



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

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

(11)



1-0029110

(51)⁷ **B01J 29/12; C10G 47/14; B01J 37/08; (13) B**
B01J 37/00; B01J 37/04

-
- (21) 1-2013-03214 (22) 26/03/2012
(86) PCT/JP2012/057775 26/03/2012 (87) WO 2012/133327 A1 04/10/2012
(30) 2011-080652 31/03/2011 JP
(45) 25/08/2021 401 (43) 27/01/2014 310A
(73) 1. Japan Oil, Gas and Metals National Corporation (JP)
2-10-1, Toranomon, Minato-ku, Tokyo 105-0001 Japan
2. INPEX CORPORATION (JP)
5-3-1, Akasaka, Minato-ku, Tokyo 107-6332 Japan
3. JX Nippon Oil & Energy Corporation (JP)
6-3, Otemachi 2-chome, Chiyoda-ku, Tokyo 100-8162 Japan
4. Japan Petroleum Exploration Co., Ltd. (JP)
7-12, Marunouchi 1-chome, Chiyoda-ku, Tokyo 100-0005 Japan
5. COSMO OIL CO., LTD. (JP)
1-1-1, Shibaura, Minato-ku, Tokyo 105-8528 Japan
6. NIPPON STEEL & SUMIKIN ENGINEERING CO., LTD. (JP)
Osaki Center Building, 1-5-1, Osaki, Shinagawa-ku, Tokyo 141-8604 Japan
(72) IWAMA Marie (JP).
(74) Công ty TNHH một thành viên Sở hữu trí tuệ VCCI (VCCI-IP CO.,LTD)
-

(54) PHƯƠNG PHÁP SẢN XUẤT CHẤT XÚC TÁC HYDRO HÓA

(57) Sáng chế đề xuất phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro bao gồm bước tải cho phép chất nền chất xúc tác có hàm lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon với lượng 0,5% khối lượng hoặc thấp hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon để tải thành phần kim loại hoạt động chứa ít nhất một nguyên tố kim loại hoạt động được chọn từ các kim loại thuộc nhóm 6, nhóm 8, nhóm 9 và nhóm 10 trong bảng tuần hoàn, để thu được tiền chất xúc tác, và bước nung tiền chất xúc tác thu được trong bước tải nêu trên để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro.

Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Gần đây, từ quan điểm làm tăng ý thức bảo vệ môi trường, có nhu cầu đối với các nhiên liệu lỏng chứa hàm lượng nhỏ các chất gây ô nhiễm môi trường như lưu huỳnh và hydrocacbon thơm. Từ quan điểm này, kỹ thuật được gọi là phương pháp GTL (khí thành lỏng) là kỹ thuật sản xuất nhiên liệu gốc cho dầu nhiên liệu mà về cơ bản không chứa lưu huỳnh cũng như hydrocacbon thơm và giàu hydrocacbon béo, cụ thể, dầu gốc cho dầu hỏa và dầu gazoin đã thu hút được sự chú ý. Phương pháp GTL là phương pháp trong đó khí tổng hợp chứa khí cacbon monoxit và khí hydro được tạo ra từ khí tự nhiên bằng phản ứng reforming, khí tổng hợp này được dùng làm nguyên liệu thô trong phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch (dưới đây, trong một số trường hợp, còn được gọi là “phản ứng tổng hợp FT”) để tạo ra dầu tổng hợp hydrocacbon, và dầu tổng hợp được tinh chế để tạo ra nhiên liệu gốc cho dầu nhiên liệu (ví dụ, xem tài liệu sáng chế 1).

Dầu tổng hợp thu được bằng phản ứng tổng hợp FT (dưới đây, trong một số trường hợp, còn được gọi là “dầu tổng hợp FT”) là hỗn hợp chứa hydrocacbon béo có sự phân bố số nguyên tử cacbon rộng làm thành phần chính. Từ dầu tổng hợp FT này, phân đoạn naphta chứa chủ yếu thành phần có điểm sôi thấp hơn khoảng 150°C; phân đoạn phân cắt giữa chứa chủ yếu thành phần có điểm sôi khoảng 150°C đến 360°C; và phân đoạn sáp chứa chủ yếu thành phần hydrocacbon nặng hơn phân cắt giữa (có điểm sôi cao hơn khoảng 360°C) (dưới đây, trong một số trường hợp, còn được gọi là “phân đoạn sáp FT”) có thể thu được.

Trong số các phân đoạn tương ứng này, phân cắt giữa là phân đoạn hữu ích nhất tương ứng với dầu gốc cho dầu hỏa và dầu gazoin và được mong muốn

thu được với hiệu suất cao. Do đó, trong bộ phận tinh chế xử lý bằng hydro và cắt phân đoạn dầu tổng hợp FT để thu được nhiên liệu gốc cho dầu nhiên liệu, phân đoạn sáp FT tạo ra được với lượng đáng kể với phần cắt giữa trong bộ phận phản ứng tổng hợp FT được chuyển hóa thành thành phần tương ứng với phần cắt giữa thông qua quy trình hydrocracking để làm giảm trọng lượng phân tử, nhờ đó làm tăng toàn bộ sản lượng phần cắt giữa.

Phân đoạn sáp FT thu được từ dầu tổng hợp FT bằng cách cắt phân đoạn được hydrocracking trong lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp được nhồi chất xúc tác hydrocracking, và sau đó được tách thành khí và lỏng trong thiết bị tách khí-lỏng. Sau đó, thành phần lỏng thu được (dầu hydrocacbon) được chuyển đến thiết bị cắt phân đoạn ở công đoạn sau cùng với phần cắt giữa được chưng cất sơ bộ từ dầu tổng hợp FT và được xử lý riêng biệt bằng hydro, và phần cắt giữa (phân đoạn dầu hỏa và dầu gazoin) thu được bằng cách cắt phân đoạn.

Mặt khác, trong phản ứng tổng hợp FT, olefin và hợp chất chứa oxy chứa nguyên tử oxy có nguồn gốc từ cacbon monoxit, như rượu, được tạo ra dưới dạng các sản phẩm phụ bên cạnh hydrocacbon béo no dưới dạng sản phẩm chính, và các sản phẩm phụ này (tạp chất) chứa chủ yếu trong phân đoạn naphta và phần cắt giữa thu được bằng cách cắt phân đoạn dầu tổng hợp FT. Do đó, khi hydrocacbon chứa các tạp chất này được sử dụng làm nhiên liệu, vật liệu chế tạo động cơ có thể bị hư hại và do đó các tạp chất này cần được loại bỏ. Việc loại bỏ các tạp chất này có thể được tiến hành bằng phương pháp xử lý bằng hydro dầu hydrocacbon như phân đoạn naphta và phần cắt giữa chứa các tạp chất này.

Hơn nữa, hydrocacbon tạo ra được bởi phản ứng tổng hợp FT là hydrocacbon béo về cơ bản là mạch thẳng, hydrocacbon béo mạch thẳng này có đặc tính kết tinh cao, và do đó dầu nhiên liệu chứa chủ yếu hydrocacbon béo mạch thẳng này thiếu đặc tính chảy lạnh (độ lỏng ở nhiệt độ thấp). Do đó, trong phần cắt giữa dùng làm dầu gốc cho dầu hỏa và dầu gazoin, cần chuyển hóa hydrocacbon béo mạch thẳng bằng quy trình hydro đồng phân hóa thành

hydrocacbon mạch nhánh để cải thiện đặc tính chảy lạnh. Quy trình hydro đồng phân hóa này thường được tiến hành cùng thời điểm với quy trình xử lý bằng hydro.

Đối với bước xử lý bằng hydro tiến hành phản ứng xử lý bằng hydro bao gồm quá trình hydro đồng phân hóa phân cắt giữa, ví dụ, chất xúc tác xử lý bằng hydro được sử dụng trong đó kim loại hoạt động có hoạt tính hydro hóa được chọn từ các kim loại quý thuộc nhóm 8 đến nhóm 10 trong bảng tuần hoàn được tải bởi chất nền chất xúc tác có tính axit rắn như zeolit và/hoặc oxit kim loại hỗn hợp ở dạng vô định hình (ví dụ, xem các tài liệu sáng chế 2 và 3).

Tài liệu trích dẫn

Tài liệu sáng chế

Tài liệu sáng chế 1: Công bố đơn yêu cầu cấp patent Nhật Bản chưa thẩm định số 2004-323626

Tài liệu sáng chế 2: Công bố đơn yêu cầu cấp patent Nhật Bản chưa thẩm định số 2008-169355

Tài liệu sáng chế 3: Công bố đơn yêu cầu cấp patent Nhật Bản chưa thẩm định số 2007-269901.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Vấn đề được giải quyết bởi sáng chế

Để tiến hành quy trình GTL ở quy mô công nghiệp, cần tạo ra chất xúc tác, ở quy mô thương mại, mà tạo ra phân cắt giữa với hiệu suất cao dùng làm chất xúc tác xử lý bằng hydro được sử dụng làm chất xúc tác hydrocracking hoặc chất xúc tác xử lý bằng hydro trong bộ phận tinh chế. Tuy nhiên, khó điều khiển chính xác nhiệt độ trong quy trình sản xuất ở quy mô lớn phụ thuộc vào loại chất xúc tác, trong một số trường hợp, điều này gây ra sự kết tụ kim loại hoạt động hoặc hiện tượng tương tự. Sau đó, đã biết được rằng việc sử dụng

chất xúc tác xử lý bằng hydro, trong đó kim loại hoạt động bị kết tụ, trong bộ phận tinh chế của quy trình GTL làm giảm độ chọn lọc của phản cắt giữa trong sản phẩm xử lý bằng hydro.

Do đó, mục đích của sáng chế là đề xuất phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro mà có thể tạo ra một cách ổn định chất xúc tác xử lý bằng hydro có độ phân tán các kim loại hoạt động cao và có thể tạo ra hiệu suất phản cắt giữa cao, và chất xúc tác xử lý bằng hydro tạo ra được bằng phương pháp này.

Giải quyết vấn đề của sáng chế

Để giải quyết vấn đề nêu trên, các tác giả sáng chế đã tiến hành nghiên cứu sâu rộng, và kết quả đã khám phá ra rằng, thông thường, sự sinh nhiệt bất thường xảy ra trong một số trường hợp khi chất xúc tác có thành phần kim loại hoạt động được tải bị nung, và sự kết tụ của các kim loại hoạt động gây ra do sự sinh nhiệt bất thường này góp phần làm giảm độ chọn lọc phản cắt giữa của chất xúc tác, và cũng đã khám phá ra rằng sự sinh nhiệt bất thường này gây ra do sự đốt cháy chất chứa cacbon chứa trong chất nền chất xúc tác do quá trình xúc tác của thành phần kim loại hoạt động đối với phản ứng oxi hóa, và những khám phá này đã dẫn đến việc hoàn thành sáng chế.

