



República Federativa do Brasil
Ministério do Desenvolvimento, Indústria
e do Comércio Exterior
Instituto Nacional da Propriedade Industrial

(21) PI 1105821-8 A2

(22) Data do Depósito: 16/12/2011

(43) Data da Publicação: 03/11/2015
(RPI 2339)



(54) Título: MELHORIA DE UM PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO INTEGRADO TERMICAMENTE POR REFINAÇÃO DE UMA CARGA HIDROCARBONADA

(51) Int. Cl.: C01B 3/32; C01B 3/38; C01B 3/58

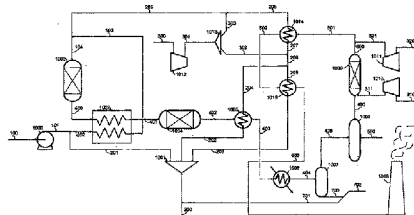
(30) Prioridade Unionista: 22/12/2010 FR 10/05.020

(73) Titular(es): IFP ENERGIES NOUVELLES

(72) Inventor(es): FLORENT GUILLOU, KARINE SURLA, JEAN-LOUIS AMBROSINO, CHRISTOPHE BOYER

(74) Procurador(es): DANNEMANN, SIEMSEN, BIGLER & IPANEMA MOREIRA

(57) Resumo: MELHORIA DE UM PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO INTEGRADO TERMICAMENTE POR REFINAÇÃO DE UMA CARGA HIDROCARBONADA. A presente invenção refere-se a um processo de produção de hidrogênio integrado termicamente por refinação de uma carga hidrocarbonada, em um reator de refinação, compreendendo uma etapa de manutenção da temperatura do efluente oriundo do reator de refinação por troca de calor à cocorrente, em um trocador de calor cocorrente, entre o efluente oriundo do reator de refinação e a carga hidrocarbonada que se quer refinar. A temperatura do gás de síntese na saída do trocador de carga - efluente está compreendida entre 250°C e 400°C.



Relatório Descritivo da Patente de Invenção para **"MELHORIA DE UM PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO INTEGRADO TERMICAMENTE POR REFINAÇÃO DE UMA CARGA HIDROCARBONADA"**.

5 A presente invenção refere-se ao domínio da produção de hidrogênio por refinação de uma carga de hidrocarbonado.

 A produção de hidrogênio está em pleno crescimento. Com efeito, no nível da produção de energia, por exemplo, as cargas das refinarias são, cada vez mais pesadas, cada vez mais sulfuradas e necessita cada vez
10 mais de hidrogênio para manter a produção de combustível. É também o caso no domínio dos biocombustíveis com o hidrotratamento impulsionado dos óleos vegetais.

 A produção de hidrogênio em grande escala é feita mais frequentemente por refinação a vapor de gás natural (SMR para Steam Methane Reforming segundo a terminologia anglo-saxônica). Essa produção é
15 bem adaptada aos importantes consumidores industriais. Ao contrário, para necessidades mais limitadas, é comum utilizar unidades menores, menos complexas ou podendo tratar uma carga líquida fácil de transportar e a estocar longe das redes habituais de distribuição.

20 A refinação de gás natural ou de cargas hidrocarbonadas leves, tais como os alcanos curtos ou os alcoóis leves é feita com uma preocupação de simplificação e de economia, por refinação autotermal ao ar (ATR, para Auto Thermal Reforming, segundo a terminologia anglo-saxônica). Para a ATR, não é necessário recorrer a uma fonte externa de calor para compensar o aquecimento dos reagentes e a endotermia da reação de refinação,
25 mas é necessário ter um fornecimento controlado e limitado de ar no meio reacional que provoca a oxidação parcial e exotérmica de uma fração a carga e/ou o gás de síntese oriundo da reação de refinação. Esse fornecimento de ar impacta diretamente o rendimento da unidade, busca-se assim limitá-lo
30 ao máximo, por exemplo, por recuperação do calor dos efluentes.

 Por outro lado, nas condições de pressão e de temperatura na saída de ATR e considerando-se a composição do gás de síntese oriundo do

ATR e, em particular, de seu teor elevado em monóxido de carbono, há um risco de corrosão por carburação catastrófica ("metal dusting", segundo a terminologia anglo-saxônica) sobre os elementos metálicos situadas a jusante do reator em uma faixa de temperatura entre 400 e 900°C, segundo a natureza do material, daí a necessidade de baixar a temperatura do efluente o mais rapidamente possível na saída de ATR.

Esses dois aspectos levaram à utilização de trocadores de carga-efluente nos quais a carga, na totalidade ou em parte, à temperatura ambiente, é aquecida, evaporada e superaquecida em um trocador onde circula o gás de síntese quente oriundo do reator ATR.

A configuração a mais utilizada é a configuração à contracorrente. Isto permite, ao mesmo tempo, extrair o máximo de calor do efluente do ATR, mas também produzir uma carga aquecida e/ou superaquecida à temperatura a mais elevada possível, a configuração à contracorrente, permitindo uma abordagem estreita entre a carga e o efluente do ATR à sua temperatura máxima.

O pedido de patente EP 2 107 043 que descreve um sistema de produção de hidrogênio a partir do etanol utiliza uma configuração desse tipo. O processo de produção do etanol inclui um reator ATR e uma recuperação do calor na saída do reator ATR por um trocador à contracorrente entre o gás de síntese e uma mistura entre o etanol e vapor.

- a utilização de um trocador à contracorrente pode, às vezes, apresentar problemas de resfriamento do efluente ATR, particularmente quando das fases transitórias de acionamento, de parada ou de variações de casos de mercado da unidade.

A presente invenção propõe responder a essas problemáticas de controle de temperatura a jusante do reator ATR que funciona em regime transitório e mais geralmente de estabilização de temperatura de efluente gasoso, por uma configuração particular de acoplamento entre o reator de ATR e um reator carga-efluente e de repartição da alimentação com água do processo. A configuração particular de acoplamento permite assegurar a manutenção da temperatura de saída do gás de síntese acima de um nível

mínimo correspondente a uma temperatura intermediária entre a temperatura alta do efluente e baixa da carga. Isto permite, mesmo em fase de acionamento ou de parada manter níveis de temperatura próximos do caso de funcionamento nominal e, portanto, proteger o próprio trocador e o sistema catalítico situado a jusante.

Essa configuração permite um funcionamento eficaz e seguro do processo, mesmo em caso de mau dimensionamento do trocador.

A configuração particular de repartição da alimentação com água do processo permite ajustar a retirada de calor em diferentes pontos do sistema.

Para isto, a presente invenção propõe um processo de produção de hidrogênio integrado termicamente por refinação de uma carga hidrocarbonada, em um reator de refinação, compreendendo uma etapa de manutenção da temperatura do efluente oriundo do reator de refinação por troca de calor à cocorrente, em um trocador de calor cocorrente, entre o efluente oriundo do reator de refinação e a carga hidrocarbonada que se quer refinar.

