



(12) BẢN MÔ TẢ SÁNG CHẾ THUỘC BẰNG ĐỘC QUYỀN SÁNG CHẾ

(19) Cộng hòa xã hội chủ nghĩa Việt Nam (VN)
CỤC SỞ HỮU TRÍ TUỆ

(11)



1-0030092

(51)⁷

C01B 3/24; C10J 3/00; C10J 3/72; C01B 3/32 (13) B

(21) 1-2014-02196

(22) 20/12/2012

(86) PCT/EP2012/005310 20/12/2012

(87) WO2013/091879 27/06/2013

(30) 10 2011 122 562.9 20/12/2011 DE; 10 2012 008 933.3 04/05/2012 DE; 10 2012 010 542.8 29/05/2012 DE

(45) 25/11/2021 404

(43) 25/09/2014 318A

(73) CCP TECHNOLOGY GMBH (DE)

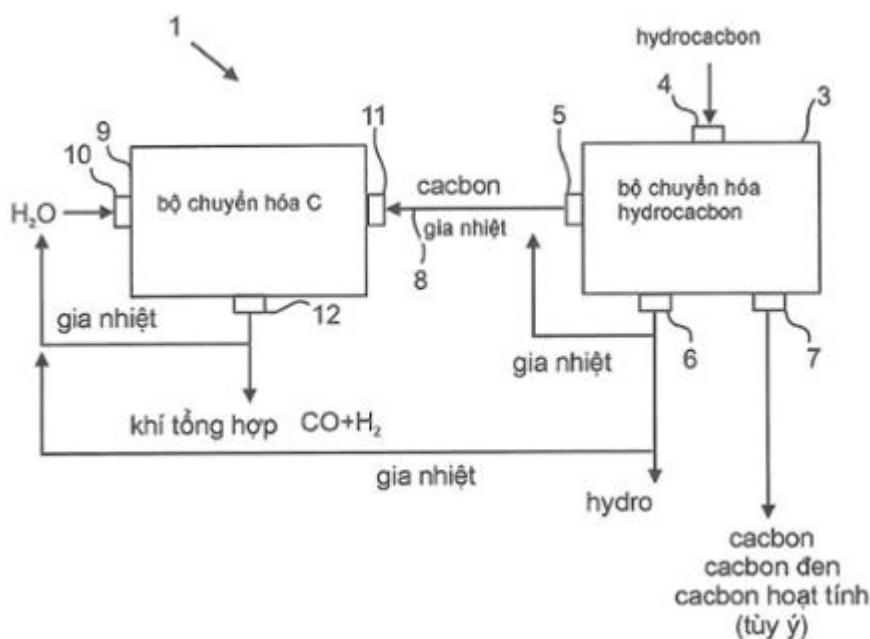
Weissenburger Str. 7, 81667 München, Germany

(72) KÜHL, Olaf (DE).

(74) Công ty Luật TNHH T&G (TGVN)

(54) PHƯƠNG PHÁP VÀ THIẾT BỊ TẠO RA KHÍ TỔNG HỢP

(57) Sáng chế đề xuất phương pháp và thiết bị tạo ra khí tổng hợp bằng cách sử dụng hydrocarbon và nước. Theo các phương án thêm nữa về phương pháp và thiết bị, khí tổng hợp có tỷ lệ CO/hydro mong muốn bất kỳ và/hoặc các hydrocarbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp được tạo ra. Với phương pháp này, chất lưu chứa hydrocarbon có thể được biến đổi thành khí tổng hợp có hàm lượng hydro thay đổi mà không tạo ra lượng CO₂ đáng kể. Hơn nữa, hydro và các dạng khác của cacbon có thể thu được như sản phẩm phụ.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình và hệ thống để tạo ra khí tổng hợp từ hydrocacbon và nước.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Dầu thô dưới dạng vật liệu thô hoặc nguồn năng lượng là các phần đáng kể của nền kinh tế thế giới. Do đó, nhiên liệu tinh dầu và diezen dùng cho sự vận chuyển riêng và hàng hóa, dầu nặng dùng cho tàu thủy và như nhiên liệu dùng cho các nhà máy điện cũng như dầu nhẹ để sưởi ấm của các hộ gia đình được tạo ra từ dầu thô. Ngoài ra, nhiều vật liệu thô dùng cho ngành công nghiệp hóa chất thu được, một cách trực tiếp hoặc gián tiếp, từ dầu thô. Hiện tại, các nỗ lực đáng kể được thực hiện để thay thế các sản phẩm dầu thô bằng vật liệu thô khác hoặc các quy trình thay thế. Trong lĩnh vực năng lượng, khí tự nhiên và năng lượng tái tạo được sử dụng để thay thế cho dầu thô trong sự vận hành của nhà máy điện. Các động cơ điện, động cơ chạy bằng khí tự nhiên và pin nhiên liệu hydro được thử nghiệm đối với các ứng dụng giao thông, nhưng chúng không thể được thiết lập về mặt thương mại.

Có các nỗ lực để tạo ra các sản phẩm dầu từ khí tự nhiên hoặc than đá trên quy mô công nghiệp. Ví dụ, các quy trình dùng cho việc biến đổi khí tự nhiên thành nhiên liệu dạng lỏng là đã được biết đến (cũng được gọi là quy trình từ khí thành chất lỏng hoặc GtL). Tuy nhiên, các quy trình này thường bao gồm sự phát thải CO₂ đáng kể và chi phí ở mức cao. Ngoài ra, chúng thường không có khả năng cung cấp hydro một cách độc lập với CO hoặc CO₂. Do đó, các nỗ lực này thường bị hạn chế, do các lý do kinh tế và sinh thái học, ở một vài ứng dụng tách biệt.

Khí tổng hợp, hoặc được viết tắt là syngas, là hỗn hợp khí gồm cacbon monoxit và hydro mà cũng có thể chứa cacbon dioxit. Ví dụ, syngas được tạo ra bởi sự khí hóa nhiên liệu chứa cacbon thành sản phẩm dạng khí, syngas, có giá trị nhiệt nhất định. Khí tổng hợp có khoảng 50% mật độ năng lượng của khí tự nhiên. Khí tổng hợp có thể được đốt cháy và do đó được sử dụng làm nguồn nhiên liệu. Khí tổng hợp cũng có thể được sử dụng làm sản phẩm trung gian trong việc tạo ra các sản phẩm hóa học khác.

Ví dụ, khí tổng hợp có thể được tạo ra bằng cách khí hóa than đá hoặc chất thải. Trong khi tạo ra khí tổng hợp, cacbon có thể phản ứng với nước hoặc hydrocacbon có thể phản ứng với oxy. Có các công nghệ có bán sẵn trên thị trường để xử lý khí tổng hợp để tạo ra khí công nghiệp, phân bón, hóa chất và các sản phẩm hóa học khác. Tuy nhiên, các công nghệ hầu hết đã được biết đến (ví dụ phản ứng dịch chuyển nước) để tạo ra và biến đổi khí tổng hợp gặp phải vấn đề mà việc tổng hợp lượng đòi hỏi của hydro gây ra việc tạo ra lượng lớn hơn CO₂ dư mà ban đầu được phát thải vào không khí như khí làm tổn hại khí hậu. Công nghệ đã được biết đến khác để tạo ra khí tổng hợp, sự oxy hóa riêng phần metan theo phương trình $2 \text{CH}_4 + \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{CO} + 4 \text{H}_2$ có thể đạt đến tỷ lệ tối đa của H₂:CO là 2,0. Tuy nhiên, bất lợi là việc sử dụng oxy tinh khiết làm năng lượng ngày càng tăng.

EP 0219163A bộc lộ phương pháp tạo ra khí tổng hợp trong đó các hydrocacbon được phân hủy trong buồng phản ứng thứ nhất để tạo ra cacbon và hydro, và trong đó cacbon được vận chuyển đến buồng phản ứng thứ hai và được cho tiếp xúc với nước để phản ứng.

WO 00/06671 A1 bộc lộ phương pháp tạo ra khí tổng hợp, trong đó vật liệu sinh học được biến đổi thành cacbon và các khí thải như nước và CO₂ trong buồng phản ứng thứ nhất trong điều kiện có không khí, và trong đó khí tổng hợp được tạo thành từ cacbon và hơi nước này trong buồng phản ứng thứ hai.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Do đó, vấn đề thứ nhất được giải quyết bởi sáng chế là để biến đổi chất lưu chứa hydrocacbon thành khí tổng hợp với hàm lượng hydro thay đổi, mà không tạo ra lượng đáng kể CO₂.

Vấn đề này được giải quyết bằng phương pháp tạo ra khí tổng hợp bao gồm bước phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro bằng việc đưa năng lượng vào mà ít nhất một phần được cung cấp bởi nhiệt, trong đó cacbon và hydro có nhiệt độ ít nhất 200°C sau bước phân hủy. Một phần cacbon được tạo ra bởi bước phân hủy sau đó được cho vào tiếp xúc với nước ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C, trong đó cacbon được tạo ra bởi bước phân hủy làm nguội xuống không nhiều hơn

50% theo °C đối với nhiệt độ của nó sau bước phân hủy khi cho cacbon tiếp xúc với nước. Trong bản mô tả này, ít nhất một phần nước, cùng với cacbon được tạo ra bằng quy trình tách, được biến đổi thành khí tổng hợp. Phương pháp này cho phép việc biến đổi chất lưu chứa hydrocacbon thành khí tổng hợp có hàm lượng hydro thay đổi, mà không tạo ra lượng đáng kể của CO₂. Theo cách có lợi, ít nhất một phần năng lượng, được đòi hỏi tạo ra cacbon (bằng cách tách hydrocacbon), được đưa vào ở dạng nhiệt dùng cho việc biến đổi. Ngoài ra, hydro và các loại khác của cacbon có thể được tạo ra như sản phẩm phụ.

Điều này là đặc biệt đúng, nếu bước phân hủy xảy ra ở nhiệt độ trên 1000°C và cacbon được cho tiếp xúc với nước ở nhiệt độ ít nhất 1000°C, đặc biệt là ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 1000°C đến 1200°C, do trong trường hợp này không có hoặc chỉ có lượng nhiệt bổ sung nhỏ hơn cần được cung cấp cho việc biến đổi. Tốt hơn là, nhiệt được đòi hỏi để đạt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C (đặc biệt là từ 1000°C đến 1200°C) để biến đổi hầu như được cung cấp một cách hoàn toàn bởi nhiệt mà được sử dụng để tách chất lưu chứa hydrocacbon. Trong bản mô tả này, hầu như hoàn toàn có nghĩa rằng ít nhất 80%, đặc biệt là ít nhất 90% nhiệt được đòi hỏi bắt nguồn từ bước phân hủy.

Theo một phương án, cả cacbon thu được trong bước phân hủy và hydro thu được trong bước phân hủy cùng được cho tiếp xúc với nước. Hydro không làm tổn hại đến sự biến đổi và có thể có tác dụng như chất truyền nhiệt bổ sung. Điều này là đặc biệt có lợi, nếu cacbon và hydro có nhiệt độ 1000°C (nhiệt độ biến đổi được ưu tiên) hoặc cao hơn. Trong trường hợp này, khí sau khi biến đổi là khí trong nước không tinh khiết nhưng là khí tổng hợp có tỷ lệ trộn khác nhau.

Theo cách khác, cacbon thu được từ bước phân hủy có thể được tách từ hydro thu được từ bước phân hủy trước bước cho cacbon tiếp xúc với nước.

Để làm tăng hiệu quả năng lượng của phương pháp, ít nhất một phần nhiệt của ít nhất một phần cacbon và/hoặc một phần hydro thu được từ bước phân hủy, có thể được sử dụng để gia nhiệt nước trước bước cho nước tiếp xúc với cacbon và/hoặc có thể được sử dụng để gia nhiệt buồng quy trình, trong đó nước được cho vào tiếp xúc với cacbon. Theo nghĩa này, cần lưu ý rằng khí tổng hợp có nhiệt độ từ 800 đến

1700°C sau khi biến đổi và ít nhất một phần nhiệt của nó có thể được sử dụng để gia nhiệt sơ bộ nước trước bước cho nước vào tiếp xúc với cacbon. Cũng có thể rằng ít nhất một phần nhiệt của ít nhất một phần cacbon và/hoặc hydro thu được từ bước phân hủy và/hoặc một phần khí tổng hợp sau khi biến đổi có thể được sử dụng để tạo ra điện mà có thể được sử dụng như vật mang năng lượng để đưa năng lượng vào dùng cho bước phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon.

Tốt hơn là, năng lượng để phân hủy hydrocacbon chủ yếu được đưa vào qua plasma. Điều này đặc biệt là trực tiếp và do đó là phương pháp hữu hiệu để đưa năng lượng vào. Tốt hơn là, bước phân hủy được thực hiện trong thiết bị phản ứng Kvaerner mà cho phép sự phân hủy liên tục dòng hydrocacbon.

Trong phương pháp tạo ra khí tổng hợp, hydro bổ sung và/hoặc cacbon monoxit và/hoặc khí tổng hợp thêm nữa có thể được bổ sung vào khí tổng hợp để thu được chế phẩm mong muốn. Trong trường hợp cho cả cacbon và hydro tiếp xúc với nước, nó có thể là đặc biệt hữu ích để bổ sung cacbon monoxit bổ sung vào khí tổng hợp để làm giảm tỷ lệ CO/H₂. Trong bước mang cacbon hầu như tinh khiết tiếp xúc với nước, nó có thể là hữu ích để bổ sung cacbon monoxit bổ sung để làm tăng tỷ lệ CO/H₂. Cụ thể là, có thể trộn các dòng gồm hai khí tổng hợp được tạo ra một cách riêng rẽ theo phương pháp được kể đến trên đây (một với, và còn lại không có sự tách trước cacbon và hydro) để thu được tỷ lệ trộn mong muốn của CO/H₂.

