a la figura 5, el número de referencia 300 se refiere a una forma de realización alternativa del sistema integrado de la presente invención. En esta realización, el combustible fósil es un combustible sólido que  
45 contiene ceniza o materiales formadores de ceniza tales como carbón bituminoso. Con una ligera modificación del equipo de entrada de combustible, la misma realización se puede utilizar para los combustibles líquidos que contienen cenizas o materiales formadores de ceniza tales como aceite pesado y aceite crudo. Más aún, el gas agrio puede ser utilizado como materia prima. El sistema puede quemar  $\text{CO}$ ,  $\text{CS}_2$ , y  $\text{H}_2\text{S}$  para energía eléctrica y recuperarlo como ácido sulfúrico o una sal de sulfato. Además, un proceso Claus podría integrarse en el catalizador  
50 aguas abajo, reintroduciendo  $\text{H}_2\text{S}$  y convertir catalíticamente  $\text{SO}_x$  y  $\text{H}_2\text{S}$  en  $\text{H}_2\text{O}$  y azufre fundido/gaseoso.

La ceniza sólida o material formador de ceniza que contiene el combustible como el carbón se envía a un molino de bolas, o dispositivo similar, 402 que pulveriza el combustible sólido. Desde el molino de bolas, el combustible sólido pasa a una tolva de la bomba 404 y pasa a través de la corriente 301, a o cerca de la presión del sistema, a un  
55 mezclador 406. Para el sistema representado en la figura 5, la presión del sistema está dentro de un intervalo de aproximadamente  $4,8 \times 10^6$  Pa (700 psia) a aproximadamente  $13,8 \times 10^6$  Pa (2000 psia) y está preferiblemente sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $6,0 \times 10^6$  Pa (870 psia) a aproximadamente  $8,8 \times 10^6$  Pa (1276 psi). Este intervalo de presión permite utilizar diseños estándar de equipos y abarca la presión crítica del dióxido de carbono (1.071 psi o 7,382 Mpasal). En las etapas posteriores del sistema presente, cuando el agua y

dióxido de carbono se condensa secuencialmente, esta gama de presión del sistema permite la condensación del dióxido de carbono a la temperatura más alta posible. La condensación de agua se logra a una temperatura útil mientras que optimiza la presión del sistema y minimizando el coste de capital global. Aunque el sistema actual se discute utilizando el carbón como combustible, se entiende que otros combustibles, tales como aceite combustible, se pueden utilizar con el sistema. Por supuesto, si la planta está diseñada para funcionar con aceite combustible solamente, el molino de bolas 402 y la tolva de la bomba 404 pueden ser omitidos y una bomba de combustible de alta presión de aceite insertada en su lugar.

Tal como se discute en detalle más adelante, el dióxido de carbono líquido se añade al mezclador a través de la corriente 304. Agua, tensioactivos, modificadores de pH y otros productos químicos se pueden añadir también en el mezclador. Después de mezclar, la mezcla de combustible y dióxido de carbono pasa a través de la corriente 302 a la bomba 408 antes de pasar a la cámara de reacción o de combustión 410 a través de la corriente 307. El combustible y la mezcla de dióxido de carbono también pueden combinarse con un oxidante aguas arriba de la cámara de reacción (figura 9). En el caso del aceite combustible la mezcladora puede o no ser utilizada en función de las propiedades del aceite combustible. Puede ser una ventaja hacer una emulsión de aceite combustible y dióxido de carbono líquido antes de alimentar la cámara de reacción. El agua y tensioactivos podrían ayudar potencialmente en la formación de emulsiones de aceite combustible con baja viscosidad y una estabilidad adecuada. El mezclador puede no ser necesario, en particular para los aceites combustibles, ya que cuando el dióxido de carbono y la mezcla de carbón o el dióxido de carbono y emulsión de aceite combustible entra en la cámara de reacción y rebabas, la rápida expansión y cambio de fase del dióxido de carbono proporciona una fuerte cizalladura mecánica y fuerzas de dispersión para ayudar en el mezclado.

El dióxido de carbono líquido se almacena en el tanque de almacenamiento 412. El dióxido de carbono líquido fluye desde los tanques de almacenamiento 412 a la bomba 414 a través de la corriente 303, y la bomba 414 eleva la presión del dióxido de carbono líquido a la presión del sistema. Aguas abajo de la bomba 414, el dióxido de carbono líquido pasa a través de las corrientes 304 y 308 al mezclador 406 y al intercambiador de calor 416, respectivamente. En una realización preferida, suficiente dióxido de carbono pasa a la mezcladora a través de la corriente 304 para proporcionar una masa sustancialmente igual de dióxido de carbono y carbón en el mezclador. En una realización preferida, el dióxido de carbono en la corriente 308 es inicialmente una corriente de dióxido de carbono líquido. A fin de lograr una buena mezcla con el oxígeno gaseoso en la corriente 306, se prefiere vaporizar el dióxido de carbono en la corriente 308 antes de mezclarlo con el oxígeno en la corriente 306. Esto puede lograrse haciendo pasar corriente 308 al intercambiador de calor 416 antes de que el dióxido de carbono pase a través de una corriente 309 a la corriente 306 para mezclarse con el oxígeno para formar la corriente 310.

El oxígeno líquido es almacenado en el tanque de almacenamiento 418. El gas oxígeno presurizado se puede obtener mediante la presurización de oxígeno líquido y luego calentar y vaporizar a aproximadamente 240°K en un intercambiador de calor a contracorriente (no mostrado). El oxígeno líquido frío se puede utilizar para ayudar a enfriar las corrientes del proceso en la planta de separación de aire. El oxígeno gaseoso a presión en la corriente 305 se calienta adicionalmente en un intercambiador de calor 422 que se utiliza para enfriar el dióxido de carbono producido. El oxígeno presurizado pasa del intercambiador de calor 422 a través de la corriente 306 y está listo para mezclarse con el dióxido de carbono en la corriente 309. La cantidad de oxígeno en la corriente 306 se determina por la velocidad de alimentación de combustible y los productos de combustión esperados. En la realización preferida, las velocidades de alimentación de combustible y el oxígeno se controlan para proporcionar un ligero exceso de oxígeno sobre la relación estequiométrica exacta entre el combustible y oxígeno. Antes de la inyección en la cámara de reacción, el gas oxígeno en la corriente 306 se mezcla con el gas de dióxido de carbono en la corriente 309 para reducir las concentraciones máximas de oxígeno en la cámara de reacción. En la realización preferida, se utilizan masas iguales de oxígeno en la corriente 306 y dióxido de carbono en la corriente 309.

En la cámara de reacción, las corrientes de combustible y de oxidante se combinan en una serie de etapas de combustión pobres de oxidantes para controlar las temperaturas máximas y la transferencia de calor. Aunque se diluyó mediante grandes cantidades de dióxido de carbono, la presión parcial de oxígeno en la cámara de reacción será bastante alta en la proximidad de las boquillas de entrada. Un encendedor (no mostrado) puede consistir en cualquier bloque refractario calentado eléctricamente en las proximidades de las corrientes de alimentación de combustible y el oxidante o un producto químico tal como trietil aluminio que se auto-inflama cuando se expone al oxígeno. Si no está presente nitrógeno, no se producen gases  $\text{NO}_x$ . Si el nitrógeno está presente,  $\text{NO}_x$  pueden ser producidos. Entre otras cosas, productos de la combustión u oxidación incluyen gases de combustión, incluyendo el agua producida en la forma de las partículas de vapor y cenizas. Los productos de combustión salen de la cámara de reacción a través de la corriente 311 y pasan al intercambiador de calor 424, donde el intercambiador de calor 424 elimina el calor de la corriente 311 y lo transfiere a la corriente 323 que forma parte del agua de alimentación de la caldera y el bucle de vapor.

Un refrigerante, tal como el agua de alimentación de la caldera y el vapor, circulan a través de las corrientes 321 a través de 327. El agua se almacena a temperatura y presión ambiente en el tanque de agua de la caldera 426. El agua pasa desde el tanque de agua de la caldera 426 a la bomba 428 a temperatura y presión ambiente vía la corriente 321. Esta condición de la corriente se establece a temperatura ambiente con el fin de proporcionar la mayor fuerza de conducción a través de la turbina de vapor y generar así la mayoría de la energía eléctrica de este proceso. La bomba 428 presuriza el agua a una presión intermedia que está sustancialmente dentro de un intervalo