Isto evita, por concepção, o aparecimento de condensação de água a montante de reatores catalíticos situados a jusante do reator de refinação.

Segundo um modo de realização da invenção, a temperatura do efluente após passagem no trocador de calor cocorrente está compreendida entre 250 e 400°C.

De acordo com um modo de realização da invenção, o processo compreende uma etapa na qual o refinado oriundo do trocador de calor cocorrente é purificado em uma seção de purificação para gerar um gás de hidrogênio, cuja pureza é superior a 99%.

De acordo com um modo de realização da invenção, uma parte da purificação é realizada com uma reação de conversão do monóxido de carbono.

De acordo com um modo de realização da invenção, o processo compreende as seguintes etapas:

- um primeiro fluxo de água é dirigido para o trocador de calor

cocorrente, permitindo sua vaporização, recuperando uma parte da entalpia do gás de síntese produzido;

- um segundo fluxo de água é dirigido para um trocador de calor a jusante do reator de reação de conversão do monóxido do carbono para
- 5 reciclar a exotermia da reação de conversão do monóxido de carbono;

- um terceiro fluxo de água é dirigido para um trocador de calor para recuperar o calor oriundo de fumaças de combustão, baixando ao máximo a temperatura de saída dessas fumaças.

- 10 Segundo um modo de realização da invenção, o primeiro fluxo de água é colocado em contato direto com o fluxo da carga a montante do trocador, quando a carga é líquida.

- 15 De acordo com um modo de realização da invenção, o primeiro fluxo de água vaporizado é colocado em contato com o fluxo da carga a jusante do trocador cocorrente e a montante do reator de refinação, quando a carga é gasosa.

De acordo com um modo de realização da invenção, a carga hidrocarbonada é líquida.

De acordo com um modo de realização da invenção, a carga hidrocarbonada é o etanol, e pode ser o etanol desnaturado.

- 20 De acordo com um modo de realização da invenção, a carga hidrocarbonada é gasosa.

De acordo com um modo de realização da invenção, a carga hidrocarbonada é o gás natural.

- 25 De acordo com um modo de realização da invenção, a reação de refinação é uma refinação autotermal.

De acordo com um modo de realização da invenção, a água contida no gás rico em hidrogênio oriundo do reator de refinação é eliminada, graças a um condensador situado na seção de purificação.

- 30 De acordo com um modo de realização da invenção, a água recolhida no condensador é reciclada no processo.

De acordo com um modo de realização da invenção, a água recolhida no condensador é enviada no reator de refinação para ser utilizada

como reagente da reação de vaporrefinação.

De acordo com um modo de realização da invenção, os gases residuais rejeitados pela seção de purificação servem de combustível ao queimador.

5 Outras características e vantagens da invenção serão melhor compreendidas e aparecerão mais claramente com a leitura da descrição feita, a seguir, com referência à figura 1 anexada e dada a título de exemplo, que é uma representação esquemática do processo, de acordo com a invenção.

10 A invenção é adaptada à refinação de cargas hidrocarbonadas. De forma preferida, a carga hidrocarbonada é líquida ou gasosa. Pode tratar-se de gás natural, de hidrocarbonetos, de cortes petrolíferos ou de alcoóis, de preferência, o etanol que pode ser desnaturado ou enfim das misturas destes. Um combustível potencialmente interessante é o bioetanol. Esse
15 biocombustível é apresentado como uma alternativa energética durável. Ele é obtido por fermentação, ou destilação das matérias primas vegetais, tais como, por exemplo, a sacarose ou o amido. Ele tem a vantagem de apresentar uma taxa de emissão de gases com efeito de estufa muito baixo.

 Além da carga hidrocarbonada, o processo requer um forneci-
20 mento de água. Esta é, de preferência, desionizada.

 Para a reação de refinação autotermal, uma fonte de oxigênio é necessária à reação. Esta pode ser o oxigênio puro, o ar ou ar enriquecido em oxigênio.

 A invenção utiliza, de preferência, um reator de refinação auto-
25 thermal (ATR para Auto Thermal Reforming, segundo a terminologia anglo-saxônica). Este funciona tipicamente a uma temperatura compreendida entre 400 e 1000°C, e, preferencialmente, inferior a 725°C, que é a temperatura limite que pode suportar um material pouco caro. A pressão absoluta está compreendida em geral entre 100 KPa e 4000 KPa. O reator ATR contém
30 um ou vários catalisadores convenientemente escolhidos pelo técnico.

 As cargas introduzidas no reator de refinação são preferencialmente aquecidas a uma temperatura compreendida entre 300°C e 500°C, de

forma preferida entre 425°C e 475°C. Quando a carga hidrocarbonada é líquida, esta pode ser evaporada sozinha ou com a água e/ou com o ar e/ou com o vapor de água antes de ser injetada no reator de refinação sob a forma gasosa. É importante não ter uma mistura difásica à entrada do refinador, pois isto reduz os desempenhos do reator. A água é também vaporizada sozinha ou com o ar e/ou com a carga hidrocarbonada. À entrada do refinador, é importante que a temperatura da mistura permaneça inferior à temperatura de autoignição da carga nas condições operacionais. Por exemplo, no caso de uma carga hidrocarbonada constituída de etanol, a temperatura à entrada do reator de refinação é preferencialmente inferior a 475°C.

A energia necessária a essas vaporizações e aquecimentos é considerada em diferentes locais do processo, por trocadores de calor. As fontes de calor principais são o efluente quente que sai do reator ATR e os gases de combustões provenientes do queimador de gases residuais.

De acordo com um modo de realização da invenção, o processo compreende uma etapa de troca de calor à cocorrente entre o efluente oriundo do reator ATR, que é o gás de síntese e a carga hidrocarbonada que se quer refinar. O acoplamento do reator ATR com um reator carga-efluente em configuração cocorrente permite a manutenção da temperatura de saída do gás de síntese acima de um nível mínimo correspondente a uma temperatura intermediária entre a temperatura alta do efluente e baixa da carga. Isto permite, mesmo em fase de acionamento ou de parada, manter níveis de temperatura próximos do caso de funcionamento nominal e, portanto, proteger o próprio trocador e o sistema catalítico situado a jusante.

Essa configuração permite um funcionamento eficaz e seguro do processo mesmo em caso de mau dimensionamento do trocador.

Determinados outros efluentes, como aquele de um reator WGS podem ser aproveitados.

Uma boa integração térmica permite atingir uma relação molar H_2O/C bastante elevada (preferencialmente superior a 3,0, mais preferencialmente superior a 4,0), o que permite atingir o bom rendimento em hidrogênio (preferencialmente superior a 60%, mais preferencialmente superior a

64%), mantendo o processo autotermal, isto é, sem fornecimento de energia externa.