Tốt hơn là, hydro bổ sung bắt nguồn từ bước phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro bằng việc đưa năng lượng vào mà là ít nhất một phần được thực hiện bằng cách gia nhiệt. Do đó, bước phân hủy có thể tạo ra cacbon cần thiết đối với việc biến đổi cacbon nước và hydro cần thiết trong một bước. Theo một phương án, ít nhất một phần hydro được tạo ra bằng bước phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon ở nhiệt độ dưới 1000°C, đặc biệt là dưới 600°C, bằng plasma vi sóng. Khi hydro bổ sung (nhiều hơn lượng mà thu được bằng việc sản xuất cacbon cần thiết dùng cho sự biến đổi cacbon-nước) được đòi hỏi để thu được tỷ lệ trộn đặc hiệu của khí tổng hợp, thì được ưu tiên để tạo ra hydro theo cách hữu hiệu năng lượng ở nhiệt độ thấp từ chất lưu chứa hydrocacbon. Tốt hơn là, tỷ lệ của CO với hydro trong khí tổng hợp được điều chỉnh đến giá trị nằm trong khoảng từ 1:1 đến 1:3, đặc biệt là đến

giá trị 1:2,1.

Trong phương pháp tạo ra các hydrocacbon được tạo chức (functionalised) và/hoặc không được tạo chức tổng hợp, trong bước thứ nhất, khí tổng hợp được tạo ra, như được mô tả trên đây và khí tổng hợp được cho vào tiếp xúc với chất xúc tác thích hợp để gây ra sự biến đổi của khí tổng hợp thành các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp, trong đó nhiệt độ của chất xúc tác và/hoặc khí tổng hợp được thiết lập hoặc được điều chỉnh đến khoảng nhiệt độ được xác định trước. Theo cách này, khí tổng hợp có thể được tạo ra bằng cách trộn CO với hydro, trước hoặc khi cho nó vào tiếp xúc với chất xúc tác.

Theo một phương án, việc biến đổi khí tổng hợp được thực hiện bằng quy trình Fischer-Tropsch, đặc biệt là quy trình SMDS. Theo cách khác, việc biến đổi khí tổng hợp có thể được thực hiện bằng quy trình Bergius-Pier, quy trình Pier hoặc tổ hợp của quy trình Pier với quy trình MtL. Nó là sự lựa chọn của quy trình, mà xác định ở mức độ lớn bản chất của các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp.

Tốt hơn là, chất lưu chứa hydrocacbon được phân hủy là khí tự nhiên, metan, khí ẩm, dầu nặng, hoặc hỗn hợp của chúng.

Thiết bị tạo ra khí tổng hợp bao gồm bộ chuyển hóa hydrocacbon để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro, trong đó bộ chuyển hóa hydrocacbon bao gồm ít nhất một buồng quy trình có ít nhất một cửa vào cho chất lưu chứa hydrocacbon và ít nhất một cửa ra cho cacbon và/hoặc hydro và ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình, năng lượng gồm có ít nhất một phần nhiệt. Thiết bị khác bao gồm bộ chuyển hóa C cho sự biến đổi của nước và cacbon, bộ chuyển hóa C bao gồm ít nhất một buồng quy trình bổ sung có ít nhất một cửa vào cho nước, ít nhất một cửa vào cho ít nhất là cacbon và ít nhất một cửa ra, trong đó cửa vào cho ít nhất là cacbon được kết nối trực tiếp với ít nhất một cửa ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon. Trong bản mô tả này, thuật ngữ "được kết nối trực tiếp" mô tả rằng cacbon đi ra khỏi bộ chuyển hóa hydrocacbon không nguội đi một lượng nhiều hơn 50% nhiệt độ của nó theo °C, tốt hơn là không nhiều hơn 20%, đối với cách của nó đến bộ chuyển hóa C mà không sử dụng năng lượng bổ sung để gia nhiệt cacbon. Cơ

cấu tách, mà tách cacbon từ hydro, có thể được bố trí giữa vị trí của bước phân hủy và ít nhất một cửa ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon. Cơ cấu này có thể tạo ra một phần của bộ chuyển hóa hydrocacbon hoặc có thể được định vị bên ngoài bộ chuyển hóa hydrocacbon như cơ cấu riêng rẽ. Cơ cấu tách ở giữa cửa ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon và lối đi vào của bộ chuyển hóa C không làm tổn hại đến phần kết nối trực tiếp miễn là điều kiện trên được đáp ứng.

Tốt hơn là, ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình được tạo cấu trúc theo cách mà có thể ít nhất tạo ra theo cách cục bộ các nhiệt độ trên 1000°C, đặc biệt là trên 1500°C. Theo một phương án, ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình là cơ cấu plasma. Đặc biệt là, nếu nhiệt độ phân hủy được giữ dưới 1000°C, ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình tốt hơn là bao gồm cơ cấu plasma vi sóng.

Đối với phương án đơn giản một cách đặc biệt về thiết bị, buồng quy trình của bộ chuyển hóa C được tạo thành bởi ống ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon mà được kết nối với ống cấp cho nước.

Theo một phương án của sáng chế, cơ cấu tách để tách cacbon và hydro được tạo ra bằng cách phân hủy được bố trí trong vùng lân cận của bộ chuyển hóa hydrocacbon, và các cửa ra riêng rẽ với cơ cấu tách được bố trí đối với vật liệu được tách, trong đó cửa ra cho cacbon được kết nối với bộ chuyển hóa C.

Tốt hơn là, bộ chuyển hóa hydrocacbon là thiết bị phản ứng Kvaerner mà có thể cung cấp nhiệt độ cần thiết để tách liên tục chất lưu chứa hydrocacbon trong khoảng thời gian vận hành lâu dài.

Đối với việc tạo ra đơn giản và hiệu quả khí tổng hợp có tỷ lệ trộn thay đổi, thiết bị có thể bao gồm ít nhất một ống cấp riêng rẽ để cấp hydro và/hoặc cacbon và/hoặc khí tổng hợp riêng rẽ vào bộ chuyển hóa C hoặc buồng trộn ở phía sau (downstream).

Theo một phương án, thiết bị tạo ra khí tổng hợp bao gồm ít nhất một bộ chuyển hóa hydrocacbon bổ sung để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro. Ít nhất một bộ chuyển hóa hydrocacbon bổ sung nữa bao gồm ít nhất

một buồng quy trình có ít nhất một cửa vào cho chất lưu chứa hydrocacbon, ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình, trong đó năng lượng ít nhất một phần gồm có nhiệt và cơ cấu tách để tách cacbon từ hydro, mà thu được bằng cách phân hủy, cơ cấu tách có các cửa ra riêng rẽ cho cacbon và hydro, trong đó cửa ra cho hydro được kết nối với ống cấp riêng rẽ cho hydro. Đối với các lý do hiệu quả năng lượng, ít nhất một bộ chuyển hóa hydrocacbon bổ sung tốt hơn là thuộc loại mà thực hiện việc phân hủy ở nhiệt độ dưới 1000°C , đặc biệt là dưới 600°C , bằng plasma vi sóng.

Thiết bị để biến đổi khí tổng hợp thành các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp bao gồm thiết bị tạo ra khí tổng hợp thuộc loại được xác định trên đây và bộ chuyển hóa CO. Bộ chuyển hóa CO bao gồm buồng quy trình được trang bị với chất xúc tác, phương tiện để cho khí tổng hợp vào tiếp xúc với chất xúc tác và cơ cấu kiểm soát để kiểm soát hoặc điều hòa nhiệt độ của chất xúc tác và/hoặc khí tổng hợp đến nhiệt độ định trước. Theo cách này, các phần của thiết bị tạo ra khí tổng hợp có thể được tích hợp vào bộ chuyển hóa CO, ví dụ buồng trộn đối với CO và hydro bổ sung, cacbon và/hoặc khí tổng hợp khác. Theo một phương án, bộ chuyển hóa CO bao gồm bộ chuyển hóa Fischer-Tropsch, đặc biệt là bộ chuyển hóa SMDS. Theo cách khác, bộ chuyển hóa CO có thể bao gồm bộ chuyển hóa Bergius-Pier, bộ chuyển hóa Pier hoặc tổ hợp của bộ chuyển hóa Pier và bộ chuyển hóa MtL. Cũng có thể có rằng vài bộ chuyển hóa CO thuộc cùng loại hoặc thuộc các loại khác nhau có mặt trong thiết bị.

Tốt hơn là, thiết bị bao gồm cơ cấu kiểm soát để kiểm soát hoặc điều chỉnh áp suất của khí tổng hợp bên trong bộ chuyển hóa CO.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Sau đây, sáng chế sẽ được giải thích chi tiết hơn với tham chiếu đến các phương án và hình vẽ nhất định, trong đó:

Fig. 1 là sự thể hiện theo sơ đồ của nhà máy tạo ra khí tổng hợp;

Fig. 2 là sự thể hiện theo sơ đồ của nhà máy thay thế tạo ra khí tổng hợp;

- Fig. 3 là sự thể hiện theo sơ đồ của nhà máy tạo ra hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức;
- Fig. 4 là sự thể hiện theo sơ đồ của nhà máy khác tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức theo phương án khác;
- Fig. 5 là sự thể hiện theo sơ đồ của nhà máy tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức theo phương án khác;
- Fig. 6 là sự thể hiện theo sơ đồ của nhà máy tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức theo phương án khác;
- Fig. 7 là sự thể hiện theo sơ đồ của nhà máy tạo ra khí tổng hợp theo phương án khác; và
- Fig. 8 là sự thể hiện theo sơ đồ của nhà máy tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức theo phương án khác.

Mô tả chi tiết sáng chế

Cần lưu ý rằng các thuật ngữ trên cùng, dưới đây, bên phải và bên trái cũng như các thuật ngữ tương tự trong phần mô tả sau đây đề cập đến các hướng và cách bố trí, một cách tương ứng, được thể hiện trong các hình vẽ và chỉ có nghĩa đối với việc mô tả các phương án. Các thuật ngữ này có thể thể hiện cách bố trí được ưu tiên, nhưng không bị giới hạn. Hơn nữa, trong các hình vẽ khác nhau, các số tham chiếu giống nhau được sử dụng để mô tả các phần giống nhau hoặc tương tự.

Trong phần mô tả sau đây, các quy trình và thiết bị được mô tả mà xử lý các vật liệu “nóng” hoặc thực hiện các quy trình “nóng”. Trong bản mô tả này, sự biểu diễn “nóng” sẽ mô tả nhiệt độ trên 200°C và tốt hơn là trên 300°C.

Khí tổng hợp là khí bất kỳ mà chủ yếu gồm có cacbon monoxit và hydro. Khí (tổng hợp) mà gồm có hầu hết các phần bằng nhau của cacbon monoxit và hydro (1:1), được gọi là hơi nước. Sự biểu diễn khí tổng hợp, như được sử dụng trong bản mô tả này, bao gồm hơi nước là hỗn hợp cụ thể của khí tổng hợp.

Fig.1 thể hiện theo sơ đồ nhà máy 1 để tạo ra khí tổng hợp. Fig.1 cũng mô tả các bước quy trình cơ sở đối với việc tạo ra khí tổng hợp theo phần mô tả này.

Nhà máy 1 để tạo ra khí tổng hợp bao gồm bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 mà bao gồm cửa vào hydrocacbon 4 và cửa ra cacbon thứ nhất 5, cửa ra hydro tùy ý 6 cũng như cacbon cửa ra cacbon thứ hai tùy ý 7. Nhà máy 1 để tạo ra khí tổng hợp còn bao gồm bộ chuyển hóa C 9 có cửa vào nước 10, cửa ra cacbon 11 (cũng được gọi là cửa vào C) và cửa ra khí tổng hợp 12 (lối ra khí tổng hợp). Bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và bộ chuyển hóa C 9 được bố trí sao cho cửa ra cacbon 5 của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 được kết nối với cửa vào cacbon 11 của bộ chuyển hóa C 9 qua phần kết nối trực tiếp 8, trong đó cửa ra 5 có thể tạo ra một cách trực tiếp cửa vào cacbon 11 của bộ chuyển hóa C 9. Theo cách này, cacbon có thể được vận chuyển một cách trực tiếp từ bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 vào bộ chuyển hóa C 9.

Bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 là bộ chuyển hóa hydrocacbon bất kỳ mà có thể biến đổi hoặc phân hủy hydrocacbon được tạo ra thành cacbon và hydro. Bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 bao gồm buồng quy trình có cửa vào cho chất lưu chứa hydrocacbon, ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng phân hủy vào chất lưu và ít nhất một cửa ra. Năng lượng phân hủy được cung cấp ít nhất một phần bởi nhiệt, mà ví dụ được cung cấp bởi plasma. Tuy nhiên, năng lượng phân hủy cũng có thể được cung cấp bằng phương tiện khác và, nếu việc phân hủy chủ yếu được tác động bởi nhiệt, thì chất lưu sẽ được gia nhiệt đến trên 1000°C và đặc biệt là nhiệt độ trên 1500°C.

Trong phương án được mô tả, thiết bị phản ứng Kvaerner được sử dụng, mà tạo ra nhiệt được đòi hỏi bằng cung plasma. Tuy nhiên, các bình phản ứng khác là đã được biết đến mà hoạt động ở các nhiệt độ thấp hơn, đặc biệt là dưới 1000°C, và đưa năng lượng bổ sung bên cạnh nhiệt vào hydrocacbon, ví dụ bằng plasma vi sóng. Như được giải thích thêm dưới đây, sáng chế xét đến các loại bình phản ứng (và cả các loại mà hoạt động mà không cần plasma), cụ thể là các loại bình phản ứng trong sự tổ hợp với nhau. Bộ chuyển hóa hydrocacbon mà hoạt động ở nhiệt độ trên 1000°C được gọi là bình phản ứng nhiệt độ cao, trong khi các bộ chuyển hóa mà hoạt động ở nhiệt độ dưới 1000°C, đặc biệt là ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200°C đến 1000°C, được gọi là bình phản ứng nhiệt độ thấp.

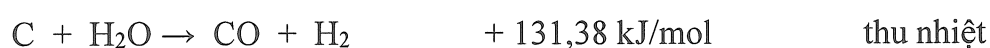
Trong bộ chuyển hóa hydrocacbon, hydrocacbon (C_nH_m) được phân hủy thành hydro và cacbon bằng nhiệt và/hoặc plasma. Tốt hơn là, hydrocacbon được đưa vào bình phản ứng như khí. Hydrocacbon mà là chất lỏng trong các điều kiện tiêu chuẩn có

thể được bay hơi trước khi đưa vào bình phản ứng hoặc chúng có thể được đưa vào như vi giọt. Cả hai dạng này được biểu thị như chất lưu sau đây.