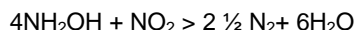
- de aproximadamente  $2,1 \times 10^6$  Pa (300 psia) hasta aproximadamente  $4,1 \times 10^6$  Pa (600 psia) y que es preferiblemente de aproximadamente  $4,1 \times 10^6$  Pa (600 psia). El uso de la presión intermedia, como parte de un aumento de presión de dos etapas para el refrigerante proporciona una serie de ventajas. El uso del intermedio permite que la corriente 312 de  $8,8 \times 10^6$  Pa (1276 psia) entre en el intercambiador de calor 424 en el lado del tubo y la corriente 322 de  $2,1 \times 10^6$  a  $4,1 \times 10^6$  Pa (300 a 600 psia) entre en el intercambiador de calor 424 en el lado de la carcasa. La presión del lado de la carcasa del intercambiador de calor 424 a una presión intermedia de aproximadamente  $2,1 \times 10^6$  -  $4,1 \times 10^6$  Pa (300 - 600 psia) es mucho menor que la típica presión de vapor de alta presión de  $24,1 \times 10^6$  Pa (3.500 psia). Esto simplifica el diseño de intercambiador de calor 424 y se suma a la durabilidad del sistema.
- El agua de alimentación de la caldera precalentada a una presión intermedia pasa desde el intercambiador de calor 424 a la bomba 430 en un estado líquido a través de la corriente 323. La bomba 430 eleva la presión del agua de alimentación de la caldera precalentada a una presión que está sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $13,8 \times 10^6$  Pa (2000 psia) hasta aproximadamente  $34,5 \times 10^6$  Pa (2000 psia) y que es preferiblemente de aproximadamente  $24,1 \times 10^6$  Pa (3.500 psia). El agua de alimentación de la caldera pasa a través de la cámara de reacción 410 en una relación de intercambio de calor con la combustión de combustible de modo que la combustión de combustible cede su calor de combustión al agua y al vapor en los tubos de caldera. En la realización preferida, la superficie de transferencia de calor suficiente está disponible para que los productos de combustión salgan de la cámara de reacción 410 a través de la corriente 311 a aproximadamente  $820^\circ\text{K}$  o  $1.016^\circ\text{F}$ . El agua de alimentación de la caldera se convierte en vapor y pasa a través de la corriente 325 a una turbina de vapor 432 para la generación de electricidad antes de pasar a través de la corriente de 326 al condensador 434. El agua condensada pasa a través de la corriente 327 y el tanque de agua de la caldera 426 para su posterior transmisión a través de las corrientes 321-327.
- Volviendo al intercambiador de calor 424, la porción diseñada para extraer calor de los gases de escape está diseñada para operar a una presión que está sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $4,8 \times 10^6$  Pa (700 psia) hasta aproximadamente  $13,8 \times 10^6$  Pa (2000 psia) y que está preferiblemente sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $5,8 \times 10^6$  Pa (850 psia) a aproximadamente  $8,8 \times 10^6$  Pa (1276 psi). La presión se selecciona de modo que el agua se condensa a partir de los productos de combustión a una temperatura que está preferiblemente por encima de aproximadamente  $232,2^\circ\text{C}$  ( $450^\circ\text{F}$ ) y que está más preferiblemente por encima de  $260^\circ\text{C}$  ( $500^\circ\text{F}$ ). Una ventaja importante de operar la cámara de reacción y el intercambiador de calor a presión elevada es que el calor latente de vaporización del agua en los productos de combustión puede ser recuperado. En la presión elevada del sistema, la temperatura de saturación de equilibrio vapor - líquido del vapor de agua también se eleva a una temperatura útil (preferiblemente por encima de  $232,2^\circ\text{C}$  ( $450^\circ\text{F}$ ) y más preferiblemente por encima de  $260^\circ\text{C}$  ( $500^\circ\text{F}$ )). En las plantas de energía eléctricas convencionales operadas en o cerca de la presión atmosférica, el calor de la energía eléctrica de vaporización del agua producida en el proceso de combustión no puede ser recuperado económicamente porque la temperatura de saturación de equilibrio vapor - líquido de dicho vapor de agua es de aproximadamente  $93,3 - 104,4^\circ\text{C}$  ( $200^\circ\text{F} - 220^\circ\text{F}$ ), que es demasiado bajo, por ejemplo, el agua de alimentación de la caldera tendría típicamente una temperatura de aproximadamente  $26,7^\circ\text{C}$  ( $80^\circ\text{F}$ ) y la cantidad del agua de alimentación de la caldera se podría absorber limita al cambio de entalpía entre  $26,7^\circ\text{C}$  ( $80^\circ\text{F}$ ) y  $100^\circ\text{C}$  ( $212^\circ\text{F}$ ) si el intercambio de calor perfecto fuera posible. En la práctica, el intercambiador de calor perfecto no es económicamente posible y se necesita una fuerza significativa de conducción térmica para lograr la transferencia de calor útil. Esto significa que la cantidad de energía eléctrica del calor latente de agua a gas de escape que podría ser prácticamente absorbida por el agua de alimentación de la caldera es significativamente menor que el cambio de entalpía entre  $26,7^\circ\text{C}$  ( $80^\circ\text{F}$ ) y aproximadamente  $100^\circ\text{C}$  ( $212^\circ\text{F}$ ). A la presión del sistema típica de los sistemas convencionales, el agua se condensa a una temperatura baja y hay simplemente una fuerza insuficiente de conducción térmica y un aumento de la temperatura insuficiente en el líquido refrigerante para la recuperación económica del calor de vaporización del agua producida.
- Tal como se mencionó anteriormente, se entiende que el aceite combustible puede ser utilizado en lugar de carbón, en cuyo caso, se producirían menos ceniza y más agua y el calor recuperado del calor latente de vaporización del agua producida sería mayor. La presión intermedia se ajustaría para compensar esto.
- La condensación del agua y los gases ácidos en el intercambiador de calor 424 también ofrece otra ventaja. Durante la condensación de los gases de agua y ácido, ocurre una acción natural de lavado de partículas. Como los gases saturados se enfrían por debajo del punto de saturación, la formación de gotitas se nuclearán en partículas de ceniza suspendidas en la corriente gaseosa. Esta fase de condensación - fenómeno de cambio de lavado mejora la separación de partículas de ceniza y mejora las capacidades de eliminación de partículas del sistema. El intercambiador de calor 424 es también diseñado y operado de modo que la temperatura de salida de la corriente 313 es mayor que la temperatura crítica del dióxido de carbono. Esto proporciona una separación mejorada del agua condensada y gases ácidos a partir del dióxido de carbono y mejora la calidad de dióxido de carbono producido y capturado.
- Los productos enfriados de la combustión, incluyendo el dióxido de carbono gaseoso y agua condensada, pasan del intercambiador de calor 424 al tambor de eliminación 436 a través de la corriente 313. En el tambor de eliminación 436, el agua líquida, ácido disuelto y las partículas de cenizas se separan de la corriente de dióxido de carbono gaseoso. El agua separada, ácidos, y cenizas fluyen desde el tambor de eliminación 436 a un hidrociclón 438 a



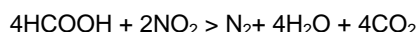
través de la corriente 314, donde se separa la ceniza del agua. La ceniza y una porción de agua fluyen desde el hidrociclón través de la corriente 316 en un enfriador 450. Desde el enfriador 450, los flujos del agua enfriada y las cenizas en la corriente 317 se unen a las corrientes de agua condensada 334. 332 y 335 desde los tambores de eliminación 444 y 458 para formar la corriente 318, que fluye a dispositivos de bajada de presión 452. Dispositivos de separación tales como filtros o sistemas de ósmosis inversa 454, se pueden utilizar para tratar la ceniza y la corriente de agua efluente 318. Una porción del agua purificada a partir del hidrociclón 438 pasa a través de la corriente 315 a la bomba 440 y se bombea a través de la corriente 320 de vuelta a la corriente 312 aguas arriba del intercambiador de calor 424. Aditivos, tales como amoníaco, cal cáustica, o hidratada se pueden añadir a este agua reciclada a través de la corriente 319 para ajustar el pH de la corriente de reciclaje de agua. La ventaja de reciclar el agua es enfriar inmediatamente la corriente 311. Tras la inyección de agua, la temperatura en la corriente 311 se reduciría a o cerca de la temperatura de equilibrio de vapor- agua líquida a la presión del sistema (570°F, 566°F). La energía eléctrica del calor sensible de los gases de combustión que sale de la cámara de reacción a 546,7°C (1.016°F) se convierte en calor latente del vapor de agua una temperatura significativamente más baja. En el presente sistema, esta temperatura es de aproximadamente 296,7°C (566°F). El diseño y la construcción de un intercambiador de calor 424 para una temperatura máxima y una presión de carcasa de aproximadamente 296,7°C (566°F) y  $4,1 \times 10^6$  Pa aproximadamente (600 psia) es más fácil que diseñar uno para una temperatura máxima de aproximadamente 546,7°C (1.016°F) y aproximadamente  $8,8 \times 10^6$  Pa (1276 psi). Además de los beneficios de la reducción de la temperatura, el vapor del vapor de condensación tiene excelentes características de transferencia de calor y la corriente de agua adicional ayudará a asegurar las partículas de ceniza son continuamente eliminadas a través del intercambiador de calor.

La corriente gaseosa 328 que sale del recipiente de eliminación 436 puede contener dióxido de carbono y nitrógeno. También habrá oxígeno y algo de NO y SO<sub>2</sub>. El NO y SO<sub>2</sub> se oxidan con el oxígeno residual en el lecho de catalizador 456, en NO<sub>2</sub> y SO<sub>3</sub>. La corriente 329 intercambia calor con la corriente 308 en el intercambiador de calor 416. Como la corriente 329 se enfría en la corriente 330, el agua adicional se condensa a partir de la fase gaseosa. Las especies totalmente oxidadas, NO<sub>2</sub> y SO<sub>3</sub>, son fácilmente lavados el agua y se convierten en materiales recuperables. Esta agua y el ácido se recuperan en la corriente 332. El NO<sub>2</sub> y SO<sub>3</sub> recuperados son separados en las corrientes 331 y 332 en el tambor de eliminación 458. El dióxido de carbono, nitrógeno y oxígeno enfriados entran en el condensador 442 a través de la corriente 331.

La corriente 343 puede ser utilizada para proporcionar el ajuste del pH y otros productos químicos según sea necesario. Tales productos químicos aditivos pueden usarse para tratar ácidos condensados. Al alcanzar el punto de rocío, el trióxido de azufre SO<sub>3</sub> reacciona con agua para formar ácido sulfúrico que se condensa en la fase líquida. El NO<sub>2</sub> se puede hacer reaccionar con un agente reductor adecuado tal como ácido fórmico o hidroxilamina para formar gas de nitrógeno de acuerdo con las reacciones hidrotermales:



o,



Otra reacción potencial es el uso de ácido oxálico e hidroxilamina para convertir los óxidos de nitrógeno en nitrato amónico sin la posterior producción de monóxido de nitrógeno:  $\text{HOOC-COOH} + 2\text{NH}_2\text{OH} + 2\text{NO}_2 > 2\text{NH}_4\text{NO}_3 + 2\text{CO}_2$

La separación de óxidos de azufre y nitrógeno de la corriente de gas a granel se produce como una parte intrínseca simultánea de la operación del sistema objeto. La recuperación del calor de vaporización del agua producida y la condensación del dióxido de carbono crean dos operaciones separadas de cambio de fase que proporcionan una amplia oportunidad y fuerza impulsora para la conversión, la recogida y la separación de óxidos de nitrógeno y azufre.

En una realización alternativa representada en la figura 9, el agua, cenizas y condensado ácido en la corriente 512 simplemente se enfriaron y se eliminaron del sistema a través de la presión de bajada de los recipientes u otros dispositivos de reducción de presión. Muy probablemente los óxidos de calcio y magnesio en la ceniza de carbón reaccionarán con el ácido sulfúrico en el agua para producir calcio y sulfato de magnesio. El agua producida será tratada y liberada o se utiliza como agua de refrigeración.

Volviendo a la realización representada en la figura 5, el dióxido de carbono gaseoso sale del tambor de eliminación 458 a través de la corriente 331. La corriente 331 pasa al condensador 442, donde el dióxido de carbono sustancialmente se condensa y se licua. El dióxido de carbono licuado en la corriente 333 puede entonces ser pasado a un enfriador instantáneo 444 donde una porción de la corriente instantánea puede ser proporcionada para el enfriamiento del resto de la corriente. En la realización preferida, aproximadamente 20 por ciento del dióxido de carbono se enfría de manera instantánea. Cuando se enfría de manera instantánea, el dióxido de carbono líquido se enfría a través de la expansión Joule-Thomson. Este efecto de enfriamiento puede ser usado para enfriar el resto del dióxido de carbono líquido en la corriente 336. Los gases no condensables, tales como nitrógeno, oxígeno en exceso, y argón, también son purgados del enfriador instantáneo y se ventilan a través de la corriente 337. Con la presencia de esta ventilación, es evidente para los expertos en la técnica que puede no ser necesario el uso de

oxígeno puro. En su lugar, el sistema puede utilizar oxígeno de 90 a 96% producido por dispositivos de adsorción de oscilación de presión o pueden utilizar aire o aire enriquecido en oxígeno. El dióxido de carbono líquido producido y reciclado pasa a través de la corriente 336 a través del intercambiador de calor 422 y pasa a través de la corriente 338 a la bomba 446 que pasa el dióxido de carbono a través de la corriente 341 y 340 al almacenamiento 412 y al transporte 448, respectivamente. Se entiende que no es necesario condensar todo el dióxido de carbono en la corriente 331. En su lugar, una porción del gas dióxido de carbono puede ser reciclada para mezclarse con el oxígeno aguas arriba de la cámara de reacción 410. Esto reduce el intercambiador de calor y las cargas de rechazo de calor.