O refinado, isto é, o efluente do reator de refinação, é um gás de síntese. Ele é preferencialmente tratado por uma seção de purificação. Essa
5 seção pode conter uma ou várias unidades, permitindo reduzir a taxa de monóxido de carbono, separar o gás rico em hidrogênio e purificá-lo, de forma a obter um gás, cuja pureza é superior a 99% e preferencialmente superior a 99,95%.

Tipicamente, um reator de conversão do monóxido de carbono
10 na água é o meio mais utilizado. Várias zonas catalíticas de conversão podem ser empregadas para reduzir a taxa de monóxido de carbono no refinador. Os catalisadores adequados são escolhidos pelo técnico. Na saída de um reator de conversão do monóxido de carbono à água, a percentagem volumica de monóxido de carbono (CO) é geralmente de aproximação 0,5 ou
15 superior o efluente contém também a água e o dióxido de carbono (CO₂). A reação sendo exotérmica, o calor de efluente do reator de conversão do monóxido de carbono na água é geralmente aproveitado para aquecer outros fluxos do processo.

O efluente do reator de conversão do monóxido de carbono na
20 água é, de preferência, resfriado por um ou vários trocadores, depois a água restante pode ser eliminada, de preferência, em um condensador. Para limitar o teor em água no gás rico em hidrogênio além da unidade de purificação, a temperatura da mistura é preferencialmente reduzida abaixo de 40°C. A água do processo recuperada após condensação pode ser reciclada.

25 A repartição da alimentação com água do processo, que é importante na presente invenção, é feita, de preferência, sobre três fluxos diferentes, de forma a permitir ajustar a retirada de calor em diferentes do sistema. Os três fluxos de água se repartem da seguinte maneira:

- um primeiro fluxo de água é dirigido para um trocador que per-
30 mite sua vaporização, recuperando uma parte da entalpia do gás de síntese produzido. Esse fluxo é utilizado para controlar a temperatura do fluxo de carga evaporada ou aquela do efluente do ATR para ajustar a recuperação

do calor. No caso de uma carga líquida, esse fluxo é misturado ao fluxo de carga a montante do trocador, isto é, colocado em contato direto com a carga (controla-se assim a temperatura na saída do trocador/vaporizador, acrescentando-se mais ou menos água à carga). No caso de uma carga de gás, o fluxo de água é injetado sozinho no trocador e é, portanto, utilizado sem contato direto com a carga que será misturada ao vapor formado a jusante do trocador e a montante do ATR. No caso de uma carga líquida, a relação O_2/C é também ajustada, o oxigênio sendo oriundo da água e/ou a carga no trocador de carga efluente. Da mesma forma, nesse caso, a fração da vazão de água é calculada para limitar a reação de pirólise da carga no trocador e ajustar a temperatura do gás de síntese a jusante;

- o segundo fluxo de água é dirigido para um trocador de calor a jusante do reator WGS para reciclar a exotermia da reação de WGS no processo e assim melhorar o rendimento da unidade;
- o terceiro fluxo de água é dirigido para um trocador de calor para recuperar o calor oriundo de fumaças de combustão, baixando ao máximo a temperatura de saída dessas fumaças.

É possível utilizar uma outra forma de purificação suplementar, como, por exemplo, uma oxidação preferencial (PrOx). Em uma realização preferida desse processo, a seção de purificação compreende um sistema de purificação por adsorção (PSA para Pressure Swing Adsorption, segundo a terminologia anglo-saxônica). Essa tecnologia permite obter o hidrogênio de pureza muito elevada (superior a 99,9% volúmica) a partir de um gás rico em hidrogênio. Os gases impróprios rejeitados por essa seção de purificação, nomeados "off-gas", segundo a terminologia anglo-saxônica, são constituídos, por exemplo, quando de uma refinação autotermal, de uma parte do hidrogênio produzido (aproximadamente 15% molar), de carga hidrocarbonada não consumida na reação (aproximadamente 2% molar), de nitrogênio (aproximadamente 47% molar), de dióxido de carbono (aproximadamente 33% molar), de monóxido de carbono (aproximadamente 2% molar) e de água (aproximadamente 1% molar). Esses gases são preferencialmente queimados a gás.

Esse queimador catalítico a gás é alimentado com ar (denominado a primário de combustão ou ar primário) por um sistema de ventilação. Se a instalação de produção de hidrogênio for acoplada a uma pilha a combustível, os gases anódicos e catódicos que saem são também utilizados preferencialmente como gases residuais e queimados no queimador de gases residuais.

Os efluentes quentes do queimador servem da sequência para aquecer e/ou a vaporizar indiretamente a carga hidrocarbonada e/ou a água e/ou o ar, por intermédio de trocadores de calor.

Assim, dois trocadores de calores são instalados consecutivamente sobre o fluxo quente dos efluentes do queimador:

- o primeiro trocador, o mais próximo do queimador, e, portanto, em contato com os efluentes muito quentes do queimador, serve para superaquecer uma mistura de vapor de água, com, de preferência, o ar ou a carga hidrocarbonada sob a forma gasosa. Essa mistura assim superaquecida por troca térmica indireta é injetada diretamente no reator de refinação, onde se serve de combustível.

- o segundo trocador, situado a jusante do primeiro trocador, considerando-se o fluxo quente dos efluentes do queimador, e, portanto, em contato com esses mesmos efluentes resfriados pelo primeiro trocador serve de vapor. Ele permite evaporar um fluxo de água líquida ou uma carga hidrocarbonada quando esta é líquida. Ele gera um fluxo de vapor d'água e/ou de carga hidrocarbonada vaporizada.

De acordo com uma versão do processo, um fluxo de água líquido e/ou de uma carga hidrocarbonada líquida é vaporizada pelo segundo trocador de calor, é misturado a uma fonte de oxigênio, preferencialmente um fluxo de ar, e essa mistura é superaquecida no primeiro trocador de calor. Todavia, a circulação dos fluxos pode ser realizada por quaisquer maneiras diferentes que o técnico julga possível. Por exemplo, o fluxo vaporizado do segundo trocador de calor pode ser misturado a outros fluxos, antes que essa nova mistura penetre no primeiro trocador. Ele é geralmente preferido deter na entrada e na saída de todos os trocadores de calor dos fluxos mo-

nofásicos.

Em geral, a temperatura de todos os fluxos não ultrapassa 725°C, que é a temperatura máxima que pode suportar um material pouco oneroso. Além disso, a distribuição do calor entre os dois trocadores é es-

5 sencial principalmente por duas razões:

- para evitar que a mistura que sai do primeiro trocador de calor e chegando à entrada do reator e de refinação tenha uma temperatura além de sua temperatura de autoignição;

- para que o fluxo de água que sai do segundo trocador de calor
10 seja totalmente vaporizado. Com efeito, se a vaporização não for completa na saída do segundo trocador, é uma mistura difásica que é em seguida injetada no primeiro trocador, o que diminui a eficácia da troca térmica no interior desse primeiro trocador, pois a distribuição das duas fases no trocador não é geralmente homogênea.