Việc phân hủy hydrocacbon sẽ được thực hiện, nếu có thể có thể, với sự không có mặt của oxy để ngăn chặn sự hình thành cacbon oxit hoặc nước. Tuy nhiên, lượng nhỏ oxy, mà có thể được đưa vào cùng với hydrocacbon, là không gây hại đối với quy trình.

Thiết bị phản ứng Kvaerner, được mô tả trên đây, làm phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon trong buồng đốt plasma ở nhiệt độ cao hơn thành cacbon tinh khiết (ví dụ như than hoạt tính, cacbon đen, graphit hoặc muối công nghiệp) và hydro và, có thể có các tạp chất. Chất lưu chứa hydrocacbon được sử dụng làm vật liệu khởi đầu đối với bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 là ví dụ metan, khí tự nhiên, các khí sinh học, các khí ẩm hoặc dầu nặng. Tuy nhiên, các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp cũng có thể được sử dụng làm vật liệu khởi đầu đối với bộ chuyển hóa hydrocacbon 3. Sau bước phân hủy ban đầu, các nguyên tố thường có mặt như hỗn hợp, đặc biệt là ở dạng sol khí. Hỗn hợp này có thể, như được mô tả dưới đây, được đưa vào quy trình khác ở dạng này hoặc hỗn hợp này có thể được tách thành các nguyên tố riêng lẻ trong cơ cấu tách, mà không được thể hiện. Trong bản mô tả sáng chế, cơ cấu tách được xét đến là một phần của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3, mặc dù cơ cấu tách có thể được tạo cấu trúc như cơ cấu riêng rẽ. Nếu không có cơ cấu tách nào được bố trí, thì cửa ra cacbon 5 chỉ là cửa ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và dẫn hỗn hợp (sol khí) chứa cacbon và hydro một cách trực tiếp vào bộ chuyển hóa C 9. Nếu cơ cấu tách được bố trí, cacbon, mà là ít nhất một phần được tách từ hydro, có thể được dẫn vào bộ chuyển hóa C 9 bằng cách sử dụng cửa ra cacbon 5. Hydro được tách và, có thể là, cacbon bổ sung có thể được xả bằng các cửa ra tùy ý 6 và 7.

Bộ chuyển hóa C 9 có thể là bộ chuyển hóa C thích hợp bất kỳ mà có thể tạo ra khí tổng hợp (syngas) từ cacbon (C) và nước (H₂O). Trong phương án của Fig.1, trong bộ chuyển hóa C 9, H₂O được đi qua cacbon hoặc hơi nước được đưa vào dòng cacbon và hydro và được trộn với dòng để được biến đổi theo phương trình hóa học $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$. Trong bộ chuyển hóa C 9, các phản ứng sau đây xảy ra:





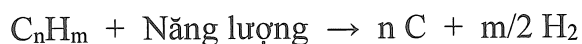
Trong trạng thái cân bằng Boudouard, phản ứng sau đây xảy ra:



Do tất cả ba phản ứng là cân bằng với nhau, quy trình trong đó bộ chuyển hóa C 9 xảy ra tốt hơn là ở nhiệt độ cao nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C, được ưu tiên là từ 1000 đến 1200°C, do phản ứng thứ hai sẽ có ưu thế ở các nhiệt độ thấp hơn, trong đó nhiệt được đòi hỏi để đạt đến nhiệt độ trên chủ yếu được cung cấp bởi vật liệu được phát ra từ bộ chuyển hóa hydrocacbon 3, như được mô tả chi tiết hơn dưới đây. Trong các điều kiện này, nước (H₂O) trong bộ chuyển hóa C 9 là hơi và nước có sẵn như được vào như hơi. Việc cấp nước trong khoảng thời gian hoạt động được kiểm soát sao cho lượng dư nước được ngăn ngừa, để tránh việc làm nguội mạnh. Trong trường hợp việc làm nguội quá mức trong bộ chuyển hóa C 9, phản ứng 2 trên đây cũng sẽ có ưu thế.

Bộ chuyển hóa CO₂ 9 hoạt động tốt nhất ở nhiệt độ cao nằm trong khoảng từ 1000 đến 1200°C để kiểm chế phản ứng dịch chuyển nước tỏa nhiệt $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ và do đó làm tối ưu việc chia sẻ cacbon monoxit trong khí tổng hợp. Các phản ứng trong bộ chuyển hóa C 9 là đã được biết đến đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này và do đó không được mô tả chi tiết trong bản mô tả này.

Việc hoạt động của nhà máy 1 để tạo ra khí tổng hợp được mô tả chi tiết hơn dưới đây, với tham chiếu đến Fig.1. Trong phần mô tả sau đây, được giả định rằng bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 là bình phản ứng nhiệt độ cao thuộc loại Kvaerner. Chất lưu chứa hydrocacbon (đặc biệt là ở dạng khí) được đưa vào bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 qua cửa vào hydrocacbon 4. Nếu hydrocacbon là ví dụ metan (CH₄), thì 1mol cacbon và 2mol hydro được tạo ra từ 1mol metan. Hydrocacbon được biến đổi ở khoảng 1600°C trong đèn plasma của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 theo phương trình phản ứng sau đây, trong đó năng lượng được đưa vào là nhiệt mà được tạo ra trong plasma bằng năng lượng điện:



Với việc kiểm soát quy trình thích hợp, thiết bị phản ứng Kvaerner có khả năng làm biến đổi hầu như 100% hydrocacbon thành các thành phần của chúng theo sự hoạt động liên tục.

Trong phần mô tả sau đây, được giả định rằng cacbon và hydro được tách trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và chúng được xả thải được tách ở mức độ lớn. Tuy nhiên, cũng có thể có rằng việc tách không xảy ra nhưng cacbon và hydro được xả thải và được đưa vào bộ chuyển hóa C 9 như hỗn hợp. Hydro không làm tổn hại đến quy trình biến đổi trong bộ chuyển hóa C 9, nhưng có thể có tác dụng như chất truyền nhiệt bổ sung. Cacbon là ít nhất một phần được dẫn một cách trực tiếp từ cửa ra cacbon 5 vào cửa vào cacbon 11 của bộ chuyển hóa C 9. Thuật ngữ “trực tiếp” dẫn từ cửa ra 5 của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 vào cửa vào cacbon 11 của bộ chuyển hóa C 9 sẽ bao gồm các biến thể mà không trải qua việc làm nguội đi nhiều hơn 50% nhiệt độ (tốt hơn là không nhiều hơn 20%) vật liệu được dẫn. Do cacbon mà thoát ra khỏi bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 có nhiệt độ cao, tốt hơn là trên 1000°C, năng lượng gia nhiệt được chứa trong đó có thể được sử dụng để duy trì nhiệt độ cần thiết đối với quy trình biến đổi trong bộ chuyển hóa C 9, mà hoạt động ở nhiệt độ ví dụ khoảng 1000°C.

Phần kết nối 8 giữa bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và bộ chuyển hóa C 9 được thiết kế sao cho cacbon không nguội đi nhiều (ít hơn 50%, tốt hơn là ít hơn 20% với tham chiếu đến nhiệt độ) đối với cách của nó từ bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 đến bộ chuyển hóa C 9. Ví dụ, phần kết nối 8 có thể được cách ly một cách đặc biệt và/hoặc được gia nhiệt một cách tích cực, trong đó tốt hơn là hệ thống không được bố trí với nhiệt bổ sung – nghĩa là không phải ngoài việc đưa nhiệt vào bộ chuyển hóa hydrocacbon 3. Hydro mà được tạo ra trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3, cũng chứa năng lượng nhiệt, bởi vì nhiệt độ hoạt động trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3. Do đó, một khả năng rằng phần kết nối nhiệt 8 để sử dụng năng lượng nhiệt của hydro mà thoát ra qua cửa ra hydro 6, để gia nhiệt phần kết nối 8 giữa bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và bộ chuyển hóa C 9 một cách trực tiếp hoặc gián tiếp qua cơ cấu trao đổi nhiệt.

Trong bộ chuyển hóa C, nước, đặc biệt là ở dạng hơi mà được đưa vào qua cửa vào nước 10 của bộ chuyển hóa C 9, được dẫn qua cacbon nóng và/hoặc được trộn với

cacbon nóng. Bộ chuyển hóa C hoạt động tốt nhất ở nhiệt độ cao, do nó là phản ứng thu nhiệt và kết thúc phản ứng dịch chuyển nước là phản ứng tỏa nhiệt. Phản ứng, mà đã được biết đến đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này, phụ thuộc vào áp suất và nhiệt độ và sẽ không được mô tả chi tiết. Lượng nước được đưa vào bộ chuyển hóa C 9 hoặc lượng cacbon có thể được kiểm soát (vòng mở) và/hoặc được điều chỉnh (vòng kín) bằng phương tiện thích hợp.



Cũng trong bản mô tả này, trạng thái cân bằng Boudouard là nhân tố giới hạn. Tức là lý do tại sao ở nhiệt độ trên 1000°C và với sự không có mặt của lượng dư nước, hỗn hợp gồm có hầu hết cacbon monoxit riêng biệt và hydro. Sẽ là thuận lợi để gia nhiệt sơ bộ nước được đưa vào cửa vào nước 10 của bộ chuyển hóa C 9, do bộ chuyển hóa C 9 hoạt động tốt hơn là ở nhiệt độ > 1000°C. Ví dụ, việc gia nhiệt sơ bộ nước có thể đạt được bằng cách sử dụng năng lượng nhiệt được chứa trong hydro nóng một cách trực tiếp hoặc một cách gián tiếp qua cơ cấu trao đổi nhiệt để gia nhiệt sơ bộ nước. Tốt hơn là, nhiệt được chứa trong cacbon là đủ để gia nhiệt nước đến nhiệt độ mong muốn. Chỉ có trong trường hợp mà trong đó nhiệt được tạo ra trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 là không đủ để đạt đến nhiệt độ biến đổi mong muốn khoảng 1000°C, cơ cấu gia nhiệt bổ sung tùy ý để gia nhiệt bộ chuyển hóa C 9 hoặc các nguyên tố được chứa trong đó có thể được bố trí. Cơ cấu này cũng có thể được bố trí như cơ cấu gia nhiệt sơ bộ trong vùng lân cận của đường cấp cho nước hoặc cacbon. Cơ cấu này cũng chỉ có thể được bố trí đối với pha khởi đầu của nhà máy để mang bộ chuyển hóa C 9 hoặc các phần chứa môi trường của nhà máy đến nhiệt độ khởi đầu sao cho hệ thống có thể đạt đến trạng thái nhiệt độ mong muốn nhanh hơn. Việc gia nhiệt tất cả các phần chứa môi trường theo cách riêng biệt qua nhiệt được tạo ra trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể thực hiện quá lâu trong lúc bắt đầu.

Khí tổng hợp nóng (CO + H₂) thoát ra khỏi bộ chuyển hóa C 9 ở nhiệt độ > 1000°C (phụ thuộc vào nhiệt độ hoạt động của bộ chuyển hóa C 9). Khí tổng hợp mà thoát ra khỏi bộ chuyển hóa C 9 cũng chứa năng lượng nhiệt, mà có thể ví dụ được sử dụng để gia nhiệt sơ bộ nước được đưa vào cửa vào nước 10, một cách trực tiếp hoặc gián tiếp qua cơ cấu trao đổi nhiệt (không được thể hiện trong Fig.1). Với các tham số

hoạt động thích hợp, nghĩa là nhiệt độ nằm trong khoảng từ 1000 đến 1200°C (và việc tách hydro và cacbon trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3), khí tổng hợp được tạo ra, trong đó CO và H₂ có tỷ lệ 1:1, mà được gọi là hơi nước. Với việc không tách hydro và cacbon trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và không có các tham số hoạt động thích hợp tương ứng trong bộ chuyển hóa C 9, nghĩa là nhiệt độ nằm trong khoảng từ 1000°C đến 1200°C, khí tổng hợp có tỷ lệ CO / H₂ khoảng 1:3 sẽ được tạo ra.

Như được kể đến trên đây, bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể bao gồm cửa ra cacbon thứ hai 7 để thải cacbon. Cacbon được tạo ra trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể được xả thải – sau khi tách tương ứng (hoặc hỗn hợp C-H₂) – theo các tỷ lệ khác nhau qua cửa ra cacbon thứ nhất 5 và cửa ra cacbon thứ hai 7. Cửa ra cacbon thứ hai 7 được sử dụng để thải một phần cacbon được tạo ra mà không được sử dụng trong bộ chuyển hóa C 9 để tạo ra khí tổng hợp. Lượng cacbon không được sử dụng phụ thuộc vào chế phẩm mong muốn của khí tổng hợp mà sẽ được xả thải từ bộ chuyển hóa C 9. Cacbon được xả thải qua cửa ra cacbon thứ hai 7 có thể được xả thải như cacbon hoạt tính, graphit, cacbon đen hoặc sự biến đổi khác như các cacbon dạng nón (carbon cone) hoặc cacbon dạng đĩa (carbon disc). Phụ thuộc vào dạng và chất lượng của cacbon được xả thải, cacbon được xả thải có thể được sử dụng như vật liệu thô đối với ngành công nghiệp hóa chất hoặc công nghiệp điện tử. Các ứng dụng có thể có là ví dụ sản xuất chất bán dẫn, sản xuất lốp xe, mực in, sắc thái hoặc các sản phẩm tương tự. Cacbon được tạo ra bởi bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 là vật liệu thô tinh khiết ở mức cao mà có thể được xử lý rất tốt.

Bằng các phương pháp được mô tả trên đây để tạo ra khí tổng hợp, có thể biến đổi cacbon nóng từ bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 trong bộ chuyển hóa C 9 với nước ấm hoặc nóng thành khí tổng hợp mà không có hoặc ít nhất không có việc cấp năng lượng bên ngoài đáng kể. Tốt hơn là, ít nhất 80%, đặc biệt là ít nhất 90%, nhiệt cần thiết để đạt đến nhiệt độ biến đổi sẽ bắt nguồn từ bộ chuyển hóa hydrocacbon 3.