Un uso opcional para el dióxido de carbono líquido en exceso se representa en la figura 10. El dióxido de carbono líquido en exceso puede ser utilizado para proporcionar la energía eléctrica motriz necesaria para producir oxígeno líquido. En esta realización, el dióxido de carbono líquido del tanque de almacenamiento 812 pasa a través de la corriente 751 a la bomba 814 donde es bombeado a una presión mayor que su presión crítica (aproximadamente 7,382 MPa o psia 1.071). El dióxido de carbono a alta presión pasa entonces a través de la corriente 752 al intercambiador de calor 816 donde se calienta por encima del punto crítico con calor residual. Puesto que la temperatura crítica del dióxido de carbono es tan baja (304,19°K o 87,5°F), el calor residual se puede utilizar para convertir el dióxido de carbono líquido presurizado en dióxido de carbono gaseoso. Este calor puede provenir de diversas partes de la planta de energía eléctrica o del calor generado por los compresores de aire y oxígeno 817 de la planta de separación de aire. El dióxido de carbono gaseoso a alta presión pasa entonces a través de una turbina 820 para generar energía eléctrica motriz para conducir los compresores 817 de la planta de separación de aire. Esto puede ser una operación de múltiples etapas con calentamiento suplementario del dióxido de carbono entre las fases intermedias. El dióxido de carbono gastado puede ser liberado a la atmósfera en 822, y el oxígeno líquido producido puede pasar a través de la corriente 753 a través de un equilibrio de la planta de separación de aire 824, con ventilación 825, y una bomba 826 a un tanque de almacenamiento 818. Este enfoque hace uso de las excelentes propiedades físicas de dióxido de carbono.

La nivelación de carga de exportación de energía eléctrica se consigue cambiando la cantidad de energía eléctrica dirigida a la producción de oxígeno. En un ciclo diurno, durante los períodos de baja demanda de electricidad, una parte mayor de la salida de la planta está dedicada a la producción de oxígeno líquido. Durante los períodos de demanda eléctrica pico, se utiliza el oxígeno líquido almacenado y una porción más pequeña de la energía eléctrica de la planta se dirige a la planta de separación de aire.

Otras modificaciones, cambios y sustituciones están destinados en lo que antecede, y en algunos casos, algunas de las características de la invención se pueden emplear sin un uso correspondiente de otras características. Por ejemplo, el agua se recicla a través de las corrientes tales como 120, 123, y 315, no se necesitan o pueden ser utilizadas en conexión con otros diseños. Además, la subida de presión de dos etapas del refrigerante a través de las corrientes 139-144, 321-324 y 521-524 no necesitan ser utilizada o puede ser utilizada en conexión con otros diseños. Además, la ubicación de los intercambiadores de calor puede variar grandemente, y las diversas corrientes pueden ser dirigidas a los intercambiadores de calor particulares en cualquier número de configuraciones. Además, el sistema puede utilizarse con o sin la combinación de dióxido de carbono con el combustible, oxígeno, aire o aguas arriba de la cámara de reacción o en la cámara de reacción. Más aún, se entiende que la captura de dióxido de carbono y la separación no necesita ser utilizada y que la captura de agua y la separación no necesitan ser utilizadas. De manera similar, la reducción catalítica selectiva u oxidación catalítica no necesitan ser utilizadas. Más aún, se entiende que todos los ejemplos y los valores cuantitativos y rangos, tales como temperaturas y presiones, se dan a modo de ilustración y no están destinados como limitaciones en cuanto al alcance de la invención. En consecuencia, es conveniente que las reivindicaciones adjuntas se interpreten ampliamente y de manera coherente con el alcance de la invención.

Haciendo referencia a la figura 11, el número de referencia 900 se refiere a una forma de realización alternativa del sistema integrado de la presente invención. En esta realización, el combustible es un combustible fósil sólido que contiene ceniza o materiales formadores de ceniza tales como carbón bituminoso. Con una ligera modificación al equipo de entrada de combustible, la misma realización se puede utilizar para los combustibles líquidos que contienen cenizas o materiales formadores de ceniza tales como aceite pesado y aceite crudo. El combustible se oxida o gasifica parcialmente para producir una energía eléctrica que contiene gas de síntesis. La producción del gas de síntesis utiliza una cantidad sub-estequiométrica de oxígeno y por lo tanto requiere menos oxidante que la combustión completa.

La ceniza sólida o material formador de ceniza que contiene el combustible como el carbón se envía a un molino de bolas, o dispositivo similar, 1002 que pulveriza el combustible sólido. Desde el molino de bolas, el combustible sólido pasa a una tolva de la bomba 1004 y pasa a través de la corriente 901, a o cerca de la presión del sistema, a un mezclador 1006. Para el sistema representado en la figura 11, el sistema está dentro de un intervalo de aproximadamente  $4,8 \times 10^6$  Pa (700 psia) a aproximadamente  $13,8 \times 10^6$  Pa (2000 psia) y está preferiblemente sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $6,0 \times 10^6$  Pa (870 psia) a aproximadamente  $8,8 \times 10^6$  Pa (1276 psi). Este intervalo de presión permite utilizar diseños de equipos estándar y abarca la presión crítica del dióxido de carbono (1.071 psi o 7,382 Mpascal). En las etapas posteriores del presente sistema, cuando el agua y dióxido de carbono se condensan secuencialmente, esta gama de presión del sistema permite la condensación del dióxido de carbono a la temperatura más alta posible. La condensación de agua se logra a una temperatura útil

mientras que optimiza la presión del sistema y minimiza el coste global de capital. Aunque el sistema actual se discute utilizando carbón como combustible, se entiende que otros combustibles, tales como aceite combustible, se pueden utilizar con el sistema. Por supuesto, si la planta está diseñada para funcionar con aceite combustible solamente, el molino de bolas 1002 y tolva de la bomba 1004 pueden ser omitidos y una bomba de combustible de alta presión de aceite insertada en su lugar.

Tal como se discute en detalle más adelante, el dióxido de carbono líquido se añade al mezclador a través de la corriente 904. Agua, tensioactivos, modificadores de pH y otros productos químicos se pueden añadir también en el mezclador. Después de mezclar, la mezcla de combustible y dióxido de carbono pase a través de la corriente 902 a la bomba 1008 antes de pasar a la reacción o cámara de combustión 1010 través de la corriente 907. El combustible y la mezcla de dióxido de carbono también puede combinarse con un oxidante aguas arriba de la cámara de reacción (Figura 9). En el caso del aceite combustible de la mezcladora puede o no puede ser utilizada en función de las propiedades del aceite combustible. Puede ser una ventaja para hacer una emulsión de aceite combustible y dióxido de carbono líquido antes de alimentar la cámara de reacción. El agua y los tensioactivos podrían ayudar en la formación de emulsiones de aceite combustible con baja viscosidad y una estabilidad adecuada. El mezclador puede no ser necesario, en particular para los aceites combustibles, ya que cuando el dióxido de carbono y la mezcla de carbón o el dióxido de carbono y emulsión de aceite combustible entra en la cámara de reacción y se enfría de manera instantánea, la rápida expansión y el cambio de fase del dióxido de carbono proporciona una fuerte cizalladura mecánica y fuerzas de dispersión para ayudar en la mezcla.

El dióxido de carbono líquido es almacenado en el tanque de almacenamiento 1012. El dióxido de carbono líquido fluye desde el tanque de almacenamiento de 1012 a la bomba 1014 a través de la corriente 903, y la bomba 1014 eleva la presión del dióxido de carbono líquido a la presión del sistema. Aguas abajo de la bomba 1014, el dióxido de carbono líquido pasa a través de las corrientes 904 y 908 en el mezclador 1006 y el intercambiador de calor 1016, respectivamente. En una realización preferida, el dióxido de carbono suficiente pasa a la mezcladora a través de la corriente 904 para proporcionar una masa sustancialmente igual de dióxido de carbono y carbón en el mezclador. En una realización preferida, el dióxido de carbono en la corriente 908 es inicialmente una corriente de dióxido de carbono líquido. Para lograr una buena mezcla con el oxígeno gaseoso en la corriente 906, se prefiere vaporizar el dióxido de carbono en la corriente 908 antes de mezclarlo con el oxígeno en la corriente 906. Esto puede lograrse haciendo pasar la corriente 908 al intercambiador de calor 1016 antes de que el dióxido de carbono pase a través de la corriente 909 a la corriente 906 para mezclarse con el oxígeno para formar la corriente 910.

El oxígeno líquido es almacenado en el tanque de almacenamiento 1018. El gas oxígeno presurizado se puede obtener mediante la presurización del oxígeno líquido y luego calentando y vaporizando a aproximadamente 240°K en un intercambiador de calor contra-corriente (no mostrado). El oxígeno líquido frío se puede utilizar para ayudar a enfriar las corrientes del proceso en la planta de separación de aire. El oxígeno gaseoso a presión en la corriente 905 se calienta más en un intercambiador de calor 1022 que se utiliza para enfriar el dióxido de carbono producido. El oxígeno presurizado pasa desde el intercambiador de calor 1022 través de la corriente 906 y está listo para mezclarse con el dióxido de carbono en la corriente 909. La cantidad de oxígeno en la corriente 906 se determina por la velocidad de alimentación de combustible y los productos de combustión esperados. En la realización preferida, las velocidades de alimentación de combustible y el oxígeno son controlados para proporcionar una relación estequiométrica entre el combustible y el oxígeno necesario para la óptima gasificación del combustible. Antes de la inyección en la cámara de reacción 1010, el gas oxígeno en la corriente 906 se mezcla con el gas de dióxido de carbono en la corriente 909 para reducir las concentraciones máximas de oxígeno en la cámara de reacción. En la realización preferida, se utilizan masas iguales de oxígeno en la corriente 906 y de dióxido de carbono en la corriente 909.

En la cámara de reacción 1010, las corrientes de combustible y el oxidante se combinan en una serie de etapas de combustión pobres en oxidantes para controlar las temperaturas máximas y la transferencia de calor. Aunque se diluya mediante grandes cantidades de dióxido de carbono, la presión parcial de oxígeno en la cámara de reacción será bastante alta en la proximidad de las boquillas de entrada. Un encendedor (no mostrado) puede consistir en un bloque refractario calentado eléctricamente en las proximidades de las corrientes de alimentación de combustible y el oxidante o un producto químico tal como trietil aluminio que la auto-inflama cuando se expone al oxígeno. Si no está presente nitrógeno, no se producen gases  $\text{NO}_x$ . Si el nitrógeno está presente, pueden ser producidos  $\text{NO}_x$ . Entre otras cosas, productos de la combustión o la oxidación parciales y reacciones de desplazamiento de agua-gas incluyen gases de combustión tales como monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono, metano y agua producida en forma de vapor, y partículas de ceniza. Los productos de la combustión o gasificación parcial salen de la cámara de reacción a través de la corriente 911 y pasan al intercambiador de calor 1024, donde el intercambiador de calor 1024 elimina el calor de la corriente 911 y lo transfiere a la corriente 923 que forma parte del agua de alimentación de la caldera y el bucle de vapor.