15 Um meio para controlar a distribuição do calor nos dois trocadores consiste em diluir o gás efluente quente do queimador por um fluxo frio que pode ser, por exemplo, o ar fresco ou água. Os termos de fluxo frio ou fresco designam na sequência do texto um fluxo, cuja temperatura é inferior de pelo menos 200°C à temperatura de combustão no interior de um quei-
20 mador. De forma preferida, esse fluxo fresco tem uma temperatura compreendida entre - 10°C e 400°C, e, de preferência, compreendida entre 0°C e 400°C. De forma muito preferida, esse fluxo fresco está à temperatura ambiente. De forma ainda mais preferida, esse fluxo fresco de ar. Ele é misturado ao gás quente de saída do queimador entre a saída da zona catalítica do
25 queimador e o primeiro trocador. A mistura pode, portanto, ser efetuada no exterior do queimador ou no interior do queimador, após a zona catalítica. A vazão desse fluxo acrescentado é controlada. Graças a esse acréscimo de um fluxo fresco ao efluente quente do queimador, é possível diminuir a temperatura desse efluente quente, antes de sua entrada no primeiro trocador, e
30 assim reduzir o desvio de temperatura entre a fonte quente e a fonte fria do trocador. Dessa forma, a potência calorífica cedida pela mistura quente oriunda do queimador no primeiro trocador é diminuída. Todavia, a vazão da

mistura quente proveniente do queimador sendo mais elevada a temperatura do fluxo vaporizado superaquecido que sai do primeiro trocador permanece inalterada. A temperatura da mistura quente, após passagem no primeiro trocador permanece suficientemente elevada para permitir a vaporização total da água e/ou da carga hidrocarbonada, quando ela é líquida, que é introduzida no segundo trocador.

A mistura de gases residuais da seção de purificação da seção e de ar primário de combustão é queimada no queimador catalítico a aproximadamente 900°C. O fluxo fresco, preferencialmente de ar, injetado no gás efluente do queimador, permite reduzir a temperatura desse gás efluente a uma temperatura inferior a 725°C, de preferência entre 600°C e 725°C, de maneira mais preferida entre 600°C e 700°C.

Um sistema de controle da temperatura dos gases efluentes do queimador, antes da adjunção do fluxo fresco e após essa adjunção permite regular a temperatura do efluente quente do queimador. O primeiro sistema de controle da temperatura antes da adjunção do fluxo fresco é ligado ao sistema de distribuição do ar primário de combustão. Ele permite obter uma combustão eficaz e uma temperatura de combustão geralmente de cerca de 900°C. O segundo sistema de controle da temperatura após a adjunção do fluxo fresco é ligado ao sistema de distribuição do fluxo fresco, preferencialmente o ar. Ele permite regular a temperatura do gás efluente do queimador quente, antes do primeiro trocador de calor.

Em uma variante do processo, um fluxo de água é vaporizado no segundo trocador de calor, depois superaquecido no primeiro trocador. Sempre segundo essa variante, o aprovisionamento com ar do reator de refinação, quando a refinação é autotermal, é feita por adição do fluxo de ar a esse fluxo de água em dois pontos: um entre o segundo trocador e o primeiro trocador, o outro entre o primeiro trocador e o reator de refinação. O aprovisionamento com ar é controlado de forma preferida por um sistema compressor/válvula ligado a um captador de temperatura situado sobre o fluxo oriundo do reator de refinação. Com efeito, o acréscimo de uma fonte de oxigênio no reator de refinação as reações de oxidação parcial e total da

carga hidrocarbonada, que são exotérmicas. O reparo desse ar frio entre o primeiro e o segundo ponto de entrada sobre o fluxo de água é quanto a ela controlada, de forma preferida, por uma válvula ligada a um captador de temperatura situado à entrada do reator de refinação. Dessa maneira, a

5 temperatura na entrada do refinador autotermal não ultrapassa frequentemente a temperatura de autoignição do combustível.

O processo, segundo a presente invenção apresenta assim as seguintes vantagens:

- controle da temperatura do gás de síntese na saída do trocador

10 carga - efluente por funcionamento em cocorrente, temperatura compreendida entre 250 e 400°C, e preferencialmente entre 300 e 350°C;

- manutenção da temperatura do gás de síntese na saída do trocador de carga - efluente por funcionamento em cocorrente mesmo durante as fases transitórias, entre 250°C e 400°C, de preferência, entre 300°C e

15 350°C;

- controle independente da razão O_2/O na mistura água-carga para limitar a coqueificação durante a vaporização da carga por entrada de água dedicada;

- recuperação do calor produzido pela reação de WGS adaptável

20 em função do teor em CO e independentemente da alimentação global em água por uma chegada de água dedicada. Com efeito, segundo os desempenhos do refinador, o teor em CO é variável. A reação de WGS é exotérmica. O fato de ter um fluxo de água modulável no trocador na saída de WGS permite recuperar o calor produzido pela reação de WGS, em função do teor

25 em CO.

Esse processo permite também evitar os seguintes problemas, encontrados em processos da técnica que não utilizam etapa de troca de calor à cocorrente:

- um resfriamento do efluente gasoso (gás de síntese) abaixo de

30 seu ponto de condensação (ponto de orvalho da mistura) e que provoca o aparecimento de condensados líquidos, em particular a presença de água líquida pode provocar uma alteração física ou química das fases ativas do

catalisador de WGS. Além disso, esses condensados são potencialmente corrosivos em função da natureza da carga e, em particular, de sua taxa de sulfuração;

- um resfriamento do efluente gasoso de ATR tal que sua temperatura não é mais suficiente para ativar as reações catalíticas necessárias para prosseguir o tratamento do gás de síntese e começar a purificá-lo, como a reação de conversão do monóxido de carbono (WGS, para Water Gas Shift, segundo a terminologia anglo-saxônica), por exemplo;

- quando do acionamento ou da parada da instalação, corre o risco de resfriamento e de condensação nos elementos catalíticos podendo danificar estes, por exemplo, seja por ação química do condensado, seja por dano ligado à elevação rápida em temperatura, sem ter podido secar convenientemente o suporte de catalisador.

Exemplo de aplicação do processo, de acordo com a invenção.

- No processo, de acordo com a invenção, a unidade de vaporrefinação, ilustrada na figura 1 é alimentada com carga hidrocarbonada e, por exemplo, em etanol via um conduto de circulação de etanol (100) por uma bomba (1000) para produzir uma carga líquida e sob pressão que circula via um conduto de carga líquida (101). A unidade de vaporrefinação é alimentada com água sob pressão via um conduto de circulação de água (200) a uma temperatura próxima da temperatura ambiente. A unidade de vaporrefinação é também alimentada com ar via o conduto de ar (300), que é colocado à pressão do processo por um compressor (1012) e circula à pressão desejada via um conduto de ar sob pressão (301). A unidade é alimentada com ar via um segundo conduto de ar (311) que é alimenta o queimador (1009) para assegurar a combustão deste. O ar primário utilizado para o queimador circula via o conduto de ar primário (310) é colocado em pressão por uma sopradora (1010). Ar secundário que circula via um conduto de ar secundário (320) é colocado sob pressão por uma segunda sopradora (1011). Esse fluxo de ar secundário sob pressão e que circula via o conduto de ar secundário sob pressão (321) permite controlar a temperatura das fumaças oriundas do queimador e que circula via o conduto de fumaças (600).