Fig.2 thể hiện nhà máy 20 để tạo ra khí tổng hợp mà bao gồm các nguyên tố được mô tả trên đây của nhà máy 1 để tạo ra khí tổng hợp và buồng trộn 21, buồng trộn 21 bao gồm cửa vào khí tổng hợp 22 để đưa khí tổng hợp và cửa vào H₂ 23 để đưa hydro cũng như cửa ra khí tổng hợp 24 để xả thải khí tổng hợp. Cửa vào khí tổng hợp

22 được kết nối với cửa ra khí tổng hợp 12 của bộ chuyển hóa C 9. Cửa vào H₂ 23 của buồng trộn 21 được kết nối với cửa ra H₂ 6 của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3. Như hiển nhiên đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này, phương án, mà đưa hỗn hợp C-H₂ vào bộ chuyển hóa C 9 qua cửa ra cacbon 5, tạo ra một cách tự động khí tổng hợp có tỷ lệ trộn của CO-H₂ khoảng 1:3. Trong trường hợp này, buồng trộn 21 có thể là không có mặt hoặc buồng trộn 21 có thể được sử dụng để tạo ra tỷ lệ trộn khác nhau hoặc CO có thể được đưa vào buồng trộn để làm giảm hàm lượng H₂ của khí tổng hợp.

Buồng trộn 21 có thể là thiết bị thích hợp bất kỳ để trộn khí, và trong trường hợp đơn giản buồng trộn 21 có thể ở dạng ống với các cửa vào thích hợp và cửa ra. Bằng các buồng trộn 21 và đặc biệt là bằng cách kiểm soát/điều chỉnh (vòng mở/kín) lượng hydro (bổ sung) được đưa vào qua cửa vào H₂ 23 của cơ cấu trộn 21 và/hoặc qua cửa vào (không được thể hiện) được kết nối với nguồn CO (không được thể hiện) và/hoặc được kết nối với nguồn khí tổng hợp thứ hai, hỗn hợp gồm khí tổng hợp ở cửa ra khí tổng hợp 24 có thể bị tác động sao cho chế phẩm có thể đạt đến, mà là thích hợp đối với các quy trình tiếp theo. Cụ thể là, nguồn khí tổng hợp thứ hai có thể là bộ chuyển hóa C thứ hai 9 được hoạt động theo cách song song với bộ chuyển hóa C thứ nhất. Cả hai bộ chuyển hóa C 9 có thể được nạp với cacbon và/hoặc hydro từ bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 được chia sẻ theo cách thông thường hoặc từ các cơ cấu chuyển hóa riêng rẽ. Cụ thể là, bộ chuyển hóa thứ nhất có thể được cấp với cacbon hầu như tinh khiết (sau khi tách hydro), và bộ chuyển hóa thứ hai có thể được cấp với hỗn hợp gồm cacbon và hydro. Trong bản mô tả này, bộ chuyển hóa C có thể tạo ra hơi nước hầu như có tỷ lệ trộn của CO:H₂ khoảng 1:1 và bộ chuyển hóa C có thể tạo ra khí tổng hợp có tỷ lệ trộn CO:H₂ khoảng 1:3. Việc kết hợp hai khí tổng hợp này có thể thu được hỗn hợp trộn của CO:H₂ khoảng 1:2, trong đó hydro dư (từ bước tách trước khi đưa vào bộ chuyển hóa C thứ nhất) vẫn có thể là sẵn có để làm tăng tiếp tỷ lệ trộn.

Đối với nhiều quy trình, ví dụ quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch, thì tỷ lệ của hydro với CO sẽ là cao. Bằng các buồng trộn 21, tỷ lệ mong muốn bất kỳ của hydro với CO có thể đạt được ở cửa ra khí tổng hợp 24, ví dụ tỷ lệ 1:1, mà tương ứng với hơi nước. Sẽ được xét đến rằng chỉ một phần khí tổng hợp và/hoặc một phần hydro được cấp vào buồng trộn 21, trong khi các phần khác của khí tổng hợp và hydro mà không

được đưa vào buồng trộn được xả thải từ quy trình như khí tinh khiết. Do đó, ví dụ có thể, a) chỉ xả thải khí tổng hợp, b) chỉ xả thải hydro, c) xả thải hỗn hợp khí tổng hợp gồm CO và hydro hoặc d) xả thải dòng hơi nước, dòng hydro và dòng hỗn hợp khí tổng hợp (tỷ lệ bất kỳ giữa CO và hydro) hoặc vài khí tổng hợp với các tỷ lệ khác nhau giữa cacbon monoxit và hydro, một cách tương ứng.

Hơn nữa, nhà máy 20 để tạo ra khí tổng hợp trong Fig.2 bao gồm cơ cấu trao đổi nhiệt C 25, cơ cấu trao đổi nhiệt khí tổng hợp 26 và cơ cấu trao đổi nhiệt H₂ 27. Cơ cấu trao đổi nhiệt C 25 trong sự tiếp xúc dẫn nhiệt với phần kết nối 8 giữa bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và bộ chuyển hóa C 9 và được làm thích ứng để, nếu cần, chiết nhiệt dư không được đòi hỏi để đạt đến nhiệt độ biến đổi trong bộ chuyển hóa C 9 từ phần kết nối hoặc để đưa nhiệt từ các vùng khác của nhà máy, nếu cần.

Cơ cấu trao đổi nhiệt khí tổng hợp 26 là trong sự tiếp xúc dẫn nhiệt với phần kết nối giữa bộ chuyển hóa C 9 và buồng trộn 21 và được làm thích ứng để chiết nhiệt dư từ phần kết nối và do đó để chiết nhiệt dư được chứa trong khí tổng hợp nóng. Nhiệt được chiết có thể được sử dụng ví dụ để gia nhiệt sơ bộ nước mà được đưa vào bộ chuyển hóa C 9. Việc truyền nhiệt này cũng được gọi là cơ cấu trao đổi nhiệt dòng chảy như đã được biết đến trong lĩnh vực này có thể là thích hợp một cách đặc biệt.

Cơ cấu trao đổi nhiệt H₂ 27 là trong sự tiếp xúc dẫn nhiệt với phần kết nối giữa bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và buồng trộn 21 và được làm thích ứng để chiết nhiệt dư từ phần kết nối và do đó từ hydro nóng được chứa trong đó. Nhiệt được chiết ở một trong số các cơ cấu trao đổi nhiệt 25, 26 hoặc 27 có thể được sử dụng để gia nhiệt các vùng khác của nhà máy và đặc biệt là giữ bộ chuyển hóa C ấm hoặc để gia nhiệt sơ bộ nước mà được đưa vào bộ chuyển hóa C. Một phần nhiệt có thể được chuyển hóa thành điện, ví dụ bằng thiết bị tạo hơi và tua bin hơi hoặc bằng thiết bị thích hợp khác.

Sự hoạt động của nhà máy 20 để tạo ra khí tổng hợp là, đối với sự hoạt động của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và bộ chuyển hóa C 9, tương tự với sự hoạt động được mô tả trên đây của nhà máy 1 theo Fig.1. Trong nhà máy 20 để tạo ra khí tổng hợp, tỷ lệ trộn mong muốn của hydro với CO được thiết lập trong buồng trộn và bị trích qua cửa ra khí tổng hợp 24 của buồng trộn 21, phụ thuộc vào chế phẩm mong muốn chứa khí tổng hợp. Tốt hơn là, nhưng không nhất thiết, hydro như được mô tả,

được cấp bởi bộ chuyển hóa hydrocacbon 3. Các nguồn hydro khác có thể được xét đến, đặc biệt là bộ chuyển hóa hydrocacbon thứ hai 3, đặc biệt là bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp. Nếu không phải toàn bộ lượng có sẵn của khí tổng hợp và/hoặc toàn bộ lượng có sẵn của H_2 được sử dụng, các phần khí này, ví dụ khí tổng hợp và/hoặc H_2 , mà không được trộn trong buồng trộn có thể được xử lý một cách riêng rẽ.

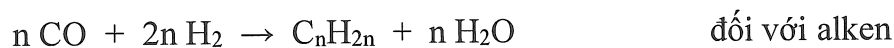
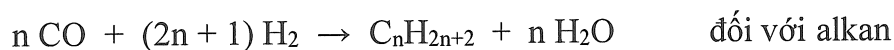
Fig.3 thể hiện nhà máy 30 để tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp bao gồm nhà máy 10 để tạo ra hơi nước (như được thể hiện trong Fig.1) và bộ chuyển hóa CO 31. Các phần này của nhà máy tương ứng với nhà máy 1 là không được giải thích chi tiết để tránh việc lặp lại. Bộ chuyển hóa CO 31 được định vị ở phía sau từ bộ chuyển hóa C 9 và bao gồm cửa vào khí tổng hợp 32 để đưa khí tổng hợp, cửa vào H_2 33 để đưa hydro và hydrocacbon cửa ra 34 để xả thải các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp. Cửa vào khí tổng hợp 32 của bộ chuyển hóa CO 31 được kết nối với cửa ra khí tổng hợp 12 của bộ chuyển hóa C 9 bởi phần kết nối khí tổng hợp 35. Cửa vào H_2 33 của bộ chuyển hóa CO 31 được kết nối với cửa ra H_2 6 của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 bởi phần kết nối H_2 36.

Cần lưu ý rằng cửa vào H_2 33 của bộ chuyển hóa CO 31 và phần kết nối H_2 36 là các nguyên tử tùy ý. Phụ thuộc vào chế phẩm chứa khí tổng hợp, mà thoát ra từ bộ chuyển hóa C 9 và phụ thuộc vào các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp được tạo ra trong bộ chuyển hóa CO 31, khí tổng hợp sẵn có chế phẩm thích hợp để xử lý tiếp bởi bộ chuyển hóa CO 31 ở thời gian khi khí tổng hợp thoát ra từ cửa ra khí tổng hợp 12 của bộ chuyển hóa C 9. Trong trường hợp này, không nhất thiết phải đưa hydro qua phần kết nối H_2 36. Tùy ý là, phần kết nối H_2 36 cũng có thể có tác dụng đư vật liệu khác vào, ví dụ CO để làm giảm lượng H_2 của khí tổng hợp hoặc alken để tổng hợp aldehyt (hydroformyl hóa).

Nhà máy 30 để tạo ra hydrocacbon tùy ý cũng bao gồm cơ cấu trao đổi nhiệt 25, 26, 27 được mô tả kết hợp với nhà máy 20 (Fig.2), mà là bộ trao đổi nhiệt C 25, bộ trao đổi nhiệt khí tổng hợp 26 và bộ trao đổi nhiệt H_2 27, tất cả đều hoạt động theo cách được mô tả trên đây (xem phần mô tả đối với Fig.2).

Bộ chuyển hóa CO 31 có thể là bộ chuyển hóa CO bất kỳ để tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp. Theo phương án được thể hiện trong Fig.3, bộ chuyển hóa CO tốt hơn là bộ chuyển hóa Fischer-Tropsch, bộ chuyển hóa Bergius-Pier hoặc bộ chuyển hóa Pier với chất xúc tác thích hợp và cơ cấu kiểm soát đối với nhiệt độ và/hoặc áp suất.

Theo một phương án, bộ chuyển hóa CO 31 bao gồm bộ chuyển hóa Fischer-Tropsch. Bộ chuyển hóa Fischer-Tropsch biến đổi theo cách xúc tác khí tổng hợp thành hydrocacbon và nước. Một số phương án của bình phản ứng Fischer-Tropsch và quy trình Fischer-Tropsch là đã được biết đến đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này và không được giải thích chi tiết. Các phương trình phản ứng chính là như sau:



Các quy trình Fischer-Tropsch có thể được thực hiện như các quy trình nhiệt độ cao hoặc như các quy trình nhiệt độ thấp, trong đó nhiệt độ của quy trình thường nằm trong khoảng từ 200 đến 400°C. Các biến thể đã được biết đến của quy trình Fischer-Tropsch là, trong số các quy trình khác, quy trình tổng hợp Hochlast, quy trình tổng hợp Synthol và quy trình SMDS của Shell (SMDS = Shell Middle Distillate Synthesis). Thông thường, bộ chuyển hóa Fischer-Tropsch tạo ra hợp chất hydrocacbon của các khí ẩm (propan, butan), petrol, kerosin, parafin mềm, parafin cứng, metan, nhiên liệu diezen hoặc hỗn hợp gồm vài trong số chúng. Đã được biết đến đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này rằng quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch là tỏa nhiệt. Nhiệt của phản ứng từ quy trình Fischer-Tropsch có thể được sử dụng ví dụ bằng cơ cấu trao đổi nhiệt (không được thể hiện trong các hình vẽ) để gia nhiệt sơ bộ nước. Ví dụ, quy trình gia nhiệt sơ bộ hai bước với nước được đưa vào bộ chuyển hóa C 9, là được xét đến, trong đó bước gia nhiệt sơ bộ thứ nhất được thực hiện với nhiệt dư của bộ chuyển hóa CO 31 (theo phương án của bộ chuyển hóa Fischer-Tropsch) và tiếp theo bước gia nhiệt tiếp nước bằng nhiệt từ một hoặc nhiều

trong số các cơ cấu trao đổi nhiệt 25, 26, 27.

Theo phương án thay thế, bộ chuyển hóa CO 31 bao gồm bộ chuyển hóa Bergius-Pier hoặc tổ hợp của bộ chuyển hóa Pier với bộ chuyển hóa MtL (MtL = Metanol-thành-chất lỏng).

Trong bộ chuyển hóa Bergius-Pier, quy trình Bergius-Pier, mà cũng đã được biết đến đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này, là được thực hiện, trong đó hydrocacbon được tạo ra bằng việc hydro hóa cacbon với hydro trong phản ứng hóa học tỏa nhiệt. Khoảng của các sản phẩm từ quy trình Bergius-Pier phụ thuộc vào các điều kiện phản ứng và việc kiểm soát quy trình phản ứng. Các sản phẩm chủ yếu ở dạng lỏng là thu được, mà có thể được sử dụng làm nhiên liệu, ví dụ dầu nặng và dầu môi trường. Các biến thể đã được biết đến của quy trình Bergius-Pier là ví dụ quy trình Konsol và quy trình H-Coal.

Trong tổ hợp được kể đến trên đây của bộ chuyển hóa Pier với bộ chuyển hóa MtL, ở khí tổng hợp thứ nhất được biến đổi thành metanol theo quy trình Pier. Bộ chuyển hóa MtL là bộ chuyển hóa mà biến đổi metanol thành xăng. Quy trình phổ biến là quy trình MtL của ExxonMobil một cách tương ứng Esso. Vật liệu khởi đầu của bộ chuyển hóa MtL thường là metanol, ví dụ từ bộ chuyển hóa Pier. Sản phẩm thoát ra được tạo ra bởi bộ chuyển hóa MtL thường là xăng, mà là thích hợp cho sự hoạt động của động cơ tinh dầu.