Tức là, sáng chế đề xuất phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro bao gồm bước tải cho phép chất nền chất xúc tác có hàm lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon với lượng 0,5% khối lượng hoặc thấp hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon để tải thành phần kim loại hoạt động chứa ít nhất một nguyên tố kim loại hoạt động được chọn từ các kim loại thuộc Nhóm 6, nhóm 8, nhóm 9 và nhóm 10 trong bảng tuần hoàn, để thu được tiền chất xúc tác, và bước nung tiền chất xúc tác thu được trong bước tải này để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro.

Theo phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro của sáng chế, chất nền chất xúc tác có hàm lượng chất chứa cacbon với lượng 0,5% khối lượng hoặc nhỏ hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon được sử dụng trong bước

tải, nhờ đó ngăn ngừa được sự sinh nhiệt bất thường do phản ứng đốt cháy của chất chứa cacbon trong bước nung. Do đó, theo phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro của sáng chế, chất xúc tác xử lý bằng hydro có thể được tạo ra một cách ổn định mà có độ phân tán các kim loại hoạt động cao và có độ chọn lọc phần cất giữa lý tưởng.

Trong phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro theo sáng chế, nguyên tố kim loại hoạt động tốt hơn là platin.

Như được mô tả trên đây, sự sinh nhiệt bất thường gây ra do sự đốt cháy chất chứa cacbon chứa trong chất nền chất xúc tác do sự xúc tác của thành phần kim loại hoạt động được tải trên chất nền chất xúc tác đối với phản ứng oxi hóa. Sau đó, do thành phần kim loại hoạt động chứa platin có hiệu quả đốt cháy chất chứa cacbon cao, đặc biệt khó để thu được một cách ổn định chất xúc tác xử lý bằng hydro có độ phân tán các kim loại hoạt động cao khi chất xúc tác xử lý bằng hydro này chứa platin dưới dạng kim loại hoạt động được tạo ra bằng phương pháp sản xuất thông thường. Ngược lại, theo phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro của sáng chế, ngay cả khi nguyên tố kim loại hoạt động là platin, sự sinh nhiệt bất thường không được hạn chế hoàn toàn và chất xúc tác xử lý bằng hydro mà có độ phân tán các kim loại hoạt động cao và độ chọn lọc phần cất giữa lý tưởng có thể được tạo ra một cách ổn định.

Sáng chế cũng đề xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro tạo ra được bằng phương pháp sản xuất theo sáng chế.

Vì chất xúc tác xử lý bằng hydro theo sáng chế được tạo ra bởi phương pháp sản xuất theo sáng chế, nó có độ phân tán các kim loại hoạt động cao và độ chọn lọc phần cất giữa lý tưởng. Do đó, theo chất xúc tác xử lý bằng hydro của sáng chế, phần cất giữa giàu hydrocacbon béo mạch nhánh và đặc tính chảy lạnh tuyệt vời có thể thu được với hiệu suất cao từ dầu nguyên liệu giàu hydrocacbon béo mạch thẳng.

Hiệu quả của sáng chế

Theo sáng chế, phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro mà có thể tạo ra một cách ổn định chất xúc tác xử lý bằng hydro có độ phân tán các kim loại hoạt động cao và độ chọn lọc phân cắt giữa lý tưởng được đề xuất.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

FIG.1 là hình chiếu dạng sơ đồ cấu hình của thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon trong đó một phương án của phương pháp sản xuất dầu hydrocacbon theo sáng chế được tiến hành; và

FIG.2 là sơ đồ thể hiện profin nhiệt độ trong quy trình nung tiền chất xúc tác trong ví dụ 1 và ví dụ so sánh 2.

Mô tả chi tiết sáng chế

Đầu tiên, phương án thích hợp về chất xúc tác xử lý bằng hydro theo sáng chế sẽ được mô tả.

Chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án này có thể được tạo ra bằng phương pháp sản xuất bao gồm bước tải cho phép chất nền chất xúc tác có thành phần chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon với lượng 0,5% khối lượng hoặc thấp hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon tải thành phần kim loại hoạt động chứa ít nhất một nguyên tố kim loại hoạt động được chọn từ các kim loại thuộc nhóm 6, nhóm 8, nhóm 9 và nhóm 10 trong bảng tuần hoàn, để thu được tiền chất xúc tác, và bước nung tiền chất xúc tác thu được trong bước tải nêu trên để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro. Ở đây, bảng tuần hoàn có nghĩa là dạng bảng dài của bảng tuần hoàn các nguyên tố, được quy định bởi Hiệp hội quốc tế về hóa học tinh khiết và ứng dụng (IUPAC).

Chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án này cũng có thể được dùng làm chất xúc tác hydrocracking được mô tả dưới đây và cũng có thể được dùng làm chất xúc tác xử lý bằng hydro được mô tả dưới đây. Dưới đây, khía cạnh ưu tiên đối với chất xúc tác hydrocracking và khía cạnh ưu tiên đối với

chất xúc tác xử lý bằng hydro sẽ lần lượt được mô tả.

Khi chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án này là chất xúc tác hydrocracking, các chất nền chất xúc tác chứa zeolit kết tinh như zeolit kiểu Y (USY) siêu bền, zeolit kiểu Y, mordenit, và zeolit β , và một hoặc nhiều axit rắn được chọn từ các oxit kim loại hỗn hợp vô định hình như silic oxit-nhôm oxit, silic oxit-ziricon oxit, nhôm oxit-bo oxit, nhôm oxit-ziricon oxit, silic oxit-titan oxit, và silic oxit-magie oxit là được ưu tiên dùng làm chất nền chất xúc tác.

Dùng làm chất nền chất xúc tác của chất xúc tác hydrocracking, các chất nền chất xúc tác chứa zeolit kiểu USY và một hoặc nhiều chất được chọn từ silic oxit-nhôm oxit, nhôm oxit-bo oxit, và silic oxit-ziricon oxit là được ưu tiên hơn, và các chất nền chất xúc tác chứa zeolit kiểu USY và một hoặc nhiều chất được chọn từ nhôm oxit-bo oxit và silic oxit-nhôm oxit là vẫn được ưu tiên hơn.

Zeolit kiểu USY là zeolit thu được bằng cách làm siêu bền hóa zeolit kiểu Y bằng phương pháp xử lý thủy nhiệt và/hoặc phương pháp xử lý bằng axit; bên cạnh cấu trúc xốp mịn được gọi là siêu lỗ mà zeolit kiểu Y ban đầu có và cỡ lỗ của nó là không lớn hơn 2 nm, các lỗ mới có cỡ lỗ nằm trong khoảng từ 2 đến 10 nm được tạo ra. Cỡ hạt trung bình của zeolit kiểu USY không bị giới hạn một cách cụ thể, nhưng tốt hơn là không lớn hơn 1,0 μm , và tốt hơn nữa là không lớn hơn 0,5 μm . Ngoài ra, trong zeolit kiểu USY, tốt hơn là tỷ lệ mol của silic oxit/nhôm oxit (tỷ lệ mol của silic oxit so với nhôm oxit) là 10 đến 200, và tốt hơn nữa là tỷ lệ mol này là 15 đến 100, và vẫn tốt hơn nữa là tỷ lệ mol này là 20 đến 60.

Hơn nữa, tốt hơn nếu chất nền chất xúc tác của chất xúc tác hydrocracking được cấu thành bằng cách chứa 0,1 đến 80% khối lượng zeolit kết tinh và 0,1 đến 60% khối lượng oxit kim loại hỗn hợp ở dạng vô định hình.

Để tăng cường khả năng dễ đúc và độ bền cơ học của chất nền chất xúc tác của chất xúc tác hydrocracking, chất kết dính có thể được trộn vào trong chất nền chất xúc tác này. Các ví dụ về chất kết dính được ưu tiên bao gồm

nhôm oxit, silic oxit, và magie oxit. Lượng chất kết dính cần được trộn với chất nền chất xúc tác không bị giới hạn một cách cụ thể, nhưng tốt hơn là 20 đến 98% khối lượng, và tốt hơn nữa là 30 đến 96% khối lượng dựa trên tổng khối lượng của chất nền chất xúc tác.

Chất nền chất xúc tác của chất xúc tác hydrocracking tốt hơn là được đúc. Hình dạng của chất nền chất xúc tác được đúc là không bị giới hạn một cách cụ thể, nhưng các ví dụ về chúng bao gồm dạng hình cầu, dạng hình trụ, dạng hình trụ bị biến dạng với mặt cắt ngang có ba thùy hoặc bốn thùy, hoặc dạng đĩa. Phương pháp đúc chất nền chất xúc tác không bị giới hạn, và phương pháp đã biết như đúc ép đùn và đúc viên được sử dụng. Chất nền chất xúc tác được đúc thường được nung.

Nguyên tố kim loại hoạt động trong chất xúc tác hydrocracking tốt hơn là ít nhất một kim loại được chọn từ các kim loại thuộc nhóm 8 đến nhóm 10 trong bảng tuần hoàn. Các ví dụ về nguyên tố kim loại hoạt động thích hợp bao gồm coban, niken, rodi, paladi, iridi, và platin. Trong số chúng, tốt hơn nữa nếu ít nhất một kim loại được chọn từ niken, paladi, và platin được sử dụng, vẫn tốt hơn nữa nếu ít nhất một kim loại được chọn từ paladi và platin được sử dụng, và platin là đặc biệt được ưu tiên sử dụng. Cũng từ quan điểm xúc tác phản ứng oxi hóa của kim loại hoạt động mà cho phép chất chứa cacbon được đốt cháy trong quá trình nung tiền chất xúc tác bao gồm sự sinh nhiệt bất thường, sự xúc tác của platin và paladi là lớn, và hoạt tính xúc tác của platin là đặc biệt lớn.

Trong trường hợp nếu nguyên tố kim loại hoạt động được tải bởi chất nền chất xúc tác trong chất xúc tác hydrocracking là kim loại khác các kim loại quý như coban và niken, tốt hơn nếu hàm lượng của nguyên tố kim loại hoạt động là 2 đến 50% khối lượng dưới dạng oxit kim loại dựa trên tổng khối lượng của chất nền chất xúc tác. Ngoài ra, trong trường hợp nếu nguyên tố kim loại hoạt động được tải bởi chất nền chất xúc tác trong chất xúc tác hydrocracking là kim loại quý như platin, paladi, rodi, và iridi, tốt hơn nếu hàm lượng của nguyên tố kim loại hoạt động này là 0,1 đến 3,0% khối lượng dưới dạng nguyên tử kim loại dựa trên tổng khối lượng của chất nền chất xúc tác. Trong

trường hợp nếu hàm lượng của nguyên tố kim loại hoạt động thấp hơn giới hạn dưới này, quy trình hydrocracking có xu hướng diễn ra không hoàn toàn. Mặt khác, trong trường hợp nếu hàm lượng của nguyên tố kim loại hoạt động lớn hơn giới hạn trên, sự phân tán của nguyên tố kim loại hoạt động có xu hướng suy giảm để làm giảm hoạt tính của chất xúc tác, và chi phí dành cho chất xúc tác tăng lên.

