



(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)



1-0030698

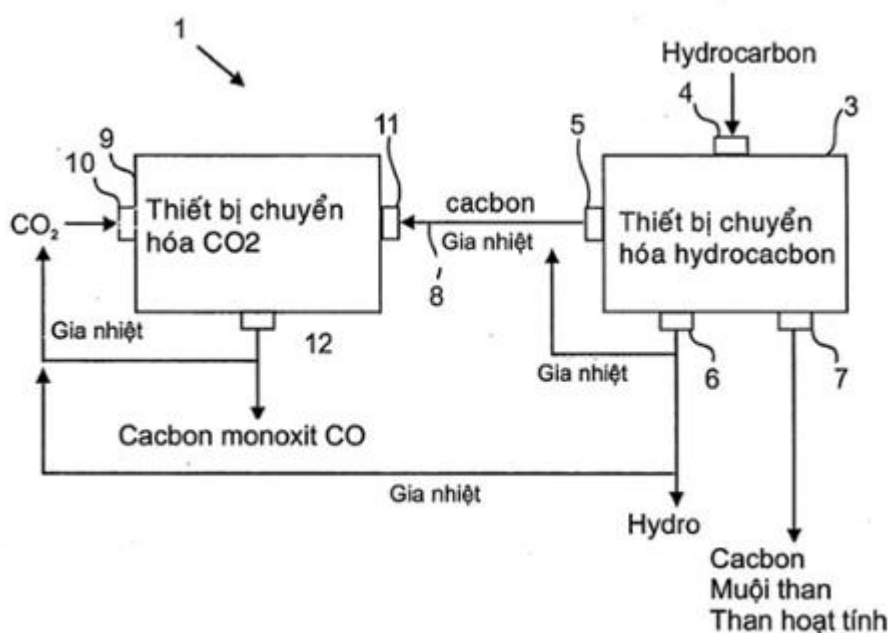
(51)⁷ C01B 3/24; C10G 2/00; C10J 3/00;
C01B 31/18

(13) B

(21) 1-2014-02035 (22) 20/12/2012
(86) PCT/EP2012/005309 20/12/2012 (87) WO2013/091878 27/06/2013
(30) 10 2011 122 562.9 20/12/2011 DE; 10 2012 008 933.3 04/05/2012 DE; 10 2012 015 314.7 02/08/2012 DE
(45) 25/01/2022 406 (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 CHUYỂN HÓA CACBON DIOXIT THÀNH CACBON MONOXIT

(57) Sáng chế đề cập đến phương pháp và thiết bị chuyển hóa cacbon dioxit CO₂ thành cacbon monoxit CO bằng cách sử dụng hydrocarbon. Chi tiết hơn, sáng chế đề cập đến phương pháp và thiết bị để tạo ra khí tổng hợp và quy trình và thiết bị chuyển hóa khí tổng hợp thành hydrocarbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp sử dụng CO₂ và hydrocarbon. Bằng các phương pháp và thiết bị này, cacbon dioxit được phát thải bởi các quy trình công nghiệp có thể được chuyển hóa và lượng cacbon dioxit được thải vào khí quyển có thể được giảm.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến phương pháp và thiết bị tạo ra cacbon monoxit từ hydrocacbon và CO₂.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Lượng cacbon dioxit (CO₂) được xem là khí phá hủy môi trường, được tạo ra do sự phát sinh năng lượng và các quy trình công nghiệp khác. Những nỗ lực lớn được thực hiện để tránh việc tạo ra cacbon dioxit. Hơn nữa, các cố gắng này được thực hiện để tách cacbon dioxit được tạo ra khỏi các khói thải và tích tụ cacbon dioxit. Một ví dụ là khái niệm lưu trữ CO₂ hoặc bẫy và lưu trữ khí cacbon, được viết tắt là CCS (Carbon-Capture-to-Storage), trong đó CO₂ được tách ra khỏi các khí thải, sau đó nén và lưu trữ dưới lớp vỏ trái đất thích hợp. Quy trình CCS là đắt, tốn năng lượng, hạn chế về dung lượng lưu trữ và bị người dân phản đối một cách mạnh mẽ vì nhiều lý. Ít nhất ở Đức, tính khả thi về kỹ thuật và chính trị dường như là đã bị thất bại.

Khả năng khác để sử dụng cacbon dioxit làm nguyên liệu ban đầu cho các quy trình công nghiệp khác, cụ thể, làm nguyên liệu ban đầu cho công nghiệp chất dẻo để sản xuất polyurethan, như được thực hiện bởi Bayer AG theo dự án CO2RRECT. Liên quan đến lượng CO₂ trong đó, việc sử dụng CO₂ làm nguyên liệu ban đầu chỉ là một ứng dụng thích hợp, vì tất cả việc sản xuất sản phẩm cuối toàn cầu của ứng dụng này là quá thấp để chuyển hóa một lượng cacbon dioxit đáng kể được phát thải.

Không có khái niệm nào đưa ra các ứng dụng mà cho phép liên kết lượng lớn cacbon dioxit hoặc được chấp nhận một cách rộng rãi việc thực hiện chúng.

Khí tổng hợp, là hỗn hợp khí chứa cacbon monoxit và hydro mà có thể chứa cacbon dioxit. Ví dụ, khí tổng hợp được tạo ra bằng sự hóa khí của nhiên liệu chứa cacbon thành sản phẩm khí có giá trị nhiệt xác định. Khí tổng hợp có mật độ năng lượng khí tự nhiên khoảng 50%. Khí tổng hợp có thể đốt cháy được và do đó được sử

dùng làm nguồn nhiên liệu. Khí tổng hợp có thể được sử dụng làm sản phẩm trung gian trong quá trình tạo ra các sản phẩm hóa học khác nhau. Ví dụ, khí tổng hợp có thể được tạo ra bằng sự hóa khí than hoặc rác thải. Trong quá trình tạo ra khí tổng hợp, cacbon có thể được cho phản ứng với nước, hoặc hydrocacbon có thể được cho phản ứng với oxy. Các công nghệ đã biết để xử lý khí tổng hợp để tạo ra các khí tự nhiên, phân bón, hóa chất và các sản phẩm hóa học khác. Tuy nhiên, các kỹ thuật đã biết nhiều nhất (chẳng hạn phản ứng dịch chuyển nước) để tạo ra và chuyển hóa khí tổng hợp có vấn đề là việc tổng hợp lượng hydro yêu cầu gây ra việc tạo ra số lượng lớn CO₂ dư được thải ra cuối cùng vào khí quyển là khí phá hủy khí hậu. Công nghệ sản xuất khí tổng hợp đã biết khác, sự oxy hóa một phần metan theo công thức $2\text{CH}_4 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO} + 4\text{H}_2$, cho phép đạt tỷ lệ lớn nhất của H₂:CO là 2,0. Tuy nhiên, nhược điểm của nó là việc sử dụng oxy tinh khiết mà là năng lượng được sản xuất nghiêm ngặt.

DD 276 098 A1 mô tả việc sử dụng vật liệu hoàn thiện hơn khí tự nhiên ở các nhà máy trung chỉnh khí. Cụ thể, quy trình tạo ra muội than từ khí tự nhiên bằng nhiệt phân hồ quang điện được mô tả trong số các tài liệu khác. Hơn nữa, US 4 040 976 A mô tả việc xử lý vật liệu chứa cacbon, cụ thể là than, với cacbon dioxit để tạo ra khí cacbon monoxit. Theo cách xử lý trên đây, cacbon dioxit đầu tiên được trộn với vật liệu chứa cacbon và sau đó được làm nóng nhanh trong thiết bị phản ứng in với cacbon dioxit ở tốc độ > 500°C/s, và được làm nguội nhanh ngay do đó, trong đó pha làm lạnh kéo dài từ 0,1 đến 50 ms và tổng thời gian tiếp xúc của các chất phản ứng bị giới hạn ở khoảng thời gian từ 10ms đến 5s. Hơn nữa, việc tạo ra cacbon monoxit ở dạng plasma là đã biết trong US 4 190 636 A, trong đó dạng plasma được tạo ra từ cacbon dioxit, mà cacbon dạng rắn được đưa vào trong đó. Sản phẩm thu được được dùng phản ứng bằng nhiệt và được lọc để thu được cacbon monoxit.

EP 0 219 163 A2 bộc lộ phương pháp tạo ra khí tổng hợp, trong đó vật liệu chứa hydrocacbon được phân hủy thành cacbon và hydro trong khoang thiết bị phản ứng thứ nhất, và trong đó cacbon được chuyển đến khoang thiết bị phản ứng thứ hai và phản ứng với hơi H₂O trong khoang thiết bị phản ứng thứ hai.

GB 873 213 A2 bộ lộ phương pháp tạo ra khí tổng hợp, trong đó hydrocacbon thứ nhất được phân hủy thành cacbon bằng chất xúc tác, và sau đó chất xúc tác tiếp xúc với cacbon được phá vỡ thành CO₂.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Do đó, để giải quyết các vấn đề nêu trên, sáng chế đề xuất phương pháp chuyển hoá CO₂, phương pháp này có khả năng làm giảm hữu hiệu lượng cacbon dioxit được phát thải bởi các quy trình công nghiệp và cho phép sản xuất các sản phẩm hóa học theo yêu cầu.

Sáng chế đề xuất phương pháp theo một trong số các điểm 1, 11 hoặc 14 yêu cầu bảo hộ và thiết bị theo một trong số các điểm 18, 24 hoặc 27 yêu cầu bảo hộ. Các phương án khác có thể được suy ra từ các điểm phụ thuộc.

Cụ thể, phương pháp chuyển hoá cacbon dioxit CO₂ thành cacbon monoxit CO bao gồm phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro bằng cách tạo ra năng lượng mà ít nhất được tạo ra một phần bằng nhiệt, nhờ đó cacbon và hydro có nhiệt độ ít nhất 200°C sau bước phân hủy. Do đó, ít nhất một phần cacbon được tạo ra bằng bước phân hủy được trộn với khí CO₂, trong đó cacbon được tạo ra bằng bước phân hủy làm nguội 50% tính theo °C so với nhiệt độ của nó sau bước phân hủy khi trộn với khí CO₂, và trong đó ít nhất một phần khí CO₂ và phần cacbon được tạo ra bằng bước phân hủy được chuyển hóa thành CO ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C. Phương pháp này cho phép chuyển hóa CO₂ thành CO theo cách đơn giản và hiệu quả, trong đó ít nhất một phần năng lượng đòi hỏi để tạo ra cacbon (bằng cách phân hủy hydrocacbon) dưới dạng nhiệt được sử dụng trong bước chuyển hóa.

Điều này đặc biệt đúng, nếu bước phân hủy diễn ra ở nhiệt độ trên 1000°C và cacbon được trộn với khí CO₂ ở nhiệt độ ít nhất 800°C, vì trong trường hợp này không cần nhiệt bổ sung hoặc chỉ cần lượng nhiệt bổ sung rất nhỏ để chuyển hóa CO₂ thành CO. Tốt hơn là, nhiệt độ yêu cầu đạt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C (cụ thể là khoảng 1000°C) để chuyển hóa CO₂ được tạo ra gần như hoàn toàn bằng nhiệt để được sử dụng cho việc phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon. Ở đây, gần

như hoàn toàn nghĩa là ít nhất 80%, cụ thể là ít nhất 90% nhiệt yêu cầu tạo ra từ bước phân hủy.

Theo một phương án, cả cacbon thu được bằng bước phân hủy và hydro thu được bằng bước phân hủy được trộn kết hợp với khí CO_2 . Hydro không gây tổn hại cho sự chuyển hóa và có thể đóng vai trò làm chất truyền nhiệt bổ sung. Điều này là đặc biệt có lợi, nếu cacbon và hydro có nhiệt độ 1000°C (nhiệt độ chuyển hóa hoặc nhiệt độ biến đổi được ưu tiên) hoặc cao hơn. Trong trường hợp này, khí sau khi chuyển hóa là CO không tinh khiết mà không phải khí tổng hợp.

Theo cách khác, cacbon thu được bằng bước phân hủy có thể được tách biệt với hydro thu được bằng bước phân hủy trước khi trộn với khí CO_2 .

Để tăng hiệu suất năng lượng của phương pháp, ít nhất một phần nhiệt của ít nhất một phần cacbon và/hoặc phần hydro thu được bằng bước phân hủy có thể được sử dụng để gia nhiệt khí CO_2 trước bước trộn khí CO_2 với cacbon và/hoặc để có thể được sử dụng để gia nhiệt khoang xử lý, trong đó khí CO_2 được trộn với cacbon. Trong trường hợp này cần lưu ý rằng CO có nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C sau khi chuyển hóa và ít nhất một phần nhiệt của nó có thể được sử dụng để gia nhiệt sơ bộ khí CO_2 trước bước trộn khí CO_2 với cacbon. Cũng có thể là ít nhất một phần nhiệt của ít nhất một phần cacbon và/hoặc phần hydro thu được bằng bước phân hủy và/hoặc phần CO sau khi chuyển hóa có thể được sử dụng để tạo ra điện mà có thể được sử dụng làm vật mang năng lượng để đưa năng lượng để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon.