A unidade produz um fluxo de hidrogênio (H_2) sob pressão que circula via o conduto de hidrogênio (500), um fluxo de fumaças que circula via o conduto de fumaças resfriadas (603) e uma purificação aquosa que circula via o conduto de purificação aquosa (702).

- 5 O fornecimento de calor destinado a acondicionar os fluxos de alimentação com água e com ar do processo é fornecido por combustão da purificação aquosa que circula via o conduto de purificação (406) oriundo do dispositivo de purificação do hidrogênio por adsorção - dessorção alternadas sobre camada de sólido por variação de pressão (PSA, pressure swing ad-
- 10 sorption) (1008). O fluxo de fumaça produzido que circula via o conduto de fumaças (600), cuja temperatura é ajustada por adjunção do fluxo de ar secundário sob pressão que circula via o conduto de ar secundário sob pressão (321) permite, por um lado, assegurar o superaquecimento da mistura ar - vapor que circula no conduto ar - vapor (209), mas também a vaporização
- 15 do fluxo de água Nº 3 que alimenta o processo e que circula via o conduto de água Nº 3 (203) por intermédio, respectivamente dos trocadores de calor (1014) e Nº 2 (1015). Resulta daí um fluxo de fumaças resfriadas que circula via o conduto de fumaças resfriadas (603) evacuadas por uma saída ou uma chaminé (1016).
- 20 O encadeamento detalhado que leva à produção de hidrogênio é o seguinte. Ele é acrescentado ao fluxo de carga sob pressão que circula via o conduto de carga líquida (101) um fluxo Nº 1 de água que circula via um conduto de água Nº 1 (201) oriundo do conduto de circulação de água (200) por intermédio de um separador de fluxo de água (1001). Essa adjunção de
- 25 água à carga tem por finalidade poder controlar, entre outros, a relação oxigênio sobre carbono (O_2/C) do fluxo resultante da mistura da carga líquida e do fluxo de água, e circulando via o conduto de mistura da carga-água (102). Dessa relação (O_2C) depende de coquefação ou não da carga no trocador de calor (1002). Em função da carga, das pressões e das temperaturas do
- 30 processo, uma relação O_2/C mínima pode ser definida. O fluxo resultante da mistura da carga líquida e do fluxo de água e que circula via o conduto de mistura carga-água (102) cuja temperatura é inferior ao seu ponto de ebuli-

ção e, por exemplo, compreendida entre 140 e 200°C a uma pressão de 0,9 MPa (variável segundo o teor em água escolhida), deve ser vaporizada antes de alimentar, via o conduto carga-água vaporizada (103), o reator de ATR (1003). Por outro lado, esse gás de síntese sob pressão que circula via o conduto de gás de síntese (400) produzido pelo reator de ATR (1003) deve ser rapidamente resfriado para evitar o fenômeno de corrosão de tipo "carburação catastrófica" ("metal dusting", segundo a terminologia anglo-saxônica). Para isto, os fluxos que circulam via o conduto de mistura carga-água (102) e o conduto de gás de síntese (400) são introduzidos no trocador de calor (1002) em configuração à cocorrente.

No caso de uma carga hidrocarbonada gasosa, por exemplo, o gás natural, a mesma configuração de conjunto é utilizada. Só o ponto de mistura da carga no circuito difere. Com efeito, no caso de uma carga gasosa, o fluxo de água (201) é injetada só no trocador de calor cocorrente (1002) e é, portanto, utilizado sem contato direto com a carga gasosa (não ilustrada) que será misturada ao vapor formada a jusante do trocador de calor cocorrente (1002) no conduto carga-água vaporizada (103) e a montante do ATR (1003).

Resulta daí um fluxo de carga vaporizada e superaquecida que circula via o conduto carga-água vaporizada (103) e um fluxo de gás de síntese resfriado que circula via o conduto de gás de síntese resfriado (401). O resfriamento é tal que o gás de síntese resfriado que circula via o conduto de gás de síntese resfriado (401) permanece a uma temperatura superior ao seu ponto de orvalho, em geral compreendida entre 128°C e 168°C, de preferência, igual a 148°C a uma pressão de 0,88 MPa. O trocador de calor (1102) sendo destinado à vaporização total da carga, as condições de temperatura sobre os fluxos que circulam via o conduto de carga-água vaporizada (103) e o conduto de gás de síntese resfriado (401) são controlados pelo controle da vazão do fluxo de água que circula via um conduto N° 1 de água (201) sob condição que a relação O_2/C mínima seja assegurada. O controle da vazão de água injetado no trocador de calor (1002) é possível, graças à utilização de três circuitos paralelos para a vaporização do fluxo completo da

água que circula no conduto de água (200). Para o bom funcionamento das reações de refinação no reator ATR (1003), este, além de ser alimentado pela carga vaporizada que circula via o conduto de carga-água vaporizada (103) deve ser alimentado por uma mistura de ar e de vapor que circula no

5 conduto de ar-vapor (209). Resulta daí uma mistura de carga vaporizada, de ar e de vapor que circula no conduto de mistura ar-vapor (104) que deve ser constituída o mais próximo dos elementos catalíticos do reator ATR (1004), de forma a evitar os fenômenos de auto-inflamação. Esses elementos catalíticos são, por exemplo, catalisadores adaptados à refinação da carga esco-

10 lhida em ATR suportada sobre monólitos cerâmicos inertes. Resulta daí um gás de síntese quente e sob pressão que circula no conduto de gás de síntese (400).