Khi chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án này là chất xúc tác xử lý bằng hydro, các chất nền chất xúc tác chứa oxit kim loại như nhôm oxit, silic oxit, titan oxit, ziricon oxit, và bo oxit là được ưu tiên dùng làm chất nền chất xúc tác. Ngoài ra, chất nền chất xúc tác của chất xúc tác xử lý bằng hydro có thể là chất nền chất xúc tác chứa oxit kim loại hỗn hợp như silic oxit-nhôm oxit, silic oxit-ziricon oxit, nhôm oxit-bo oxit, nhôm oxit-ziricon oxit, silic oxit-titan oxit, và silic oxit- magie oxit.

Từ quan điểm cho phép quy trình hydro đồng phân hóa hydrocacbon béo mạch thẳng tiến hành một cách hiệu quả ở cùng thời điểm với quy trình xử lý bằng hydro, tốt hơn nếu chất nền chất xúc tác của chất xúc tác xử lý bằng hydro chứa oxit kim loại hỗn hợp có tính axit rắn như silic oxit-nhôm oxit, silic oxit-ziricon oxit, nhôm oxit-ziricon oxit, và nhôm oxit-bo oxit. Hơn nữa, lượng nhỏ của zeolit có thể được chứa trong chất nền chất xúc tác.

Để tăng cường khả năng dễ đúc và độ bền cơ học của chất nền chất xúc tác của chất xúc tác xử lý bằng hydro, chất kết dính có thể được trộn trong chất nền chất xúc tác. Các ví dụ về chất kết dính được ưu tiên bao gồm nhôm oxit, silic oxit, và magie oxit. Lượng chất kết dính cần được trộn với chất nền chất xúc tác không bị giới hạn một cách cụ thể, nhưng tốt hơn là 20 đến 98% khối lượng, và tốt hơn nữa là 30 đến 96% khối lượng dựa trên tổng khối lượng của chất nền chất xúc tác.

Chất nền chất xúc tác của chất xúc tác xử lý bằng hydro tốt hơn là được đúc. Hình dạng của chất nền chất xúc tác được đúc không bị giới hạn một cách cụ thể, nhưng các ví dụ về chúng bao gồm dạng hình trụ bị biến dạng và dạng

đĩa có mặt cắt hình cầu, hình trụ hoặc ba thùy-bốn thùy. Phương pháp đúc chất nền chất xúc tác không bị giới hạn, và phương pháp đã biết như phương pháp đúc ép đùn và đúc viên được sử dụng. Chất nền chất xúc tác được đúc thường được nung.

Nguyên tố kim loại hoạt động trong chất xúc tác xử lý bằng hydro tốt hơn là ít nhất là một nguyên tố kim loại được chọn từ các kim loại thuộc nhóm 6, nhóm 8, nhóm 9, và nhóm 10 trong bảng tuần hoàn. Các ví dụ về nguyên tố kim loại hoạt động thích hợp bao gồm các kim loại quý như platin, paladi, rodi, ruteni, iridi, và osmi, hoặc coban, niken, molybden, vonfram, và sắt; platin, paladi, niken, coban, molybden, và vonfram là được ưu tiên, platin và paladi là được ưu tiên hơn, và platin là đặc biệt được ưu tiên. Hơn nữa, nhiều kim loại này tốt hơn là cũng được sử dụng kết hợp; các ví dụ về dạng kết hợp được ưu tiên trong trường hợp này bao gồm platin-paladi, coban-molybden, niken-molybden, niken-coban-molybden, và niken-vonfram.

Trong trường hợp nếu nguyên tố kim loại hoạt động được tải lên trên chất nền chất xúc tác trong chất xúc tác xử lý bằng hydro là kim loại quý, tốt hơn nếu hàm lượng của nguyên tố kim loại hoạt động là 0,1 đến 3,0% khối lượng dưới dạng nguyên tử kim loại dựa trên tổng khối lượng của chất nền chất xúc tác. Ngoài ra, trong trường hợp nếu nguyên tố kim loại hoạt động được tải lên trên chất nền chất xúc tác trong chất xúc tác xử lý bằng hydro là kim loại khác các kim loại quý, tốt hơn nếu hàm lượng của nguyên tố kim loại hoạt động là 2 đến 50% khối lượng dưới dạng oxit kim loại dựa trên tổng khối lượng của chất nền chất xúc tác. Trong trường hợp nếu hàm lượng của nguyên tố kim loại hoạt động thấp hơn giới hạn dưới này, quy trình xử lý bằng hydro và hydro đồng phân hóa có xu hướng diễn ra không hiệu quả. Mặt khác, trong trường hợp nếu hàm lượng của nguyên tố kim loại hoạt động lớn hơn giới hạn trên, sự phân tán của nguyên tố kim loại hoạt động có xu hướng suy giảm để làm giảm hoạt tính của chất xúc tác, và chi phí dành cho chất xúc tác tăng lên.

Tiếp theo, một khía cạnh của phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án này sẽ được mô tả dưới đây.

Phương pháp sản xuất theo khía cạnh này bao gồm bước tải cho phép chất nền chất xúc tác có thành phần chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon với lượng 0,5% khối lượng hoặc thấp hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon để tải thành phần kim loại hoạt động chứa nguyên tố kim loại hoạt động này, để thu được tiền chất xúc tác, và bước nung tiền chất xúc tác thu được trong bước tải để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro. Đầu tiên, bước điều chế chất nền chất xúc tác sẽ được mô tả dưới đây.

Chất nền chất xúc tác có thể được tạo ra bằng cách, ví dụ, đúc sản phẩm được nhào trộn chứa oxit kim loại và chất phụ gia đúc, và nung nó. Sản phẩm được nhào trộn này được tạo ra bằng cách nhào trộn hỗn hợp chứa oxit kim loại và chất phụ gia đúc, và chất kết dính, nước, và các chất tương tự có thể được trộn trong đó, nếu cần.

Ở đây, chất phụ gia đúc là hợp chất hữu cơ được trộn để làm tăng đặc tính dễ đúc của sản phẩm được nhào trộn và độ bền cơ học của chất nền chất xúc tác được đúc thu được. Chất phụ gia đúc không bị giới hạn một cách cụ thể, nhưng tốt hơn là hợp chất hữu cơ có trọng lượng phân tử lớn như xenluloza kết tinh, metylxenluloza, carboxymetyl xenluloza, hydroxyetyl xenluloza, rượu polyvinyllic, tinh bột, và lignin để thu được một cách hiệu quả tác dụng trộn chất phụ gia đúc.

Chất phụ gia đúc này hầu như được tách loại trong bước nung chất nền chất xúc tác được mô tả dưới đây, nhưng chất chứa cacbon từ chất phụ gia đúc có thể còn dư với lượng lớn hơn 0,5% khối lượng dưới dạng các nguyên tử cacbon theo quy trình thông thường sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro. Do đó, chất chứa cacbon từ chất phụ gia đúc tham gia vào quá trình sinh nhiệt bất thường trong quy trình nung tiền chất xúc tác được mô tả dưới đây. Do đó, tốt hơn nếu trong phương pháp sản xuất theo khía cạnh này các điều kiện nung chất nền chất xúc tác và lượng chất phụ gia đúc cần sử dụng được điều chỉnh một cách thích hợp để tạo ra chất nền chất xúc tác mà trong đó hàm lượng chất chứa cacbon là 0,5% khối lượng hoặc nhỏ hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon.

Lượng chất phụ gia đúc cần trộn tốt hơn là 0,5 đến 15% khối lượng và tốt hơn nữa là 1 đến 10% khối lượng dựa trên tổng khối lượng của hợp chất vô cơ (oxit kim loại và chất kết dính) mà cấu thành chất nền chất xúc tác.

Tiếp theo, sản phẩm được nhào trộn được ép đùn để thu được sản phẩm đúc, và sản phẩm đúc này được sấy ở, ví dụ, 70 đến 150°C.

Tiếp theo, sản phẩm đúc khô được nung để thu được chất nền chất xúc tác. Trong trường hợp này, các điều kiện nung được chọn sao cho độ bền cơ học của chất nền chất xúc tác thu được bằng cách nung thu được một cách đầy đủ và lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon từ chất phụ gia đúc trên chất nền chất xúc tác là 0,5% khối lượng hoặc thấp hơn. Ở đây, chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon từ chất phụ gia đúc có nghĩa là chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon hoặc các nguyên tử cacbon và nguyên tử hydro, và/hoặc nguyên tử oxy, hoặc các nguyên tố tương tự, mà được tạo ra do sự phân hủy chất phụ gia đúc thông qua quá trình được gọi là "cacbon hóa" như quá trình khử hydro oxy hóa trong quá trình nung chất nền chất xúc tác. Lưu ý rằng trong phương pháp sản xuất theo khía cạnh này, chất chứa cacbon không chỉ giới hạn ở chất từ chất phụ gia đúc, và bao gồm chất chứa cacbon từ hợp chất hữu cơ khác chất phụ gia đúc miễn sao nó là hợp chất đo được bằng phương pháp định lượng được mô tả dưới đây.

Nhiều cách kết hợp nhiệt độ nung và thời gian nung có thể được thiết lập làm các điều kiện nung chất nền chất xúc tác để thỏa mãn các điều kiện này. Trong trường hợp này, tốt hơn là đánh giá lượng chất phụ gia đúc được trộn. Ví dụ, nhiệt độ nung tốt hơn là nằm trong khoảng từ 300 đến 550°C, và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 350 đến 500°C. Ngoài ra, thời gian nung tốt hơn là nằm trong khoảng từ khoảng 0,1 đến 10 giờ, và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ khoảng 0,2 đến 8 giờ.

Lưu ý là, phương pháp được sử dụng làm phương pháp định lượng chất chứa cacbon trong chất xúc tác xử lý bằng hydro trong đó mẫu chất xúc tác xử lý bằng hydro được đốt bằng cách gia nhiệt trong dòng oxy ở sóng tần cao và

cacbon dioxit trong khí đốt được xác định bằng bộ dò sử dụng phương pháp hấp phụ hồng ngoại (ví dụ, thiết bị phân tích cacbon/lưu huỳnh EMIA-920V được sản xuất bởi HORIBA, Ltd.).