Tốt hơn là, năng lượng để phân hủy hydrocacbon chủ yếu được đưa vào qua thể plasma. Do đó, đây là phương pháp trực tiếp cụ thể và có hiệu quả để đưa năng lượng. Tốt hơn là, bước phân hủy được thực hiện trong thiết bị phản ứng Kvaerner cho phép phân hủy dòng hydrocacbon liên tục.

Trong phương pháp tạo ra khí tổng hợp, đầu tiên CO_2 được chuyển hóa hoặc được biến đổi thành CO như được mô tả trên đây và, sau đó, CO được trộn với hydro. Tốt hơn là, hydro bắt nguồn từ bước phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành

cacbon và hydro bằng cách đưa năng lượng vào mà ít nhất được thực hiện một phần bằng nhiệt. Do đó, bước phân hủy có thể tạo ra cacbon và cả hydro cần thiết để chuyển hóa CO_2 trong một bước. Theo một phương án, ít nhất một phần hydro được tạo ra bằng cách phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon ở nhiệt độ dưới 1000°C , cụ thể là dưới 600°C , bằng thể plasma vi sóng. Khi hydro bổ sung (nhiều hơn lượng thu được bằng việc sản xuất cacbon cần thiết để chuyển hóa CO_2) được yêu cầu để đạt đến tỷ lệ trộn khí tổng hợp, tốt hơn là sản xuất hydro nêu trên theo cách có hiệu suất năng lượng ở nhiệt độ thấp từ chất lưu chứa hydrocacbon. Tốt hơn là, tỷ lệ CO so với hydro trong khí tổng hợp được điều chỉnh đến trị số nằm trong khoảng từ 1:1 đến 1:3, cụ thể là trị số 1:2,1.

Trong phương pháp tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp, ban đầu khí tổng hợp được tạo ra như được mô tả trên đây, và khí tổng hợp đưa đến tiếp xúc tới chất xúc tác thích hợp để tạo ra sự chuyển hóa khí tổng hợp thành hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp, trong đó nhiệt độ của chất xúc tác và/hoặc khí tổng hợp được điều chỉnh (chu trình mở) hoặc (chu trình khép kín) được điều chỉnh đến khoảng nhiệt độ định trước. Bằng cách này, khí tổng hợp có thể được tạo ra bằng cách trộn CO với hydro, hoặc trước khi hoặc khi đưa nó vào tiếp xúc với chất xúc tác.

Theo một phương án, chuyển hóa khí tổng hợp được thực hiện bằng quy trình Fischer-Tropsch, cụ thể là quy trình SMDS. Theo cách khác, việc chuyển hóa 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 (MtL = metanol hóa lỏng). Đó là việc chọn quy trình mà việc chọn này được xác định bản chất của hydrocacbon tổng hợp được chức hóa và/hoặc không được chức hóa một cách rộng rãi.

Tốt hơn là, chất lưu chứa hydrocacbon bị phân hủy thành khí tự nhiên, metan, khí ướt, dầu nặng, hoặc hỗn hợp của nó.

Thiết bị chuyển hóa cacbon dioxit CO_2 thành cacbon monoxit CO bao gồm thiết bị chuyển hoá hydrocacbon để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro, trong đó thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bao gồm ít nhất một khoang xử lý có

ít nhất một lối vào cho chất lưu chứa hydrocacbon và ít nhất một lối thoát ra cho cacbon và/hoặc hydro và ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý, năng lượng chứa ít nhất một phần nhiệt. Thiết bị còn bao gồm thiết bị chuyển hoá CO_2 để chuyển hóa CO_2 thành CO, thiết bị chuyển hoá CO_2 bao gồm ít nhất một khoang xử lý bổ sung có ít nhất một lối vào cho CO_2 , ít nhất một lối thoát ra cho ít nhất cacbon và ít nhất một lối thoát ra, trong đó lối thoát ra cho ít nhất cacbon được nối trực tiếp với ít nhất một lối thoát ra của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon. Ở đây, thuật ngữ "được nối trực tiếp" mô tả cacbon ra khỏi thiết bị chuyển hóa hydrocacbon không làm mát xuống so với hơn 50% nhiệt độ của nó tính theo $^{\circ}\text{C}$, tốt hơn là không nhỏ hơn 20%, trên đường đến thiết bị chuyển hoá CO_2 mà không sử dụng năng lượng bổ sung để gia nhiệt cacbon. Bộ phận tách, tách cacbon khỏi hydro, có thể được bố trí giữa vị trí của bước phân hủy và ít nhất lối thoát ra của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon. Bộ phận tách này có thể tạo ra phần thiết bị chuyển hóa hydrocacbon hoặc có thể được bố trí bên ngoài thiết bị chuyển hóa hydrocacbon làm bộ phận tách. Bộ phận tách giữa lối thoát ra của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon và lối vào của thiết bị chuyển hoá C không gây tổn hại cho việc nối trực tiếp miễn là đạt được điều kiện nêu trên.

Tốt hơn là, ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý được kết cấu sao cho có thể ít nhất tạo ra nhiệt độ cục bộ trên 1000°C , cụ thể là trên 1500°C . Theo một phương án, ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý là bộ phận plasma. Cụ thể, nếu nhiệt độ phân hủy được giữ dưới 1000°C , ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý tốt hơn là bao gồm bộ phận plasma vi sóng.

Đối với phương án đơn giản cụ thể của thiết bị, khoang xử lý của thiết bị chuyển hoá CO_2 được tạo ra bằng ống dẫn thoát ra của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon mà được nối với ống cấp khí CO_2 .

Theo một phương án của sáng chế, bộ phận tách để tách cacbon và hydro được tạo ra bằng cách phân hủy được bố trí gần thiết bị chuyển hóa hydrocacbon, và tách các lối thoát ra khỏi bộ phận tách được bố trí cho các nguyên liệu được tách, trong đó lối thoát ra cacbon được nối với thiết bị chuyển hoá CO_2 .

Tốt hơn là, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon là thiết bị phản ứng Kvaerner có

thể tạo ra nhiệt độ cần thiết để phân hủy liên tục chất lưu chứa hydrocacbon trong thời gian vận hành dài.

Thiết bị tạo ra khí tổng hợp bao gồm thiết bị thuộc loại được mô tả trên đây cũng như ít nhất một ống cấp riêng để cấp hydro vào thiết bị chuyển hoá CO_2 hoặc khoang trộn lõi thoát ra. Thiết bị này cho phép tạo ra khí tổng hợp đơn giản và hữu hiệu từ CO_2 và chất lưu chứa hydrocacbon.

Theo một phương án, thiết bị tạo ra khí tổng hợp bao gồm ít nhất một thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bổ sung để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro. Ít nhất một thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bổ sung nữa bao gồm ít nhất một khoang xử lý có ít nhất một lõi vào cho chất lưu chứa hydrocacbon, ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý, trong đó năng lượng ít nhất một phần chứa nhiệt, và bộ phận tách để tách cacbon và hydro, mà thu được bằng cách phân hủy, bằng bộ phận tách các lõi thoát ra riêng cho cacbon và hydro, trong đó lõi thoát ra cho hydro được nối với ống cấp riêng dùng cho hydro. Vì lý do hiệu suất năng lượng, ít nhất một thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bổ sung tốt hơn là loại thực hiện phân hủy ở nhiệt độ dưới 1000°C , cụ thể là dưới 600°C , bằng thể plasma vi sóng.

Thiết bị chuyển hóa khí tổng hợp thành hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp bao gồm thiết bị tạo ra khí tổng hợp của loại của thể trên đây và thiết bị chuyển hóa CO. Thiết bị chuyển hóa CO bao gồm khoang xử lý được bố trí chất xúc tác, bộ phận đưa khí tổng hợp vào tiếp xúc với chất xúc tác và bộ phận điều khiển để điều khiển (chu trình mở) hoặc (chu trình khép kín) điều chỉnh nhiệt độ của chất xúc tác và/hoặc khí tổng hợp đến nhiệt độ xác định. Bằng cách này, các phần của thiết bị tạo ra khí tổng hợp có thể được tích hợp thành thiết bị chuyển hóa CO, chẳng hạn khoang trộn dùng cho CO và hydro bổ sung. Theo một phương án, thiết bị chuyển hóa CO bao gồm thiết bị chuyển hóa Fischer-Tropsch, cụ thể là thiết bị chuyển hóa SMDS. Theo cách khác, thiết bị chuyển hóa CO có thể bao gồm thiết bị chuyển hóa Bergius-Pier, thiết bị chuyển hoá Pier hoặc tổ hợp của thiết bị chuyển hoá Pier và thiết bị chuyển hóa MtL. Cũng có thể là một số thiết bị chuyển hóa CO cùng loại hoặc khác loại được bố trí trong thiết bị.

Tốt hơn là, thiết bị bao gồm bộ phận điều khiển để điều khiển hoặc điều chỉnh áp suất khí tổng hợp bên trong thiết bị chuyển hóa CO.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Sau đây, sáng chế được giải thích chi tiết hơn bằng cách tham chiếu đến một số phương án và hình vẽ, trong đó

- Fig. 1 là sơ đồ thể hiện thiết bị tạo ra cacbon monoxit;
- Fig. 2 là sơ đồ thể hiện thiết bị tạo ra khí tổng hợp;
- Fig. 3 là sơ đồ thể hiện thiết bị tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa;
- Fig. 4 là sơ đồ thể hiện thiết bị khác để tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa theo phương án khác;
- Fig. 5 là sơ đồ thể hiện thiết bị tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa theo phương án khác;
- Fig. 6 là sơ đồ thể hiện thiết bị tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa theo phương án khác;
- Fig. 7 là sơ đồ thể hiện thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo phương án khác; và
- Fig. 8 là sơ đồ thể hiện thiết bị tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa theo phương án khác.

Mô tả chi tiết sáng chế

Lưu ý rằng các thuật ngữ trên, dưới, phải và trái cũng như các thuật ngữ tương tự trong phần mô tả sau đây đề cập đến phương hướng và cách bố trí tương ứng, được thể hiện trong các hình vẽ và chỉ có ý nghĩa mô tả các phương án. Các thuật ngữ này không giới hạn. Hơn nữa, trong các hình vẽ khác nhau, các số chỉ dẫn giống nhau được sử dụng để mô tả các bộ phận giống nhau hoặc tương tự nhau.

Trong phần mô tả sau đây, các quy trình và các thiết bị được mô tả là xử lý các nguyên liệu “nóng” hoặc thực hiện các quy trình “nóng”. Trong đoạn mô tả này thuật ngữ “nóng” sẽ được mô tả là nhiệt độ trên 200°C và tốt hơn là trên 300°C.

Fig.1 thể hiện sơ đồ thiết bị 1 để chuyển hóa cacbon dioxit thành cacbon monoxit. Fig. 1 cũng giải thích các bước quy trình cơ bản để chuyển hóa cacbon dioxit thành cacbon monoxit theo mô tả này.

Thiết bị 1 bao gồm thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3 mà bao gồm lối vào hydrocacbon 4 và lối thoát ra cacbon thứ nhất 5, lối thoát ra hydro ngẫu nhiên 6 cũng như lối thoát ra cacbon thứ hai ngẫu nhiên 7. Thiết bị 1 để tạo ra cacbon monoxit còn bao gồm thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 có lối vào CO₂ 10, lối vào cacbon 11 (cũng được gọi là lối vào C) và lối thoát ra 12. Thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 và thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 được bố trí sao cho lối thoát ra cacbon 5 của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 được nối với lối vào cacbon 11 của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 qua kết nối trực tiếp 8, trong đó lối thoát ra 5 có thể xác định trực tiếp lối vào cacbon 11 của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9. Bằng cách này, cacbon có thể được vận chuyển trực tiếp từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3 vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9.

Thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 là thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bất kỳ mà có thể chuyển hóa hoặc phân hủy hydrocacbon được đưa vào thành cacbon và hydro. Thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 bao gồm khoang xử lý có lối vào cho chất lưu chứa hydrocacbon, ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng phân hủy vào chất lưu và ít nhất một lối thoát ra. Năng lượng phân hủy được tạo ra ít nhất một phần bằng nhiệt, ví dụ năng lượng này được tạo ra bởi thể plasma. Mặc dù, năng lượng phân hủy cũng có thể được tạo ra bằng các cách khác và, nếu phân hủy bị ảnh hưởng chủ yếu bởi nhiệt, chất lưu cần được làm nóng đến trên 1000°C và cụ thể là đến nhiệt độ trên 1500°C.

Trong phương án được mô tả, thiết bị phản ứng Kvaerner được sử dụng, thiết bị này cấp nhiệt yêu cầu hồ quang điện plasma và thuốc plasma. Tuy nhiên, các thiết bị phản ứng khác là đã được biết, vận hành ở nhiệt độ thấp hơn, cụ thể là dưới 1000°C, và được nối để đưa năng lượng bổ sung ngoài nhiệt trong hydrocacbon, ví dụ bằng thể

plasma vi sóng. Như còn được giải thích thêm dưới đây, sáng chế xem xét cả hai loại thiết bị phản ứng (và cũng như thiết bị phản ứng hoạt động không kèm theo plasma), cụ thể là cả hai loại thiết bị phản ứng kết hợp với nhau. Thiết bị chuyển hóa hydrocacbon hoạt động ở nhiệt độ trên 1000°C được gọi là thiết bị phản ứng ở nhiệt độ cao, trong khi đó thiết bị chuyển hoá hoạt động ở nhiệt độ dưới 1000°C , cụ thể ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200°C đến 1000°C , được gọi là thiết bị phản ứng ở nhiệt độ thấp.

Trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon, hydrocacbon (C_nH_m) được phân hủy thành hydro và cacbon bằng nhiệt và/hoặc thể plasma. Các hydrocacbon này tốt hơn là được đưa vào trong thiết bị phản ứng ở dạng khí. Hydrocacbon là chất lỏng trong điều kiện tiêu chuẩn có thể bị bay hơi trước khi đưa vào thiết bị phản ứng hoặc chúng có thể được đưa vào dạng vi giọt. Hai dạng này dưới đây được gọi là chất lưu.

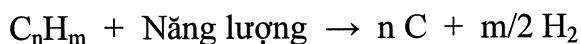
Việc phân hủy hydrocacbon cần được thực hiện, nếu như có thể, với sự vắng mặt của oxy để ngăn chặn sự tạo thành cacbon oxit hoặc nước. Tuy nhiên, lượng nhỏ oxy, có thể được đưa vào cùng với hydrocacbon, là không gây bất lợi cho quy trình.

Thiết bị phản ứng Kvaerner được mô tả trên đây phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon trong buồng đốt plasma ở nhiệt độ cao thành cacbon tinh khiết (ví dụ như than hoạt tính, muội than, than chì hoặc bồ hóng công nghiệp) và hydro và, có thể, các tạp chất. Chất lưu chứa hydrocacbon được sử dụng làm nguyên liệu ban đầu cho thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 là ví dụ metan, khí tự nhiên, khí sinh học, khí ướt hoặc dầu nặng. Tuy nhiên, hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp cũng có thể được sử dụng làm nguyên liệu ban đầu cho thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3. Sau bước phân hủy ban đầu, các thành phần thường có mặt ở dạng hỗn hợp, cụ thể là, dưới dạng sol khí. Như được mô tả dưới đây, hỗn hợp này có thể được đưa vào trong quy trình khác ở dạng này, hoặc hỗn hợp có thể được tách thành các thành phần riêng lẻ trong bộ phận tách, mà không được thể hiện. Trong phần mô tả của đơn, bộ phận tách này được coi là phần của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3, mặc dù bộ phận tách có thể được kết cấu ở dạng bộ phận riêng biệt. Nếu không có bộ phận tách được tạo ra, lối thoát ra cacbon 5 chỉ là lối thoát ra của thiết bị chuyển hóa

hydrocacbon 3 và dẫn trực tiếp hỗn hợp (sol khí) gồm cacbon và hydro vào thiết bị chuyển hoá 9. Nếu bộ phận tách được cung cấp thì cacbon mà ít nhất được tách một phần khỏi hydro, có thể được dẫn vào thiết bị chuyển hóa CO₂ 9 bằng cách sử dụng lối thoát ra cacbon 5. Hydro được tách và, có thể, cacbon bổ sung có thể được xả bằng các lối thoát ra ngẫu nhiên 6 và 7.

Thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 có thể là thiết bị chuyển hóa CO₂ thích hợp bất kỳ mà có thể tạo ra cacbon monoxit (CO) từ cacbon (C) và cacbon dioxit (CO₂). Theo phương án của Fig. 1, thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 hoạt động theo một phản ứng đã biết trong lò thổi, trong đó phản ứng đã nêu diễn ra ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 750°C đến 1200°C mà không cần chất xúc tác. Tốt hơn là, thiết bị chuyển hoá CO₂ hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800°C đến 1000°C, trong đó lượng nhiệt cần thiết để đạt đến là nhiệt độ này chủ yếu được tạo ra vật liệu lối thoát ra của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3, như sẽ được mô tả chi tiết hơn dưới đây. Trong thiết bị chuyển hoá CO₂ 9, CO₂ được dẫn qua cacbon nóng hoặc được trộn với cacbon nóng (và có thể là hydro) sao cho được chuyển hóa theo phản ứng hóa học $\text{CO}_2 + \text{C} \rightarrow 2 \text{CO}$. Thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 hoạt động tốt nhất ở cân bằng Boudouard và ở nhiệt độ 1000°C. Ở nhiệt độ khoảng 800°C, khoảng 94% cacbon monoxit sẽ được tạo ra, và ở nhiệt độ khoảng 1000°C, khoảng 99% cacbon monoxit sẽ được tạo ra. Việc tăng nhiệt độ hơn nữa không đem lại sự thay đổi đáng kể.

Sự hoạt động của thiết bị 1 để chuyển hóa cacbon dioxit thành cacbon monoxit được mô tả chi tiết hơn dưới đây, bằng cách tham chiếu đến Fig.1. Tiếp theo, giả sử rằng thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 là thiết bị phản ứng ở nhiệt độ cao (HT) thuộc loại Kvaerner. Chất lưu chứa hydrocacbon (cụ thể là dưới dạng khí) được đưa vào trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 qua lối vào hydrocacbon 4. Nếu hydrocacbon ví dụ là metan (CH₄), thì 1mol cacbon và 2mol hydro sẽ được tạo ra từ 1mol metan. Hydrocacbon được phân hủy ở khoảng 1600°C trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 theo phương trình phản ứng sau đây, trong đó năng lượng được đưa vào là nhiệt mà được tạo ra ở thể plasma bằng năng lượng điện:



Bằng cách điều khiển quy trình thích hợp, thiết bị phản ứng Kvaerner có thể chuyển hóa gần 100% hydrocacbon thành các thành phần của chúng theo quy trình vận hành liên tục.

Tiếp theo, giả sử rằng cacbon và hydro được tách trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 và cacbon và hydro sẽ được xả riêng với lượng lớn. Tuy nhiên, cũng có thể là việc tách không xảy ra nhưng cacbon và hydro sẽ được xả và được đưa vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 ở dạng hỗn hợp. Hydro không làm tổn hại quy trình chuyển hóa trong thiết bị chuyển hoá CO₂ 9, nhưng có thể đóng vai trò làm chất truyền nhiệt bổ sung. Cacbon này ít nhất được dẫn trực tiếp một phần qua lối thoát ra cacbon 5 vào lối vào cacbon 11 của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9. Thuật ngữ dẫn “trực tiếp” dẫn từ lối thoát ra 5 của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 đến lối vào cacbon 11 của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 sẽ bao gồm tất cả các phương án trong đó vật liệu trực tiếp không trải qua làm mát xuống hơn 50% nhiệt độ (tốt hơn là không lớn hơn 20%, cụ thể là 80% năng lượng/nhiệt độ dư). Vì cacbon đi ra từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3 có nhiệt độ cao, tốt hơn là trên 1000°C, năng lượng nhiệt được chứa trong đó có thể được sử dụng để duy trì nhiệt độ cần thiết cho quy trình chuyển hóa trong thiết bị chuyển hoá CO₂ 9, tốt hơn là hoạt động ở nhiệt độ khoảng 1000°C.

Kết nối 8 giữa thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 và thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 được thiết kế sao cho cacbon không làm mát xuống nhiều (nhỏ hơn 50%, tốt hơn là nhỏ hơn 20% nhiệt độ) trên đường từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3 đến thiết bị chuyển hoá CO₂ 9. Ví dụ, kết nối 8 có thể được cách ly đặc biệt và/hoặc làm nóng tích cực, trong đó hệ thống tốt hơn là không được cung cấp nhiệt bổ sung – cụ thể không có sự bổ sung nhiệt được đưa vào trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3. Hydro được tạo ra trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 cũng chứa năng lượng nhiệt nhờ nhiệt độ hoạt động trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3. Do đó, một khả năng để gia nhiệt kết nối 8 là sử dụng năng lượng đốt nóng của hydro đi ra qua lối thoát ra hydro 6 để gia nhiệt kết nối 8 giữa thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 và thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 trực tiếp hoặc gián tiếp qua bộ phận trao đổi nhiệt.

Trong thiết bị chuyển hoá CO₂, CO₂ được đưa vào qua lối vào CO₂ 10 của thiết

bị chuyển hoá CO₂ 9, được dẫn qua cacbon nóng và/hoặc được trộn với cacbon nóng. Thiết bị chuyển hoá CO₂ hoạt động tốt nhất ở cân bằng Boudouard, xảy ra trong quá trình phản ứng của cacbon dioxit với cacbon nóng. Phản ứng này đã biết đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực, phụ thuộc vào áp suất và nhiệt độ và sẽ không được mô tả chi tiết. Lượng CO₂ hoặc lượng cacbon được đưa vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 có thể được điều khiển (chu trình mở) và/hoặc được điều chỉnh (chu trình khép kín) bằng các cách thích hợp.



$$\Delta H = + 172,45 \text{ kJ/mol}$$

CO₂ có thể sinh ra ví dụ từ nhà máy năng lượng (than, khí và/hoặc dầu hoạt động) hoặc từ quy trình công nghiệp khác (ví dụ sản xuất thép hoặc xi măng) tạo ra lượng CO₂ thích hợp. Phụ thuộc vào nhiệt độ của CO₂ từ nguồn CO₂, có lợi nếu gia nhiệt sơ bộ CO₂ được đưa vào trong lõi vào CO₂ 10 của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9, khi thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1200°C. Gia nhiệt sơ bộ CO₂ có thể đạt được ví dụ bằng cách sử dụng năng lượng nhiệt có trong hydro nóng trực tiếp hoặc gián tiếp qua bộ phận trao đổi nhiệt để gia nhiệt sơ bộ CO₂. Tốt hơn là, nhiệt có trong cacbon là đủ để gia nhiệt CO₂ đến nhiệt độ mong muốn. Chỉ trong trường hợp mà nhiệt được tạo ra trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 là không đủ để đạt đến nhiệt độ chuyển hóa mong muốn khoảng 1000°C, bộ phận làm nóng bổ sung ngẫu nhiên để gia nhiệt thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 hoặc các thành phần được chứa trong đó có thể được tạo ra. Bộ phận này cũng có thể được tạo ra là bộ phận Gia nhiệt sơ bộ gần đường cấp CO₂ hoặc cacbon. Bộ phận này cũng có thể được tạo ra chỉ để cho giai đoạn khởi động của thiết bị để đưa thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 hoặc môi trường chứa các phần của thiết bị đến nhiệt độ ban đầu sao cho hệ thống có thể đạt đến trạng thái nhiệt độ mong muốn nhanh hơn. Làm nóng môi trường chứa các phần ngoại trừ qua nhiệt được tạo ra trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể mất nhiều thời gian khi bắt đầu.

Cacbon monoxit nóng (CO) có nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1000°C (phụ thuộc vào nhiệt độ hoạt động của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9) đi ra từ thiết bị chuyển hoá CO₂ 9. Cacbon monoxit đi ra từ thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 cũng chứa năng

lượng nhiệt, mà có thể được sử dụng ví dụ để gia nhiệt sơ bộ CO_2 được đưa vào trong lõi vào CO_2 10, trực tiếp hoặc gián tiếp qua bộ phận trao đổi nhiệt (không được thể hiện trên Fig 1).

Như được nêu trên, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể bao gồm lõi thoát ra cacbon thứ hai 7 để xả cacbon. Cacbon được tạo ra trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể được xả – sau bước tách tương ứng (hoặc ở dạng hỗn hợp C- H_2) - với các tỷ lệ khác nhau qua lõi thoát ra cacbon thứ nhất 5 và lõi thoát ra cacbon thứ hai 7. Lõi thoát ra cacbon thứ hai 7 được sử dụng để xả phần được tạo ra cacbon mà không được sử dụng trong thiết bị chuyển hoá CO_2 9 để tạo ra cacbon monoxit. Cacbon được xả qua lõi thoát ra cacbon thứ hai 7 có thể được xả ở dạng cacbon hoạt tính, than chì, muội than hoặc biến thể khác như bột cacbon hoặc mảng cacbon. Phụ thuộc vào dạng và chất lượng của cacbon được xả, cacbon được xả có thể được sử dụng làm nguyên liệu thô cho công nghiệp hóa học hoặc công nghiệp điện tử. Các ứng dụng có thể là ví dụ sản xuất chất bán dẫn, sản xuất lớp, mực, bột màu hoặc các sản phẩm tương tự. Cacbon được tạo ra bằng thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 là nguyên liệu thô có độ tinh khiết cao mà có thể được xử lý rất tốt.

Bằng phương pháp được mô tả trên đây để chuyển hóa cacbon dioxit thành CO, có thể chuyển hóa cacbon nóng từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3 trong thiết bị chuyển hoá CO_2 9 bằng cacbon dioxit nóng hoặc ẩm từ khí xả từ các quy trình công nghiệp thành CO mà không có hoặc ít nhất không có sự cung cấp năng lượng bên ngoài đáng kể. Tốt hơn là, ít nhất 80%, cụ thể là ít nhất 90% nhiệt độ cần đạt đến nhiệt độ chuyển hóa cần bắt đầu từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3.