Un refrigerante, tal como agua de alimentación de la caldera y vapor, circula a través de las corrientes de 921 a 927. El agua se almacena a temperatura y presión ambiente en el tanque de agua de caldera 1026. El agua pasa desde el tanque de agua de la caldera 1026 a la bomba 1028 a temperatura y presión ambiente a través de la corriente 921. Esta condición de la corriente se establece a temperatura ambiente con el fin de proporcionar la mayor fuerza de conducción a través de la turbina de vapor y generar así la mayoría de la energía eléctrica de este proceso. La bomba 1028 presuriza el agua a una presión intermedia que está sustancialmente dentro de un intervalo de

## ES 2 387 120 T3

- aproximadamente  $2,1 \times 10^6$  Pa (300 psia) a aproximadamente  $4,1 \times 10^6$  Pa (600 psia) y que es preferiblemente de aproximadamente  $4,1 \times 10^6$  Pa (600 psia). El uso de la presión intermedia, como parte de un aumento de presión de dos pasos para el refrigerante proporciona una serie de ventajas. El uso de la presión intermedia permite a la corriente de  $8,8 \times 10^6$  Pa (1.276 psia) 912 entrar en el intercambiador de calor 1024 en el lado del tubo y a la corriente de  $2,1 \times 10^6$  a  $4,1 \times 10^6$  Pa (300 a 600 psia) 922 entrar en el intercambiador de calor 1024 en el lado de la carcasa. La presión en el lado de la carcasa del intercambiador de calor 1024 a la presión intermedia de aproximadamente  $2,1 \times 10^6$  a  $4,1 \times 10^6$  Pa (300-600 psia) es mucho menor que la presión de la corriente de vapor de alta presión de  $24,1 \times 10^6$  Pa (3.500 psia). Esto simplifica el diseño de intercambiador de calor 1024 y se suma a la durabilidad del sistema.
- El agua de alimentación de la caldera precalentada a una presión intermedia pasa desde el intercambiador de calor 1024 a la bomba 1030 en un estado líquido a través de la corriente 923. La bomba 1030 eleva la presión del agua de alimentación de la caldera precalentada a una presión que está sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $13,8 \times 10^6$  Pa (2.000 psia) a aproximadamente  $34,5 \times 10^6$  Pa (5.000 psia) y que es preferiblemente de aproximadamente  $24,1 \times 10^6$  Pa (3.500 psia). El agua de alimentación de la caldera pasa a través de la cámara de reacción 1010 en una relación de intercambio de calor con el combustible en combustión de modo que el combustible en combustión cede su calor de combustión al agua y al vapor en los tubos de caldera. En la realización preferida, suficiente superficie de transferencia de calor está disponible para que los productos de la combustión parcial salgan de la cámara de reacción 1010 a través de la corriente 911 a aproximadamente  $820^\circ\text{K}$  o  $1.016^\circ\text{F}$ . El agua de alimentación de la caldera se convierte en vapor y pasa a través de la corriente 925 a una turbina de vapor, caldera o planta de ciclo combinado 1032 para generar electricidad antes de pasar a través de la corriente 926 del condensador 1034. El agua condensada pasa a través de la corriente 927 al tanque de agua de la caldera 1026 para su posterior transmisión a través de las corrientes 921 - 927.
- Volviendo al intercambiador de calor 1024, la porción designada para extraer calor de los gases de escape está diseñada para operar a una presión que está sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $4,8 \times 10^6$  Pa (700 psia) a aproximadamente  $13,8 \times 10^6$  Pa (2.000 psia) y que está preferiblemente sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente  $5,8 \times 10^6$  Pa (850 psia) a aproximadamente  $8,8 \times 10^6$  Pa (1.276 psi). La presión se selecciona de modo que el agua se condensa a partir de los productos de combustión a una temperatura que está preferiblemente por encima de aproximadamente  $288^\circ\text{C}$  ( $550^\circ\text{F}$ ) y que está más preferiblemente por encima de  $260^\circ\text{C}$  ( $500^\circ\text{F}$ ). Una ventaja importante de operar la cámara de reacción y el intercambiador de calor a presión elevada es que el calor latente de vaporización del agua en los productos de combustión puede ser recuperado. A la elevada presión del sistema, la temperatura de saturación de equilibrio vapor - líquido del vapor de agua también se eleva a una temperatura útil (preferiblemente por encima de  $288^\circ\text{C}$  ( $550^\circ\text{F}$ ) y más preferiblemente por encima de  $260^\circ\text{C}$  ( $500^\circ\text{F}$ )). En las plantas de energía eléctrica convencionales operadas en o cerca de la presión atmosférica, el calor de la energía eléctrica de vaporización del agua producida en el proceso de combustión no puede ser recuperado económicamente porque la temperatura de saturación de equilibrio vapor - líquido de dicho vapor de agua es de aproximadamente  $93,3 - 104,4^\circ\text{C}$  ( $200^\circ\text{F} - 220^\circ\text{F}$ ), que es demasiado baja. Por ejemplo, el agua de alimentación de la caldera tendría típicamente una temperatura de aproximadamente  $26,7^\circ\text{C}$  ( $80^\circ\text{F}$ ) y la cantidad de energía eléctrica que el agua de alimentación de la caldera podría absorber se limita a la variación de entalpía entre  $26,7^\circ\text{C}$  ( $80^\circ\text{F}$ ) y aproximadamente  $100^\circ\text{C}$  ( $212^\circ\text{F}$ ) en caso de intercambio de calor perfecta fuera posible. En la práctica, el intercambio de calor perfecto no es económicamente posible y se necesita una fuerza significativa de conducción térmica para lograr la transferencia de calor útil. Esto significa que la cantidad de energía eléctrica de calor latente de agua a gas de escape que podría ser prácticamente absorbida por el agua de alimentación de la caldera es significativamente menor que el cambio de entalpía entre  $26,9^\circ\text{C}$  ( $80^\circ\text{F}$ ) y aproximadamente  $100^\circ\text{C}$  ( $212^\circ\text{F}$ ). A la presión típica del sistema de los sistemas convencionales, el agua se condensa a una temperatura baja y hay simplemente una fuerza de conducción térmica insuficiente y un aumento de la temperatura insuficiente en el líquido refrigerante para la recuperación económica del calor de vaporización del agua producida.
- Tal como se mencionó anteriormente, se entiende que el aceite combustible puede ser utilizado en lugar de carbón, en cuyo caso, se produciría menos ceniza y más agua y el calor recuperado del calor latente de vaporización del agua producida sería mayor. La presión intermedia se ajustaría para compensar esto.
- La condensación del agua y los gases ácidos en el intercambiador de calor 1024 también ofrece otra ventaja. Durante la condensación de los gases de agua y ácido, ocurre una acción de lavado de partículas natural. Como los gases saturados se enfrían por debajo del punto de saturación, la formación de gotitas nuclearán sobre las partículas de ceniza suspendidas en la corriente gaseosa. Este fenómeno de lavado de cambio de fase de condensación mejora la separación de partículas de ceniza y mejora las capacidades de eliminación de partículas del sistema. El intercambiador de calor 1024 también es diseñado y operado de modo que la temperatura de salida de la corriente 913 es mayor que la temperatura crítica del dióxido de carbono, amoníaco, sulfuro de hidrógeno, sulfuro de carbonilo, disulfuro de carbono y monóxido de carbono. Esto proporciona una separación mejorada del agua condensada y gases que contienen azufre del gas de síntesis y mejora la calificación del gas de síntesis y el dióxido de carbono producido y capturado.
- El gas de síntesis enfriado o productos de combustión parcial, incluyendo dióxido de carbono gaseoso, hidrógeno, amoníaco, monóxido de carbono, metano, sulfuro de hidrógeno, sulfuro de carbonilo, disulfuro de carbono y agua condensada, pasan del intercambiador de calor de 1024 al tambor de eliminación 1036 través de la corriente 913. En

el tambor de eliminación 1036, el agua líquida, las partículas de ceniza y algunos gases disueltos se separan de la corriente de gas de síntesis. El agua, ácidos, y ceniza separados fluyen desde el tambor de eliminación 1036 a un hidrociclón 1038 través de la corriente 914, donde se separa la ceniza del agua. La ceniza y una porción del agua fluyen desde el hidrociclón través de la corriente 916 a un enfriador de 1050. Desde allí el agua enfriada y las cenizas fluyen a través de las corrientes 917 y 918 a dispositivos de separación tales como de un filtro 1052, y el sistema de ósmosis inversa 1053, y el tambor de eliminación 1054. Los gases ácidos recuperados de las aguas residuales finales se devuelven para procesar a la planta de Claus 1055. La otra porción del agua del hidrociclón pasa a través de la corriente 915 a la bomba 1040 y luego se bombea a través de la corriente 920 de nuevo en la corriente 911 aguas arriba del intercambiador de calor 1024. Aditivos, tales como oxígeno, amoníaco, sosa cáustica, o cal hidratada se pueden añadir a esta agua reciclada a través de la corriente 919 para ajustar el pH de la corriente de reciclaje de agua. La ventaja de reciclar este agua es enfriar inmediatamente la corriente 911. Tras la inyección de agua, la temperatura en la corriente 911 se reduciría a o cerca de la temperatura de equilibrio de vapor- agua líquida a la presión del sistema (570°K, 566°F). La energía eléctrica de calor sensible de los gases de combustión sale de la cámara de reacción a 546,7°C (1.016°F) se convierte en calor latente del vapor de agua a una temperatura significativamente más baja. En el sistema presente, esta temperatura es de aproximadamente 296,7°C (566°F). El diseño y la construcción de un intercambiador de calor 1024 para una temperatura máxima y una presión de carcasa de aproximadamente 296,7°C (566°F) y aproximadamente  $4,1 \times 10^6$  Pa (600 psia) es más fácil que diseñar una para una temperatura máxima de aproximadamente 546,7°C (1.016°F) y aproximadamente  $8,8 \times 10^6$  Pa (1.276 psi). Además de los beneficios de la reducción de la temperatura, la condensación del vapor tiene excelentes características de transferencia de calor y la corriente de agua adicional ayudará a asegurar las partículas de ceniza son continuamente eliminadas a través del intercambiador de calor.

La corriente gaseosa 928 que sale del recipiente de eliminación 1036 puede contener gas de síntesis, dióxido de carbono y nitrógeno. El gas de síntesis puede contener hidrógeno, metano,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{NO}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{COS}$ ,  $\text{CS}_2$ , potencialmente,  $\text{SO}_2$ . El  $\text{COS}$  y  $\text{CS}_2$  se reducen por reacción con hidrógeno en el lecho de catalizador, 1056, en  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{H}_2\text{S}$ . Un lecho de catalizador también se podría utilizar para lograr una reacción de desplazamiento agua-gas para convertir el monóxido de carbono y agua en dióxido de carbono e hidrógeno. La corriente 929 intercambia calor con la corriente 908 en el intercambiador de calor 1016. La corriente 943 puede ser utilizada para proporcionar el ajuste del pH y otros productos químicos como sea necesario. Tales químicos aditivos pueden ser utilizados para tratar ácidos condensados y gases que contienen azufre. Como la corriente 929 se enfría en la corriente 930, el agua adicional se condensa a partir de la fase gaseosa. A temperaturas por debajo de 37,8°C (100°F) y presiones por encima de  $4,1 \times 10^6$  Pa (600 psia),  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{COS}$  y  $\text{CS}_2$  pueden condensarse en líquidos. Una porción del  $\text{H}_2\text{S}$  es fácilmente lavada por el agua y se convierte en materiales recuperables. Esta corriente de agua y de gas ácido disuelto y condensado se recupera en la corriente 932. Los  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{COS}$  y  $\text{CS}_2$  condensados y recuperados se separan en corrientes 931 y 932 en el tambor de eliminación 1058. El dióxido de carbono enfriado, monóxido de carbono, nitrógeno y metano de hidrógeno entran en el condensador 1042 través de la corriente 931.

La separación de gases que contienen azufre de la corriente de gas a granel se produce como una parte intrínseca, simultánea de la operación del sistema. La recuperación del calor de vaporización del agua producida y la condensación del dióxido de carbono crean dos operaciones separadas de cambio de fase que proporcionan una amplia oportunidad y la fuerza impulsora para la conversión, la recogida y la separación de óxidos de nitrógeno y gases que contienen azufre.