Sau đó, hợp chất chứa nguyên tố kim loại hoạt động (thành phần kim loại hoạt động) được tải lên trên chất nền chất xúc tác thu được như được mô tả trên đây. Thành phần kim loại hoạt động được sử dụng để tải không bị giới hạn một cách cụ thể miễn sao nó chứa nguyên tố kim loại hoạt động, và hợp chất đã biết được sử dụng, nhưng hợp chất vô cơ hoặc hữu cơ tan trong dung môi, cụ thể, nước được sử dụng. Các ví dụ cụ thể về thành phần kim loại hoạt động bao gồm RuCl_3 khi nguyên tố kim loại hoạt động là ruteni; $\text{OsCl}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ và $(\text{NH}_4)_2[\text{OsCl}_6]$ khi nguyên tố kim loại hoạt động là osmi; $\text{RhCl}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ khi nguyên tố kim loại hoạt động là rodi; $\text{H}_2\text{IrCl}_6 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ khi nguyên tố kim loại hoạt động là iridi; $(\text{NH}_4)_2\text{PdCl}_6$, $\text{Pd}(\text{NH}_3)_4\text{Cl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$, và $\text{Pd}(\text{C}_2\text{H}_5\text{CO}_2)_2$ khi nguyên tố kim loại hoạt động là paladi; và PtCl_2 , H_2PtCl_6 , $(\text{NH}_4)_2\text{PtCl}_6$, $\text{H}_2\text{Pt}(\text{OH})_6$, $\text{Pt}(\text{NH}_3)_4\text{Cl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$, và $\text{Pt}(\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2)_2$ khi nguyên tố kim loại hoạt động là platin.

Các thành phần kim loại hoạt động có thể được tải bằng phương pháp đã biết. Tức là, phương pháp trong đó chất nền chất xúc tác được đúc được ngâm tẩm trong hoặc được trao đổi ion bằng dung dịch, tốt hơn nếu dung dịch nước chứa thành phần kim loại hoạt động được sử dụng. Phương pháp ngâm tẩm không bị giới hạn một cách cụ thể và phương pháp kích thích hơi ẩm hoặc phương pháp tương tự tốt hơn là được sử dụng.

Tiếp theo, chất nền chất xúc tác mà thành phần kim loại hoạt động được tải lên bằng phương pháp được mô tả trên đây được làm khô. Chất nền chất xúc tác có thể được làm khô ở nhiệt độ, ví dụ, khoảng 70 đến 150°C.

Do đó chất nền chất xúc tác mà được tải thành phần kim loại hoạt động (dưới đây, trong một số trường hợp, còn được gọi là "tiền chất xúc tác") được nung để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án này. Khi tiền chất xúc tác được nung, các thành phần khác nguyên tử kim loại hoạt động, tức

là ion đôi, phối tử và các thành phần tương tự được tách loại ra khỏi hợp chất chứa nguyên tố kim loại hoạt động được tải lên trên chất nền chất xúc tác.

Nhiều cách kết hợp nhiệt độ nung và thời gian nung có thể được thiết lập làm các điều kiện để nung tiền chất xúc tác. Ví dụ, nhiệt độ nung tốt hơn là nằm trong khoảng từ 300 đến 550°C, và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 350 đến 530°C. Ngoài ra, thời gian nung tốt hơn là nằm trong khoảng từ khoảng 0,1 đến 10 giờ, và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ khoảng 0,2 đến 8 giờ.

Ở đây, với điều kiện là không tập trung vào chất chứa cacbon chứa trong chất nền chất xúc tác, cần phải hạn chế sự sinh nhiệt bất thường trong quy trình nung tiền chất xúc tác mà các điều kiện nung được thiết lập, ví dụ, tốc độ tăng nhiệt độ đủ nhỏ để không làm cho phản ứng đốt cháy diễn ra nhanh trong khi tăng nhiệt độ, và tiền chất xúc tác được nung trong hai bước. Mặt khác, trong phương pháp sản xuất theo khía cạnh này, không cần quan tâm đến các điều kiện nung, và sự sinh nhiệt bất thường được hạn chế để nhờ đó làm giảm thời gian và lượng sử dụng trong bước nung.

Như được mô tả trên đây, chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án này có thể thu được.

Tiếp theo, phương pháp sản xuất dầu hydrocacbon theo sáng chế sẽ được mô tả. Trong phương pháp sản xuất dầu hydrocacbon theo sáng chế, quy trình xử lý bằng hydro và/hoặc hydrocracking được tiến hành bằng chất xúc tác xử lý bằng hydro theo sáng chế.

Dưới đây, cùng với các ví dụ về quy trình GTL trong đó phương pháp sản xuất dầu hydrocacbon theo sáng chế tốt hơn là được sử dụng, phương án của phương pháp sản xuất dầu hydrocacbon theo sáng chế sẽ được mô tả.

FIG.1 là hình chiếu dạng sơ đồ cấu hình của hệ thống thiết bị sản xuất tương ứng với bộ phận tinh chế trong quy trình GTL, bao gồm thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon mà trong đó một phương án của phương pháp sản xuất dầu

hydrocacbon theo sáng chế được tiến hành.

Đầu tiên, với việc đề cập đến FIG.1, thiết bị sẽ được mô tả trong đó phương án thích hợp của phương pháp sản xuất dầu hydrocacbon theo sáng chế được tiến hành, và naphta và dầu gốc cho dầu hỏa và dầu gazoin được tạo ra từ hydrocacbon (dầu tổng hợp FT) thu được bằng phản ứng tổng hợp FT.

Đối với thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 được thể hiện trong FIG.1 được nạp dầu tổng hợp FT thông qua đường ống 1 từ thiết bị phản ứng tổng hợp FT (không được thể hiện) để tổng hợp dầu hydrocacbon (dầu tổng hợp FT) bằng phản ứng tổng hợp FT, bằng cách sử dụng khí tổng hợp (khí hỗn hợp của khí cacbon monoxit và khí hydro) dùng làm nguyên liệu thô. Lưu ý là đối với thiết bị phản ứng tổng hợp FT được cấp khí tổng hợp từ thiết bị phản ứng refominh (không được thể hiện) để refominh khí tự nhiên để tạo ra khí tổng hợp.

Thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 bao gồm chủ yếu thiết bị cất phân đoạn thứ nhất 20 tiến hành cất phân đoạn dầu tổng hợp FT thành phân đoạn naphta thô, phần cất giữa thô và phân đoạn sáp thô, lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 tiến hành xử lý bằng hydro phân đoạn naphta thô được cấp từ đỉnh của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất 20 thông qua đường ống 2, lò phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32 tiến hành xử lý bằng hydro và hydro đồng phân hóa phần cất giữa thô được cấp từ phần giữa của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất 20 thông qua đường ống 3, lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 tiến hành hydrocracking phân đoạn sáp thô được cấp từ phần đáy của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất 20 thông qua đường ống 4, và thiết bị cất phân đoạn thứ hai 60 tiến hành cất phân đoạn sản phẩm xử lý bằng hydro của phần cất giữa và sản phẩm hydrocracking của phân đoạn sáp.

Ở đây, phân đoạn naphta là phân đoạn hydrocacbon (xấp xỉ C_5 đến C_{10}) có điểm sôi bằng xấp xỉ 25°C hoặc cao hơn và thấp hơn xấp xỉ 150°C , phần cất giữa là phân đoạn hydrocacbon (xấp xỉ C_{11} đến C_{21}) có điểm sôi bằng xấp xỉ 150 đến 360°C , và phân đoạn sáp là phân đoạn hydrocacbon (xấp xỉ C_{22} hoặc

cao hơn) có điểm sôi cao hơn xấp xỉ 360°C . Ngoài ra, mỗi phân đoạn naphta thô, phần cất giữa thô và phân đoạn sáp thô có nghĩa là mỗi phân đoạn được mô tả trên đây mà không trải qua quá trình xử lý bằng hydro và hydrocracking, và chứa olefin và hợp chất chứa oxy như rượu là các tạp chất (các sản phẩm phụ của phản ứng tổng hợp FT) khác hydrocacbon béo no (các parafin).

Bên trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32 tốt hơn là được nhồi chất xúc tác xử lý bằng hydro dưới dạng tầng cố định. Chất xúc tác xử lý bằng hydro có thể là chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án được mô tả trên đây. Phần cất giữa thô được cấp bởi đường ống 3 được trộn với khí hydro được cấp bởi đường ống cấp khí hydro (không được thể hiện) nối với đường ống 3, được gia nhiệt tới nhiệt độ phản ứng bằng thiết bị gia nhiệt (không được thể hiện) như thiết bị trao đổi nhiệt được bố trí trên đường ống 3, và sau đó được cấp vào lò phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32 và được trải qua quy trình xử lý bằng hydro bao gồm quy trình hydro đồng phân hóa.

Lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 tốt hơn là được nhồi chất xúc tác xử lý bằng hydro dưới dạng tầng cố định. Chất xúc tác xử lý bằng hydro có thể là chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án được mô tả trên đây. Phân đoạn naphta thô được cấp bởi đường ống 2 được trộn với khí hydro được cấp bằng đường ống cấp khí hydro (không được thể hiện) nối với đường ống 2, được gia nhiệt tới nhiệt độ phản ứng bằng thiết bị gia nhiệt (không được thể hiện) như thiết bị trao đổi nhiệt được bố trí trên đường ống 2, và sau đó được cấp vào lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 và được xử lý bằng hydro.

Lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 tốt hơn là được nhồi chất xúc tác hydrocracking dưới dạng tầng cố định. Chất xúc tác hydrocracking có thể là chất xúc tác xử lý bằng hydro theo phương án được mô tả trên đây. Phân đoạn sáp thô được cấp bởi đường ống 4 được trộn với sáp chưa được cracking (được mô tả chi tiết dưới đây) được tuần hoàn bởi đường ống 13 nối với đường ống 4 và khí hydro được cấp bởi đường ống cấp khí hydro (không được thể hiện) nối với đường ống 4, được gia nhiệt tới nhiệt độ phản ứng bằng thiết bị

gia nhiệt (không được thể hiện) như thiết bị trao đổi nhiệt được bố trí trên đường ống 4, và sau đó được cấp vào lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 và được hydrocracking.

Thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 bao gồm các thiết bị tách khí-lỏng 40, 42 và 44 đặt lần lượt ở phía sau của lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30, thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phân cắt giữa 32 và lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34, và các thiết bị tách này tách hydrocacbon lỏng mà là sản phẩm xử lý bằng hydro hoặc sản phẩm hydrocracking được phun từ mỗi thiết bị phản ứng này và thành phần khí chứa khí hydro và hydrocacbon dạng khí không phản ứng thành khí và chất lỏng. Ngoài ra, mỗi thiết bị tách khí-lỏng này được kèm theo một thiết bị (không được thể hiện) để phun nước dưới dạng sản phẩm phụ của quy trình xử lý bằng hydro hoặc hydrocracking.

Thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 bao gồm thiết bị làm ổn định naphta 50 đặt ở phía sau thiết bị tách khí-lỏng 40, thiết bị làm ổn định naphta này đẩy hydrocacbon dạng khí chứa hydrocacbon có số nguyên tử cacbon bằng 4 hoặc nhỏ hơn dùng làm thành phần chính ra khỏi phân đoạn naphta được xử lý bằng hydro, cấp qua đường ống 5 từ đường ống 8 được nối với phần đỉnh của nó. Ngoài ra, phân đoạn naphta mà từ đó hydrocacbon dạng khí được tách loại được cấp bởi đường ống 9 từ đáy của thiết bị làm ổn định naphta 50 mà trong đó thùng naphta 70 để bảo quản phân đoạn naphta này được lắp đặt.

Thiết bị cắt phân đoạn thứ hai 60 được bố trí ở phía sau thiết bị tách khí-lỏng 42 và thiết bị tách khí-lỏng 44, mà phần cắt giữa được xử lý bằng hydro được cấp thông qua đường ống 6 từ thiết bị tách khí-lỏng 42 và sản phẩm hydrocracking của phân đoạn sáp được cấp thông qua đường ống 7 từ thiết bị tách khí-lỏng 44 được cấp vào, và cắt phân đoạn hỗn hợp của chúng. Thiết bị cắt phân đoạn thứ hai 60 này được bố trí với đường ống 11 nối với phần giữa của nó, để xả phân đoạn dầu hỏa được cắt phân đoạn và chuyển nó tới thùng chứa dầu hỏa 72; và đường ống 12 được nối với phần phía dưới của nó, để xả phân đoạn dầu gazoin được cắt phân đoạn và chuyển nó tới thùng chứa dầu

gazoin 74. Ngoài ra, thiết bị cất phân đoạn thứ hai 60 được nối với đường ống 13 ở phần đáy của nó, để xả dầu đáy của thiết bị cất phân đoạn thứ hai 60 chứa sáp chưa được cracking làm thành phần chính mà không được cracking hoàn toàn trong thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 và tuần hoàn nó vào đường ống 4 đặt ở phía trước của thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34. Hơn nữa, thiết bị cất phân đoạn thứ hai 60 được nối với đường ống 10 ở phần đỉnh của nó, để xả hydrocacbon nhẹ chứa phân đoạn naphta làm thành phần chính, và cấp nó vào thiết bị làm ổn định naphta 50.

Tiếp theo, quy trình xử lý bằng hydro phần cất giữa sẽ được mô tả với việc đề cập đến FIG.1.

Dầu tổng hợp FT được cấp bởi thiết bị phản ứng tổng hợp FT (không được thể hiện) thông qua đường ống 1 được cất phân đoạn trong thiết bị cất phân đoạn thứ nhất 20 thành phân đoạn naphta thô, phần cất giữa thô và phân đoạn sáp thô. Phần cất giữa thô thu được bằng cách cất phân đoạn được xả ra từ phần giữa của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất 20 nhờ đường ống 3. Phần cất giữa thường là phân đoạn chứa hỗn hợp của hydrocacbon (xấp xỉ C_{11} đến C_{21}) có điểm sôi bằng xấp xỉ 150 đến 360°C. Phần cất giữa thô thu được bằng cách cất phân đoạn dầu tổng hợp FT chứa hydrocacbon béo no mạch thẳng có khoảng điểm sôi được mô tả trên đây làm thành phần chính, và olefin và hợp chất chứa oxy như rượu mà là các sản phẩm phụ của phản ứng tổng hợp FT dưới dạng tạp chất. Phần cất giữa thô được trộn với khí hydro và cũng được gia nhiệt tới nhiệt độ phản ứng, và được cấp vào thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32. Thiết bị phản ứng này được nhồi chất xúc tác xử lý bằng hydro (tốt hơn là, chất xúc tác xử lý bằng hydro của phương án này), và trong thiết bị phản ứng này, quy trình xử lý bằng hydro và hydro đồng phân hóa phần cất giữa thô được xử lý bằng cách cho hỗn hợp của phần cất giữa thô và khí hydro tiếp xúc với chất xúc tác.

Quy trình xử lý bằng hydro phần cất giữa thô là phản ứng mà trong đó các tạp chất (olefin và hợp chất chứa oxy như rượu) chứa trong phần cất giữa thô được tách loại. Olefin (hydrocacbon béo không no) được hydro hóa và

chuyển hóa thành hydrocacbon béo no (các parafin). Ngoài ra, hợp chất chứa oxy như rượu được khử oxy bằng hydro và chuyển hóa thành hydrocacbon béo no, nước và các chất tương tự.

Trong quy trình hydro đồng phân hóa, hydrocacbon béo no mạch thẳng (các parafin thường) là khung được đồng phân hóa và chuyển hóa thành hydro cacbon no mạch nhánh (các isoparafin). Bằng quy trình hydro đồng phân hóa, hàm lượng của các parafin thường trong phần cất giữa suy giảm và hàm lượng các isoparafin tăng lên, và do đó khả năng kết tinh của các parafin giảm đi và đặc tính chảy lạnh dưới dạng dầu nhiên liệu được tăng cường. Dùng làm chỉ số để xác định mức độ diễn ra phản ứng hydro đồng phân hóa, ví dụ, tỷ lệ của octadecan phân nhánh (isooctadecan) trong hydrocacbon có số nguyên tử cacbon bằng 18 (C_{18} , octadecan) ($100 \times$ khối lượng isooctadecan / tổng khối lượng của octadecan (%)), dưới đây, được đề cập là "tỷ lệ đồng phân C_{18} ") có thể được sử dụng. Để thỏa mãn đặc tính chảy lạnh dùng làm dầu gốc cho dầu gazoin, ví dụ, tốt hơn nếu tỷ lệ đồng phân C_{18} là 85% hoặc cao hơn.

Trong phương án này, ví dụ, để tiến hành quy trình hydro đồng phân hóa sao cho phạm vi mà quy trình hydro đồng phân hóa xảy ra được biểu thị bằng tỷ lệ đồng phân C_{18} thỏa mãn tiêu chuẩn này, thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32 được vận hành chủ yếu trong khi nhiệt độ phản ứng của nó được điều chỉnh.

Nhiệt độ phản ứng trong thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32 là 180 đến 400°C, tốt hơn là 200 đến 370°C, vẫn tốt hơn nữa là 250 đến 350°C, và đặc biệt tốt hơn là 280 đến 340°C. Ở đây, nhiệt độ phản ứng đề cập đến nhiệt độ trung bình trọng lượng của tầng chất xúc tác trong thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 22. Nếu nhiệt độ phản ứng cao hơn 400°C, không chỉ quá trình cracking thành phân đoạn nhẹ có xu hướng xảy ra để làm giảm hiệu suất của phần cất giữa, mà các sản phẩm này có xu hướng có màu và bị hạn chế sử dụng làm dầu gốc cho dầu nhiên liệu. Mặt khác, nếu nhiệt độ phản ứng thấp hơn 180°C, hợp chất chứa oxy như rượu có xu hướng không được tách loại hoàn toàn, và việc sản xuất các isoparafin bằng phản ứng hydro

đồng phân hóa có xu hướng bị hạn chế.

Áp suất (áp suất hydro riêng phần) trong thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 22 tốt hơn là 0,5 đến 12 MPa, và tốt hơn nữa là 1 đến 5 MPa. Nếu áp suất này thấp hơn 0,5 MPa, phản ứng xử lý bằng hydro và hydro đồng phân hóa có xu hướng diễn ra không hoàn toàn, mặt khác, nếu áp suất này cao hơn 12 MPa, khả năng chịu áp suất cao là được yêu cầu đối với thiết bị này, và chi phí cho thiết bị có xu hướng tăng lên.

Tốc độ chất lỏng trong không gian tính theo giờ (LHSV) trong thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 22 tốt hơn là 0,1 đến 10 giờ⁻¹, và tốt hơn nữa là 0,3 đến 3,5 giờ⁻¹. Nếu LHSV thấp hơn 0,1 giờ⁻¹, quá trình cracking thành phân đoạn nhẹ có xu hướng xảy ra để làm giảm hiệu suất của phần cất giữa, và năng suất có xu hướng bị suy giảm, mặt khác, nếu LHSV lớn hơn 10,0 giờ⁻¹, phản ứng xử lý bằng hydro hoặc hydro đồng phân hóa có xu hướng diễn ra không hoàn toàn.

Tỷ lệ của khí hydro/dầu trong thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32 tốt hơn là 50 đến 1000 NL/L, và tốt hơn nữa là 70 đến 800 NL/L. Ở đây, "NL" có nghĩa là lưu lượng hydro (L) ở trạng thái thông thường (0°C, 101325 Pa). Nếu tỷ lệ của khí hydro/dầu thấp hơn 50 NL/L, phản ứng xử lý bằng hydro và hydro đồng phân hóa có xu hướng diễn ra không hoàn toàn, mặt khác, nếu giá trị này lớn hơn 1000 NL/L, có xu hướng cần thiết bị cấp hydro kích thước lớn và các thiết bị tương tự.

Trong thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32, như được mô tả trên đây, phản ứng hydro đồng phân hóa được tiến hành mà trong đó hydrocacbon béo no mạch thẳng (các parafin thường) làm thành phần chính của phần cất giữa thô được chuyển hóa thành hydro cacbon no mạch nhánh (các isoparafin), và để thỏa mãn tiêu chuẩn về đặc tính dòng chảy lạnh dùng làm dầu gốc cho nhiên liệu lỏng của phân đoạn dầu gazoin thu được từ dầu được tạo ra, cần chuyển hóa tỷ lệ nhất định các parafin thường trong phần cất giữa thô hoặc nhiều hơn thành các isoparafin (ví dụ, tốt hơn nếu tỷ lệ chất đồng phân C₁₈ là

85% hoặc lớn hơn).

Mặt khác, trong quy trình xử lý bằng hydro phân cắt giữa thô, phản ứng cracking (phản ứng hydrocracking) của hydrocacbon xảy ra dưới dạng phản ứng phụ. Phản ứng cracking này làm cho các liên kết đôi cacbon-cacbon của hydrocacbon bị phân cắt, do đó tạo ra hydrocacbon có số nguyên tử cacbon nhỏ. Do đó, nếu phản ứng cracking này xảy ra chủ yếu, sản lượng hydrocacbon nhẹ tăng lên, và hiệu suất của phân cắt giữa (khoảng điểm sôi xấp xỉ 150 đến 360°C), hơn hết thảy, hiệu suất của phân đoạn dầu gazoin (khoảng điểm sôi xấp xỉ 250 đến 360°C) bị suy giảm.