Fig. 2 thể hiện thiết bị 20 để tạo ra khí tổng hợp bao gồm các thành phần của thiết bị 1 được mô tả trên đây để tạo ra cacbon monoxit cũng như khoang trộn 21, khoang trộn 21 bao gồm lõi vào CO 22 để đưa cacbon monoxit và lõi vào H_2 23 để đưa hydro cũng như lõi thoát ra khí tổng hợp 24 để xả khí tổng hợp. Lõi vào CO 22 được nối với lõi thoát ra CO 12 của thiết bị chuyển hoá CO_2 9. Lõi vào H_2 23 của khoang trộn 21 được nối với lõi thoát ra H_2 6 của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3. Vì rõ ràng với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực, phương án đưa hỗn hợp C-

H₂ vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 qua lối thoát ra cacbon 5 tự động tạo ra khí tổng hợp có tỷ lệ trộn CO-H₂ khoảng 1:1. Trong trường hợp này, khoang trộn 21 có thể không có, hoặc khoang trộn 21 có thể được sử dụng giảm tỷ lệ trộn khác nhau.

Khoang trộn 21 có thể là thiết bị thích hợp bất kỳ để trộn các khí và, trong trường hợp đơn giản, khoang trộn 21 có thể dưới dạng ống có lối vào và đầu ra thích hợp. Bằng khoang trộn 21 và cụ thể là bằng cách điều khiển/điều chỉnh (chu trình mở/khép kín) lượng hydro (bổ sung) được đưa vào qua lối vào H₂ 23 của bộ phận trộn 21, hỗn hợp khí tổng hợp ở lối thoát ra khí tổng hợp 24 có thể bị ảnh hưởng như chế phẩm có thể đạt được, mà thích hợp cho các quy trình tiếp theo.

Đối với nhiều quy trình, ví dụ tổng hợp Fischer-Tropsch cần tỷ lệ hydro so với CO cao. Bằng khoang trộn 21, tỷ lệ mong muốn bất kỳ của hydro so với CO có thể đạt được trong lối thoát ra khí tổng hợp 24. Coi như phần CO và/hoặc phần hydro được đưa vào trong khoang trộn 21, trong khi các phần CO và hydro này không được đưa vào trong khoang trộn mỗi phần này được xả khỏi quy trình làm các khí tinh khiết. Do đó, ví dụ có thể, a) chỉ xả CO, b) chỉ xả hydro, c) xả khí tổng hợp hỗn hợp CO và hydro hoặc d) xả hơi CO, hơi hydro và hơi khí tổng hợp hỗn hợp (CO + hydro).

Hơn nữa, thiết bị 20 tạo ra khí tổng hợp được thể hiện trên Fig. 2 bao gồm bộ phận trao đổi nhiệt thứ nhất 25, bộ phận trao đổi nhiệt thứ hai 26 và bộ phận trao đổi nhiệt thứ ba 27. Bộ phận trao đổi nhiệt thứ nhất 25 tiếp xúc dẫn nhiệt với kết nối 8 và được lắp vào giữa thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 và thiết bị chuyển hoá CO₂ 9, nếu cần thiết, nhiệt dư tách ra không yêu cầu đạt đến nhiệt độ chuyển hóa trong thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 từ kết nối hoặc để đưa nhiệt từ các vùng khác của thiết bị, nếu cần thiết.

Bộ phận trao đổi nhiệt thứ hai 26 tiếp xúc dẫn nhiệt với kết nối và được lắp vào giữa thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 và khoang trộn 21, nhiệt dư tách ra từ kết nối và do đó nhiệt dư tách ra được chứa trong CO nóng. Nhiệt dư này có thể được sử dụng ví dụ để gia nhiệt sơ bộ CO₂ mà được đưa vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9. Đối với bộ truyền nhiệt này, bộ phận trao đổi nhiệt ngược dòng như đã biết trong lĩnh vực sẽ là đặc biệt thích hợp.

Bộ phận trao đổi nhiệt thứ ba 27 tiếp xúc dẫn nhiệt với sự kết nối giữa thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 và khoang trộn 21 và do đó nhiệt dư tách ra từ kết nối từ hydro nóng được chứa trong đó. Nhiệt được tách ra tại một trong số các bộ phận trao đổi nhiệt thứ nhất, thứ hai và thứ ba có thể được sử dụng để gia nhiệt các vùng khác thiết bị, cụ thể là để giữ ấm thiết bị chuyển hoá CO_2 hoặc để gia nhiệt sơ bộ CO_2 được đưa vào thiết bị chuyển hoá CO_2 . Phần nhiệt có thể được chuyển hóa thành điện, ví dụ bằng máy tạo hơi và tua bin hơi hoặc bằng một thiết bị thích hợp khác.

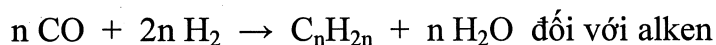
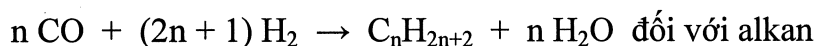
Hoạt động của thiết bị 20 để tạo ra khí tổng hợp liên quan đến hoạt động của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 và thiết bị chuyển hoá CO_2 9, tương tự với hoạt động được mô tả trên đây của thiết bị 1 theo Fig 1. Trong thiết bị 20 để tạo ra khí tổng hợp, tỷ lệ trộn mong muốn của hydro so với CO được thiết lập trong khoang trộn và được xả qua lối thoát ra khí tổng hợp 24 của khoang trộn, phụ thuộc vào hợp phần mong muốn của khí tổng hợp. Tốt hơn là, nhưng không cần thiết, hydro được tạo ra bằng thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3, như đã được mô tả. Nguồn hydro khác có thể được xem xét, cụ thể là thiết bị chuyển hóa hydrocacbon thứ hai 3, cụ thể là thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp. Nếu không có toàn bộ lượng CO sẵn có và/hoặc toàn bộ lượng H_2 sẵn có được sử dụng, phần này của các khí CO và H_2 không được trộn trong khoang trộn có thể được xử lý riêng.

Fig. 3 thể hiện thiết bị 30 tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp bao gồm thiết bị 1 để chuyển hóa cacbon dioxit thành cacbon monoxit (như được thể hiện trên Fig. 1) và thiết bị chuyển hóa CO 31. Các phần này của thiết bị tương ứng với thiết bị 1 không được giải thích chi tiết để tránh lặp lại. Thiết bị chuyển hóa CO 31 được đặt ở lối thoát ra từ thiết bị chuyển hoá CO_2 9 và bao gồm lối vào CO 32 để đưa CO vào, lối vào H_2 33 để đưa hydro vào và lối thoát ra hydrocacbon 34 để xả hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp. Lối vào CO 32 của thiết bị chuyển hóa CO 31 được nối với lối thoát ra CO 12 của thiết bị chuyển hoá CO_2 9 bằng kết nối CO 35. Lối vào H_2 33 của thiết bị chuyển hóa CO 31 được nối với lối thoát ra H_2 6 của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 bằng kết nối H_2 36.

Thiết bị 30 tạo ra hydrocacbon ngẫu nhiên cũng bao gồm bộ phận trao đổi nhiệt 25, 26, 27 được mô tả như với thiết bị 20 (Fig. 2), trong đó tất cả các thiết bị này hoạt động theo các được mô tả trên đây (xem mô tả đối với Fig. 2).

Thiết bị chuyển hóa CO 31 có thể là thiết bị chuyển hóa CO bất kỳ để tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp. Trong phương án được thể hiện trên Fig. 3, thiết bị chuyển hóa CO tốt hơn là thiết bị chuyển hóa Fischer-Tropsch, thiết bị chuyển hóa Bergius-Pier hoặc thiết bị chuyển hoá Pier với chất xúc tác thích hợp và bộ phận điều chỉnh nhiệt độ và/hoặc áp suất.

Theo một phương án, thiết bị chuyển hóa CO 31 bao gồm thiết bị chuyển hóa Fischer-Tropsch. Thiết bị chuyển hóa Fischer-Tropsch chuyển hóa xúc tác khí tổng hợp thành hydrocacbon và nước. Một số phương án của các thiết bị phản ứng Fischer-Tropsch và quy trình Fischer-Tropsches là đã biết đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực và không được giải thích chi tiết. Phương trình phản ứng chính như sau:



Quy trình Fischer-Tropsches có thể được thực hiện là quy trình ở nhiệt độ cao hoặc quy trình ở nhiệt độ thấp, trong đó nhiệt độ quy trình thường nằm trong khoảng từ 200 đến 400°C. Các biến thể đã biết của quy trình Fischer-Tropsch là trong số các quy trình khác, tổng hợp Hochlast, tổng hợp Synthol và quy trình SMDS của Shell (SMDS = Shell Middle Distillate Synthesis-Tổng hợp chưng cất trung gian của Shell). Thiết bị chuyển hóa Fischer-Tropsch thường tạo ra hợp chất hydrocacbon của khí ướt (propan, butan), xăng, dầu hỏa, parafin mềm, parafin cứng, metanol, metan, dầu diezen hoặc hỗn hợp của các chất này. Đã biết đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực rằng tổng hợp Fischer-Tropsch là tỏa nhiệt. Nhiệt phản ứng từ quy trình Fischer-Tropsch có thể được sử dụng ví dụ bằng bộ phận trao đổi nhiệt (không được thể hiện trên các Fig.) để gia nhiệt sơ bộ CO₂. Ví dụ, quy trình Gia nhiệt sơ bộ hai bước cho CO₂ là được đưa vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 được xem xét, trong đó bước Gia nhiệt

sơ bộ thứ nhất được thực hiện bằng nhiệt dư của thiết bị chuyển hóa CO 31 (theo phương án của thiết bị chuyển hóa Fischer-Tropsch) và sau đó bước làm nóng thêm của CO₂ bằng nhiệt từ một hoặc một số bộ phận trao đổi nhiệt 25, 26, 27.

Theo phương án khác, thiết bị chuyển hóa CO 31 bao gồm thiết bị chuyển hóa Bergius-Pier hoặc tổ hợp của thiết bị chuyển hóa Pier với thiết bị chuyển hóa MtL (MtL = Metanol hóa lỏng).

Trong thiết bị phản ứng Bergius-Pier, quy trình Bergius-Pier, là đã biết đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực, được tiến hành, trong đó hydrocacbon được tạo ra bằng cách hydro hóa cacbon bằng hydro kèm theo phản ứng hóa học tỏa nhiệt. Loại sản phẩm từ quy trình Bergius-Pier phụ thuộc điều kiện phản ứng và sự kiểm soát quy trình phản ứng. Các sản phẩm lỏng chính thu được, có thể được sử dụng làm nhiên liệu giao thông, ví dụ dầu nặng và trung bình. Các biến thể đã biết của quy trình Bergius-Pier là ví dụ quy trình Konsol và quy trình H-Coal.

Trong tổ hợp nêu trên gồm thiết bị chuyển hoá Pier và thiết bị chuyển hóa MtL, ban đầu khí tổng hợp được chuyển hóa thành metanol theo quy trình Pier. Thiết bị chuyển hóa MtL là thiết bị chuyển hoá mà chuyển hóa metanol thành xăng. Quy trình mở rộng là quy trình MtL của ExxonMobil một cách tương ứng Esso. Nguyên liệu ban đầu của thiết bị chuyển hóa MtL thường là metanol, ví dụ từ thiết bị chuyển hóa Pier. Sản phẩm lỏng thoát ra được tạo ra bằng thiết bị chuyển hóa MtL thường là xăng, thích hợp cho hoạt động của động cơ Otto.

Không xét đến các quy tắc hoạt động được giải thích trên đây, có thể nói vắn tắt rằng thiết bị chuyển hóa CO 31 tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp từ CO và H₂ làm các sản phẩm lỏng thoát ra hoặc sản phẩm cuối của nó. Bằng bộ phận trao đổi nhiệt, nhiệt quy trình được tạo ra trong quá trình chuyển hóa tỏa nhiệt trong thiết bị chuyển hóa CO 31, có thể được sử dụng để gia nhiệt các phần khác nhau của thiết bị hoặc để tạo ra điện để làm tăng hiệu suất của thiết bị được mô tả.

Tất cả hỗn hợp hydrocacbon, không thể được xử lý trực tiếp thêm hoặc bán có

lợi nhuận làm sản phẩm cuối sau khi tách và phân loại, thu được làm sản phẩm lõi thoát ra của thiết bị chuyển hóa CO 31, các hydrocacbon này, ví dụ metan hoặc parafin mạch ngắn, có thể được tái chế trong quy trình được mô tả trên đây. Do đó, thiết bị 30 bao gồm kết nối tái chế 39, mà có thể dẫn phần được tạo ra tổng hợp hydrocacbon quay trở lại lõi vào hydrocacbon 4 của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3. Phụ thuộc vào hợp phần của hydrocacbon được tái chế được tạo ra tổng hợp, bước xử lý hoặc tách các hydrocacbon không thích hợp được tiến hành trước khi đưa các hydrocacbon không thích hợp này vào lõi vào hydrocacbon 4.