En la realización representada en la figura 11, el gas de síntesis deja el tambor de eliminación 1058 través de la corriente 931. La corriente 931 pasa al condensador 1042 donde el dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno sustancialmente se condensan y se licuan. El dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno licuados en la corriente 933 puede entonces pasar a un tambor de eliminación 1044 donde se separa el dióxido de carbono líquido y el sulfuro de hidrógeno del gas de síntesis y se envían a través de la corriente 934 a una planta Claus 1055 para la conversión en azufre elemental. En el caso donde el enfriamiento adicional de la corriente de gas de síntesis 935 estaba disponible por intercambio de calor con la corriente de oxígeno 905 en el intercambiador de calor 1022, dióxido de carbono adicional puede ser condensado y eliminado a través de la corriente 938 en el recipiente de eliminación 1045. Los gases de síntesis no condensables, tales como nitrógeno, monóxido de carbono, nitrógeno metano, hidrógeno y argón, se recogen del tambor de eliminación 1045 y se dirigen a la planta de energía eléctrica de ciclo combinado 1032 través de la corriente 937. El uso del gas de síntesis en una planta de energía eléctrica de ciclo combinado que comprende una turbina de gas y una caldera y una turbina de vapor es la forma de realización preferida. Alternativamente, el gas de síntesis se podría utilizar directamente en una caldera de vapor. Esta caldera de vapor accionada por gas de síntesis puede ser acoplada o independiente del flujo de agua caliente o vapor de la corriente 925. Puesto que el gas de síntesis puede ser una mezcla de gases combustibles y gases no combustibles, es evidente para los expertos en la técnica que puede que no sea necesario el uso de oxígeno puro en la etapa de gasificación inicial o de combustión parcial. En su lugar, el sistema puede utilizar 90 a 96% de oxígeno producido por dispositivos de adsorción de oscilación de presión o pueden utilizar aire o aire enriquecido en oxígeno. El dióxido de carbono líquido producido y reciclado pasa a través de la corriente 935 a través del intercambiador de calor 1022, pasa a través de la corriente 936 a través del tambor de eliminación 1045, y pasa a través de la corriente 938 a la bomba 1046 que pasa el dióxido de carbono a través de la corriente 941 y 940 para el almacenamiento 1012 y el transporte 1048, respectivamente. Se entiende que no es necesario condensar todo el dióxido de carbono en la corriente 931. En su lugar, una porción del gas dióxido de carbono puede ser reciclada para mezclarse con el

oxígeno aguas arriba de la cámara de reacción 1010. Esto reduce el intercambiador de calor y las cargas de rechazo de calor.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de funcionamiento de una planta de energía eléctrica, que comprende:

- pasar un combustible a una cámara de reacción (210; 410; 610; 1010);
- pasar un oxidante a dicha cámara de reacción (210; 410; 610; 1010);
- oxidar dicho combustible en dicha cámara de reacción (210; 410; 610; 1010) a una presión sustancialmente primero dentro de un intervalo de aproximadamente 4,8 MPa (700 psia) a aproximadamente 13,8 MPa (2000 psia), creando así productos de oxidación;
- pasar un refrigerante a dicha cámara de reacción (210; 410; 610; 1010) en una relación de intercambio de calor con el combustible y el oxidante,

**caracterizado por**

- pasar dicha productos de la oxidación de dicha cámara de reacción (210; 410; 610; 1010) a un intercambiador de calor (208; 214; 222; 224; 236; 246; 416; 422; 424; 816; 1016; 1022; 1024) ;
- condensar agua de dichos productos de oxidación dentro de dicho intercambiador de calor a una segunda presión sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente 4,8 MPa (700 psia) a aproximadamente 13,8 MPa (2000 psia);
- pasar dicho refrigerante desde una primera bomba (218; 428; 628; 1028) a dicho intercambiador de calor a una presión sustancialmente primero dentro de un intervalo de aproximadamente 2,1 MPa (300 psia) a aproximadamente 4,1 MPa (600 psia) ;
- pasar dicho refrigerante de dicho intercambiador de calor a una segunda bomba (226; 430; 630; 1030), y
- pasar dicho refrigerante desde dicha segunda bomba a dicha cámara de reacción (210; 410; 610; 1010) a una segunda presión sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente 13,8 MPa (2000 psia) a aproximadamente 34,0 MPa (5000 psia) .

2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicha primera presión está sustancialmente dentro de un intervalo de aproximadamente 5,8 MPa (850 psia) a aproximadamente 8,8 MPa (1276 psia).

3. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicho oxidante comprende oxígeno y dióxido de carbono.

4. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicho oxidante comprende aire, oxígeno y dióxido de carbono.

5. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 4, que también comprende:

- separar al menos una porción de dicha agua condensada a partir de dichos productos de oxidación, y
- reciclar al menos una porción de dicha agua separada, condensada a dichos productos de oxidación de aguas arriba de dicho intercambiador de calor.

6. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 5, en el que dicho combustible es combustible fósil.

7. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que el combustible es un combustible fósil, en donde oxidar dicho combustible en dicha cámara de reacción (210; 410; 610; 1010) comprende la combustión de dicho combustible fósil en dicha cámara de reacción (210; 410; 610; 1010), creando así productos de la combustión, y en el que pasar un refrigerante a dicha cámara de reacción (210; 410; 610; 1010) comprende hacer pasar un refrigerante que tiene una relación de intercambio de calor con el combustible fósil en combustión y un disipador de calor que tiene una primera temperatura, en el que dicha primera la presión es igual o superior a una presión de equilibrio líquido vapor de dióxido de carbono en dicha primera temperatura de dicho disipador de calor, en el que dicho oxidante comprende oxígeno y dióxido de carbono, y en donde la segunda presión seleccionada es tal que dicho agua de dichos productos de combustión se condensa a una temperatura por encima de aproximadamente 232°C (450°F).

8. Procedimiento según la reivindicación 7, en el que dicho productos de la combustión comprenden productos de la combustión parcial, y que también comprende:

- pasar dichos productos de la combustión parcial a una caldera, una turbina de gas, una planta de energía eléctrica de ciclo combinado, o una fábrica de productos químicos de síntesis.