Tóm lại, có thể nói rằng bộ chuyển hóa CO 31, mà không cần đến các nguyên lý hoạt động được giải thích trên đây, tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp từ CO và H₂ do công suất hoặc các sản phẩm cuối cùng của nó. Bằng cơ cấu trao đổi nhiệt, nhiệt của quy trình được tạo ra trong quá trình biến đổi tỏa nhiệt trong bộ chuyển hóa CO 31, có thể được sử dụng để gia nhiệt các phần khác nhau của nhà máy hoặc để tạo ra điện để làm tăng hiệu quả của nhà máy được mô tả.

Đến nay, hỗn hợp gồm hydrocacbon, mà có thể không được xử lý tiếp một cách trực tiếp hoặc được bán theo cách có lợi như sản phẩm cuối cùng sau khi tách và xác định rõ, thu được như các sản phẩm thoát ra của bộ chuyển hóa CO 31, hydrocacbon,

ví dụ metan hoặc alkan mạch ngắn, có thể được tuần hoàn vào quy trình được mô tả trên đây. Đối với mục đích này, nhà máy 30 bao gồm phần kết nối tái sinh 39, mà có thể dẫn một phần hydrocacbon được sinh ra theo cách tổng hợp trở lại vào cửa vào hydrocacbon 4 của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3. Phụ thuộc vào chế phẩm được tuần hoàn, hydrocacbon được sinh ra theo cách tổng hợp, bước xử lý hoặc tách hydrocacbon không thích hợp được thực hiện trước khi đưa hydrocacbon không thích hợp vào cửa vào hydrocacbon 4.

Fig.4 thể hiện phương án khác của nhà máy 40 để tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp. Nhà máy 40 bao gồm nhà máy 20 được mô tả trên đây để tạo ra khí tổng hợp cũng như bộ chuyển hóa CO 31 như được mô tả trên đây với tham chiếu đến phương án trong Fig.3. Cửa ra khí tổng hợp 24 của buồng trộn 21 được kết nối với cửa vào khí tổng hợp 32 của bộ chuyển hóa CO 31. Buồng trộn 21 được thiết lập theo cách mà nó tạo ra khí tổng hợp được thích ứng với các nhu cầu của bộ chuyển hóa CO 31 trong việc sử dụng ở cửa ra khí tổng hợp 24. Các yếu tố khác của nhà máy 40 là giống như được mô tả trên đây và việc hoạt động của các yếu tố riêng lẻ hầu như xảy ra theo cách được mô tả trên đây.

Được xét đến rằng, phụ thuộc vào kích cỡ của nhà máy, nhiều bộ chuyển hóa hydrocacbon được hoạt động theo cách song song để tạo ra khả năng biến đổi mong muốn. Như được kể đến trên đây, bộ chuyển hóa hydrocacbon có thể được tạo cấu trúc như bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao và/hoặc như bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp. Bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao hoạt động ở nhiệt độ trên 1000°C và bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200 đến 1000°C , trong đó nguồn năng lượng bổ sung, ví dụ cơ cấu vi sóng, có thể được bố trí đối với năng lượng đưa vào một cách trực tiếp vào hydrocacbon để đạt được việc phân hủy hydrocacbon thành cacbon và hydro.

Đối với ví dụ đối với nhà máy với nhiều bộ chuyển hóa hydrocacbon được hoạt động song song, Fig.5 thể hiện phương án thêm nữa của nhà máy 30 để tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp. Fig.5 sử dụng các số tham chiếu giống như các phương án trước đây, đến nay các yếu tố giống nhau hoặc tương tự được mô tả. Theo phương án được thể hiện trong Fig.5, tổ hợp của bộ chuyển

hóa hydrocacbon nhiệt độ cao 3a và bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b được thể hiện thay thế cho bộ chuyển hóa hydrocacbon đơn lẻ 3.

Bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao 3a bao gồm cửa vào hydrocacbon 4a, cửa ra thứ nhất 5a để xả thải cacbon và cửa ra thứ hai 6a để xả thải hydro. Một lần nữa, cửa ra đơn lẻ 5a có thể được bố trí như hỗn hợp (đặc biệt là sol khí) gồm cacbon và hydro. Cửa ra thứ nhất 5a được kết nối với cửa vào C 11 của bộ chuyển hóa C 9 bởi phần kết nối 8. Cửa ra thứ hai tùy ý 6a của bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao 3a được kết nối với cửa vào H₂ 33 của bộ chuyển hóa CO 31. Bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao 3a tùy ý có thể bao gồm cửa ra thêm nữa cho cacbon (không được thể hiện trong Fig.5).

Bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b bao gồm buồng quy trình có cửa vào hydrocacbon 4b, cửa ra thứ nhất 5b để xả thải cacbon, cửa ra thứ hai 6b để xả thải hydro và cửa ra thứ ba tùy ý 7b để xả thải cacbon. Tốt hơn là, bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b bao gồm cơ cấu tách để tách hydro và cacbon sau khi phân hủy và để dẫn hydro và cacbon vào cửa ra tương ứng của chúng. Cửa ra thứ nhất 5b được kết nối một cách tùy ý với cửa vào C 11 của bộ chuyển hóa C 9 qua phần kết nối 8, nhưng cũng có thể được kết nối với cơ cấu kết nối cacbon. Cửa ra thứ hai 6b của bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b được kết nối với cửa vào H₂ 33 của bộ chuyển hóa CO 31. Cửa ra thứ ba tùy ý 7b được kết nối với cơ cấu gom cacbon, mà từ đó cacbon được gom có thể được rút ra, ví dụ như cacbon đen, than hoạt tính hoặc ở dạng khác.

Như được kể đến trên đây, cửa vào H₂ 33 của bộ chuyển hóa CO 31 và phần kết nối H₂ 36a, 36b là các yếu tố tùy ý, nếu việc đưa hydro qua phần kết nối H₂ 36a, 36b là không nhất thiết.

Hydrocacbon được đưa vào cửa vào hydrocacbon 4a và hydrocacbon được đưa vào cửa vào hydrocacbon 4b có thể là cùng hydrocacbon hoặc có thể là các hydrocacbon khác nhau. Hydrocacbon từ nguồn hydrocacbon thứ nhất có thể được đưa vào cửa vào hydrocacbon 4a, ví dụ khí tự nhiên từ nguồn khí tự nhiên. Tuy nhiên, ví dụ hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức được tạo ra theo cách tổng hợp có thể được đưa vào cửa vào hydrocacbon 4b của bộ chuyển hóa

hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b, ví dụ qua phản kết nối tuần hoàn tùy ý được kể đến trên đây 39. Do việc sử dụng vài bộ chuyển hóa hydrocacbon được hoạt động song song 3, 3a, 3b, nhà máy 30 có thể được tạo thang dễ dàng hơn, có thể được kiểm soát dễ dàng hơn và các loại cacbon khác nhau có thể được tạo ra.

Hơn nữa, bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao 3a ví dụ có thể được sử dụng một cách thuận lợi để tạo ra cacbon “nóng”, tốt hơn là ở nhiệt độ trên 1000°C, đối với quy trình biến đổi trong bộ chuyển hóa C 9. Cụ thể là, bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao 3a có thể hoạt động trong trường hợp này mà không cần cơ cấu tách, do hỗn hợp C-H₂, thu được bằng việc phân hủy, có thể được đưa một cách trực tiếp vào bộ chuyển hóa C. Trong trường hợp này, bộ chuyển hóa C 9 tạo ra khí tổng hợp có tỷ lệ trộn C-H₂ ví dụ khoảng 1:1 ở cửa ra.

Bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b, tuy nhiên, chủ yếu được sử dụng để tạo ra hydro bổ sung để tạo ra khí tổng hợp hoặc hỗn hợp C-H₂ có tỷ lệ trộn C-H₂ lớn hơn 1:3 trong bộ chuyển hóa CO 31. Do không có sự truyền nhiệt từ bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b đến quy trình tiếp theo là không cần thiết, bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b có thể được hoạt động một cách thuận lợi ở nhiệt độ dưới 1000°C và tốt hơn là nhiệt độ thấp nhất có thể có.

Do đó, một phần cacbon được tạo ra trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3a, 3b (tốt hơn là một phần từ bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao 3a) có thể được đưa vào bộ chuyển hóa C 9 trong thời gian hoạt động của nhà máy 30, trong khi phần khác (tốt hơn là phần từ bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b) có thể được trích từ quy trình như vật liệu thô để tạo ra các sản phẩm thêm nữa. Các sản phẩm này ví dụ là cacbon đen hoặc muội công nghiệp, than hoạt tính, các loại cụ thể của cacbon như các cacbon dạng đĩa và cacbon dạng nón v.v, mà thu được như vật liệu dạng rắn dạng bột đen. Cacbon này là sản phẩm kỹ thuật quan trọng, mà có thể ví dụ được sử dụng như chất làm đầy trong ngành công nghiệp cao su, như muội chứa sắc tố để in màu, mực in, sơn hoặc như vật liệu khởi đầu để sản xuất các thành phần điện, ví dụ ắc quy kẽm-cacbon và để tạo ra catốt hoặc anốt. Hydro dư bất kỳ có thể bị trích đối với ngành công nghiệp hóa học hoặc có thể được sử dụng để tạo ra điện (bằng sự đốt cháy hoặc bằng ngăn nhiên liệu), trong đó bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp 3b tốt hơn là

được hoạt động theo cách mà nó chỉ tạo ra hydro bổ sung cần thiết.

Fig.6 thể hiện phương án khác của nhà máy được mô tả trên đây 40 để tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp, trong đó nhiều bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao và/hoặc nhiệt độ thấp được hoạt động song song cũng được bố trí. Nhà máy 40 để tạo ra hydrocacbon được thể hiện trong Fig.6 khác với nhà máy 30 được thể hiện trong Fig.5 theo cách mà buồng trộn 21 được định vị ở phía trước (upstream) của bộ chuyển hóa CO 31. Buồng trộn 21 trộn khí tổng hợp được làm thích ứng một cách cụ thể với bộ chuyển hóa CO 31 và phân phối khí tổng hợp đến bộ chuyển hóa CO 31. Các nguyên tố được mô tả trong Fig.6 đã được mô tả trên đây và hoạt động theo các nguyên lý được mô tả trên đây. Do đó, không có phần mô tả chi tiết nào được đưa ra để tránh sự lặp lại.

Fig.7 và 8 thể hiện các phương án của các nhà máy 20 và 30 bao gồm cơ cấu trao đổi nhiệt C 25, cơ cấu trao đổi nhiệt khí tổng hợp 26 và cơ cấu trao đổi nhiệt H₂ 27, trong đó mỗi cơ cấu được kết nối với thiết bị động cơ/thiết bị tạo ra 45. Thiết bị động cơ/thiết bị tạo ra 45 là thích hợp với ít nhất một phần tạo ra điện từ nhiệt dư từ các phần khác nhau của nhà máy, trong đó điện này có thể được nạp vào hệ thống đường dây chính hoặc có thể được sử dụng để hoạt động nhà máy 20, đặc biệt là (các) bộ chuyển hóa hydrocacbon. Hơn nữa, thiết bị động cơ/thiết bị tạo ra 45 có thể được kết nối với cơ cấu trao đổi nhiệt (không được thể hiện trong Fig.8), mà tán xạ nhiệt được tạo ra bởi quy trình biến đổi tỏa nhiệt thực hiện bên trong bộ chuyển hóa CO 31. Do đó, mặt khác bộ chuyển hóa CO có thể được làm nguội theo cách được kiểm soát và được điều chỉnh, mà là có lợi đối với sự hoạt động của quy trình và mặt khác điện có thể được tạo ra. Thiết bị động cơ/thiết bị tạo ra 45 có thể là thiết bị bất kỳ mà thích hợp để biến đổi năng lượng nhiệt thành điện, ví dụ tổ hợp của tua bin hơi nước và bộ tạo ra hoặc động cơ pít tông và thiết bị tạo ra.

Trong thời gian hoạt động, thiết bị động cơ/thiết bị tạo ra 45 biến đổi nhiệt dư của nhà máy thành điện, nghĩa là nhiệt mà không cần thiết đối với sự biến đổi cacbon-nước.

Thiết bị động cơ/thiết bị tạo ra 45 và các cơ cấu trao đổi nhiệt 25, 26 và 27 là yếu tố tùy ý mà có thể được sử dụng ở tất cả các nhà máy được mô tả trên đây. Do

hiệt độ hoạt động trong bộ chuyển hóa hydrocacbon tương ứng 3, 3a, 3b, cacbon bị trệch từ các cửa ra cacbon thứ hai tương ứng 7, 7a, 7b cũng chứa lượng đáng kể của năng lượng nhiệt. Phụ thuộc vào nhiệt độ mong muốn của cacbon bị trệch, một lượng lớn năng lượng nhiệt này có thể được tiêu bởi các cơ cấu trao đổi nhiệt không được thể hiện trong các hình vẽ và nhiệt có thể được sử dụng lại trong các quy trình được mô tả trong bản mô tả này và/hoặc có thể được biến đổi thành điện bằng cách sử dụng thiết bị động cơ/thiết bị tạo ra 45.

Trong các nhà máy 30 và 40 để tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp, làm nguội hydro từ bộ chuyển hóa hydrocacbon 3, 3a, 3b và/hoặc làm nguội khí tổng hợp từ bộ chuyển hóa C 9 chỉ được thực hiện cho đến khi nhiệt độ của hydrocacbon và của hydro không nằm dưới nhiệt độ hoạt động của bộ chuyển hóa CO 31. Nhiệt độ hoạt động của bộ chuyển hóa CO 31 thường nằm trong khoảng từ 200 đến 400°C, phụ thuộc vào quy trình được chọn.