Fig. 4 thể hiện phương án khác của thiết bị 40 để tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp. Thiết bị 40 bao gồm thiết bị được mô tả trên đây 20 để tạo ra khí tổng hợp cũng như thiết bị chuyển hóa CO 31 như được mô tả trên đây bằng cách tham chiếu đến phương án trên Fig. 3. Lõi thoát ra khí tổng hợp 24 của khoang trộn 21 được nối với thiết bị chuyển hóa CO 31. Khoang trộn 21 được bố trí theo cách như vậy để cung cấp khí tổng hợp cụ thể là đáp ứng nhu cầu của thiết bị chuyển hóa CO 31 sử dụng lõi thoát ra khí tổng hợp 24. Các thành phần khác của thiết bị 40 là giống nhau như được mô tả trên đây và hoạt động của các thành phần riêng lẻ chủ yếu diễn ra theo cách được mô tả trên đây.

Người ta cho rằng, tùy thuộc vào kích thước của thiết bị, nhiều thiết bị chuyển hóa hydrocacbon được vận hành song song để tạo ra khả năng chuyển hóa mong muốn. Như được nêu trên, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon có thể có kết cấu như thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao và/hoặc thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp. Thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao hoạt động ở nhiệt độ trên 1000°C và thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở 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 bộ phận vi sóng, có thể được tạo ra để thu được sự phân hủy hydrocacbon thành cacbon và hydro.

Ví dụ thiết bị với một số thiết bị chuyển hóa hydrocacbon hoạt động song song, Fig. 5 thể hiện phương án khác của thiết bị 30 để tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp. Fig. 5 sử dụng số chỉ dẫn giống nhau như

trong các phương án trước đó cho đến chừng các thành phần được mô tả giống hoặc tương tự nhau. Trong phương án được thể hiện trên Fig. 5, tổ hợp của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao 3a và thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b được thể hiện thay vì thiết bị chuyển hóa hydrocacbon đơn 3.

Thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao 3a bao gồm lối vào hydrocacbon 4a, lối thoát ra thứ nhất 5a để xả cacbon và lối thoát ra thứ hai 6a để xả hydro. Hơn nữa, lối thoát ra đơn 5a có thể được tạo ra cho hỗn hợp (cụ thể là sol khí) gồm cacbon và hydro. Lối thoát ra 5a được nối với lối vào 11 của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 nhờ kết nối 8. Lối thoát ra ngẫu nhiên 6a của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao 3a được nối với lối vào H₂ 33 của thiết bị chuyển hóa CO 31. Thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao 3a có thể tùy ý bao gồm lối thoát ra khác cho cacbon (không được thể hiện trên Fig 5).

Thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b bao gồm khoang xử lý có lối vào hydrocacbon 4b, lối thoát ra thứ nhất 5b để chuyển hướng cacbon, lối thoát ra thứ hai 6b để xả hydro và lối thoát ra thứ ba ngẫu nhiên 7b để xả cacbon. Tốt hơn là, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b bao gồm bộ phận tách để tách hydro và cacbon sau khi phân hủy và để dẫn hydro và cacbon đến các lối thoát ra tương ứng của chúng. Lối thoát ra thứ nhất 5b được nối tùy ý với lối thoát ra 11 của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 qua kết nối 8, nhưng cũng có thể được nối với bộ phận thu cacbon. Lối thoát ra 6b của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b được nối với lối vào H₂ 33 của thiết bị chuyển hóa CO 31. Lối thoát ra thứ ba ngẫu nhiên 7b được nối với bộ phận thu cacbon mà từ đó cacbon thu được có thể được lấy ra, ví dụ như ở dạng muội than, than hoạt tính hoặc dưới dạng khác.

Hydrocacbon được đưa vào trong lối vào hydrocacbon 4a và hydrocacbon được đưa vào trong lối vào hydrocacbon 4b có thể là hydrocacbon giống nhau hoặc có thể là hydrocacbon khác nhau. Hydrocacbon từ nguồn hydrocacbon thứ nhất có thể được đưa vào trong lối vào hydrocacbon 4a, ví dụ khí tự nhiên từ nguồn khí tự nhiên. Tuy nhiên, chẳng hạn hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa, được tạo ra tổng hợp có thể được đưa vào trong lối vào hydrocacbon 4b của thiết bị chuyển hóa

hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b, ví dụ qua kết nối tái chế ngẫu nhiên 39 được đề cập trước đó. Vì việc sử dụng thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3a, 3b, thiết bị 30 hoạt động song song có thể được chia tỷ lệ dễ dàng hơn, có thể được kiểm soát dễ dàng hơn, và các loại cacbon khác nhau có thể được tạo ra.

Hơn nữa, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao 3a ví dụ có thể được sử dụng thuận lợi để tạo ra cacbon “nóng”, tốt hơn là ở nhiệt độ trên 1000°C, cho quy trình chuyển hóa CO₂ trong thiết bị chuyển hoá CO₂ 9. Cụ thể, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao 3a có thể hoạt động trong trường hợp này mà không có bộ phận tách, vì hỗn hợp C-H₂, thu được bằng cách phân hủy, có thể được đưa trực tiếp vào thiết bị chuyển hoá CO₂. Trong trường hợp này, thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 tạo ra khí tổng hợp có tỷ lệ trộn C-H₂ ví dụ khoảng 1:1 ở lõi thoát ra.

Tuy nhiên, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b chủ yếu được sử dụng để cung cấp hydro bổ sung để tạo ra khí tổng hợp hoặc hỗn hợp C-H₂ có tỷ lệ trộn C-H₂ lớn hơn 1:1, cụ thể là lớn hơn 1:2 trong thiết bị chuyển hóa CO 31. Vì không có bộ truyền nhiệt từ thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b cho quy trình sau đó là cần thiết, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b có thể hoạt động thuận lợi ở nhiệt độ dưới 1000°C và tốt hơn là ở nhiệt độ thấp nhất có thể.

Do đó, phần cacbon được tạo ra trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3a, 3b (tốt hơn là phần từ thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao 3a) có thể được đưa vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 trong quá trình hoạt động của thiết bị 30, trong khi phần khác (tốt hơn là phần từ thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b) có thể được xả từ quy trình như nguyên liệu thô để tạo ra các sản phẩm khác. Các sản phẩm này là ví dụ muội than hoặc bồ hóng công nghiệp, than hoạt tính, loại cacbon đặc biệt như mảng cacbon và bột cacbon v.v, thu được dưới dạng chất rắn dạng bột đen. Cacbon này là sản phẩm kỹ thuật quan trọng, mà có thể được sử dụng chẳng hạn làm chất lọc trong công nghiệp cao su, muội tạo màu để in màu, mực, sơn hoặc làm nguyên liệu ban đầu để tạo ra các linh kiện điện tử, ví dụ pin cacbon kẽm và để sản xuất catốt hoặc anốt. Hydro dư bất kỳ có thể được xả dùng cho công nghiệp hóa học hoặc có thể được sử dụng để tạo ra điện (bằng cách đốt cháy), nhờ đó thiết bị chuyển

hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp 3b tốt hơn là hoạt động theo cách này chỉ cung cấp hydro bổ sung cần thiết.

Fig. 6 thể hiện phương án khác của thiết bị 40 được mô tả trên đây để tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp, đối với phương án này một số thiết bị chuyển hóa hydrocacbon hoạt động song song ở nhiệt độ cao và/hoặc ở nhiệt độ thấp cũng được tạo ra.

Thiết bị 40 để tạo ra hydrocacbon được thể hiện trên Fig. 6 khác với thiết bị 30 được thể hiện trên Fig. 5 ở chỗ khoang trộn 21 được đặt ngược dòng thiết bị chuyển hóa CO 31. Khoang trộn 21 trộn khí tổng hợp cụ thể là được lắp với thiết bị chuyển hóa CO 31 và cung cấp khí tổng hợp to thiết bị chuyển hóa CO 31. Các thành phần được mô tả trên Fig. 6 đã được mô tả trên đây và làm theo các quy tắc được mô tả trên đây. Do đó, không đưa ra mô tả chi tiết để tránh lặp lại.

Fig. 7 và 8 thể hiện các phương án của các thiết bị 20 và 30 bao gồm bộ phận trao đổi nhiệt thứ nhất 25, bộ phận trao đổi nhiệt thứ hai 26 và bộ phận trao đổi nhiệt thứ ba 27, trong đó mỗi bộ phận được nối với thiết bị động cơ/máy phát điện 45. Thiết bị động cơ/máy phát điện 45 được lắp vào để tạo ra ít nhất một phần điện từ nhiệt dư từ các phần khác nhau của thiết bị, trong đó điện này có thể được đưa vào lưới điện chính hoặc có thể được sử dụng để vận hành thiết bị 20, cụ thể là (các) thiết bị chuyển hóa hydrocacbon. Hơn nữa, thiết bị động cơ/máy phát điện 45 có thể được nối với bộ phận trao đổi nhiệt (không được thể hiện trên Fig. 8) làm tiêu hao nhiệt được tạo ra bằng quy trình chuyển hóa tỏa nhiệt diễn ra bên trong thiết bị chuyển hóa CO 31. Do đó, mặt khác thiết bị chuyển hóa CO có thể được làm nguội bằng cách được điều khiển hoặc điều chỉnh, cách này có lợi cho hoạt động của quy trình, và mặt khác điện có thể được tạo ra. Thiết bị động cơ/máy phát điện 45 có thể là thiết bị bất kỳ mà được lắp để biến đổi năng lượng nhiệt thành điện, ví dụ kết hợp tua bin hơi và máy phát điện hoặc động cơ pit tông và máy phát điện.

Trong khi hoạt động, thiết bị động cơ/máy phát điện 45 biến đổi nhiệt dư của thiết bị thành điện, cụ thể là nhiệt không cần thiết cho chuyển hóa CO₂.

Thiết bị động cơ/máy phát điện 45 và các bộ phận trao đổi nhiệt 25, 26 và 27 là các thành phần ngẫu nhiên mà có thể được sử dụng ở tất cả các thiết bị được mô tả trên đây. Vì nhiệt độ hoạt động trong thiết bị chuyển hóa hydrocarbon 3, 3a, 3b, tương ứng, cacbon được xả từ các lõi thoát ra thứ hai 7, 7a, 7b tương ứng cũng chứa lượng năng lượng nhiệt đáng kể. Phụ thuộc vào nhiệt độ mong muốn của cacbon được xả, lượng lớn năng lượng nhiệt này có thể được tiêu hao bằng các bộ phận trao đổi nhiệt (không được thể hiện trong các Fig.) và nhiệt có thể được tái sử dụng trong các quy trình được mô tả ở đây và/hoặc có thể được biến đổi thành điện bằng cách sử dụng thiết bị động cơ/máy phát điện 45.

Trong các thiết bị 30 và 40 để tạo ra hydrocarbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp, việc làm nguội của hydro từ thiết bị chuyển hoá hydrocarbon 3, 3a, 3b và/hoặc làm nguội của CO từ thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 chỉ được thực hiện đến chừng nào nhiệt độ của hydrocarbon và hydro không giảm xuống dưới nhiệt độ hoạt động của thiết bị chuyển hóa CO 31. Nhiệt độ hoạt động của thiết bị chuyển hóa CO 31 thường nằm trong khoảng từ 200 đến 400°C, phụ thuộc vào quy trình được chọn.

Trong tất cả các thiết bị được mô tả trên đây, thiết bị chuyển hóa hydrocarbon 3 có thể là thiết bị phản ứng ở nhiệt độ cao hoạt động ở nhiệt độ lớn hơn 1000°C (ví dụ thiết bị phản ứng Kvaerner ở nhiệt độ cao) hoặc thiết bị phản ứng ở nhiệt độ thấp hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200°C đến 1000°C (ví dụ thiết bị phản ứng Kvaerner ở nhiệt độ thấp). Thiết bị phản ứng ở nhiệt độ thấp hiện đang được thử nghiệm hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 300 đến 800°C. Trong trường hợp thiết bị phản ứng ở nhiệt độ thấp hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200 đến 800°C, cho rằng cacbon đưa vào được gia nhiệt sơ bộ ở kết nối 8 giữa thiết bị chuyển hóa hydrocarbon 3 và thiết bị chuyển hoá CO₂ 9, khi thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1000°C. Hơn nữa, rõ ràng từ Fig. 7 và 8 sự kết hợp giữa thiết bị chuyển hóa ở nhiệt độ cao và/hoặc nhiệt độ thấp có thể được sử dụng trong tất cả các thiết bị 1, 20, 30 và 40 được mô tả trên đây.

Trong tất cả các thiết bị 1, 20, 30 và 40 được mô tả trên đây, phần cacbon được tạo

ra trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3, 3a, 3b có thể được xả ở dạng muội than, ở dạng than hoạt tính hoặc là ở dạng nguyên liệu thô khác miễn là cacbon này là không được chuyển hóa trong thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 của các thiết bị 1, 20, 30, 40. Cần lưu ý thêm là phần hydro cũng được tạo ra trong thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 có thể được xả trực tiếp ra ngoài quy trình và có thể được bán như hàng hóa. Hơn nữa, hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp không mong muốn được tạo ra trong thiết bị chuyển hóa CO 31 có thể được quay lại và nạp vào lõi thoát ra hydrocacbon 4, 4a, 4b của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3 trong tất cả các thiết bị 30 và 40 được mô tả trên đây.