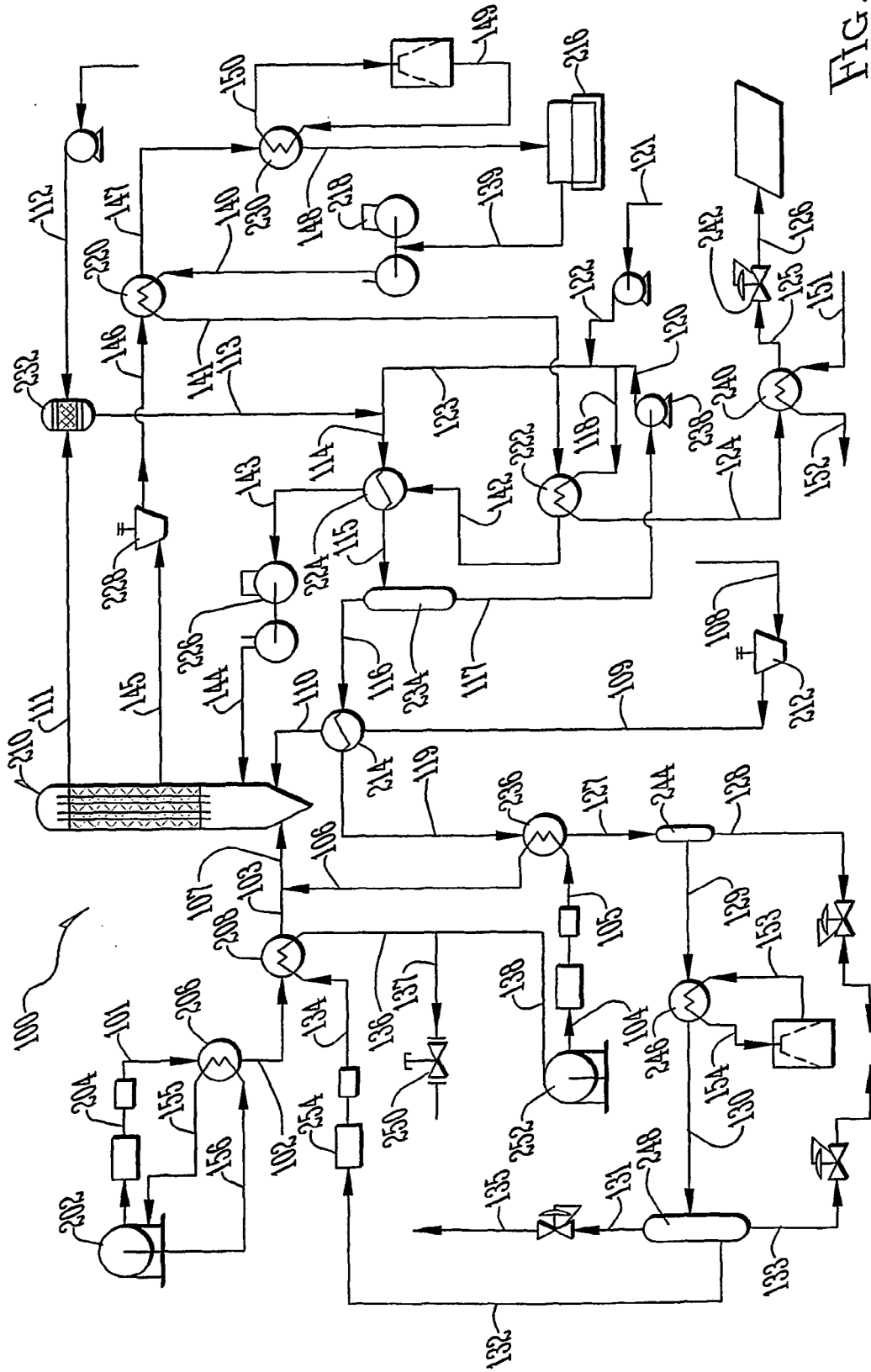


FIG. 1



ES 2 387 120 T3

Corriente Nº	Descripción de la corriente	Condiciones				
		Temperatura	Presión	Temperatura	Velocidad de masa	Flujo de entalpia
		°F	psia	K	l/h	Mwatts
101	Líquido presurizado	(288)	1275	90	173	
102	O <sub>2</sub> presurizado	(10)	1276	250	173	18
103	O <sub>2</sub> presurizado	44	1276	280	173	19
104	CO <sub>2</sub> líquido	74	905	297	233	-
105	CO <sub>2</sub> líquido presurizado	74	1276	315	233	-
106	CO <sub>2</sub> gaseoso presurizado	107	1276	315	233	
107	Mezcla de CO <sub>2</sub> y O <sub>2</sub> presurizado	89	1276	305	407	21
108	Metano de la tubería	68	1045	293	85	770
109	Metano presurizado	134	1276	330	85	18
110	Metano precalentado presurizado	350	1276	450	85	29
111	Efluente del reactor caliente (productos de combustión)	1160	1276	900	662	1649
112	Sustancias químicas SCR	1160	1276	298	Indetectable	-
113	Efluente del reactor caliente después de catalizador	1160	1276	900	662	336
114	Efluente de reactor después de T de mezclado	565	1276	570	897	397
115	Efluente de reactor después de 224	395	1276	475	897	182
116	Efluente de reactor de 234 a 214	395	1276	475	469	83
117	Agua de 234	395	1276	475	428	99
118	Agua producida al intercambiador de calor	395	1276	475	181	42
119	Efluente del reactor a 236	260	1276	400	469	- 72
120	Agua reciclada antes de T de mezclado	395	1276	475	256	59
121	Aditivos químicos no presurizados	76	15	298	Indetectable	-
122	Aditivos químicos presurizado	121	1278	323	Indetectable	-
123	Agua reciclada después de T de mezclado de aditivo	395	1278	475	258	61
124	Agua producida después de intercambiador de calor	170	1276	350	181	12
125	Agua producida después de refrigerante	116	1276	320	181	5
126	Agua producida despresurizada	116	15	320	181	5
127	Efluente de reactor después de 236	130		327,83	469	53
128	Condensado de extracción 244	130		328	21	1
129	Efluente de reactor después de extracción 244	130	1276	328	449	52
130	Efluente de reactor después de 246	80	1276	300	44912	50
131	Productos condensables no presurizados	80	1276	300	436	2
132	CO <sub>2</sub> recuperado a la bomba 254	80	15	300	1	0
133	Soplado condensado presurizado	80	1276	300	435	0
134	CO <sub>2</sub> recuperado después de P 254	80	1276	300	9	-
135	Productos no condensables a orificio de ventilación	80	1276	300	435	1
136	CO <sub>2</sub> líquido después de HX 208	74	15	297	202	-
137	CO <sub>2</sub> líquido después líquido para transporte	74	600	297	233	-
138	CO <sub>2</sub> líquido para almacenamiento 252	74	600	297	1854	-
139	Agua de alimentación de generador de vapor a la bomba 218	80	600	300	1854	(11)
140	Agua de alimentación del generador de vapor a presión, después de 219	80	600	300	1854	(11)
141	Agua de alimentación del generador de vapor a presión, después de 220	139	4,500	333	1854	76
142	Agua de alimentación del generador de vapor a presión, después de 222	160	4,500	345	1854	106
143	Alimentación de generador de vapor a presión después de 224	326	1,2	437	1854	349
144	Alimentación de generador de vapor a presión después de 226	326	1,2	437	1854	349
145	Vapor a alta presión a 228	1058	1,1	843	1854	1695
1456	Vapor después de 225	145	15	353	1854	1344
147	Vapor después de 220 antes de 230	125	16	325	1854	
148	Agua de alimentación por generador de vapor después de 230	86	15	303	1,854	65
149	Agua de refrigeración al condensador 230	67	15	293	56,166	1310
150	Agua de refrigeración del condensador 230	85	15	313	56,166	2614
151	Agua de refrigeración del condensador 240	67	15	293	320	7
152	Agua de refrigeración del condensador 240			303	320	11
153	Agua de refrigeración del condensador 246			293	7399	172
154	Agua de refrigeración del condensador 246	78	15	299	7399	224
155	Corriente de la planta de O <sub>2</sub> a 202					
156	Comente de la planta de O <sub>2</sub> de 202					

FIG.2

ES 2 387 120 T3

Corriente N°	Descripción de la corriente	Flujo de masa					
		Metano	CO <sub>2</sub> líquido	CO <sub>2</sub> gaseoso	H <sub>2</sub> O gaseoso	H <sub>2</sub> O líquido	LOX o bien O <sub>2</sub>
		t/h	t/h	t/h	t/h	t/h	t/h
101	Líquido presurizado						173,1
102	O <sub>2</sub> presurizado						173,1
103	O <sub>2</sub> presurizado						173,1
104	CO <sub>2</sub> líquido		233			-	
105	CO <sub>2</sub> líquido presurizado		233			-	
106	CO <sub>2</sub> gaseoso presurizado			233			
107	Mezcla de CO <sub>2</sub> y O <sub>2</sub> presurizado			233			173,1
108	Metano de la tubería	85,1					
109	Metano presurizado	85,1					
110	Metano precalentado presurizado	85,1					
111	Efluente del reactor caliente (productos de combustión)			467	191,5		3,4
112	Sustancias químicas SCR				Indetectable	-	
113	Efluente del reactor caliente después de catalizador			467	191,5		3,4
114	Efluente de reactor después de T de mezclado			467	389,3	56,9	3,4
115	Efluente de reactor después de 224		20,8	447	19,1	407,0	
116	Efluente de reactor de 234 a 214			447	19,1		3,4
117	Agua de 234		20,8			407,0	
118	Agua producida al intercambiador de calor		6,8			172,3	
119	Efluente del reactor a 236			447	19,1		3,4
120	Agua reciclada antes de T de mezclado		12,5			245	
121	Aditivos químicos no presurizados				Indetectable		
122	Aditivos químicos presurizado				Indetectable	245	
123	Agua reciclada después de T de mezclado de aditivo	-		12,5		245	
124	Agua producida después de intercambiador de calor	-		8,8		172,3	
125	Agua producida después de refrigerante	-		8,88		172,3	
126	Agua producida despresurizada	-		8,8		172,3	
127	Efluente de reactor después de 236			447		19,1	3,4
128	Condensado de extracción 244			2		19,1	3,4
129	Efluente de reactor después de extracción 244			445	0,7		3,4
130	Efluente de reactor después de 246		445			0,7	3,4
131	Productos condensables no presurizados			8,9			3,4
132	CO <sub>2</sub> recuperado a la bomba 254		436		0,7		
133	Soplado condensado presurizado		0,7			0,7	
134	CO <sub>2</sub> recuperado después de P 254		435				
135	Productos no condensables a orificio de ventilación			8,9			
136	CO <sub>2</sub> líquido después de HX 208		435				
137	CO <sub>2</sub> líquido después líquido para transporte		202				
138	CO <sub>2</sub> líquido para almacenamiento 252		233				
139	Agua de alimentación de generador de vapor a la bomba 218					1854,104	
140	Agua de alimentación del generador de vapor a presión, después de 219					1854,104	
141	Agua de alimentación del generador de vapor a presión, después de 220					1854,104	
142	Agua de alimentación del generador de vapor a presión, después de 222					1854,104	
143	Alimentación de generador de vapor a presión después de 224					1854,104	
144	Alimentación de generador de vapor a presión después de 226					1854,104	
145	Vapor a alta presión a 228				1854,104		
1456	Vapor después de 225				1854,104		
147	Vapor después de 220 antes de 230				1854,104		
148	Agua de alimentación por generador de vapor después de 230					1854,104	
149	Agua de refrigeración al condensador 230					56,166	
150	Agua de refrigeración del condensador 230					56,166	
151	Agua de refrigeración del condensador 240					320	
152	Agua de refrigeración del condensador 240					320	
153	Agua de refrigeración del condensador 246					7,399	
154	Agua de refrigeración del condensador 246					7,399	
155	Corriente de la planta de O <sub>2</sub> a 202						
156	Comente de la planta de O <sub>2</sub> de 202						

FIG.3

ES 2 387 120 T3

Corriente N°	Descripción de la corriente	Flujo de masa			H <sub>2</sub> O en fase de vapor MJ/h	H <sub>2</sub> O líquido MJ/h	LOX o bien O <sub>2</sub> MJ/h	Energía total MJ/h
		Metano sensible MJ/h	Metano MHV MJ/h	CO <sub>2</sub> gaseoso MJ/h				
101	Líquido presurizado							
102	O <sub>2</sub> presurizado						64.560	64.560
103	O <sub>2</sub> presurizado						69.692	64.560
104	CO <sub>2</sub> líquido							-
105	CO <sub>2</sub> líquido presurizado							-
106	CO <sub>2</sub> gaseoso presurizado			95.377				95.377
107	Mezcla de CO <sub>2</sub> y O <sub>2</sub> presurizado						73.972	73.972
108	Metano de la tubería	54.677					-	54.677
109	Metano presurizado	65.306					-	65.306
110	Metano precalentado presurizado	105.044					-	105.044
111	Efluente del reactor caliente (productos de combustión)		4725.644	497.558	708.812	-	3470	5935.484
112	Sustancias químicas SCR						-	
113	Efluente del reactor caliente después de catalizador			497.558	708.812	-	3470	1209.839
114	Efluente de reactor después de T de mezclado			311.608	1038.502	77.133	2345	1429.567
115	Efluente de reactor después de 224			246.409	48.480	354.644	2023	635.556
116	Efluente de reactor de 234 a 214			248.409	48.480	-	2023	298.912
117	Agua de 234			-	-	354.644	-	354.644
118	Agua producida al intercambiador de calor			-	-	150.155	-	150.155
119	Efluente del reactor a 236			213.236	44.187	-	1.770	259.174
120	Agua reciclada antes de T de mezclado			-	-	213.519	-	213.519
121	Aditivos químicos no presurizados						-	
122	Aditivos químicos presurizados						-	
123	Agua reciclada después de T de mezclado de aditivo			6.977	-	213.519	-	220.498
124	Agua producida después de intercambiador de calor			3821	-	40.320	-	44.174
125	Agua producida después de refrigerante			3632	-	13.960	-	17.592
126	Agua producida despresurizada			3998	-	13.960	-	17.958
127	Efluente de reactor después de 236			168.155	-	2.315	1,527	189.998
128	Condensado de extracción 244			798	-	2,315	-	3,113
129	Efluente de reactor después de extracción 244			185.357	1366	-	1527	188.251
130	Efluente de reactor después de 246			178.057	1.315	(14)	1.434	180.792
131	Productos condensables no presurizados			3.953	-	-	1.634	5.587
132	CO <sub>2</sub> recuperado a la bomba 254			-	1.315	-	-	1.315
133	Soplado condensado presurizado			-	1.315	(14)	-	1.301
134	CO <sub>2</sub> recuperado después de P 254				-	-	-	-
135	Productos no condensables a orificio de ventilación			3.953	-	-	-	3.953
136	CO <sub>2</sub> líquido después de HX 208			-	-	-	-	-
137	CO <sub>2</sub> líquido después líquido para transporte			-	-	-	-	-
138	CO <sub>2</sub> líquido para almacenamiento 252			-	-	-	-	-
139	Agua de alimentación de generador de vapor a la bomba 218			-	-	(38.881)	-	(38.881)
140	Agua de alimentación del generador da vapor a presión. después de 219			-	-	(38.881)		(38.881)

FIG 4A

ES 2 387 120 T3

141	Agua de alimentación del generador de vapor a presión, después de 220			-	-	273.110	-	273.110
142	Agua de alimentación del generador de vapor a presión, después de 222			-	-	382.944	-	382.944
143	Alimentación de generador de vapor a presión después de 224			-	-	1.255.047	-	1.255.047
144	Alimentación de generador de vapor a presión después de 226			-	-	1.255.047	-	1.255.047
145	Vapor a alta presión a 228			-	6.103.470	-	-	6.103.470
146	Vapor después de 225			-	4.836.852	-	-	4.836.852
147	Vapor después de 220 antes de 230			-	4.747.887	-	-	4.747.887
148	Agua de alimentación por generador de vapor después de 230			-	-	233.617	-	233.617
149	Agua de refrigeración al condensador 230			-	-	4.715.131	-	4.715.131
150	Agua de refrigeración del condensador 230			-	-	9.411.166		9.411.166
151	Agua de refrigeración del condensador 240			-	-	26.854		26.854
152	Agua de refrigeración del condensador 240			-	-	40.249		40.249
153	Agua de refrigeración del condensador 246			-	-	620.518		620.518
154	Agua de refrigeración del condensador 246			-	-	806.249		806.249
155	Corriente de la planta de O <sub>2</sub> a 202							-
156	Comente de la planta de O <sub>2</sub> de 202							-