O bom funcionamento do processo ATR é acondicionado, em função da natureza da carga, a uma relação vapor sobre carbono determinado (S/C, *steam over carbon ratio*), em geral compreendido entre 2 e 5. A relação S/C é controlada pela vazão total da alimentação com água do processo que circula no conduto de circulação de água (200). Essa vazão sendo superior aquela da água acrescentada à carga e que circula no conduto de água Nº 1 (201), convém fornecê-la separadamente. Uma segunda fra-

15 ção que circula no conduto de água Nº 2 (202) de alimentação com água é assim constituída. Essa segunda fração de água é fornecida sob a forma de vapor, recuperando o calor produzido pela reação WGS realizada no reator WGS (1004) através de um trocador de calor WGS (1005). Uma terceira fração que circula no conduto de água Nº 3 (203) da alimentação é também

20 constituída. Essa terceira fração de água é fornecida sob a forma de vapor que circula no segundo conduto de vapor (205) recuperando o calor produzido pelas fumaças que circulam no segundo conduto de fumaças (602) através do trocador de calor das fumaças Nº 2 (1015) para assegurar um bom rendimento energético do processo. Resulta daí um fluxo de vapor que circu-

25 la no conduto de vapor (204), proveniente do trocador de calor WGS (1005) e um segundo que circula no segundo conduto de vapor (205) proveniente do trocador de calor das fumaças Nº 2 (1015). O controle da repartição das

30

vazões desses dois fluxos de vapor permite otimizar a recuperação do calor proveniente do reator de WGS (1004), sem acarretar uma condensação do gás de síntese. Um outro parâmetro importante do funcionamento do processo de refinação, de acordo com a invenção, é o fornecimento em oxigênio no meio reacional. Este vai controlar o fornecimento de calor por oxidação de uma parte da carga e/ou do gás de síntese. Esse fornecimento depende da forma cuja energia oriunda do processo pôde ser recuperada: recuperação do calor sobre o reator de WGS (1004) ou recuperação do calor oriundo da combustão da purificação do PSA (1008). O fornecimento de oxigênio é feito principalmente pelo ar que circula no conduto de ar (300) colocado à pressão do processo por um compressor (1012) e circula à pressão desejado via o conduto de ar sob pressão (301). Esse fluxo de ar é, para a parte enviada via o segundo conduto de ar (302), proveniente de um repartidor de ar (1013) para constituir uma primeira mistura, que circula no conduto de mistura vapor-ar (207) com o vapor circulante no terceiro conduto de vapor (206) que é a continuação do conduto de vapor (205) proveniente do trocador de calor das fumaças Nº 2 (1015), que vai ser superaquecido via o trocador de calor das fumaças Nº 1 (1014) pelo calor extraído das fumaças que circulam no conduto de fumaças (601) oriundas do queimador (1009). Resulta bem um fluxo de fumaças parcialmente resfriadas que circulam no segundo conduto de fumaças (602) provenientes do trocador de calor Nº 1 (1014). O resto do ar circulante no terceiro conduto de ar (303) proveniente do repartidor (1013) é acrescentado à mistura ar-vapor que circula no conduto ar-vapor (208) proveniente do trocador de calor das fumaças Nº 1 (1014), a mistura assim formada circula no conduto ar-vapor (209). A repartição pelo repartidor (1013) do ar entre os fluxos que circulam nos condutos (302) e (303) é feita de tal forma que a mistura do ar que circula no conduto (302) com o vapor que circula no conduto (206) não acarreta a condensação desta.

O fluxo de gás de síntese quente que circula no conduto (400) e produzido pela refinação da carga no reator de ATR (1003) é resfriado no trocador cocorrente (1002) e circula no conduto de gás de síntese resfriado

(401). Sua temperatura de saída está, em geral, compreendida entre 300 a 350°C, o que é suficiente para ativar a reação de WGS à qual vai ser submetido no reator de WGS (1004). Com efeito, o gás de síntese oriundo da refinação ATR do etanol pode comportar elevados teores em monóxido de carbono (CO), em geral inferior ou igual a 10% mol. Ora, é possível maximizar a quantidade de hidrogênio produzida por conversão de um mol de CO e de um mol de água (H₂O) em um mol de dióxido de carbono (CO₂) e um mol de H₂ por reação WGS. Essa reação é exotérmica, a temperatura do gás de síntese empobrecido em CO que circula no conduto de gás de síntese empobrecido (402) (subsiste da ordem de um por cento de CO) é superior, geralmente compreendido entre 0 e 40°C, e, de preferência, entre 20 e 30°C, à temperatura do gás de síntese que circula no conduto em entrada do reator de WGS (401). Esse gás de síntese deve ser resfriado através de um trocador de calor (1006) e desidratado por um balão separador (1007), antes de sua entrada no PSA (1008), o calor é reciclado por vaporização de uma parte da alimentação com água que circula no conduto de água N° 2 (202) no trocador de calor WGS (1005). O gás de síntese resfriado que circula no conduto de gás de síntese resfriado (403) é levado abaixo de seu ponto de condensação (404), isto é, em geral a uma temperatura compreendida em 15 e 40°C, no trocador de calor (1006) que pode ser acoplado a um grupo frio (não representado), antes de ser separado da água residual que circula no conduto de água residual (700) por um balão separador (1007). O balão (700) pode ser completado por um coalescedor (não representado) para melhorar a eficácia de alimentação de água no gás de síntese. A água assim recuperada é seja reciclada no conduto de reciclagem (701) após retratamento (não representado), seja purificada da unidade no conduto de purificação (702).

O hidrogênio que circula no conduto de hidrogênio (500) é produzido após passagem do gás de síntese no PSA (1008) no qual a quase totalidade das espécies diferentes de H₂, tipicamente e de forma não exaustiva aquelas presentes no ar ou coproduzidas pela refinação do etanol a saber N₂, CO, CO₂, CH₄, C₂H₄, C₂H₆, C₃H₈, C₃H₆, Ar ou H₂O, se absorve de

forma reversível sobre a camada de sólido adsorvente do PSA (1008) (que é em geral, mas não exclusivamente, o carvão ativo e/ou uma peneira molecular mineral). O hidrogênio não é retido e é produzido com uma pureza muito grande, as impurezas sendo reduzidas ao estado de traços, em geral inferior a 500 ppm. As espécies adsorvidas são recuperadas via o conduto de purificação (406) por redução da pressão do compartimento do PSA (1008) da pressão do processo a uma pressão próxima da pressão atmosférica acarretando a baixa da pressão parcial de cada corpo na fase gás e, portanto, a dessorção das espécies adsorvidas. Esse fluxo gasoso à baixa pressão que circula no conduto de purificação e (406) é a purificação do PSA (1008).

Essa purificação que circula no conduto de purificação (406) contem ainda uma parte sensível de gases combustíveis, tais como CO, H₂. A purificação é em seguida queimada com o ar, que circula no conduto de ar (311), no queimador (1009), de forma a fornecer fumaças quentes que circulam no conduto de fumaças (600) destinadas a reciclar o calor no processo. A temperatura dessas fumaças é controlada em relação ao fornecimento de ar secundário que circula no conduto de ar secundário sob pressão (321) para que as fumaças no conduto de fumaças (601) oriundas do queimador (1009) enviadas para o processo sejam compatíveis com a metalurgia do sistema.

Os exemplos seguintes ilustram o processo, segundo a técnica anterior e, de acordo com a invenção.

Exemplos

Exemplo 1 comparativo: configuração à contracorrente

Esse exemplo ilustra um caso de funcionamento normal do processo, segundo a técnica anterior.

O processo, segundo a técnica anterior, utiliza uma configuração do trocador de calor acoplado ao reator ATR, à contracorrente. Ele é descrito, baseando-se na figura 1, com exceção do trocador (1002) de carga-efluente que está em configuração cocorrente no processo, de acordo com a invenção, contrariamente àquele do exemplo 1 que é à cocorrente. Essa modificação não impacta a designação dos fluxos da figura 1.