Có thể coi rằng CO₂ được đưa vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 là khí xả từ thiết bị năng lượng đốt hoặc CO₂ được tạo ra trong quy trình công nghiệp khác. Gần đây, người ta nhấn mạnh về việc giải phóng lượng nhỏ CO₂ vào môi trường, do CO₂ được coi là chất làm ô nhiễm môi trường. Trong các khí thải nêu trên, CO₂ được trộn với các khí khác bao gồm, trong số các khí, lượng lớn nitơ từ không khí. Không thiết bị nào trong số các thiết bị 1, 20, 30, 40 được mô tả trên đây là cần thiết phải tách nitơ trước khi đưa hỗn hợp CO₂ và các khí khác vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9. Cho đến chừng nào các khí khác chỉ có mặt với lượng nhỏ hoặc là trơ hóa học (ví dụ nitơ), hoạt động của thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 không gây tổn hại bởi các khí bổ sung. Thành phần oxy dư bị đốt cháy trong thiết bị chuyển hoá CO₂ ở nhiệt độ hoạt động cao với sự có mặt của cacbon.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Các ví dụ sau đây nhằm minh họa sáng chế:

Ví dụ 1: Thiết bị điện khí trung hòa CO₂

Bằng thiết bị phản ứng Kvaerner như thiết bị chuyển hóa hydrocacbon 3, metan được phân hủy thành cacbon và hydro. Với mỗi nguyên tử cacbon, sẽ thu được hai phân tử hydro ($\text{CH}_4 \rightarrow \text{C} + 2 \text{H}_2$). Bắt đầu từ trạm điện khí tự nhiên thông thường, ví dụ loại Irsching IV, được sản xuất bởi Siemens AG, có công suất danh định 561 MW, CO₂ được chứa trong khí thải được đưa vào thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 – khoảng

1,5 triệu tấn một năm. Giảm CO₂ từ khí thải của thiết bị điện khí tự nhiên bằng một nửa cacbon được xả từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3. Làm nguội hydro từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3 và nhiệt tiêu hao được biến đổi thành điện bằng thiết bị động cơ/máy phát điện 45. CO₂ từ thiết bị điện khí tự nhiên được dẫn qua cacbon nóng bên trong thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 và được chuyển hóa thành hai lần lượng cacbon monoxit theo cân bằng Boudouard ($\text{CO}_2 + \text{C} \rightarrow 2 \text{CO}$). Làm nguội cacbon monoxit nóng đi ra từ thiết bị chuyển hoá CO₂ 9, và nhiệt tiêu hao được biến đổi thành điện. Cacbon monoxit từ thiết bị chuyển hoá CO₂ 9 (cân bằng Boudouard) và hydro từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon 3 (quy trình Kvaerner) được chuyển hóa trong thiết bị chuyển hóa CO 31 (thiết bị Fischer-Tropsch) để tạo ra hydrocacbon. Mô đun tổng hợp parafin nặng được nối với mô đun chuyển hóa parafin nặng sau đó từ quy trình SMDS (=Shell Middle Distillate Tổng hợp process-quy trình tổng hợp chưng cất trung gian lớp vỏ) được sản xuất bởi Shell được ưu tiên. Nhiệt từ quy trình được biến đổi thành điện. Bản chất của hydrocacbon thu được phụ thuộc quy trình Fischer-Tropsch được chọn và có thể được thay đổi trong Shell quy trình SMDS của Shell.

Trong thiết bị điện khí tự nhiên cụ thể (561 MW) có hiệu suất là 60,4%, giả thiết là 60% khi chuyển hóa nhiệt quy trình thành điện và giả thiết hiệu suất là 50% khi chuyển hóa nhiệt tiêu hao thành điện, quy trình có các thông số như sau:

Metan tiêu thụ	2515 triệu Sm ³ CH ₄ /năm	
Công suất điện	313 MW	
Sản lượng muối than	447 000 tấn/năm	
Sản lượng parafin	1,0 triệu tấn/năm	
Thải CO ₂	khoảng bằng 0	
Hiệu suất	thiết bị điện khí tự nhiên	33,7%
	Tổng số	66,8%

Ví dụ 2: Thiết bị khí hóa lỏng

Nếu thiết bị từ ví dụ 1 được vận hành mà không có sự biến đổi nhiệt quy trình và nhiệt tiêu hao thành điện, thì tạo ra lượng điện không đáng kể. Trong trường hợp này, ví dụ là quy trình chuyển hóa nguyên liệu khí (cacbon dioxit và metan) nhiên liệu

lỏng (nhiên liệu động cơ Otto và Diesel, dầu hỏa), cụ thể là thiết bị khí hóa lỏng hoặc GtL. Trong ví dụ hiện tại, lượng cacbon bổ sung được tạo ra.

Các thông số như sau:

Metan tiêu thụ	2515 triệu S m ³ CH ₄ /năm
Công suất điện	0 MW
Sản lượng muội than	447 000 tấn/năm
Sản lượng parafin	1,0 triệu tấn/năm
CO ₂ thải ra	khoảng bằng 0

Sáng chế đã được mô tả chi tiết bao gồm các phương án cụ thể và các ví dụ mà không bị giới hạn bởi các ví dụ này. Cụ thể, các thành phần của các phương án riêng lẻ có thể được kết hợp và/hoặc hoán đổi cho nhau, nếu tương thích. Người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này nhận thấy các cải biến đa dạng và nhiều hướng trong phạm vi của các yêu cầu bảo hộ sau đây. Cụ thể là, trong phương án đơn giản của thiết bị để tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp, thiết bị chuyển hoá CO₂ có thể được tạo ra ví dụ là ống đơn giản (ví dụ làm ống dẫn thoát ra của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao không có bộ phận tách), trong đó ống CO₂ dẫn đến ống này. Ống CO₂ cần kết hợp ống này sao cho hai dòng khí được trộn đều. Ống cần được cách ly và có thể được nối với bộ phận làm nóng ví dụ tại lõi vào vùng làm nóng ống (cụ thể khi bắt đầu hoạt động) đến nhiệt độ hoạt động. Lõi thoát ra khác, ống có thể được nối với bộ phận trao đổi nhiệt lấy nhiệt dư tách ra và sử dụng nhiệt này để gia nhiệt các vùng khác của thiết bị và/hoặc để tạo ra điện. Hơn nữa, ống có thể bao gồm ống dẫn vào hydro (ví dụ lõi thoát ra của bộ phận trao đổi nhiệt) sao cho cùng một ống không chỉ có chức năng làm thiết bị chuyển hoá CO₂, mà còn có chức năng làm khoang trộn để tạo ra khí tổng hợp. Ống dẫn vào hydro có thể sinh ra ví dụ từ lõi thoát ra hydro của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ thấp (có bộ phận tách). Trong trường hợp này, lõi thoát ra cuối của ống, tại đó khí tổng hợp có tỷ lệ trộn xác định có thể được xả, có thể kết thúc trong thiết bị chuyển hóa CO.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Phương pháp chuyển hoá cacbon dioxit CO_2 thành cacbon monoxit CO bao gồm các bước sau đây:

phân huỷ chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro bằng cách tạo ra năng lượng trong thiết bị chuyển hoá hydrocacbon, năng lượng này ít nhất một phần được tạo ra bởi nhiệt, trong đó cacbon và hydro có nhiệt độ ít nhất 200°C sau bước phân huỷ;

dẫn ít nhất một phần cacbon được tạo ra bằng bước phân huỷ từ thiết bị chuyển hoá hydrocacbon vào thiết bị chuyển hoá CO_2 ;

đưa khí CO_2 từ nhà máy phát điện hoặc từ quy trình công nghiệp khác vào thiết bị chuyển hoá CO_2 ;

trộn khí CO_2 với ít nhất một phần cacbon được tạo ra bằng bước phân huỷ, trong đó khi trộn cacbon với khí CO_2 , cacbon thu được bằng bước phân huỷ được làm mát xuống không lớn hơn 50% tính theo $^\circ\text{C}$ so với nhiệt độ của nó sau bước phân huỷ;

chuyển hóa ít nhất một phần khí CO_2 và cacbon thu được bằng bước phân huỷ thành CO ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C .

2. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm 1, trong đó bước phân huỷ diễn ra ở nhiệt độ trên 1000°C , và trong đó cacbon được trộn với khí CO_2 ở nhiệt độ ít nhất 800°C .

3. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm 1 hoặc 2, trong đó nhiệt được yêu cầu đạt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 800 đến 1700°C để chuyển hóa CO_2 thu được chủ yếu một cách hoàn toàn từ nhiệt mà được tạo ra để phân huỷ chất lưu chứa hydrocacbon.

4. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó cacbon thu được bằng bước phân huỷ và hydro thu được bằng bước phân huỷ được trộn theo cách kết hợp với khí CO_2 .

5. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 3, trong đó cacbon thu được bằng bước phân huỷ được tách biệt với hydro thu

được bằng bước phân huỷ trước bước trộn cacbon với khí CO_2 .

6. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó ít nhất một phần nhiệt của ít nhất một phần cacbon thu được bởi bước phân huỷ và/hoặc phần hydro thu được bằng bước phân huỷ được sử dụng để gia nhiệt khí CO_2 trước khi trộn khí CO_2 với cacbon và/hoặc để gia nhiệt khoang xử lý, trong đó khí CO_2 được trộn với cacbon.

7. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó CO có nhiệt độ từ 800 đến 1700°C sau chuyển hóa, và trong đó ít nhất một phần nhiệt của nó được sử dụng để gia nhiệt sơ bộ khí CO_2 trước khi trộn với cacbon.

8. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó ít nhất một phần nhiệt của ít nhất một phần cacbon thu được bằng bước phân huỷ và/hoặc phần hydro thu được bằng bước phân huỷ và/hoặc phần CO, sau khi chuyển hóa thành CO, được sử dụng để tạo ra điện, trong đó điện có thể cụ thể được tạo ra ở dạng vật mang năng lượng để đưa năng lượng để phân huỷ chất lưu chứa hydrocacbon.

9. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó năng lượng được đưa vào ban đầu bằng thể plasma.

10. Phương pháp chuyển hóa CO_2 thành CO theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó bước phân huỷ tốt hơn là được thực hiện trong thiết bị phản ứng Kvaner.

11. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp, trong đó CO_2 được chuyển hóa thành CO theo phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên; và trong đó hydro được trộn với CO.

12. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 11, trong đó hydro bổ sung được thêm vào khí tổng hợp, và trong đó hydro bổ sung được tạo ra bằng cách phân huỷ chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro nhờ việc đưa năng lượng vào mà ít nhất được tạo ra một phần bởi nhiệt.

13. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm 12, trong đó ít nhất một phần hydro bổ sung được tạo ra bằng cách phân huỷ chất lưu chứa hydrocacbon ở nhiệt độ dưới 1000°C , cụ thể là dưới 600°C , bằng thể plasma vi sóng.

14. Phương pháp tạo ra khí tổng hợp theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 11 đến 13, trong đó tỷ lệ CO so với hydro trong khí tổng hợp có trị số là từ 1:1 đến 1:3, cụ thể là khoảng 1:2,1.

15. Phương pháp tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp, trong đó ban đầu khí tổng hợp được tạo ra theo phương pháp theo một trong số các điểm từ 11 đến 14, và trong đó khí tổng hợp được cho tiếp xúc với chất xúc tác thích hợp để tạo ra sự chuyển hóa của khí tổng hợp thành hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp, trong đó nhiệt độ của chất xúc tác và/hoặc khí tổng hợp được điều khiển theo chu trình mở hoặc được điều chỉnh theo chu trình khép kín đến khoảng nhiệt độ được xác định trước.

16. Phương pháp tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp theo điểm 15, trong đó việc chuyển hóa khí tổng hợp được tiến hành bằng quy trình Fischer-Tropsch, cụ thể là quy trình SMDS.

17. Phương pháp tạo ra hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp theo điểm 15, trong đó việc chuyển hóa khí tổng hợp được tiến hành bằng các quy trình: quy trình Bergius-Pier, quy trình Pier hoặc tổ hợp của quy trình Pier và quy trình MtL.

18. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó chất lưu chứa hydrocacbon bị phân huỷ thành khí tự nhiên, metan, khí ướt, dầu nặng hoặc hỗn hợp của chúng.