Sản phẩm được đẩy ra từ thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phân cắt giữa 32 được dẫn vào thiết bị tách khí-lỏng 42, và được tách thành sản phẩm lỏng (hydrocacbon lỏng) và thành phần khí chứa khí hydro và hydrocacbon dạng khí không phản ứng làm thành phần chính. Hydrocacbon lỏng này được dẫn vào thiết bị cất phân đoạn thứ hai 60 được đặt ở phía sau, và thành phần khí được tái sử dụng trong phản ứng xử lý bằng hydro.

Tiếp theo, quy trình xử lý bằng hydro phân đoạn naphta sẽ được mô tả với sự tham khảo FIG.1.

Naphta thô được xả ra từ đỉnh của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất 20 được trộn với khí hydro thông qua đường ống 2, được gia nhiệt tới nhiệt độ phản ứng, được cấp vào lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30, và được xử lý bằng hydro.

Dùng làm chất xúc tác xử lý bằng hydro được nhồi trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30, chất xúc tác xử lý bằng hydro đã biết có thể được sử dụng, nhưng chất xúc tác xử lý bằng hydro theo sáng chế cũng có thể được sử dụng. Trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30, olefin chứa trong phân đoạn naphta thô được chuyển hóa thành hydrocacbon no bằng cách xử lý bằng hydro, và hợp chất chứa oxy như rượu được chuyển hóa thành hydrocarbon, nước và các chất tương tự bằng cách khử oxy bằng hydro. Lưu ý rằng phân đoạn naphta thô là hydrocacbon có số nguyên tử cacbon bằng

xấp xỉ 10 hoặc nhỏ hơn, và có các đặc trưng mà phản ứng hydro đồng phân hóa và hydrocracking khó xảy ra.

Olefin và hợp chất chứa oxy như rượu chứa trong phân đoạn naphta thô ở nồng độ tương đối cao, và nhiệt phản ứng cao sinh ra trong phản ứng xử lý bằng hydro mà trong đó chúng được chuyển hóa thành hydrocacbon no. Do đó, nếu chỉ phân đoạn naphta thô được xử lý bằng hydro, trong một số trường hợp, nhiệt độ của phân đoạn naphta trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 tăng lên quá cao. Do đó, tốt hơn nếu, một phần phân đoạn naphta được xử lý bằng hydro được lấy ra từ lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 được tuần hoàn vào đường ống 2 đặt ở phía trước của lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 nhờ đường ống 14, nhờ đó pha loãng phân đoạn naphta thô với phân đoạn naphta đã xử lý, và được xử lý bằng hydro.

Nhiệt độ phản ứng trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 là 180 đến 400°C, tốt hơn là 280 đến 350°C, và vẫn tốt hơn nữa là 300 đến 340°C. Ở đây, nhiệt độ phản ứng đề cập đến nhiệt độ trung bình của tầng chất xúc tác trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30. Nếu nhiệt độ phản ứng là nhiệt độ giới hạn dưới hoặc cao hơn, phân đoạn naphta thô được xử lý bằng hydro một cách hoàn toàn, và nếu nhiệt độ này bằng nhiệt độ giới hạn trên hoặc thấp hơn, sự suy giảm độ bền của chất xúc tác được hạn chế.

Áp suất (áp suất hydro riêng phần) trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 tốt hơn là 0,5 đến 12 MPa, và tốt hơn nữa là 1 đến 5 MPa. Nếu áp suất này là 0,5 MPa hoặc cao hơn, phân đoạn naphta thô được xử lý bằng hydro một cách hoàn toàn, và nếu áp suất này bằng 12 MPa hoặc thấp hơn, chi phí dành cho thiết bị chịu được áp suất cao có thể được giảm thiểu.

Tốc độ chất lỏng trong không gian tính theo giờ (LHSV) trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 tốt hơn là 0,1 đến 10 giờ⁻¹ và tốt hơn nữa là 0,3 đến 3,5 giờ⁻¹. Nếu LHSV bằng 0,1 giờ⁻¹ hoặc lớn hơn, thể tích của lò phản ứng không cần quá lớn, và nếu giá trị này bằng 10 giờ⁻¹ hoặc thấp hơn, phân đoạn naphta thô được xử lý bằng hydro một cách hiệu quả.

Tỷ lệ của khí hydro/dầu trong lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 tốt hơn là 50 đến 1000 NL/L, và tốt hơn nữa là 70 đến 800 NL/L. Ở đây, "NL" có nghĩa là lưu lượng hydro (L) ở trạng thái thông thường (0°C, 101325 Pa). Nếu tỷ lệ của khí hydro/dầu là 50 NL/L hoặc cao hơn, phân đoạn naphta thô được xử lý bằng hydro một cách hoàn toàn, và nếu tỷ lệ này là 1000 NL/L hoặc thấp hơn, thiết bị cần để cấp lượng lớn khí hydro được tạo ra đủ dư thừa, và việc tăng chi phí vận hành có thể được giảm thiểu.

Dầu tạo ra được dẫn ra từ lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30 được tách thành thành phần khí chứa khí hydro không phản ứng làm thành phần chính và hydrocacbon lỏng trong thiết bị tách khí-lỏng 40. Thành phần khí được tái sử dụng trong phản ứng xử lý bằng hydro, hydrocacbon lỏng được cấp vào thiết bị làm ổn định naphta 5 thông qua đường ống 5, hydrocacbon dạng khí C₄ hoặc thấp hơn được tách loại ra khỏi đường ống 8, và phân đoạn naphta chứa chủ yếu C₅ đến C₁₀ được chứa trong thùng chứa naphta 70 thông qua đường ống 9.

Tiếp theo, quy trình hydrocracking phân đoạn sáp sẽ được mô tả với sự tham khảo FIG.1.

Phân đoạn sáp thô được xả ra từ đáy của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất 20 nhờ đường ống 4 được trộn với sáp chưa được cracking (được mô tả chi tiết dưới đây) được tuần hoàn bởi đường ống 13 được nối với đường ống 4 và khí hydro, được gia nhiệt tới nhiệt độ phản ứng, được cấp vào lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34, và được hydrocracking.

Dùng làm chất xúc tác hydrocracking được nhồi trong lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34, chất xúc tác hydrocracking đã biết có thể được sử dụng, nhưng chất xúc tác hydrocracking của phương án này cũng có thể được sử dụng.

Hỗn hợp của phân đoạn sáp thô và sáp không được cracking (dưới đây, trong một số trường hợp cũng được đề cập là "sáp cần xử lý") được hydrocracking trong thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34, và

chuyển hóa thành thành phần tương ứng với phần cắt giữa. Khi đó, olefin chứa trong phân đoạn sáp thô được hydro hóa để chuyển hóa thành hydrocacbon parafin, và hợp chất chứa oxy như rượu được khử oxy bằng hydro để chuyển hóa thành hydrocacbon parafin, nước và các chất tương tự. Tuy nhiên, ở thời điểm đó, quy trình sản xuất các isoparafin bằng phương pháp hydro đồng phân hóa các parafin thường góp phần làm tăng đặc tính chảy lạnh dùng làm dầu gốc cho dầu nhiên liệu cũng xảy ra. Hơn nữa, phần sáp cần xử lý bị hydrocracking quá mức, và sáp này được chuyển hóa thành hydrocacbon tương ứng với phân đoạn naphta có điểm sôi thấp hơn khoảng điểm sôi hydrocacbon tương ứng với phần cắt giữa mong muốn. Ngoài ra, phần sáp cần xử lý tiếp tục được hydrocracking, và chuyển hóa thành hydrocacbon dạng khí có số nguyên tử cacbon bằng 4 hoặc thấp hơn, như butan, propan, etan, và metan. Mặt khác, phần sáp cần xử lý được hydrocracking không hoàn toàn, và được đẩy ra dưới dạng sáp không được cracking ra khỏi thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34.

Trong quy trình hydrocracking sáp cần xử lý trong thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34, mong muốn là "tỷ lệ cracking" được xác định bằng công thức (1) là 50 đến 90%, và tốt hơn là 60 đến 80%.

Tỷ lệ cracking (%) = [(khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi cao hơn 360°C trong khối lượng đơn vị của sáp cần xử lý) - (khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi cao hơn 360°C trong khối lượng đơn vị của sản phẩm hydrocracking)]
 $\times 100 /$ (khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi cao hơn 360°C trong khối lượng đơn vị của sáp cần xử lý) ... (1)

Nếu tỷ lệ cracking thấp hơn 50%, sáp cần xử lý được hydrocracking không hoàn toàn, và tỷ lệ của phân đoạn có khoảng điểm sôi tương ứng với khoảng điểm sôi phần cắt giữa chiếm trong sản phẩm hydrocracking bị suy giảm. Mặt khác, nếu tỷ lệ cracking này lớn hơn 90%, sáp cần xử lý bị cracking quá mức, sản lượng hydrocacbon có điểm sôi thấp hơn giới hạn dưới của khoảng điểm sôi của phần cắt giữa tăng lên, và tỷ lệ của phần cắt giữa chiếm trong sản phẩm cracking bị suy giảm. Tỷ lệ cracking này thường được kiểm

soát bằng nhiệt độ phản ứng trong thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34.

Lưu ý rằng "sáp không được cracking" đề cập đến một trong các loại sáp cần xử lý, mà trong đó quy trình hydrocracking không xảy ra ở điểm sôi bằng 360°C hoặc thấp hơn. Sáp không được cracking được tách dưới dạng dầu đáy trong thiết bị cất phân đoạn thứ hai 60 được mô tả dưới đây, và được tuần hoàn vào thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34. Ngoài ra, "sản phẩm hydrocracking" có nghĩa là toàn bộ sản phẩm chứa sáp không được cracking được đẩy ra từ lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34, trừ phi có quy định khác.

Các ví dụ về nhiệt độ phản ứng (nhiệt độ trung bình trọng lượng của tầng chất xúc tác) trong lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 có thể bao gồm 180 đến 400°C, 200 đến 370°C là được ưu tiên, 250 đến 350°C là được ưu tiên hơn, và 280 đến 350°C là vẫn được ưu tiên hơn. Nếu nhiệt độ phản ứng cao hơn 400°C, phản ứng hydrocracking có xu hướng xảy ra quá mức để làm giảm hiệu suất của phần cất giữa mong muốn. Ngoài ra, trong một số trường hợp sản phẩm hydrocracking này có màu và bị hạn chế sử dụng làm dầu gốc cho dầu nhiên liệu. Mặt khác, nếu nhiệt độ phản ứng thấp hơn 180°C, phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp có xu hướng không diễn ra để làm giảm hiệu suất của phần cất giữa. Hơn nữa, olefin và hợp chất chứa oxy như rượu trong phân đoạn sáp có xu hướng không được tách loại một cách hoàn toàn.

Các ví dụ về áp suất hydro riêng phần trong lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 bao gồm 0,5 đến 12 MPa, và 1,0 đến 5,0 MPa là được ưu tiên.