Considera-se a conversão de um fluxo de 29,2 kg/h do etanol que circula no conduto (100). Ele é misturado a um fluxo de água líquida (201) de 37 kg/h. Essa carga líquida entra no trocador (1002) a uma temperatura próxima da temperatura ambiente que está a 35°C.

- 5 O fluxo (400) na saída do reator de ATR (1003) é o fruto da conversão catalítica à alta temperatura, no caso 690°C, e em pressão 0,88 MPa, da carga circulante no conduto (201) vaporizada à qual se acrescenta um complemento de vapor (206) de 56,6 kg/h e um complemento de ar que circula no conduto (301) de 54,8 kg/h. Obtém-se um gás de síntese que circula no conduto
- 10 (400) a 690°C da seguinte composição:

Composto	% molar
Hidrogênio (H ₂)	25,1
Metano (CH ₄)	1,1
Nitrogênio (N ₂)	15,3
Monóxido de carbono (CO)	3,3
Dióxido de carbono (CO ₂)	9,3
Água (H ₂ O)	45,9

A temperatura de orvalho desse efluente gasoso a 0,88 MPa e 148°C.

A tabela seguinte dá as temperaturas de entrada e de saída dos diferentes fluxos em torno do trocador (1002) em configuração contracorrente.

Fluxo	Temperatura (°C)
Saída ATR (400)	690
Entrada WGS (401)	166
Carga líquida (102)	35
Carga vaporizada (103)	507

- 15 Constata-se que a temperatura do gás de síntese resfriado que circula no conduto (401) é de 166°C, o que é próximo de seu ponto de orvalho (148°C), e que a temperatura da carga vaporizada circulante no conduto (103) é de 507°C, o que é muito elevado para prevenir eficazmente os riscos de autoignição na entrada do reator de refinação, quando da mistura da carga vaporizada (103) com o ar que circula no conduto (209) para entrar pelo
- 20

conduto (104) no reator (1003).

Por outro lado, a temperatura do gás de síntese resfriado que circula no conduto (401) deve ser suficiente para iniciar a reação de conversão do monóxido de carbono (WGS) com uma cinética satisfatória ou com 166°C, se está sensivelmente abaixo dos 200°C requerido e amplamente abaixo dos 250°C desejáveis. A consequência do não funcionamento do reator de WGS (1003) é que o CO residual não é convertido em H₂, o que pode acarretar uma perda de rendimento em hidrogênio sensível que pode atingir 10%.

No que se refere à temperatura elevada de entrada no reator (103), é preferível permanecer abaixo de uma temperatura de ordem de 450°C para evitar a autoignição. A consequência de uma autoignição é um risco para a segurança do operador e da unidade e impõe uma parada de urgência.

Enfim, nessa configuração à contracorrente, defronta-se com temperaturas de parede muito elevadas, já que o gás de síntese quente que circula no conduto (400) troca calor com a carga vaporizada que circula no conduto (103) para temperaturas respectivas de 690°C e 507°C. A temperatura de parede nessa configuração está além de 600°C. Essa temperatura impõe esforços termomecânicos fortes sobre o material e o lugar, além disso, em condições de *metal dusting* capazes de estragar o trocador.

Exemplo 2: de acordo com a invenção: configuração à cocorrente.

Esse exemplo ilustra um caso de funcionamento normal do processo da invenção.

O trocador considerado é idêntico ao trocador do exemplo 1, mas ele é montado em configuração a cocorrente ao invés de contracorrente.

Considera-se da mesma forma que no exemplo 1 a conversão de um fluxo de 29,2 kg/h do etanol conduto de circulação de etanol que circula no conduto (100). Ele é misturado a um fluxo de água líquida que circula no conduto (201) de 37 kg/h. Essa carga líquida entra no trocador (1002) a uma temperatura próxima da temperatura ambiente, no caso 35°C.

- O fluxo que circula no conduto (400) na saída do reator de ATR (1003) é o fruto da conversão catalítica à alta temperatura, no caso 690°C, e em pressão 0,88 MPa, da carga que circula no conduto (201) vaporizada à qual se acrescenta um complemento de vapor que circula no conduto (206) de 56,6 kg/h e um complemento de ar que circula no conduto (301) de 54,8 kg/h. Obtém-se no caso ainda um gás de síntese que circula no conduto (400) a 690°C da seguinte composição:

Composto	% molar
Hidrogênio (H ₂)	25,1
Metano (CH ₄)	1,1
Nitrogênio (N ₂)	15,3
Monóxido de carbono (CO)	3,3
Dióxido de carbono (CO ₂)	9,3
Água (H ₂ O)	45,9

A temperatura de orvalho de efluente gasoso a 0,88 MPa é 148°C.

- 10 A tabela seguinte dá as temperaturas de entrada e saída dos diferentes fluxos em torno do trocador (1002) em configuração cocorrente.

Fluxo	Temperatura (°C)
Saída ATR (400)	690
Entrada WGS (401)	274
Carga líquida (102)	35
Carga vaporizada (103)	269

A consequência do funcionamento a cocorrente é a convergência das temperaturas das saídas que circula no conduto (401) e no conduto (103) do trocador (1002).

- 15 A temperatura do gás de síntese resfriado é de 274°C, o que convém particularmente à reação de conversão do monóxido de carbono, tornando-se ocorrer no reator (1004) para o qual convém ter uma temperatura na entrada entre 250 e 300°C.

- 20 A temperatura da carga vaporizada que circula no conduto (103) é de 269°C, o que permite ter uma temperatura da mistura que circula no

conduto (104) com o ar e o vapor superaquecido que circula no conduto (103) da ordem de 400°C. Essa temperatura convém inteiramente a uma operação segura do reator de ATR (1003).

- Por outro lado, no que diz respeito à temperatura de parede do trocador (1002), a zona a mais difícil é sempre aquela na qual o gás de síntese quente que circula no conduto (400) é introduzido diferentemente do exemplo 1 que a parede está em contato com a carga líquida que circula no conduto (102), o que permite manter uma temperatura da parede inferior a 400°C, e, portanto, limitar os esforços termomecânicos, mas também se
- 5
- 10 manter fora da zona de *metal dusting*.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo de produção de hidrogênio integrado termicamente por refinação de uma carga hidrocarbonada, em um reator de refinação, compreendendo uma etapa de manutenção da temperatura do efluente oriundo do reator de refinação por troca de calor à cocorrente, em um trocador de calor cocorrente, entre o efluente oriundo do reator de refinação e a carga hidrocarbonada que se quer refinar, compreendendo uma etapa, na qual o refinado oriundo do trocador de calor cocorrente é purificado em uma seção de purificação para gerar um gás de hidrogênio, cuja pureza é superior a 99% e no qual:

- um primeiro fluxo de água é dirigido para o trocador de calor cocorrente, permitindo sua vaporização, recuperando uma parte da entalpia do gás de síntese produzido para controlar a temperatura do fluxo de carga;
- um segundo fluxo de água é dirigido para um trocador de calor a jusante do reator de reação de conversão do monóxido do carbono para reciclar a exotermia da reação de conversão do monóxido de carbono;
- um terceiro fluxo de água é dirigido para um trocador de calor para recuperar o calor oriundo de fumaças de combustão, baixando ao máximo a temperatura de saída dessas fumaças.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, no qual a temperatura do efluente após passagem no trocador de calor cocorrente está compreendida entre 250°C e 400°C.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 2, no qual uma parte da purificação é realizada com uma reação de conversão do monóxido de carbono.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 3, no qual o primeiro fluxo de água está colocado em contato direto com o fluxo da carga a montante do trocador, quando a carga é líquida.