**FIG. 4B**

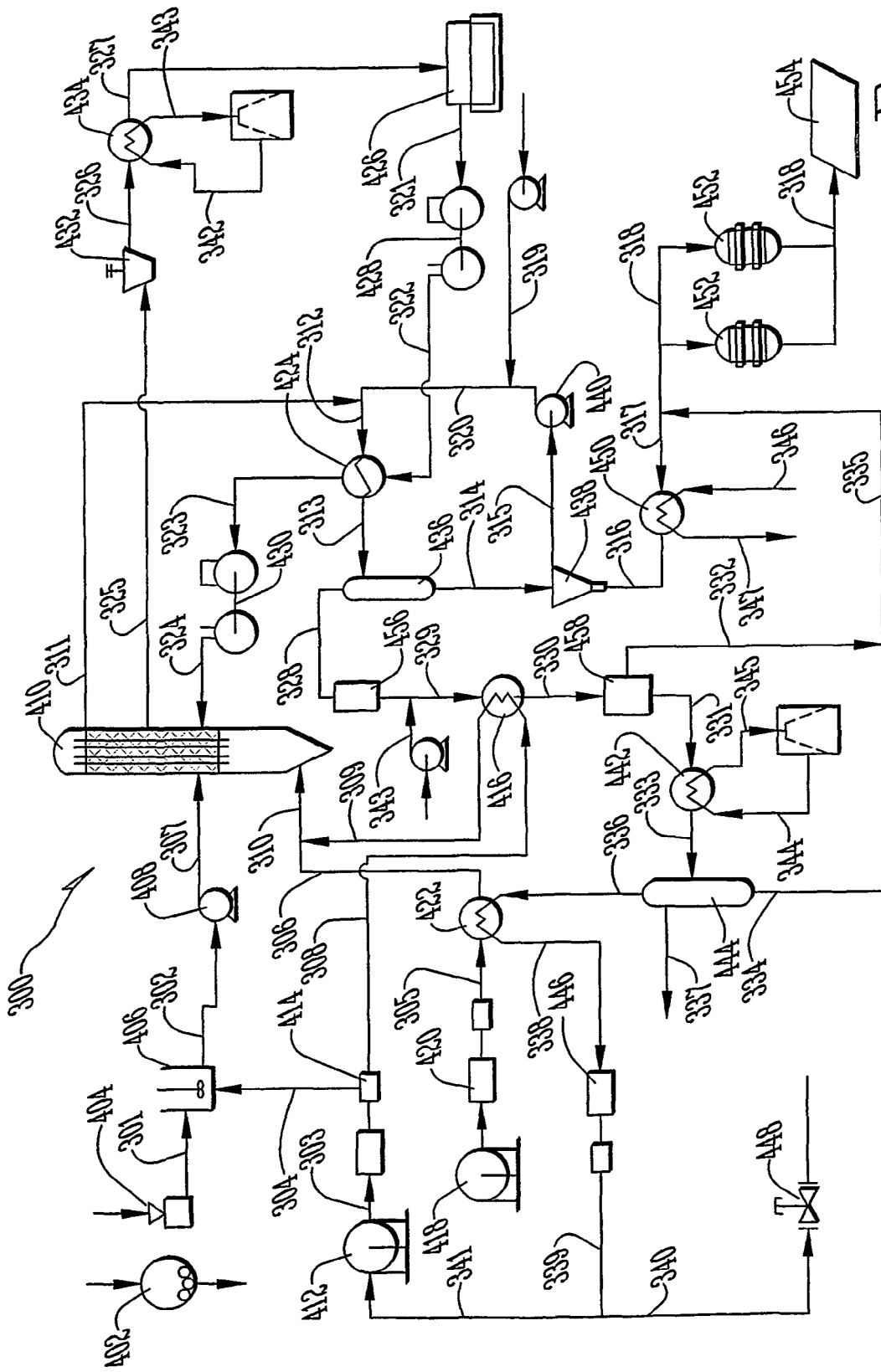


FIG. 5

ES 2 387 120 T3

Corriente Nº		Condiciones				
		Temperatura	Presión	Temperatura	Velocidad de masa	Energía térmica
		°F	psia	K	t/h	Mwatts
301	Carbón pulverizado	80	1276	300	38,3	347
302	Mezcla de CO <sub>2</sub> líquido y carbón pulverizado	62	1276	290	76,7	3
303	CO <sub>2</sub> líquido	62	771	290	184	(2)
304	CO <sub>2</sub> líquido presurizado	62	1276	290	38,3	(1)
305	O <sub>2</sub> presurizado	(28)	1276	240	112	11
306	O <sub>2</sub> presurizado	84	1276	302	112	13
307	Mezcla presurizada de CO <sub>2</sub> y carbón	84	1276	302	76,7	0
308	CO <sub>2</sub> líquido presurizado	84	1276	302	146	1
309	CO <sub>2</sub> gaseoso o resurizado precalentado	80	1276	300	146	16
310	Mezcla de O <sub>2</sub> y CO <sub>2</sub>	62	1276	290	257	29
311	Efluente de reactor caliente (producto de combustión)	1016	1276	820	257	456
312	Efluente de reactor después de T de mezclado	566	1276	570	544	219
313	Efluente de reactor después de intercambiador 424	440	1276	500	544	112
314	Agua y ceniza del tambor de extracción 436	440	1276	500	240	62
315	Agua producida del hidrociclón 438	440	1276	500	210	55
316	Agua y ceniza al refrigerante 450	440	1276	500	29,4	118
317	Agua y ceniza del refrigerante 450	116	1276	320	29,4	115
318	Agua y ceniza efluente Sustancias químicas para ajuste de pH	116	1276	320	32,3	356
319	Sustancias químicas para ajuste de pH	67	1276	293	0,1	0
320	Agua y aditivos producidos	440	1276	500	210	110
321	Agua de alimentación de generador de vapor	80	15	300	468	18
322	Agua de alimentación de generador de vapor presurizada	80	600	300	468	9
323	Agua de alimentación de generador a presión después del intercambiador	404	600	480	468	117
324	Agua de alimentación de generador de vapor a presión después de la bomba 430	404	3500	480	468	116
325	Vapor a alta presión	980	3500	800	468	419
326	Vapor después de la turbina 432	122	2,2	323	468	323
327	Agua de alimentación de generador de vapor después del condensador 434	122	2,2	323	468	23
328	Corriente de gas del tambor de extracción 436	440	1276	500	306	51
329	Corriente de gas después del catalizador 458	440	1276	500	306	51
330	Corriente de gas después del Intercambiador 416	94	1276	308	306	35
331	Corriente de gas del tambor de extracción 458	94	1276	308	302	34
332	Agua y ácido del tambor de extracción 45	94	1276	308	3,8	2
333	CO <sub>2</sub> condensado y gases	80	1276	300	302	4
334	Agua y ácido del refrigerante instantáneo 444	80	1276	300	0,1	0
335	Corriente combinada de agua y ácido	170	1276	350	3,9	2
336	CO <sub>2</sub> líquido para el intercambiador de calor 422	80	1276	300	265	0
337	Orificio de ventilación de productos no condensables	80	15	300	36,9	5
338	CO <sub>2</sub> líquido después del intercambiador de calor 422	62	1276	290	265	(4)
339	CO <sub>2</sub> líquido de la bomba 446	80	1276	290	265	0
340	CO <sub>2</sub> líquido al transporte 448	62	1276	298	80,5	(1)
341	CO <sub>2</sub> líquido al almacenamiento 412	62	1276	313	184	20
342	Agua de refrigeración al condensador 434	76	15	298	16.112	277
343	Agua de refrigeración del condensador 434	103	15	313	16.112	566
344	Agua de refrigeración al condensador 442	76	15	298	1538	26
345	Agua de refrigeración del condensador 442	103	15	313	1538	56
346	Agua de refrigeración al agua, producida en el refrigerante 450	76	15	298	109	2
347	Agua de refrigeración del agua, producida en el refrigerante 450	115	15	320	109	5

FIG. 6

ES 2 387 120 T3

Corriente Nº	Descripción de la Corriente	Flujo de Masa					H <sub>2</sub> O Líquido	H <sub>2</sub> O gaseoso	H <sub>2</sub> O total	SO <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	Ceniza	Energía total
		Carbón	CO <sub>2</sub> líquido	CO <sub>2</sub> gaseoso	CO <sub>2</sub> total							
		MJ/h	MJ/h	MJ/h	MJ/h		MJ/h	MJ/h	MJ/h	MJ/h	MJ/h	
301	Carbón pulverizado	38,3										
302	Mezcla de CO <sub>2</sub> y Carbón pulverizado	38,3	38,3		38,3							
303	CO <sub>2</sub> líquido		184		184							
304	CO <sub>2</sub> líquido presurizado		38,3		38,3							
305	O <sub>2</sub> presurizado										112	
306	O <sub>2</sub> presurizado										112	
307	Mezcla presurizada de CO <sub>2</sub> y Carbón	38,3	38,3		38,3							
308	CO <sub>2</sub> líquido presurizado		146		146							
309	precalentado presurizado gaseoso CO <sub>2</sub>			146	146							
310	Mezcla de O <sub>2</sub> y CO <sub>2</sub>			146	146						112	
311	Efluente de Reactor Caliente				295	295	27,4	27,4	0,74	2,7	7,7	
312	Efluente de reactor después de T de mezclado		9,8	295	305	37	191,3	228	0,74	2,7	7,7	
313	Efluente de reactor después de T de mezclado		11,1	294	305	225	2,94	228	0,74	2,7	7,7	
314	Agua y ceniza del tambor de extracción 436		11,1		11,1	225		225	0,74	2,7		
315	Agua producida del hidrociclón 438		9,8		9,8	200		200				
316	Agua y ceniza al refrigerante 450		1,34		1,34	25		25	0,74	2,7		
317	Agua y Ceniza del Refrigerante 450		1,34		1,34	25		25	0,74	2,7		
318	Agua y Ceniza Efluente		1,34		1,34	28		28	0,74	2,7		
319	Sustancias Químicas para el ajuste del pH					0,10		0,10				
320	Agua y aditivos producidos		9,8		9,8	201		201				
321	Agua de alimentación de generados de vapor					468		468				
322	Agua de alimentación de generados de vapor presurizada					468		468				
323	Agua de alimentación a presión después de 424					468		468				
324	Agua de alimentación de generador de vapor a presión después de 430					468		468				
325	Vapor a alta presión						468	468				
326	Vapor después de la turbina 432						468	468				
327	Agua de alimentación de generador de vapor después del condensador 434					468		468				
328	Corriente de gas del tambor de extracción 436			294	294		2,94	2,94	0,74		7,7	
329	Corriente de gas después del catalizador 456			294	294		2,94	2,94	0,93		7,52	
330	Corriente de gas después del intercambiador 416			294	294	2,94		2,94	0,93		7,52	
331	Corriente de gas del tambor de extracción 458			294	294	0,05		0,05			7,52	
332	Agua y ácido del tambor de extracción 458					2,89		2,89	0,93			
333	CO <sub>2</sub> condensado y gases		265	29,4	294						7,52	
334	Agua y ácido del refrigerante instantáneo 444					0,05		0,05				
335	Corriente combinada de agua y ácido					2,94		2,94	0,93			
336	CO <sub>2</sub> líquido para el intercambiador de calor 422		265		265							
337	Orificio de ventilación de productos no condensables			29		29					7,52	
338	CO <sub>2</sub> líquido después del intercambiador de calor 422		265		265							
339	CO <sub>2</sub> líquido de la bomba 446		265		265							
340	CO <sub>2</sub> líquido al transporte 448		81		81							
341	CO <sub>2</sub> líquido al almacenamiento 412			184	184							
342	Agua de refrigeración al condensador 434					16.112		16.112				
343	Agua de refrigeración del condensador 434					16.112		16.112				
344	Agua de refrigeración al condensador 442					1.538		1.538				
345	Agua de refrigeración del condensador 442					1.538		1.538				
346	Agua de refrigeración al agua producida en el refrigerante 450					109		109				
347	Agua de refrigeración del agua producida por el refrigerante 450					109		109				