Các ví dụ về tốc độ chất lỏng trong không gian tính theo giờ (LHSV) trong lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 bao gồm 0,1 đến 10,0 giờ⁻¹, và 0,3 đến 3,5 giờ⁻¹ là được ưu tiên. Tỷ lệ của khí hydro so với phân đoạn sáp (tỷ lệ của khí hydro/dầu) không bị giới hạn một cách cụ thể, nhưng các ví dụ về chúng bao gồm 50 đến 1000 NL/L, và 70 đến 800 NL/L là được ưu tiên.

Sản phẩm hydrocracking được lấy ra từ thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 được tách trong thiết bị tách khí-lỏng 44 thành khí và chất lỏng. Tức là, sản phẩm hydrocracking được tách thành thành phần khí chứa khí hydro không phản ứng và khí hydrocacbon bao gồm chủ yếu C_4 hoặc thấp hơn, và thành phần lỏng là dầu hydrocacbon có sự phân bố số nguyên tử cacbon tương ứng với số cacbon từ phân đoạn naphta thành sáp không được cracking. Thành phần khí thu được bằng quy trình tách được tái sử dụng trong phản ứng xử lý bằng hydro. Thành phần lỏng được trộn với sản phẩm xử lý bằng hydro của phần cát giữa được cấp từ thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cát giữa 32 thông qua thiết bị tách khí-lỏng 42, và được cấp vào thiết bị cát phân đoạn thứ hai 60.

Trong thiết bị cát phân đoạn thứ hai 60, nhiều điểm cắt được thiết lập phụ thuộc vào dầu hydrocacbon được xả, và dầu hỗn hợp bao gồm sản phẩm xử lý bằng hydro của phần cát giữa được cấp từ thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cát giữa 32 và sản phẩm hydrocracking của phân đoạn sáp được cấp từ thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 được cắt phân đoạn.

Trong phương án này, các điểm cắt có thể được đặt ở 150°C , 250°C và 360°C . Phân đoạn nhẹ chứa phân đoạn naphta được xả nhờ đường ống 10 từ đỉnh của thiết bị cát phân đoạn thứ hai 60, và được cấp vào thiết bị làm ổn định naphta 50, và khí hydrocarbon C_4 hoặc thấp hơn được tách loại, và được chứa trong thùng chứa naphta 70 dùng làm sản phẩm naphta. Phân đoạn dầu hỏa được xả nhờ đường ống 11 từ phần giữa của thiết bị cát phân đoạn thứ hai 60, và được chứa trong thùng chứa dầu hỏa 72. Phân đoạn dầu gazoin được xả nhờ đường ống 12 từ phần dưới của thiết bị cát phân đoạn thứ hai 60, và được chứa trong thùng chứa dầu gazoin 74. Dầu đáy chứa sáp không được cracking dùng làm thành phần chính được xả nhờ đường ống 13 từ đáy của thiết bị cát phân đoạn thứ hai 60, được tuần hoàn vào đường ống 4, được cấp cùng với phân đoạn sáp thô vào thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 và lại được hydrocracking.

Như được mô tả trên đây, phân đoạn dầu gazoin, phân đoạn dầu hỏa, và

phân đoạn naphta thu được.

Phương pháp sản xuất dầu hydrocacbon theo sáng chế không bị giới hạn ở các ví dụ của phương án được mô tả trên đây, và các phương án thay thế, bổ sung khác nhau và các phương án tương tự có thể được tạo ra mà không nằm ngoài phạm vi của sáng chế.

Ví dụ, dầu tổng hợp FT được cấp từ thiết bị phản ứng tổng hợp FT được cắt phân đoạn thành phân đoạn naphta thô, phần cắt giữa thô và phân đoạn sáp thô trong thiết bị cắt phân đoạn thứ nhất 20 trong phương án được mô tả trên đây, nhưng trong phương pháp cắt phân đoạn này, phân đoạn naphta thô và phần cắt giữa thô có thể được cắt phân đoạn dưới dạng một phân đoạn của phần cắt giữa naphta thô. Sau đó, phần cắt giữa naphta thô này có thể được xử lý bằng hydro trong thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro duy nhất được nhồi chất xúc tác xử lý bằng hydro theo sáng chế.

Ngoài ra, dầu tổng hợp FT có thể được tách thành khí và chất lỏng ở nhiệt độ trong thiết bị phản ứng tổng hợp FT mà không bị cắt phân đoạn trong thiết bị cắt phân đoạn thứ nhất 20, để tách thành hydrocacbon nhẹ lỏng được hóa lỏng bằng cách làm mát hydrocacbon nhẹ mà ở dạng khí ở nhiệt độ này, và hydrocacbon lỏng nặng mà ở dạng lỏng ở nhiệt độ này. Do đó, không cần lắp đặt lò phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta 30, hydrocacbon nhẹ lỏng có thể được xử lý bằng hydro trong thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cắt giữa 32 được nhồi chất xúc tác xử lý bằng hydro theo sáng chế, và hydrocacbon lỏng nặng có thể được hydrocracking trong thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34.

Hơn nữa, hỗn hợp của phần cắt giữa được xử lý bằng hydro được phun từ thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phần cắt giữa 32 và sản phẩm hydrocracking của phân đoạn sáp được phun từ thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 được cắt phân đoạn trong thiết bị cắt phân đoạn thứ hai 60 trong phương án được mô tả trên đây, nhưng phương án này không chỉ giới hạn ở đó, và ví dụ, phần cắt giữa được xử lý bằng hydro được phun từ thiết bị phản

ứng xử lý bằng hydro phần cất giữa 32 và sản phẩm hydrocracking của phân đoạn sáp được phun từ thiết bị phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp 34 có thể được cất phân đoạn riêng rẽ trong thiết bị cất phân đoạn riêng rẽ.

Hơn nữa, phân đoạn naphta, phân đoạn dầu hỏa, và phân đoạn dầu gazoin thu được dưới dạng sản phẩm trong phương án được mô tả trên đây, nhưng mỗi phân đoạn dầu hỏa và phân đoạn dầu gazoin có thể được thu hồi dưới dạng một phân đoạn (phần cất giữa).

Như được đề cập trên đây, phương án thích hợp theo sáng chế đã được mô tả, nhưng sáng chế không nhằm giới hạn ở phương án được mô tả trên đây. Ví dụ, sáng chế có thể là phương pháp lựa chọn chất nền chất xúc tác mà trong đó hàm lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon dưới dạng các nguyên tử cacbon được đo và chất nền chất xúc tác mà trong đó hàm lượng này là 0,5% khối lượng hoặc nhỏ hơn được lựa chọn.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Dưới đây, sáng chế sẽ mô tả cụ thể hơn bằng các ví dụ, nhưng sáng chế không nhằm giới hạn ở các ví dụ này.

Ví dụ 1

(Điều chế chất xúc tác hydrocracking)

Sản phẩm được nhào trộn được tạo ra bằng cách bổ sung nước vào hỗn hợp của 30% khối lượng silic oxit-nhôm oxit, 10% khối lượng zeolit USY, và 60% khối lượng chất kết dính nhôm oxit, nhào trộn nó thành trạng thái giống đất sét, và sau đó bổ sung 5% khối lượng tinh bột làm chất phụ gia đúc, trên tổng khối lượng của silic oxit-nhôm oxit, zeolit USY, và chất kết dính nhôm oxit, và sau đó nhào trộn tiếp.

Sản phẩm được nhào trộn này được đúc bằng cách đúc ép đùn để tạo ra các khối trụ với đường kính khoảng 1,5 mm và chiều dài khoảng 3 mm. Sản phẩm đúc thu được được làm khô ở 120°C trong 3 giờ, và tiếp tục được nung

trong không khí ở 500°C trong 3 giờ để thu được chất nền chất xúc tác. Hàm lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon từ tinh bột được chứa trong chất nền xúc tác này được đo bằng cách sử dụng thiết bị phân tích cacbon/lưu huỳnh EMIA-920V được sản xuất bởi HORIBA, Ltd., và kết quả là 0,2% khối lượng dưới dạng các nguyên tử cacbon tính theo khối lượng của chất nền chất xúc tác.

Chất nền chất xúc tác này được ngâm tẩm trong dung dịch nước chứa 0,8% khối lượng diclotetraamin platin (II) dưới dạng nguyên tử platin tính theo khối lượng của chất nền chất xúc tác sử dụng phương pháp kích thích hơi ẩm, và chất nền này tiếp tục được sấy khô ở 120°C trong 3 giờ để thu được tiền chất xúc tác.

Tiếp theo, tiền chất xúc tác thu được được nạp vào trong lò nung, nhiệt độ được nâng lên 500°C với tốc độ nâng nhiệt độ là 2°C/phút trong môi trường không khí, và được nung ở nhiệt độ này trong 1 giờ để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro. FIG.2 thể hiện profin nhiệt độ trong quy trình nung tiền chất xúc tác.

(Hydrocracking phân đoạn sáp)

Dầu tổng hợp FT thu được bằng phản ứng tổng hợp FT được cất phân đoạn bằng thiết bị cất phân đoạn để thu được dầu đáy (phân đoạn sáp thô) của thiết bị cất phân đoạn có điểm sôi cao hơn 360°C. Sự phân bố cacbon của phân đoạn sáp thô được đánh giá bằng phương pháp sắc ký khí chưng cất, và nằm trong khoảng từ C₂₂ đến C₈₂. Phân đoạn sáp thô này được sử dụng làm dầu nguyên liệu được hydrocracking.

Chất xúc tác hydrocracking thu được như được mô tả trên đây được nhồi vào trong lò phản ứng thổi kiểu tầng cố định, và được khử dưới dòng hydro ở 340°C trong 4 giờ để được hoạt hóa.

Tiếp theo, dầu thô được cấp cùng với khí hydro vào lò phản ứng được nhồi chất xúc tác hydrocracking cần được hydrocracking. Sản phẩm

hydrocracking đi ra từ lò phản ứng được làm mát, khí hydro và hydrocacbon dạng khí không phản ứng bao gồm chủ yếu C_4 hoặc thấp hơn được tách ra khỏi sản phẩm này trong thiết bị tách khí-lỏng, và hydrocacbon lỏng được cấp vào thiết bị cất phân đoạn và được cất phân đoạn với các điểm cắt được đặt ở 150°C và 360°C . Sau đó, toàn bộ các dầu đáy của thiết bị cất phân đoạn được tuần hoàn vào đường ống để cấp dầu thô vào lò phản ứng. Các điều kiện phản ứng là như sau: áp suất phản ứng (áp suất của khí hydro) là 4,0 MPa, LHSV là 2,0 giờ^{-1} , và tỷ lệ của hydro/dầu là 680 NL/L.