5. Processo, de acordo com a reivindicação 4, no qual, o primeiro fluxo de água vaporizado é colocado em contato com o fluxo da carga a jusante do trocador cocorrente e a montante do reator de refinação, quando a carga é gasosa.

6. Processo, de acordo com uma das reivindicações 1 a 4, no qual a carga hidrocarbonada é líquida.

7. Processo, de acordo com uma das reivindicações 1 a 4, no qual a carga hidrocarbonada é o etanol.

5 8. Processo, de acordo com uma das reivindicações 1 a 5, no qual a carga hidrocarbonada é gasosa.

9. Processo, de acordo com uma das reivindicações 1 a 8, no qual a carga hidrocarbonada é o gás natural.

10 10. Processo, de acordo com uma das reivindicações precedentes, no qual a reação de refinação é uma refinação autotermal.

11. Processo, de acordo com a reivindicação 10, no qual a água contida no gás rico em hidrogênio oriundo do reator de refinação é eliminada, graças a um condensador situado na seção de purificação.

15 12. Processo, de acordo com a reivindicação 11, no qual a água coletada no condensador é reciclada no processo.

13. Processo, de acordo com uma das reivindicações 11 a 12, no qual a água coletada no condensador é enviada no reator de refinação para ser utilizada como reagente da reação de vaporrefinação.

20 14. Processo, de acordo com uma das reivindicações 11 a 13, no qual gases residuais rejeitados pela seção de purificação servem de combustível ao queimador.

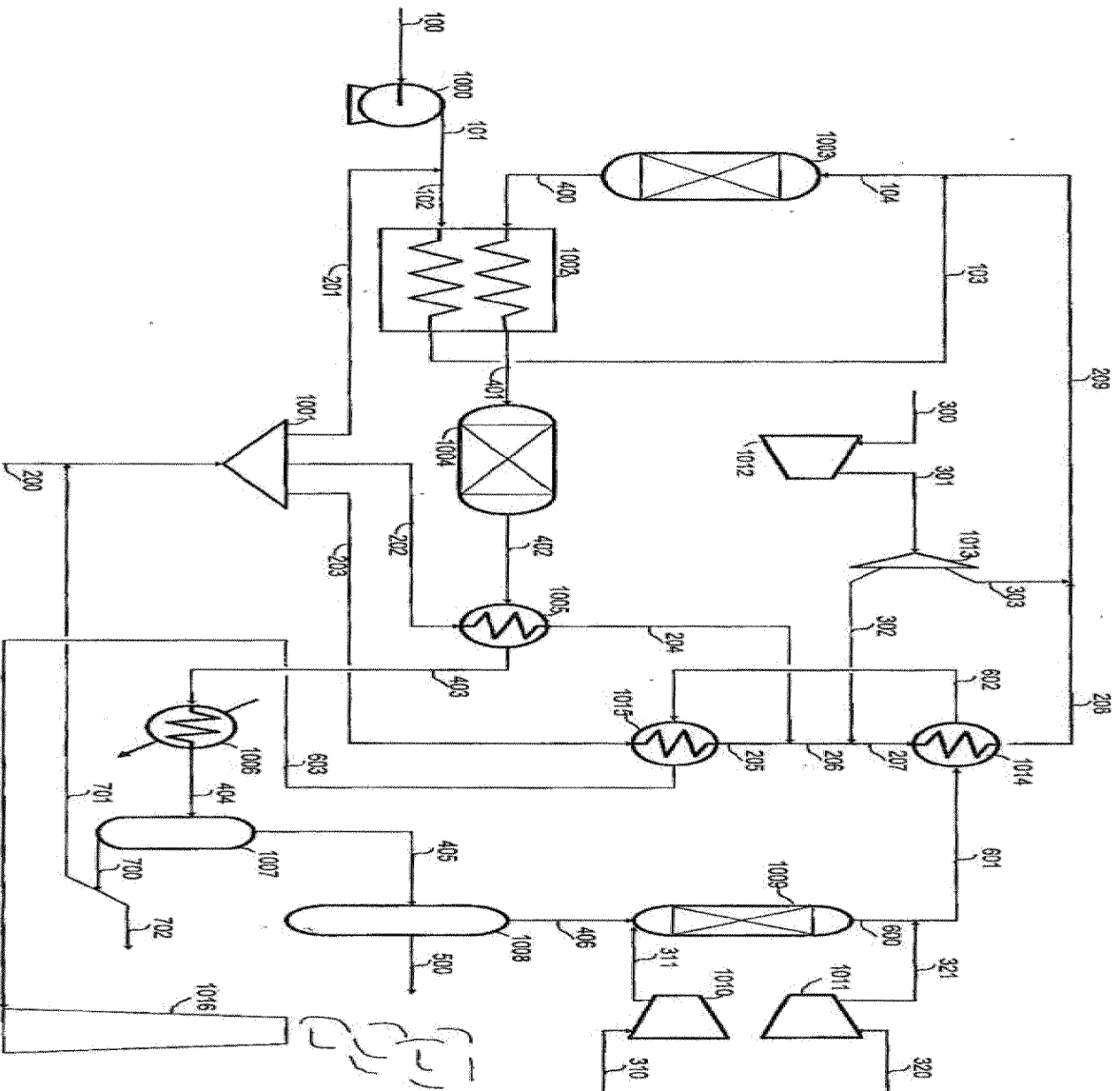


FIG. 1

RESUMO

Patente de Invenção: **"MELHORIA DE UM PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO INTEGRADO TERMICAMENTE POR REFINAÇÃO DE UMA CARGA HIDROCARBONADA"**.

- 5 A presente invenção refere-se a um processo de produção de hidrogênio integrado termicamente por refinação de uma carga hidrocarbonada, em um reator de refinação, compreendendo uma etapa de manutenção da temperatura do efluente oriundo do reator de refinação por troca de calor à cocorrente, em um trocador de calor cocorrente, entre o efluente ori-
- 10 undo do reator de refinação e a carga hidrocarbonada que se quer refinar. A temperatura do gás de síntese na saída do trocador de carga - efluente está compreendida entre 250°C e 400°C.