Trong tất cả các nhà máy được mô tả trên đây, bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể là bình phản ứng nhiệt độ cao hoạt động ở nhiệt độ cao hơn 1000°C (ví dụ thiết bị phản ứng Kvaerner nhiệt độ cao) hoặc bình phản ứng nhiệt độ thấp hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200°C đến 1000°C (ví dụ thiết bị phản ứng Kvaerner nhiệt độ thấp). Bình phản ứng nhiệt độ thấp được thử nghiệm hiện tại hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 400 đến 900°C. Trong trường hợp về bình phản ứng nhiệt độ thấp hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200 đến 900°C, được xét đến rằng cacbon được đưa vào được gia nhiệt sơ bộ trong phần kết nối 8 giữa bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 và bộ chuyển hóa C 9, do bộ chuyển hóa C 9 hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C và tốt hơn là từ 1000 đến 1200°C. Hơn nữa, sẽ trở nên rõ ràng dựa vào Fig.7 và 8 mà sự tổ hợp giữa các bộ chuyển hóa nhiệt độ cao và/hoặc nhiệt độ thấp có thể được sử dụng trong tất cả các nhà máy 1, 20, 30 và 40 được mô tả trên đây.

Trong tất cả các nhà máy 1, 20, 30 và 40 được mô tả trên đây, một phần cacbon được tạo ra trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3, 3a, 3b có thể bị trệch như cacbon đen, như than hoạt tính hoặc như vật liệu thô khác miễn là cacbon này không được chuyển hóa trong bộ chuyển hóa C 9 của nhà máy 1, 20, 30, 40. Sẽ còn được lưu ý rằng trong

tất cả các nhà máy được mô tả trên đây, nhiều bộ chuyển hóa C có thể được cung cấp, trong đó mỗi trong số các bộ chuyển hóa C này có thể biến đổi một phần cacbon thành khí tổng hợp khi nước được bổ sung vào. Hơn nữa, tùy ý là, việc tái tuần hoàn của các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp không mong muốn được tạo ra trong bộ chuyển hóa CO 31 bằng cách nạp hydrocacbon không mong muốn vào cửa vào hydrocacbon 4, 4a, 4b của bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể được thực hiện trong tất cả các nhà máy 30 và 40 được mô tả trên đây.

Trong các nhà máy 1, 20, 30, 40 và trong các phương pháp để tạo ra khí tổng hợp và/hoặc các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp, hydro dư có thể được tạo ra. Hydro dư được để lại qua ví dụ với khí tổng hợp có hàm lượng H_2 , và phụ thuộc vào hydrocacbon tổng hợp được tạo ra trong bộ chuyển hóa CO 31, đưa hydro vào buồng trộn 21 hoặc bộ chuyển hóa CO 31 có thể là không cần thiết. Trong các trường hợp này, hydro dư hoặc quá mức có thể được biến đổi thành điện một cách trực tiếp bằng cách đốt cháy hoặc bằng ngăn nhiên liệu. Do đó, phương pháp hầu như có thể hoạt động mà không cần nguồn điện bên ngoài. Điều này là đặc biệt có lợi với các nhà máy mà được hoạt động ở các vị trí ở xa, trong đó mạng lưới chung công suất lớn là không sẵn có. Cần được lưu ý thêm rằng một phần hydro được tạo ra trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3, có thể được chiết một cách trực tiếp từ quy trình và được bán như hàng hóa.

Trong tất cả các nhà máy, các dòng cacbon, khí tổng hợp và hydro và CO bên ngoài, một cách tương ứng, nằm trong giữa các bộ chuyển hóa 3, 9, 31 và buồng trộn 21 có thể được kiểm soát bằng các van, màng trập, thiết bị trượt, v.v.. Đặc biệt là, được xét đến rằng dòng chảy vào của khí tổng hợp và hydro một cách tương ứng CO vào bộ chuyển hóa CO 31 có thể được kiểm soát bằng các van. Sau đó, việc trộn khí tổng hợp và hydro một cách tương ứng CO với tỷ lệ mong muốn xảy ra một cách trực tiếp trong bộ chuyển hóa CO 31.

Trong tất cả các nhà máy được mô tả trên đây, bộ chuyển hóa CO 31 có thể gồm có nhiều bộ chuyển hóa CO (không được thể hiện trong các hình vẽ), trong đó tổng lượng hydro được tạo ra và được tách trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3, 3a, 3b và khí tổng hợp được tạo ra trong bộ chuyển hóa CO 9, có thể được chia tùy ý trong số

nhiều bộ chuyển hóa CO. Bộ chuyển hóa CO riêng lẻ có một trong số nhiều mô hình được thiết kế trên đây và phương thức hoạt động. Bộ chuyển hóa CO có thể có mô hình giống nhau hoặc các mô hình khác nhau hoặc các phương thức hoạt động. Trong các phương án có các bộ chuyển hóa CO khác nhau, các bộ chuyển hóa CO riêng lẻ có thể được hoạt động với khí tổng hợp có thể được cấu thành theo cách khác nhau và tạo ra các sản phẩm cuối khác nhau.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Để minh họa các phương pháp khác, một số ví dụ như sau:

Ví dụ 1

Nếu 1 phần metan được phân hủy trong bộ chuyển hóa hydrocacbon, thì một phần cacbon và hai phần hydro sẽ thu được. Cacbon phản ứng với một phần nước trong bộ chuyển hóa C và tạo ra một phần cacbon monoxit và một phần hydro. Sau khi bổ sung 1,1 phần hydro, khí tổng hợp có thể được cho phản ứng với parafin trong bộ chuyển hóa CO. Sau đó, hydro vẫn đủ để cracking parafin thành diezen, nhiên liệu tinh dầu hoặc kerosin trong nước thêm nữa.

Ví dụ 2

Nếu 1 phần propan (butan) được phân hủy trong bộ chuyển hóa hydrocacbon, thì 3 (4) phần cacbon và 4 (5) phần hydro sẽ thu được. Cacbon phản ứng với 3 (4) phần nước trong bộ chuyển hóa C và tạo ra 3 (4) phần cacbon monoxit và 3 (4) phần hydro. Sau khi bổ sung 3,3 (4,4) phần hydro, khí tổng hợp có thể được cho phản ứng với parafin trong bộ chuyển hóa CO. Trong cả hai trường hợp, lượng hydro còn lại là chỉ đủ để cracking parafin thành diezen, nhiên liệu tinh dầu hoặc kerosin trong bước thêm nữa.

Ví dụ 3

Nếu 1 phần dầu nặng (ví dụ $C_{20}H_{42}$) được phân hủy trong bộ chuyển hóa hydrocacbon, thì 20 phần cacbon và 21 phần hydro sẽ thu được. Cacbon phản ứng với 20 phần nước trong bộ chuyển hóa C và tạo ra 20 phần cacbon monoxit và 20 phần hydro. Sau khi bổ sung 21 phần hydro, khí tổng hợp có thể được cho phản ứng với 20

phần metanol trong bộ chuyển hóa CO khác.

Do đó, trong các phương pháp được mô tả trong bản mô tả này, hydro được sinh ra bằng cách phân hủy hydrocacbon trong bộ chuyển hóa hydrocacbon 3 được tách biệt với cacbon cũng được tạo ra trong bước phân hủy, hydro được tách có thể được bổ sung với tỷ lệ mong muốn bất kỳ vào khí tổng hợp có hàm lượng hydro thấp sau khi tạo ra khí tổng hợp có hàm lượng hydro thấp. Do đó, khoảng tỷ lệ của hydro với CO nằm trong khoảng từ 1,0 đến 3,0 có thể đạt được. Bằng sự oxy hóa riêng phần của cacbon dư, tỷ lệ $< 1,0$ có thể thu được và bằng sự không sử dụng cacbon dư, tỷ lệ $> 3,0$ có thể thu được.

Sáng chế đã được giải thích trong một số chi tiết đối với các phương án được ưu tiên, trong đó các dấu hiệu riêng lẻ của các phương án được mô tả có thể được kết hợp một cách tự do với nhau cho đến khi chúng tương thích. Ngoài ra, các dấu hiệu riêng lẻ của các phương án được mô tả có thể bị bỏ qua cho đến khi các dấu hiệu này là không nhất thiết một cách tuyệt đối. Nhiều biến đổi và độ lệch là hiển nhiên đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này mà không tách rời phạm vi của sáng chế. Theo phương án đơn giản một cách đặc biệt của nhà máy tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp, bộ chuyển hóa C có thể được thiết kế ví dụ như ống đơn giản (ví dụ như ống ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ cao mà không cần cơ cấu tách), trong đó cửa vào nước dẫn đến ống này. Cửa vào nước sẽ kết hợp ống sao cho hai dòng môi trường cũng được trộn. Ống sẽ được cách ly và có thể được kết nối với cơ cấu gia nhiệt ví dụ ở phần cửa vào để gia nhiệt ống, đặc biệt là lúc bắt đầu hoạt động đến nhiệt độ hoạt động. Ở phía sau nữa, ống có thể được kết nối với bộ trao đổi nhiệt được làm thích ứng để chiết nhiệt dư và để sử dụng nhiệt này để gia nhiệt các bộ phận khác của nhà máy và/hoặc để tạo ra điện. Ngoài ra, ống có thể bao gồm ống vào cho hydro (ví dụ ở phía sau từ bộ trao đổi nhiệt) sao cho cùng ống không chỉ có chức năng như bộ chuyển hóa C, mà còn có chức năng như buồng trộn để tạo ra khí tổng hợp có tỷ lệ trộn cụ thể. Ống vào cho hydro có thể bắt nguồn ví dụ từ cửa ra cho hydro của bộ chuyển hóa hydrocacbon nhiệt độ thấp (có cơ cấu tách). Trong trường hợp này, đầu thoát ra của ống, trong đó khí tổng hợp có tỷ lệ trộn được định trước có thể được xả thải, có thể kết thúc trong bộ chuyển hóa CO.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp bao gồm các bước sau:

phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro bằng cách đưa năng lượng vào, năng lượng này ít nhất một phần được cung cấp bởi nhiệt, trong đó cacbon và hydro có nhiệt độ ít nhất là 200°C sau bước phân hủy;

cho nước tiếp xúc với ít nhất một phần cacbon được tạo ra bởi bước phân hủy ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C, trong đó khi cho cacbon tiếp xúc với nước, cacbon thu được bởi bước phân hủy đã nguội đi một lượng không nhiều hơn 50% theo °C so với nhiệt độ của nó sau bước phân hủy;

biến đổi ít nhất một phần của nước và cacbon thu được bởi bước phân hủy thành khí tổng hợp;

trong đó cacbon thu được bởi bước phân hủy và hydro thu được bởi bước phân hủy cùng được cho tiếp xúc với nước.

2. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp bao gồm các bước sau:

phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro bằng cách đưa năng lượng vào, năng lượng này ít nhất một phần được cung cấp bởi nhiệt, trong đó cacbon và hydro có nhiệt độ ít nhất là 200°C sau bước phân hủy;

cho nước tiếp xúc với ít nhất một phần cacbon được tạo ra bởi bước phân hủy ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C, trong đó khi cho cacbon tiếp xúc với nước, cacbon thu được bởi bước phân hủy đã nguội đi một lượng không nhiều hơn 50% theo °C so với nhiệt độ của nó sau bước phân hủy;

biến đổi ít nhất một phần của nước và cacbon thu được bởi bước phân hủy thành khí tổng hợp;

trong đó cacbon thu được bởi bước phân hủy được tách khỏi hydro thu được bởi bước phân hủy trước bước cho cacbon tiếp xúc với nước, và trong đó ít nhất một phần hydro được tách được bổ sung vào khí tổng hợp được tạo ra bởi sự biến đổi.

3. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 2, trong đó ít nhất một phần hydro được bổ sung được tạo ra bằng cách phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon ở nhiệt độ dưới 1000°C bằng plasma vi sóng.
4. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 1 hoặc 2, trong đó bước phân hủy xảy ra ở nhiệt độ trên 1000°C; và trong đó cacbon được cho tiếp xúc với nước ở nhiệt độ ít nhất 1000°C.
5. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 1 hoặc 2, trong đó nhiệt được đòi hỏi để đạt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C cho sự biến đổi bất nguồn hoàn toàn từ nhiệt mà được cung cấp để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon.
6. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 1 hoặc 2, trong đó ít nhất một phần nhiệt của ít nhất một phần cacbon thu được bởi bước phân hủy và/hoặc một phần hydro thu được bởi bước phân hủy và/hoặc một phần khí tổng hợp được sử dụng để gia nhiệt nước trước khi cho nước tiếp xúc với cacbon và/hoặc được sử dụng để gia nhiệt buồng quy trình, trong đó nước được cho tiếp xúc với cacbon và/hoặc được sử dụng để tạo ra điện, trong đó điện được cung cấp như thành phần mang năng lượng để đưa năng lượng vào, trong đó năng lượng được sử dụng để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon.
7. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 1 hoặc 2, trong đó năng lượng để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon được đưa vào bằng plasma, và trong đó bước phân hủy được thực hiện trong thiết bị phản ứng Kvaerner.
8. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 7, trong đó cacbon được tạo ra bằng cách phân hủy và hydro được tạo ra bằng cách phân hủy được cho tiếp xúc với nước ở dạng sol khí.
9. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 1 hoặc 2, trong đó chất lưu chứa hydrocacbon để được phân hủy là khí tự nhiên, metan, khí ẩm, dầu nặng, hoặc hỗn hợp của chúng.
10. Phương pháp tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp, trong đó thứ nhất khí tổng hợp được tạo ra theo phương pháp theo một trong

số các điểm từ 1 đến 9, và trong đó khí tổng hợp được cho tiếp xúc với chất xúc tác để gây ra sự biến đổi của khí tổng hợp thành các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp, trong đó nhiệt độ của chất xúc tác và/hoặc khí tổng hợp được kiểm soát vòng mở hoặc được điều chỉnh vòng kín đến khoảng nhiệt độ định trước.

11. Phương pháp tạo ra các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp theo điểm 10, trong đó sự biến đổi của khí tổng hợp được thực hiện bằng một trong các quy trình sau: quy trình Fischer-Tropsch, quy trình SMDS, quy trình Bergius-Pier, quy trình Pier hoặc kết hợp của quy trình Pier và quy trình MtL.

12. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp bao gồm:

bộ chuyển hóa hydrocacbon để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro, trong đó bộ chuyển hóa hydrocacbon này bao gồm ít nhất một buồng quy trình có ít nhất một cửa vào cho chất lưu chứa hydrocacbon và ít nhất một cửa ra cho cacbon và/hoặc hydro và ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình, năng lượng này gồm có ít nhất một phần nhiệt;

bộ chuyển hóa C cho sự biến đổi của nước và cacbon, bộ chuyển hóa C này bao gồm ít nhất một buồng quy trình thêm nữa có ít nhất một cửa vào cho nước, ít nhất một cửa vào cho ít nhất là cacbon và ít nhất một cửa ra, trong đó cửa vào cho ít nhất là cacbon được kết nối trực tiếp với ít nhất một cửa ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon;

trong đó bộ chuyển hóa hydrocacbon, ít nhất một cửa ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon, bộ chuyển hóa C và ít nhất một cửa vào của bộ chuyển hóa C được làm thích ứng để cùng hướng cacbon và hydro được tạo ra trong bộ chuyển hóa hydrocacbon vào bộ chuyển hóa C.

13. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp bao gồm:

bộ chuyển hóa hydrocacbon để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro, trong đó bộ chuyển hóa hydrocacbon này bao gồm ít nhất một buồng quy trình có ít nhất một cửa vào cho chất lưu chứa hydrocacbon và ít nhất một cửa ra cho cacbon và/hoặc hydro và ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy

trình, năng lượng này gồm có ít nhất một phần nhiệt;

bộ chuyển hóa C cho sự biến đổi của nước và cacbon, bộ chuyển hóa C này bao gồm ít nhất một buồng quy trình thêm nữa có ít nhất một cửa vào cho nước, ít nhất một cửa vào cho ít nhất là cacbon và ít nhất một cửa ra, trong đó cửa vào cho ít nhất là cacbon được kết nối trực tiếp với ít nhất một cửa ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon;

trong đó cơ cấu tách được bố trí để tách cacbon thu được bằng cách phân hủy và hydro thu được bằng cách phân hủy, cơ cấu tách có các cửa ra riêng rẽ cho các vật liệu được tách đến từ cơ cấu tách, trong đó cửa ra cho cacbon được kết nối với bộ chuyển hóa C, trong đó ống vào riêng rẽ cho hydro đến từ cơ cấu tách được bố trí, ống vào cho hydro dẫn vào bộ chuyển hóa C hoặc vào buồng trộn được định vị ở phía sau.

14. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 12 hoặc 13, trong đó ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình được thiết kế theo cách mà ít nhất một cơ cấu có thể tạo ra, ít nhất theo cách cục bộ, các nhiệt độ trên 1000°C.

15. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 12 hoặc 13, trong đó ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình bao gồm cơ cấu plasma hoặc cơ cấu plasma vi sóng.

16. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 12 hoặc 13, trong đó buồng quy trình thêm nữa của bộ chuyển hóa C được tạo thành bởi ống ra của bộ chuyển hóa hydrocacbon, trong đó ống ra được kết nối với cửa vào cho nước.

17. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 12 hoặc 13, trong đó bộ chuyển hóa hydrocacbon bao gồm thiết bị phản ứng Kvaerner.

18. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 12 hoặc 13, trong đó bộ chuyển hóa hydrocacbon còn được làm thích ứng để tạo ra sol khí bao gồm cacbon và hydro.

19. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 12 hoặc 13 có ít nhất một bộ chuyển hóa hydrocacbon bổ sung để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro, bộ chuyển hóa hydrocacbon bổ sung này bao gồm:

ít nhất một buồng quy trình có ít nhất một cửa vào cho chất lưu chứa

hydrocacbon;

ít nhất một cơ cấu để đưa năng lượng vào buồng quy trình, năng lượng này ít nhất một phần gồm có nhiệt;

cơ cấu tách để tách cacbon thu được bằng cách phân hủy và hydro thu được bằng cách phân hủy, trong đó cơ cấu tách có các cửa ra riêng rẽ cho cacbon và hydro, trong đó cửa ra cho hydro được kết nối với ống vào riêng rẽ cho hydro.

20. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 19, trong đó ít nhất một bộ chuyển hóa hydrocacbon bổ sung thuộc loại thực hiện việc phân hủy ở các nhiệt độ dưới 1000°C bằng plasma vi sóng.

21. Thiết bị để biến đổi khí tổng hợp thành các hydrocacbon được tạo chức và/hoặc không được tạo chức tổng hợp bao gồm:

thiết bị theo một trong số các điểm từ 12 đến 20; và

bộ chuyển hóa CO có buồng quy trình, trong đó chất xúc tác được định vị, và phương tiện để cho khí tổng hợp tiếp xúc với chất xúc tác, và cơ cấu kiểm soát để kiểm soát vòng mở hoặc điều chỉnh vòng kín nhiệt độ của chất xúc tác và/hoặc khí tổng hợp đến nhiệt độ định trước.

22. Thiết bị theo điểm 21, trong đó bộ chuyển hóa CO bao gồm một trong các bộ chuyển hóa sau: bộ chuyển hóa Fischer-Tropsch, bộ chuyển hóa SMDS, bộ chuyển hóa Bergius-Pier, bộ chuyển hóa Pier hoặc kết hợp của bộ chuyển hóa Pier với bộ chuyển hóa MtL.