19. Thiết bị (1, 20, 30, 40) chuyển hóa cacbon dioxit CO_2 thành cacbon monoxit CO bao gồm:

thiết bị chuyển hóa hydrocacbon (3, 3a, 3b) để phân huỷ chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro, trong đó thiết bị chuyển hóa hydrocacbon (3, 3a,

3b) bao gồm ít nhất một khoang xử lý có ít nhất một lối vào (4, 4a, 4b) cho chất lưu chứa hydrocacbon và ít nhất một lối thoát ra (5, 5a, 5b) cho cacbon và/hoặc hydro và trong đó thiết bị chuyển hóa hydrocacbon (3, 3a, 3b) bao gồm ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý, năng lượng này chứa ít nhất một phần nhiệt;

thiết bị chuyển hóa CO_2 (9) để chuyển hóa CO_2 thành CO, thiết bị chuyển hóa CO_2 (9) bao gồm ít nhất một khoang xử lý khác có ít nhất một lối vào (10) cho CO_2 được làm thích ứng để đưa CO_2 từ nhà máy phát điện hoặc từ quy trình công nghiệp khác vào thiết bị chuyển hóa CO_2 (9), ít nhất một lối vào (11) cho ít nhất là cacbon, và ít nhất một lối thoát ra (12), trong đó lối vào (11) cho ít nhất là cacbon được nối một cách trực tiếp với ít nhất một lối thoát ra (5, 5a, 5b) của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon.

20. Thiết bị chuyển hóa cacbon dioxit CO_2 thành CO theo điểm 19, trong đó ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý được thiết kế sao cho nó có thể tạo ra, ít nhất là cục bộ, nhiệt độ trên 1000°C .

21. Thiết bị chuyển hóa cacbon dioxit CO_2 thành cacbon monoxit CO theo điểm 19 hoặc 20, trong đó ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý bao gồm bộ phận plasma, cụ thể là bộ phận plasma vi sóng.

22. Thiết bị chuyển hóa cacbon dioxit CO_2 thành cacbon monoxit CO theo một trong số các điểm từ 19 đến 21, trong đó khoang xử lý của thiết bị chuyển hóa CO_2 (9) được tạo ra bởi ống dẫn thoát ra của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon (3, 3a, 3b), trong đó ống dẫn thoát ra được kết nối với ống dẫn vào (10) cho khí CO_2 .

23. Thiết bị chuyển hóa cacbon dioxit CO_2 thành cacbon monoxit CO theo một trong số các điểm từ 19 đến 22, thiết bị này còn bao gồm bộ phận tách để tách cacbon thu được bằng cách phân hủy và hydro thu được bằng cách phân hủy và các lối thoát ra riêng (5, 5a, 5b, và 6, 6a, 6b) cho các nguyên liệu được tách đến từ bộ phận tách, trong đó lối thoát ra (5, 5a, 5b) cho cacbon được nối với thiết bị chuyển hóa CO_2 (9).

24. Thiết bị chuyển hóa cacbon dioxit CO_2 thành cacbon monoxit CO theo một trong số các điểm từ 19 đến 23, trong đó thiết bị chuyển hóa hydrocacbon (3, 3a, 3b) bao

gồm thiết bị phản ứng Kvaerner.

25. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp bao gồm thiết bị (1, 20, 30, 40) như được xác định theo một trong số các điểm từ 19 đến 24, và ít nhất một ống dẫn vào riêng biệt (36, 36a, 36b) cho hydro dẫn vào thiết bị chuyển hoá CO (31) hoặc vào khoang trộn (21) được đặt xuôi chiều với thiết bị chuyển hóa CO₂ (9).

26. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 25 có ít nhất một thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bổ sung (3b) để phân hủy chất lưu chứa hydrocacbon thành cacbon và hydro, thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bổ sung (3b) bao gồm:

ít nhất một khoang xử lý có ít nhất một lối vào (4b) cho chất lưu chứa hydrocacbon;

ít nhất một bộ phận để đưa năng lượng vào khoang xử lý của thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bổ sung, năng lượng bao gồm ít nhất một phần nhiệt;

bộ phận tách để tách cacbon thu được bằng cách phân hủy và hydro thu được bằng cách phân hủy, bộ phận tách có các lối thoát ra riêng biệt (6b, 7b) cho cacbon và hydro, trong đó lối thoát ra (6b) cho hydro được nối với ống vào riêng biệt (36b) cho hydro.

27. Thiết bị tạo ra khí tổng hợp theo điểm 26, trong đó ít nhất một thiết bị chuyển hóa hydrocacbon bổ sung (3b) là loại thiết bị thực hiện phân hủy ở nhiệt độ dưới 1000°C, cụ thể là dưới 600°C bằng thể plasma vi sóng.

28. Thiết bị chuyển hóa khí tổng hợp thành hydrocacbon được chức hóa và/hoặc không được chức hóa tổng hợp bao gồm:

thiết bị theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 25 đến 27; và

thiết bị chuyển hóa CO (31) có khoang xử lý, trong đó được bố trí chất xúc tác, và bộ phận đưa khí tổng hợp vào tiếp xúc với chất xúc tác, và bộ phận điều khiển để điều khiển theo chu trình mở hoặc điều chỉnh theo chu trình khép kín nhiệt độ của chất xúc tác và/hoặc khí tổng hợp đến nhiệt độ được xác định trước.

29. Thiết bị theo điểm 28, trong đó thiết bị chuyển hóa CO (31) bao gồm thiết bị chuyển hóa Fischer-Tropsch, cụ thể là thiết bị chuyển hóa SMDS.
30. Thiết bị theo điểm 28, trong đó thiết bị chuyển hóa CO (31) bao gồm thiết bị chuyển hóa Bergius, thiết bị chuyển hoá Pier hoặc tổ hợp của thiết bị chuyển hóa Pier với thiết bị chuyển hóa MtL.
31. Thiết bị theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 28 đến 30, trong đó còn bao gồm bộ phận điều khiển để điều khiển theo chu trình mở hoặc điều chỉnh theo chu trình khép kín áp suất của khí tổng hợp trong thiết bị chuyển hóa CO (31).