Sản phẩm hydrocracking (trước khi cất phân đoạn) được lấy ra khỏi lò phản ứng được phân tích bằng phương pháp sắc ký khí, và tỷ lệ cracking được xác định bằng công thức (1) và tỷ lệ lựa chọn phần cất giữa được xác định bằng công thức (2) là được tính. Sau đó, nhiệt độ phản ứng được điều chỉnh sao cho tỷ lệ cracking là 80%.

Tỷ lệ cracking (% khối lượng) = [(khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi cao hơn 360°C trong khối lượng đơn vị của sáp cần xử lý) - (khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi cao hơn 360°C trong khối lượng đơn vị của sản phẩm hydrocracking)] $\times 100$ / (khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi cao hơn 360°C trong khối lượng đơn vị của sáp cần xử lý) ... (1)

Tỷ lệ lựa chọn phần cất giữa (% khối lượng) = [(khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi bằng 150 đến 360°C trong khối lượng đơn vị của sản phẩm hydrocracking) - (khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi bằng 150 đến 360°C trong khối lượng đơn vị của sáp cần xử lý)] $\times 100$ / [(khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi cao hơn 360°C trong khối lượng đơn vị của sáp cần xử lý) - (khối lượng của hydrocacbon có điểm sôi cao hơn 360°C trong khối lượng đơn vị của sản phẩm hydrocracking)] ... (2)

Ở đây, "sáp cần xử lý" trong các công thức (1) và (2) có nghĩa là hỗn hợp của phân đoạn sáp thô được cấp vào lò phản ứng và dầu đáy của thiết bị cất phân đoạn được tuần hoàn.

Sau 200 giờ kể từ thời điểm bắt đầu hoạt động, nhiệt độ phản ứng mà ở

đó tỷ lệ cracking là 80% khối lượng là 315°C, và tỷ lệ lựa chọn phần cắt giữa là 79% khối lượng. Các kết quả được thể hiện trong bảng 1.

Ví dụ so sánh 1

(Điều chế chất xúc tác hydrocracking)

Chất nền chất xúc tác thu được trong ví dụ 1 ngoại trừ chất nền chất xúc tác được nung ở 500°C trong 1 giờ. Lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon từ tinh bột chứa trong chất nền chất xúc tác là 0,6% khối lượng dưới dạng các nguyên tử cacbon tính theo khối lượng của chất nền chất xúc tác.

Chất nền chất xúc tác này được tải platin, và được làm khô và nung như trong ví dụ 1 để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro.

Trong khi nung, xuất hiện sự sinh nhiệt bất thường.

(Hydrocracking phân đoạn sáp)

Quy trình hydrocracking phân đoạn sáp thô từ dầu tổng hợp FT được tiến hành như trong ví dụ 1 ngoại trừ chất xúc tác hydrocracking thu được như được mô tả trên đây được sử dụng để nhồi trong lò phản ứng.

200 giờ sau thời điểm bắt đầu vận hành, nhiệt độ phản ứng mà ở đó tỷ lệ cracking là 80% khối lượng là 315°C, và tỷ lệ lựa chọn phần cắt giữa là 65% khối lượng. Các kết quả được thể hiện trong bảng 1.

Ví dụ so sánh 2

(Điều chế chất xúc tác hydrocracking)

Chất nền chất xúc tác thu được trong ví dụ 1 ngoại trừ chất nền chất xúc tác được nung ở 450°C trong 3 giờ. Lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon từ tinh bột chứa trong chất nền chất xúc tác là 0,8% khối lượng dưới dạng các nguyên tử cacbon tính theo khối lượng của chất nền chất xúc tác.

Chất nền chất xúc tác này được tải platin, và được làm khô và nung như

trong ví dụ 1 để thu được chất xúc tác hydrocracking. FIG.2 thể hiện profin nhiệt độ trong quá trình nung tiền chất xúc tác.

(Hydroracking phân đoạn sáp)

Quy trình hydrocracking phân đoạn sáp thô từ dầu tổng hợp FT được tiến hành như trong ví dụ 1 ngoại trừ chất xúc tác hydrocracking thu được như được mô tả trên đây được sử dụng để nhồi trong lò phản ứng.

200 giờ sau thời điểm bắt đầu vận hành, nhiệt độ phản ứng mà ở đó tỷ lệ cracking là 80% khối lượng là 315°C, và tỷ lệ lựa chọn phần cắt giữa là 61% khối lượng. Các kết quả được thể hiện trong bảng 1.

Bảng 1

	Ví dụ 1	Ví dụ so sánh 1	Ví dụ so sánh 2
Nhiệt độ phản ứng mà ở đó tỷ lệ cracking là 80% khối lượng (°C)	315	315	315
Tỷ lệ lựa chọn phần cắt giữa (% khối lượng)	79	65	61

Như được thấy từ các kết quả này, khi tiền chất xúc tác được cấu thành từ chất nền chất xúc tác mà trong đó lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon lớn hơn 0,5% khối lượng dưới dạng các nguyên tử cacbon được nung, sự sinh nhiệt bất thường xảy ra trong khi tăng nhiệt độ. Độ chọn lọc phần cắt giữa của chất xúc tác hydrocracking thu được cuối cùng là thấp. Mặt khác, khi lượng chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon là 0,5% khối lượng hoặc thấp hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon, sự sinh nhiệt bất thường như được mô tả trên đây không xảy ra ngay cả khi tiền chất xúc tác được nung bằng cách nâng nhiệt độ với cùng tốc độ tăng nhiệt độ, và chất xúc tác hydrocracking thu được có độ chọn lọc phần cắt giữa cao.

Khả năng ứng dụng trong công nghiệp

Theo sáng chế, sáng chế đề xuất phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro mà có thể tạo ra một cách ổn định chất xúc tác xử lý bằng hydro có độ phân tán các kim loại hoạt động cao và có độ chọn lọc phân cắt giữa lý tưởng.

Danh mục các số chỉ dẫn

20 ... thiết bị cất phân đoạn thứ nhất, 30 ... thiết bị phản ứng xử lý bằng hydro phân đoạn naphta, 32 ... lò phản ứng xử lý bằng hydro phân cắt giữa, 34 ... lò phản ứng hydrocracking phân đoạn sáp, 50 ... thiết bị cất phân đoạn thứ hai, 100 ... thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro bao gồm các bước:

(A) tạo ra chất nền chất xúc tác chứa zeolit kiểu USY và một hoặc nhiều chất được chọn từ silic oxit-nhôm oxit, nhôm oxit-bo oxit, và silic oxit-ziricon oxit, và không tải nguyên tố kim loại hoạt động được chọn từ paladi và platin mà chứa chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon và hàm lượng của chất chứa cacbon là 0,5% khối lượng hoặc nhỏ hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon,

(B) tải thành phần kim loại hoạt động chứa ít nhất một nguyên tố kim loại hoạt động được chọn từ paladi và platin trên chất nền chất xúc tác để thu được tiền chất xúc tác; và

(C) nung tiền chất xúc tác để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro.

2. Phương pháp sản xuất chất xúc tác xử lý bằng hydro, trong đó phương pháp này bao gồm các bước:

(A) đúc sản phẩm nhào trộn chứa oxit kim loại và phụ gia đúc có các nguyên tử cacbon để thu được sản phẩm đúc,

(B) nung sản phẩm đúc để thu được chất nền chất xúc tác chứa zeolit kiểu USY và một hoặc nhiều chất được chọn từ silic oxit-nhôm oxit, nhôm oxit-bo oxit, và silic oxit-ziricon oxit, và không tải nguyên tố kim loại hoạt động được chọn từ paladi và platin mà chứa chất chứa cacbon chứa các nguyên tử cacbon và hàm lượng của chất chứa cacbon là 0,5% khối lượng hoặc nhỏ hơn dưới dạng các nguyên tử cacbon,

(C) tải thành phần kim loại hoạt động chứa ít nhất một nguyên tố kim loại hoạt động được chọn từ paladi và platin trên chất nền chất xúc tác để thu được tiền chất xúc tác; và

(D) nung tiền chất xúc tác để thu được chất xúc tác xử lý bằng hydro.

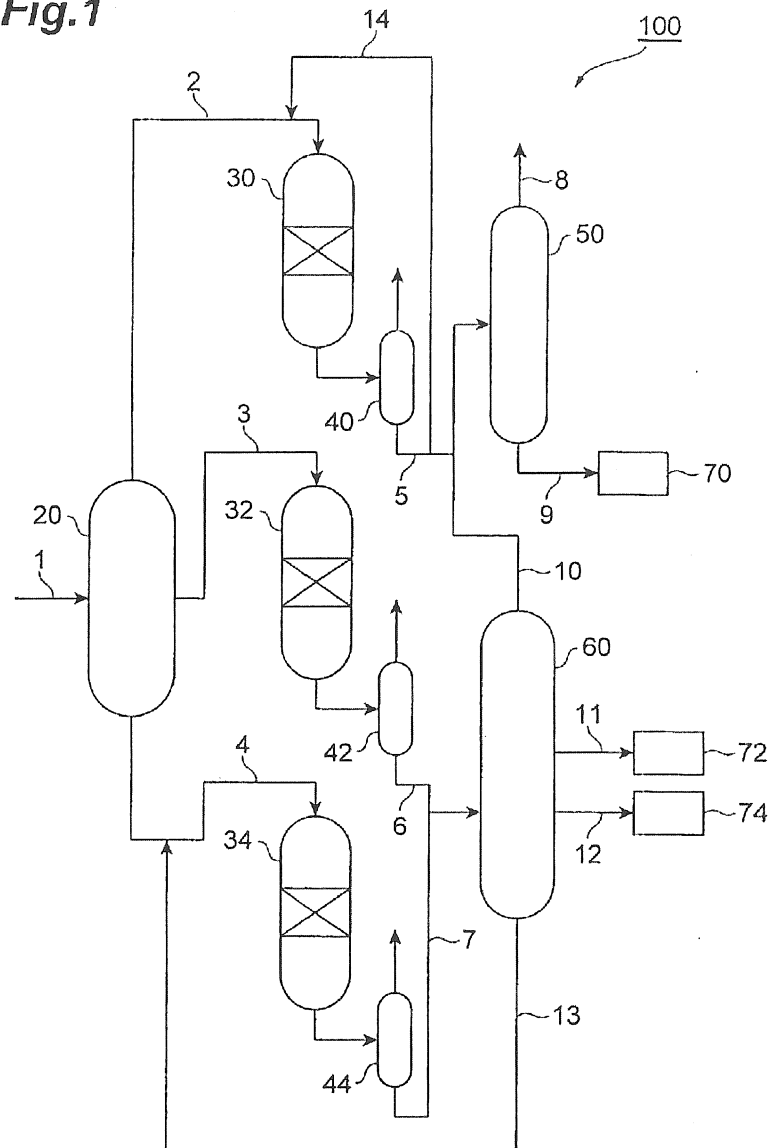
Fig.1

Fig.2