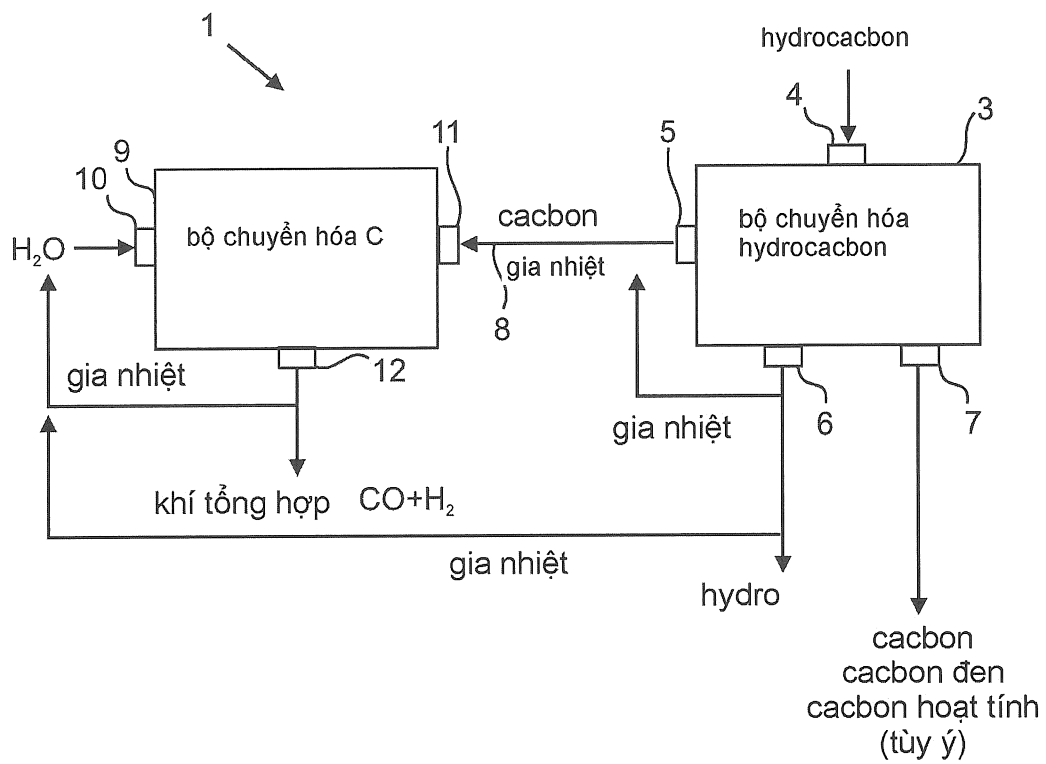


Fig. 1

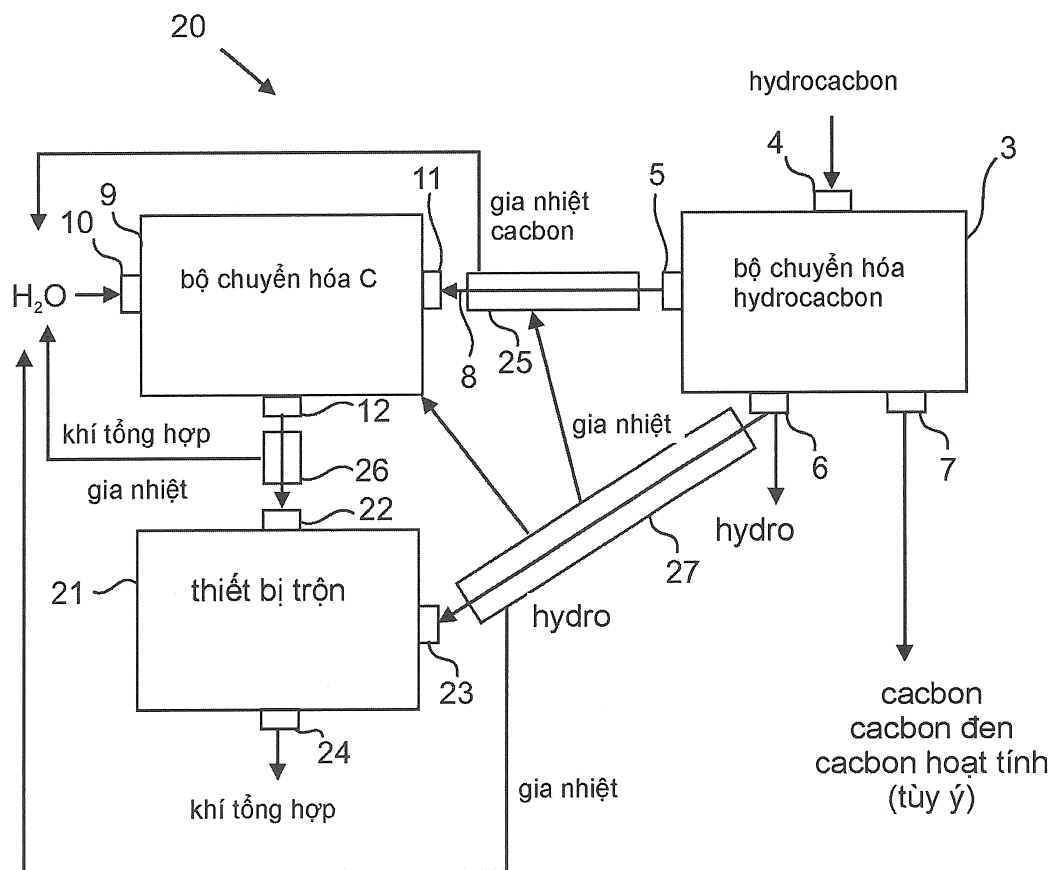


Fig. 2

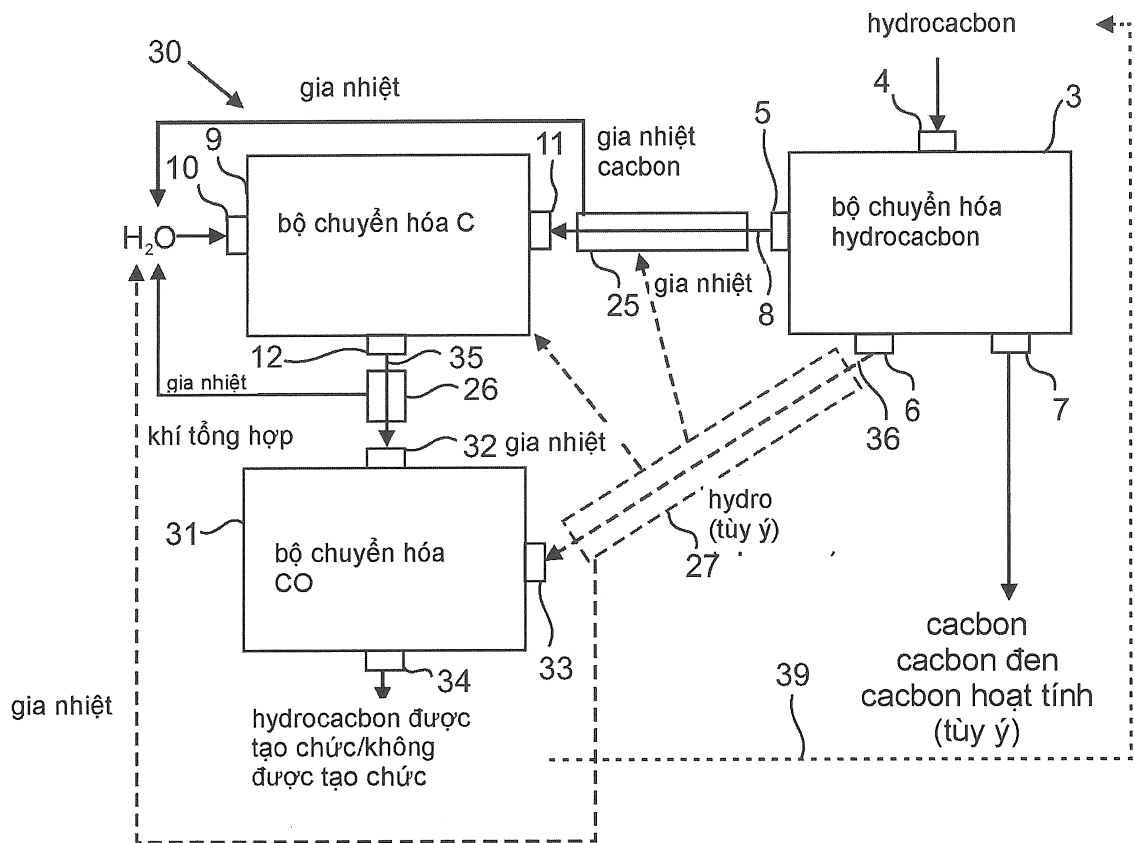


Fig. 3

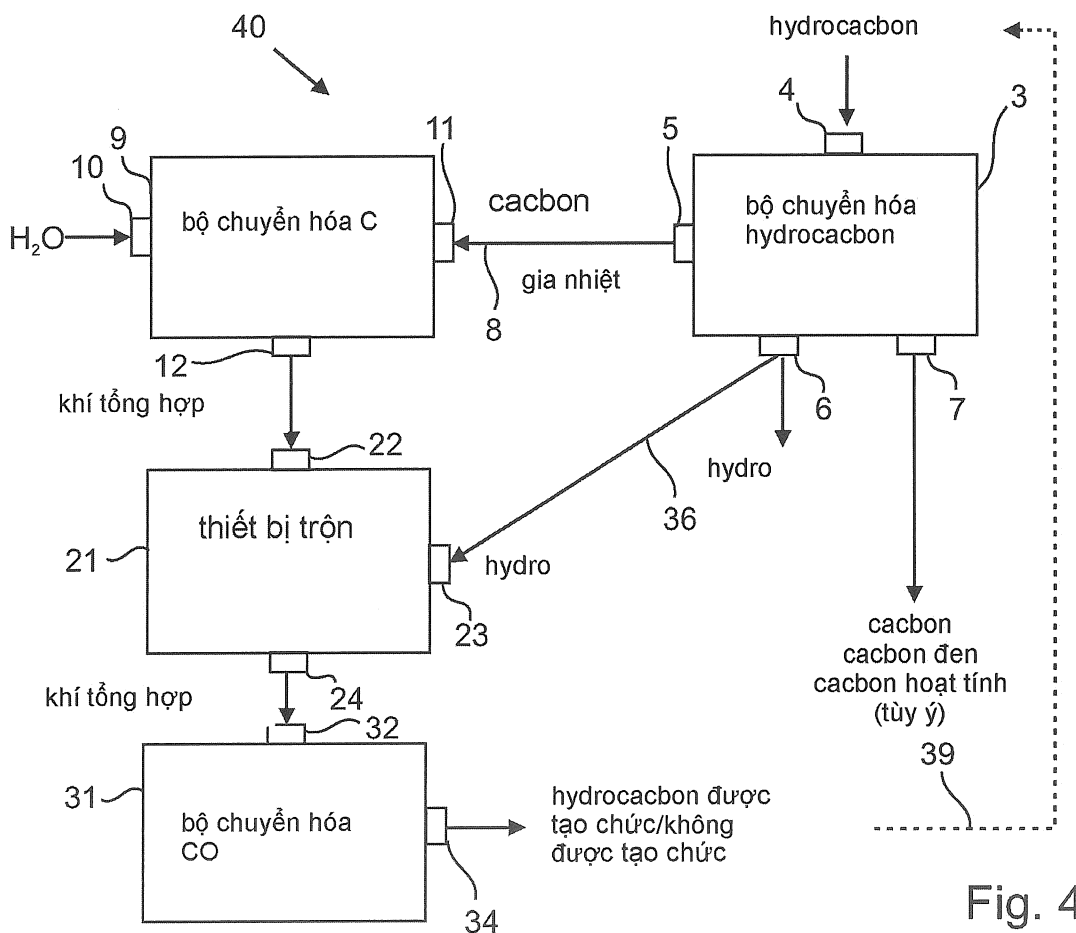


Fig. 4

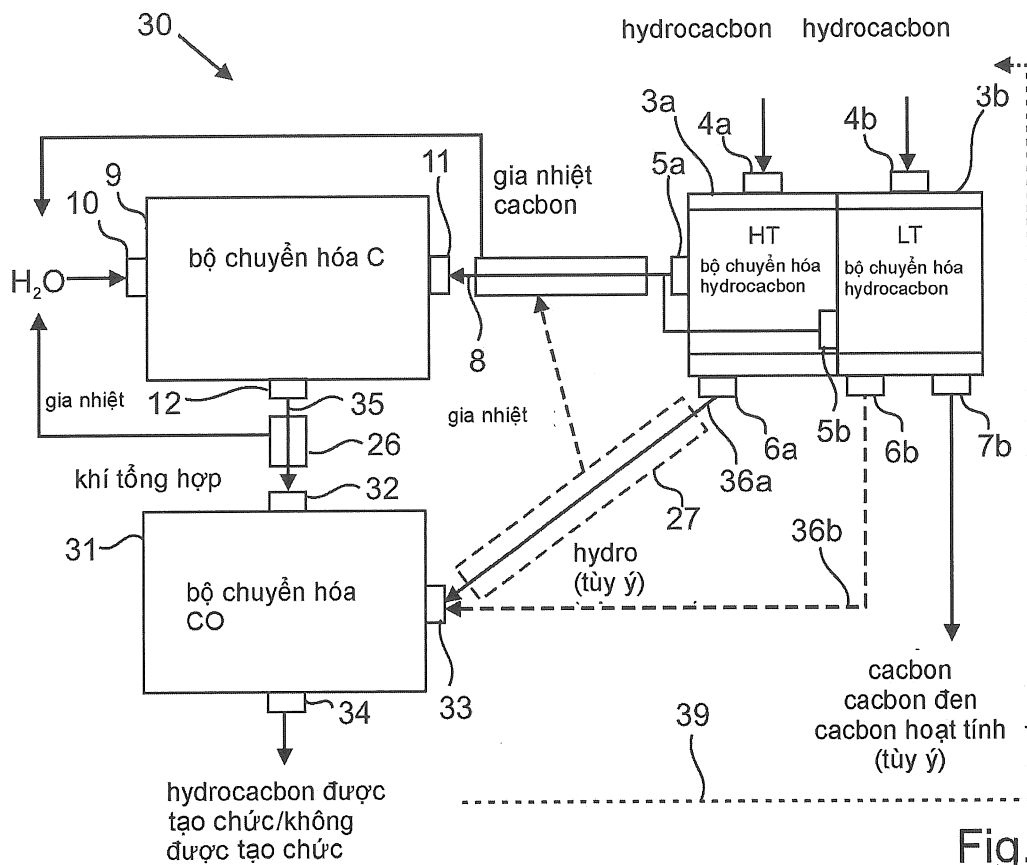


Fig. 5

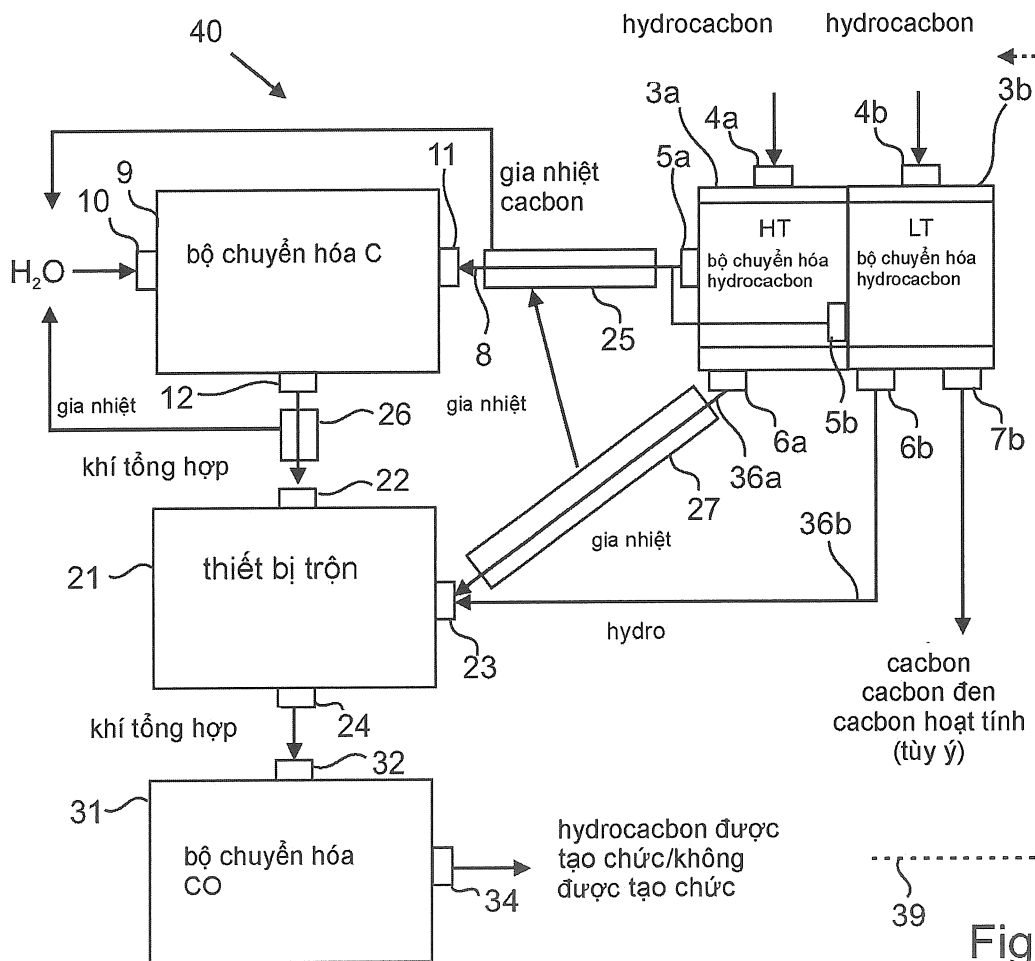


Fig. 6

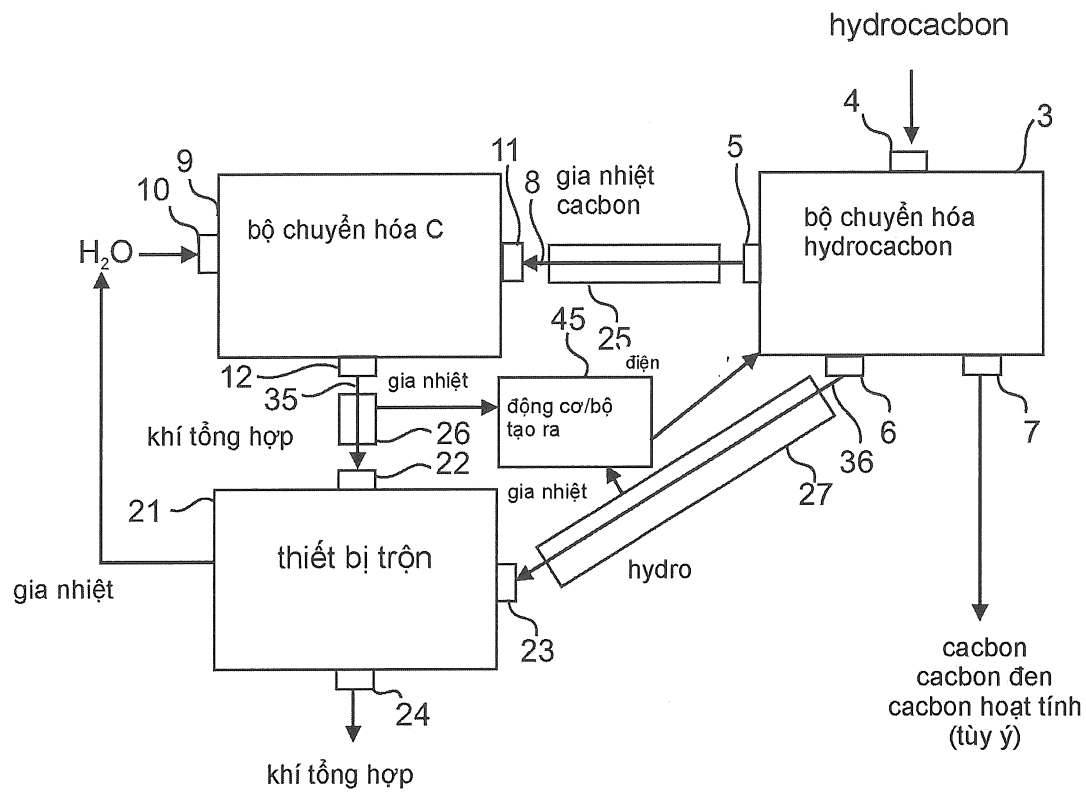


Fig. 7

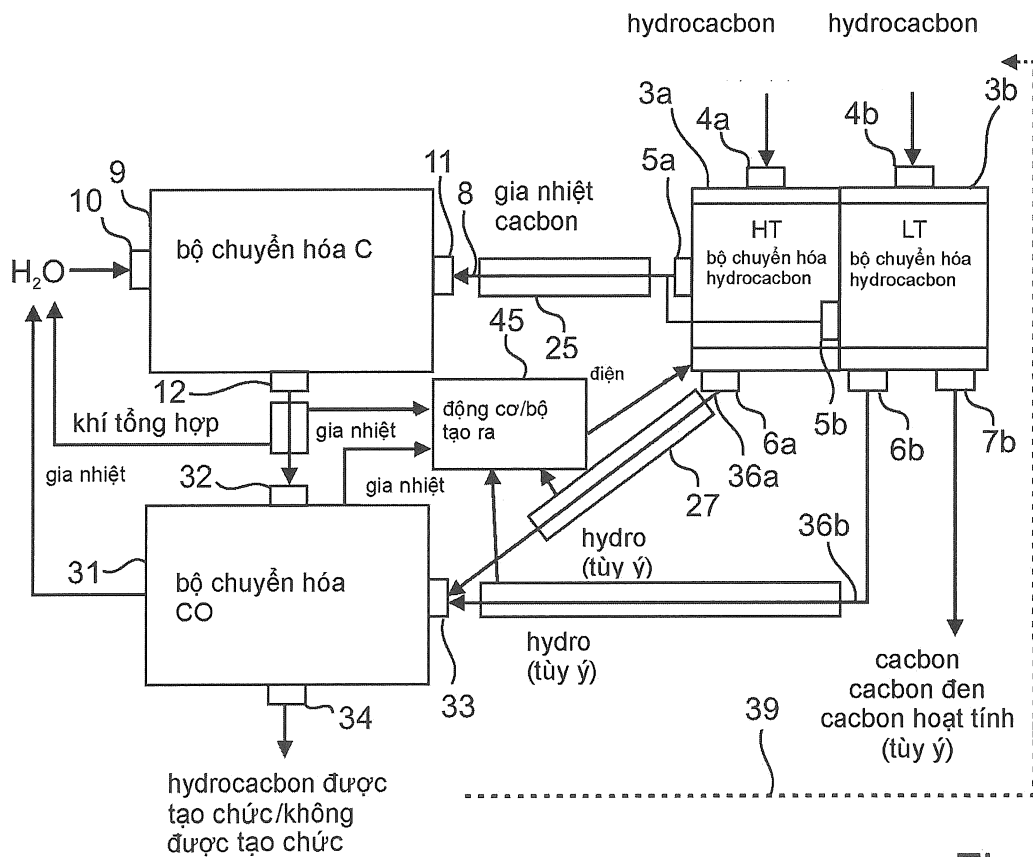


Fig. 8