FIG.7

Corriente Nº	Descripción de la Corriente	Flujo de Energía							Energía total MJ/h		
		Carbon detectado MJ/h	Carbon quemado MJ/h	CO <sub>2</sub> Líquido MJ/h	CO <sub>2</sub> Gas MJ/h	H <sub>2</sub> O Líquido MJ/h	H <sub>2</sub> O en vapor MJ/h	SO <sub>2</sub> MJ/h		Ceniza MJ/h	Oxidante MJ/h
301	Carbon pulverizado	14.449									14.449
302	Mezcla de CO <sub>2</sub> y Carbon pulverizado	13.967		(1867)							12.100
303	CO <sub>2</sub> líquido			(8968)							(8.968)
304	CO <sub>2</sub> líquido presurizado			(1867)							(1.867)
305	O <sub>2</sub> presurizado										40.529
306	O <sub>2</sub> presurizado			657							47.369
307	Mezcla presurizada de CO <sub>2</sub> y Carbon			2.499							657
308	CO <sub>2</sub> líquido presurizado			58.397							2.499
309	precalentado presurizado gaseoso CO <sub>2</sub>			57.734							58.397
310	Mezcla de O <sub>2</sub> y CO <sub>2</sub>										57.734
311	Efluente de Reactor Caliente		1.248.837								1.248.837
312	Efluente de reactor después de T de mezclado			286.409							286.409
313	Efluente de reactor después de T de mezclado			196.975							196.975
314	Agua y ceniza del tambor de extracción 436			171.921							171.921
315	Agua producida del hidrociclón 438										223.169
316	Agua y ceniza al refrigerante 450										198.776
317	Agua y Ceniza del Refrigerante 450										24.393
318	Agua y Ceniza Efluente										4.014
319	Sustancias Químicas para el ajuste del pH										4.494
320	Agua y aditivos producidos										4
321	Agua de alimentación de generados de vapor										198.875
322	Agua de alimentación de generados de vapor presurizada										33.265
323	Agua de alimentación a presión después de 424										33.265
324	Agua de alimentación de generador de vapor a presión después de 430										420.139
325	Vapor a alta presión										418.719
326	Vapor después de la turbina 432										1.509.712
327	Agua de alimentación de generador de vapor después del condensador 434										1.195.630
328	Corriente de gas del tambor de extracción 436										83.091
329	Corriente de gas después del catalizador 456										7.666
330	Corriente de gas después del intercambiador 416										269
331	Corriente de gas del tambor de extracción 458										337
332	Agua y ácido del tambor de extracción 458										7.666
333	CO <sub>2</sub> condensado y gases										337
334	Agua y ácido del refrigerante instantaneo 444										5.990
335	Corriente combinada de agua y ácido										179
336	CO <sub>2</sub> líquido para el intercambiador de calor 422										3.234
337	Oficio de ventilación de productos no condensables										3.234
338	CO <sub>2</sub> líquido después del intercambiador de calor 422										122.247
339	CO <sub>2</sub> líquido de la bomba 446										6.379
340	CO <sub>2</sub> líquido al transporte 448										3.175
341	CO <sub>2</sub> líquido al almacenamiento 412										16.071
342	Agua de refrigeración al condensador 434										104
343	Agua de refrigeración del condensador 434										7.444
344	Agua de refrigeración al condensador 442										1.119
345	Agua de refrigeración del condensador 442										3.618
346	Agua de refrigeración al agua producida en el refrigerante 450										16.693
347	Agua de refrigeración del agua producida por el refrigerante 450										(12.869)
											1.119
											(3.921)
											72.914
											997.995
											2.110.534
											95.244
											201.420
											6.772
											17.845

FIG.8



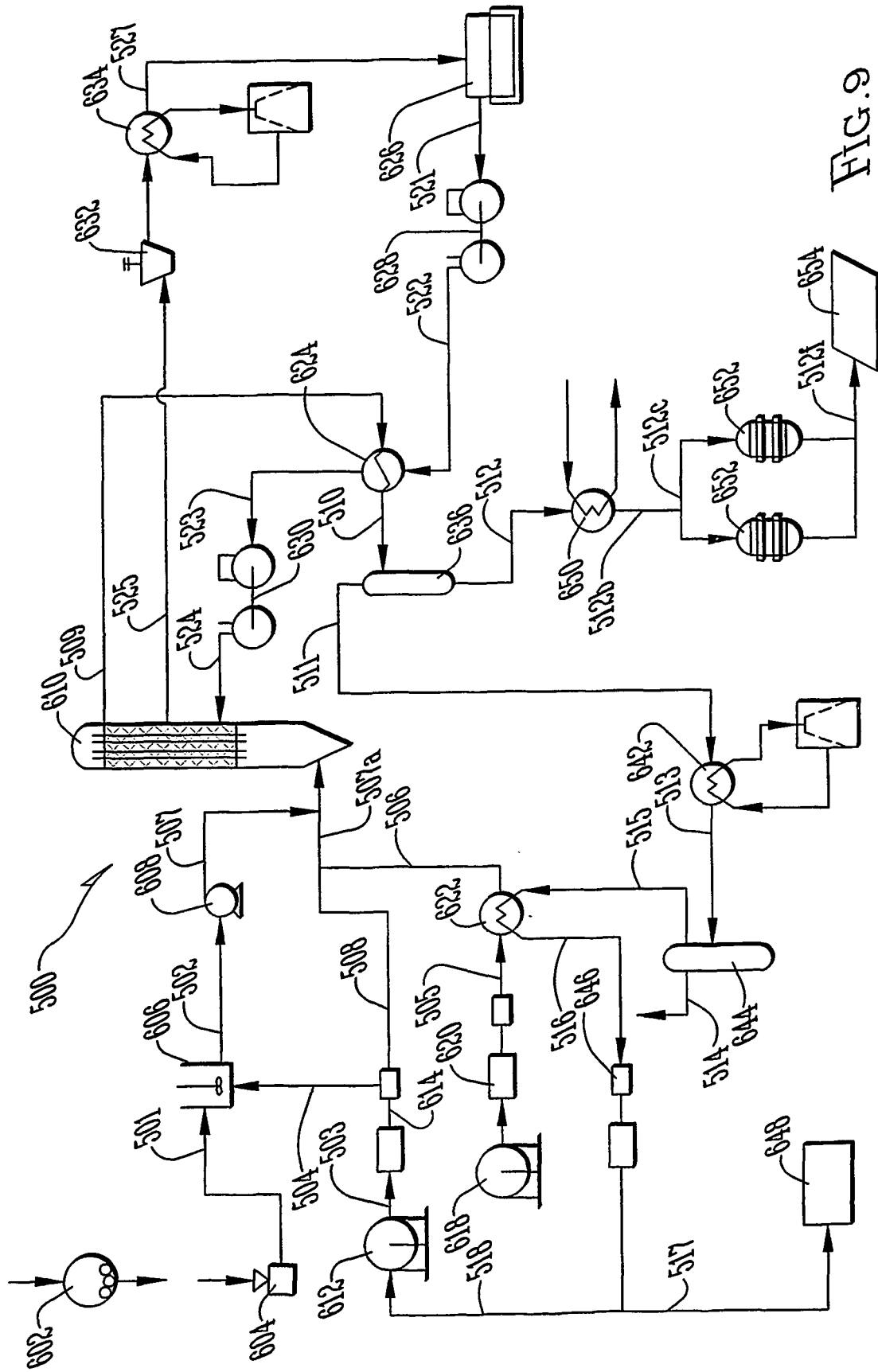


FIG. 9

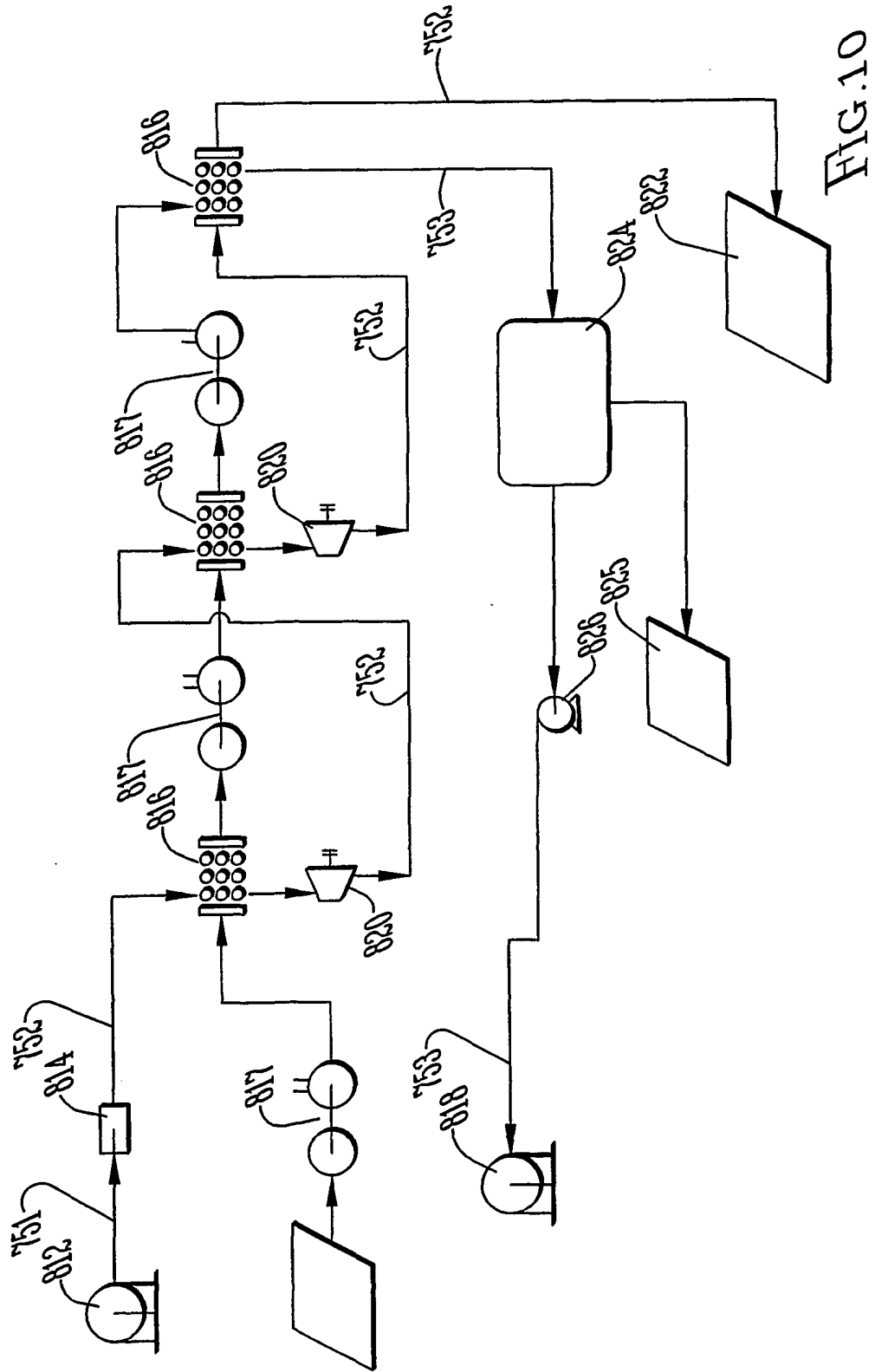


FIG.10