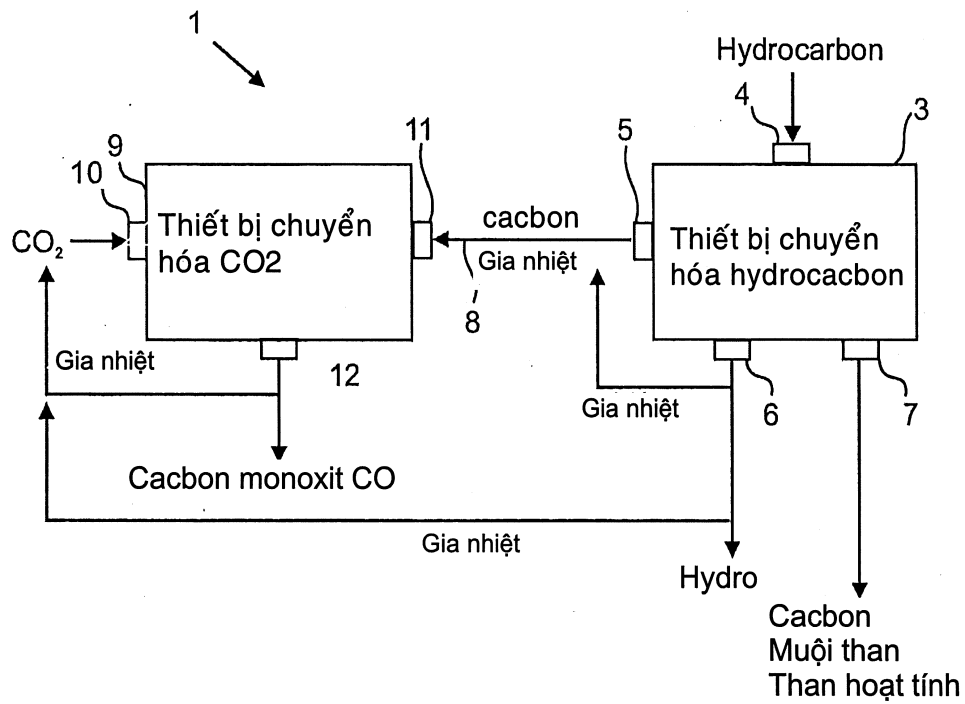


Fig. 1

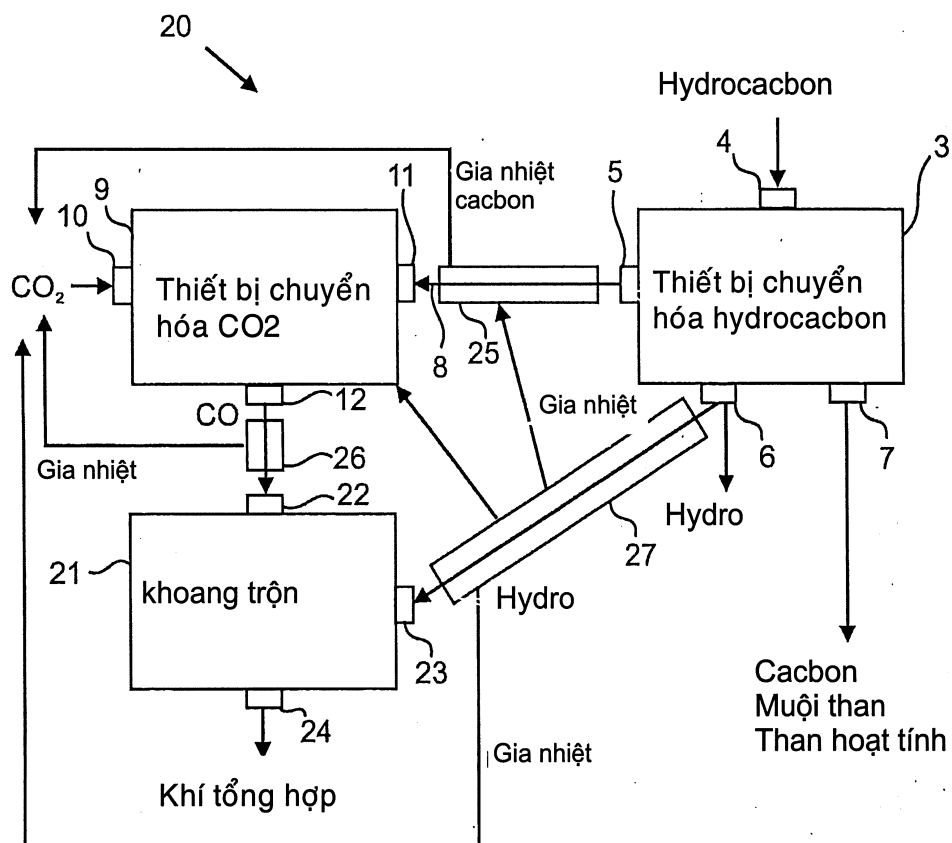


Fig. 2

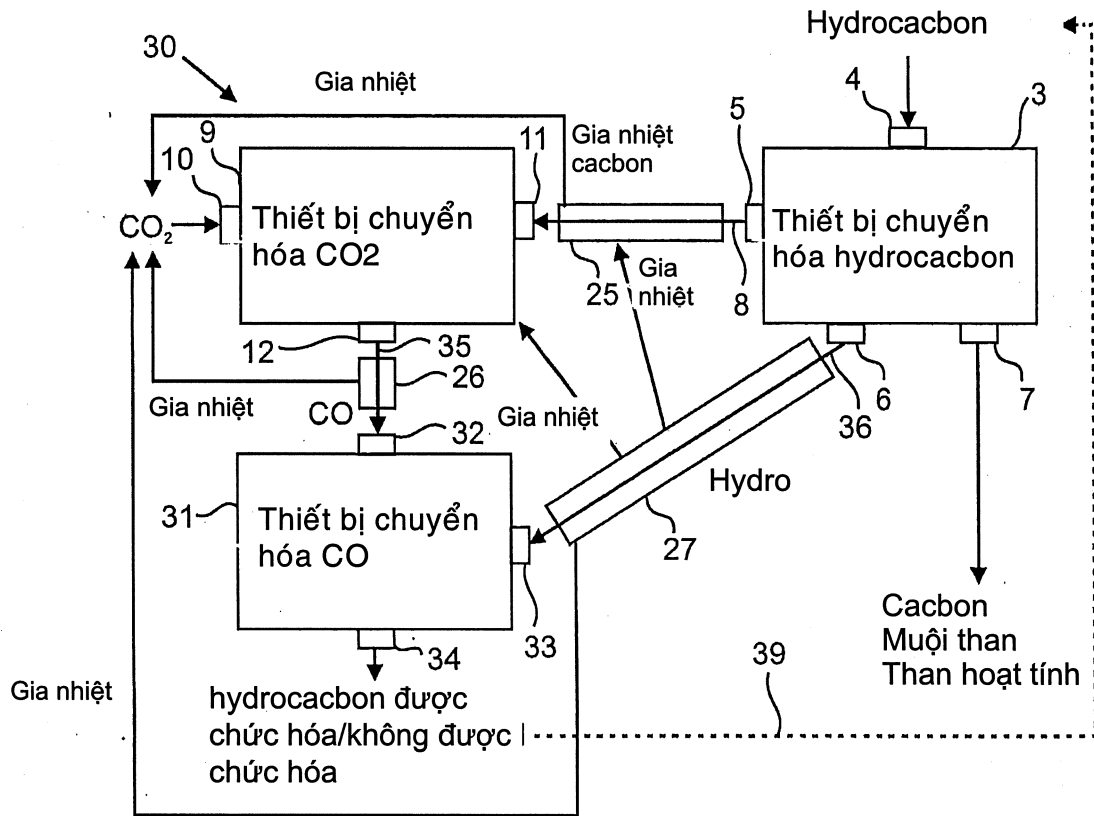


Fig. 3

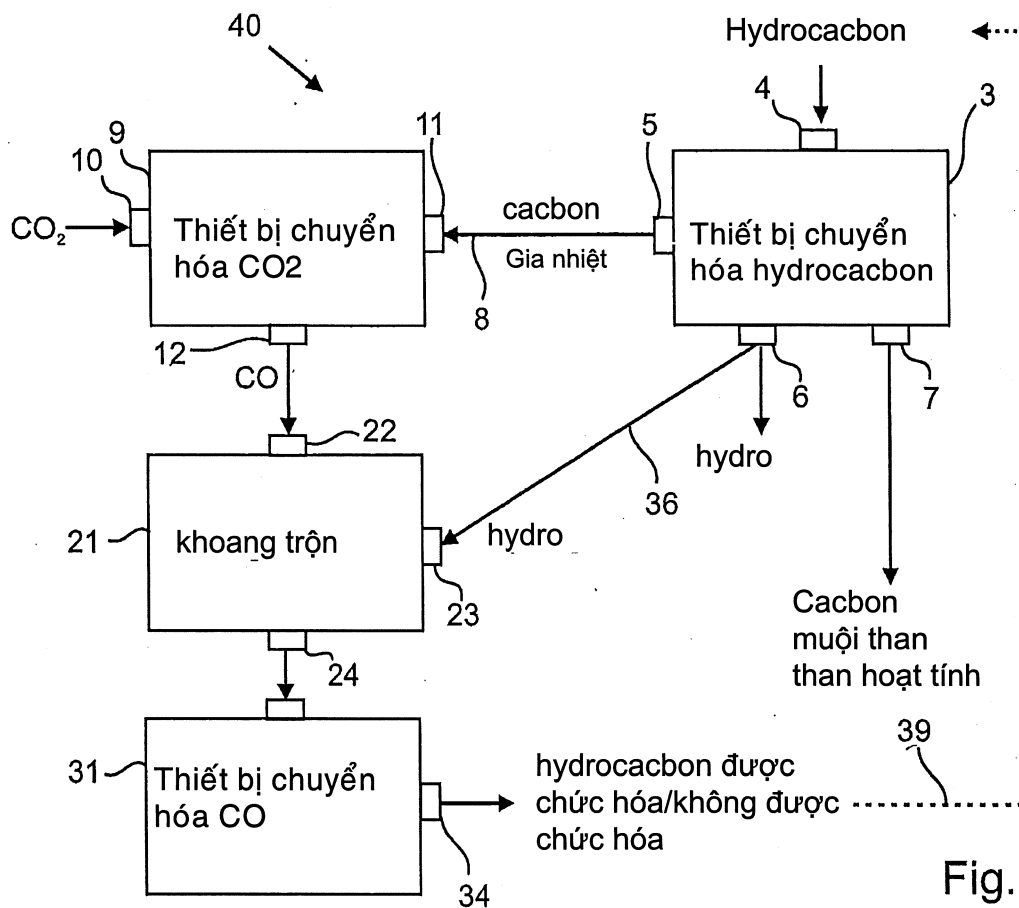


Fig. 4

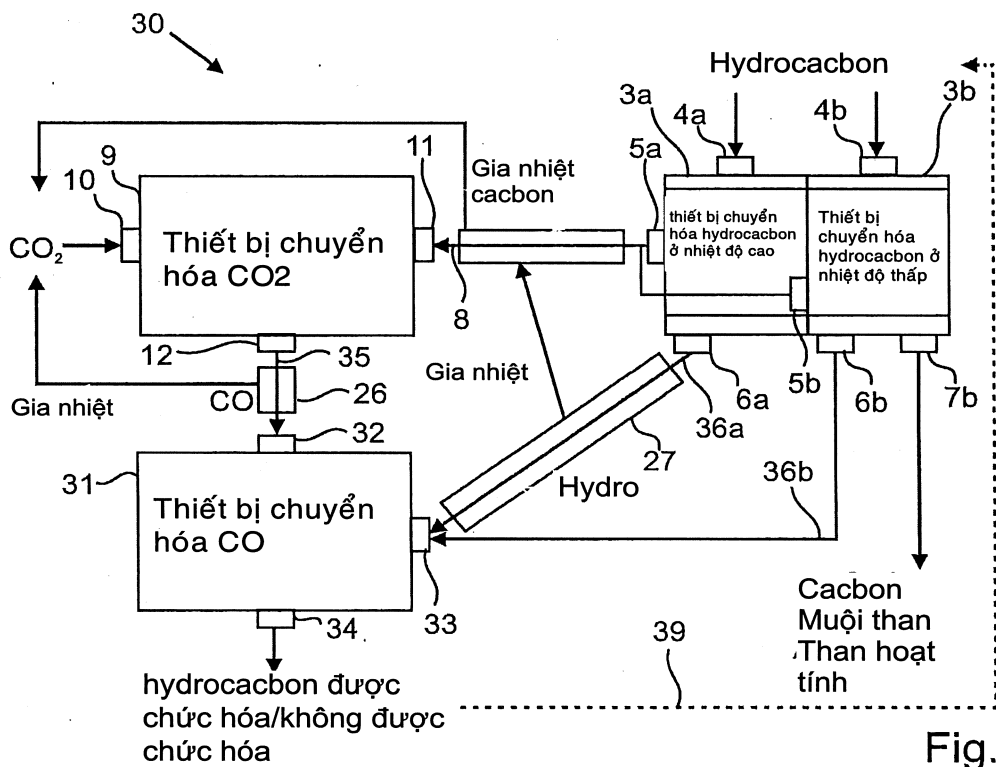


Fig. 5

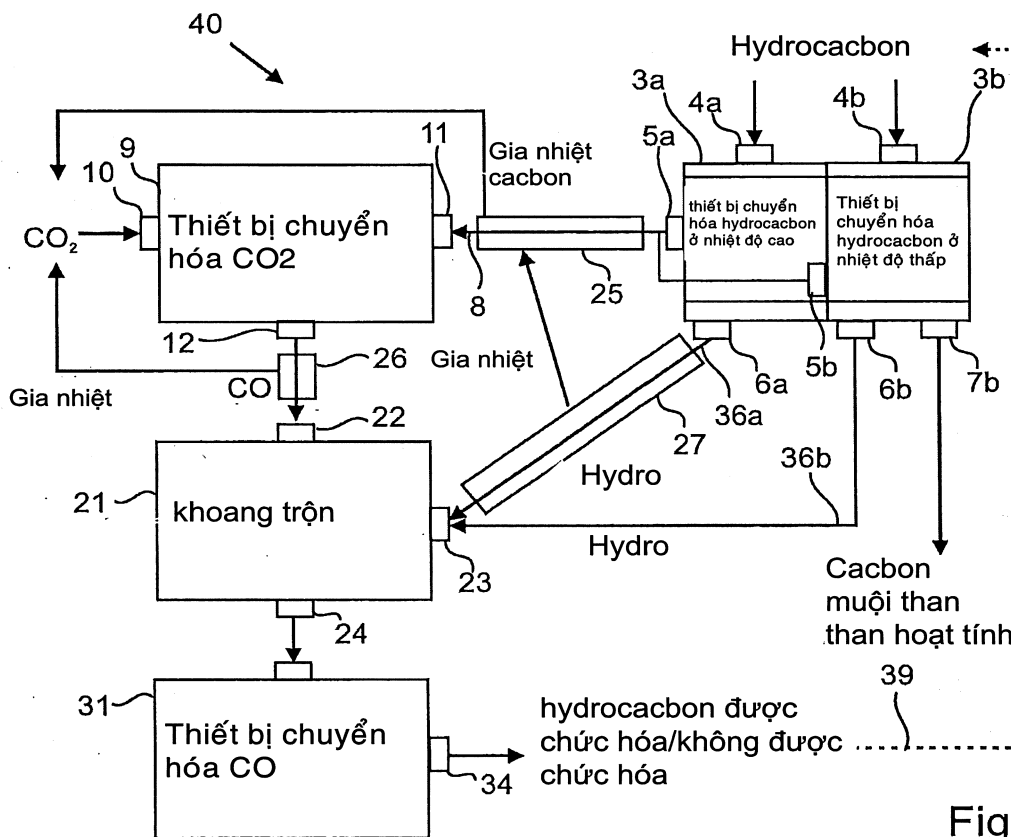


Fig. 6

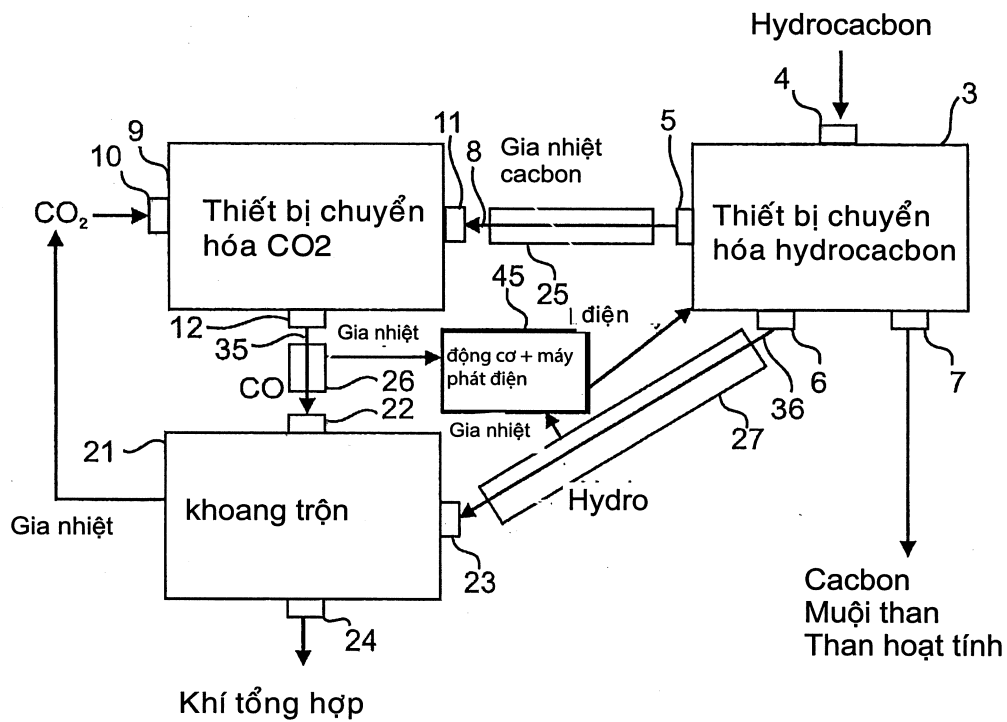


Fig. 7

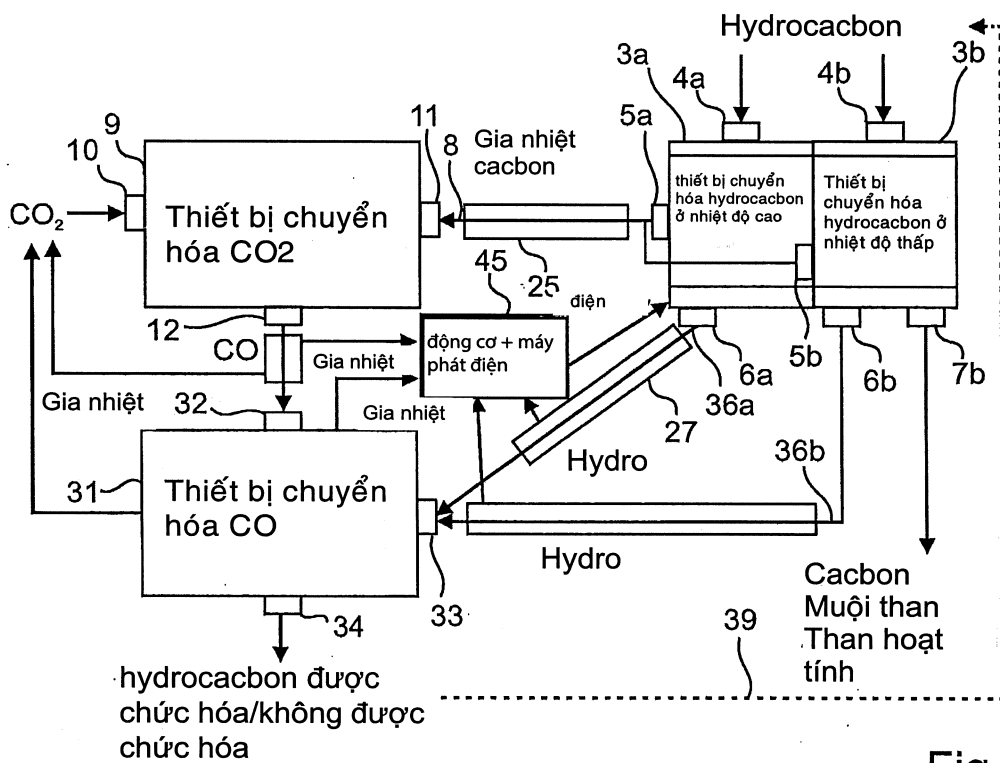


Fig. 8