



(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) 
1-0022585

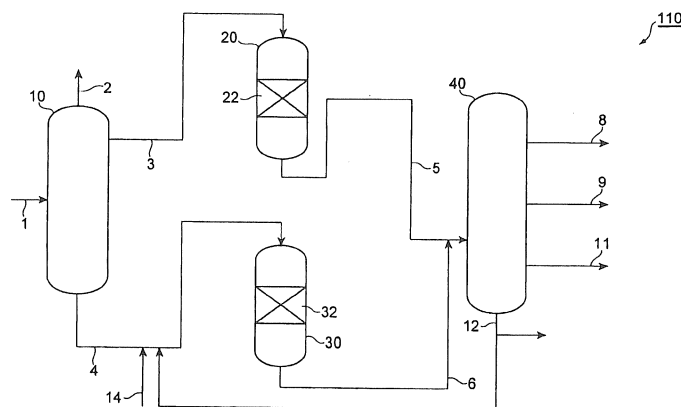
(51)⁷ **C10G 75/00, B08B 3/08, 9/08, C10G**
2/00, 47/00

(13) **B**

- (21) 1-2013-00765 (22) 12.08.2011
(86) PCT/JP2011/068477 12.08.2011 (87) WO2012/023526A1 23.02.2012
(30) 2010-184183 19.08.2010 JP
(45) 25.12.2019 381 (43) 27.05.2013 302
(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) TAKAHASHI Shinya (JP), TASAKA Kazuhiko (JP), TANAKA Yuichi (JP),
IWAMA Marie (JP)
(74) Công ty TNHH một thành viên Sở hữu trí tuệ VCCI (VCCI-IP CO.,LTD)

(54) **PHƯƠNG PHÁP LÀM SẠCH BÌNH PHẢN ỨNG VÀ PHƯƠNG PHÁP TÁI SINH CHẤT XÚC TÁC**

(57) Sáng chế đề cập tới phương pháp làm sạch bình phản ứng bao gồm bước cho dung môi qua thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp mà được nạp chất xúc tác và việc cấp phân đoạn sáp vào đồ được dừng lại, trong đó dung môi bao gồm ít nhất một dầu được chọn từ nhóm bao gồm hydrocacbon và dầu thực vật, và có hàm lượng lưu huỳnh thấp hơn 5 ppm và ở trạng thái lỏng ở 15°C.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập tới phương pháp làm sạch bình phản ứng và cụ thể hơn là phương pháp làm sạch thiết bị hydrocracking.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Gần đây, đối với việc giảm tải cho môi trường, có yêu cầu đối với nhiên liệu lỏng sạch và thân thiện với môi trường có hàm lượng lưu huỳnh thấp và hàm lượng hydrocacbon thơm thấp. Đối với vấn đề này, đối với kỹ thuật sản xuất dầu gốc nhiên liệu không có hàm lượng lưu huỳnh hoặc các hydrocacbon thơm và giàu hydrocacbon béo, cụ thể là, dầu hoả/dầu gốc nhẹ, phương pháp sử dụng phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch (sau đây, đôi khi gọi là "Phản ứng tổng hợp FT") sử dụng cacbon monoxit và hydro làm nguyên liệu thô đã được nghiên cứu (ví dụ, xem tài liệu sáng chế 1).

Dầu tổng hợp (dầu thô) thu được nhờ phản ứng tổng hợp FT (sau đây, đôi khi được gọi là "dầu tổng hợp FT") là hỗn hợp chứa các hydrocacbon béo có sự phân bố rộng nguyên tử các bon làm các thành phần chính. Từ dầu tổng hợp FT, có thể thu được phân đoạn naphta giàu thành phần có điểm sôi thấp hơn khoảng 150°C, phân đoạn trung gian giàu thành phần có điểm sôi nằm trong khoảng từ 150°C đến 360°C và phân đoạn sáp (sau đây, đôi khi được gọi là "phân đoạn sáp FT") chứa các thành phần hydrocacbon nặng hơn so với phân đoạn trung gian (có điểm sôi vượt quá 360°C). Trong số các phân đoạn này, phân đoạn trung gian, là phân đoạn hữu ích nhất tương ứng với dầu hoả/dầu gốc nhẹ, mong muốn thu được với hiệu suất cao. Do đó, trong bước làm giàu để thu dầu gốc nhiên liệu từ dầu tổng hợp FT, hiệu suất của phân đoạn trung gian nói chung tăng lên nhờ chuyển hoá phân đoạn sáp FT, mà được tạo ra cùng với phân đoạn trung gian trong phản ứng tổng hợp FT với lượng đáng kể, thành thành phần tương ứng với phân đoạn trung gian bằng cách giảm phân tử lượng nhờ hydrocracking.

Phân đoạn sáp FT thu được từ dầu tổng hợp FT bằng cách cắt phân đoạn

được hydrocrackinh trong bước hydrocrackinh phân đoạn sáp và sau đó được tách thành khí và chất lỏng trong bước tách khí lỏng. Thành phần lỏng (dầu hydrocacbon) thu được ở đây được cấp vào tháp tinh chế ở phía sau, cùng với phân đoạn trung gian, mà đã được cất phân đoạn trước đó từ dầu tổng hợp FT và được hydrorefininh riêng biệt, được cất phân đoạn trong đó để thu được phân đoạn trung gian (dầu hoả/phân đoạn dầu nhẹ). Vào thời điểm này, từ đáy tháp tinh chế, thành phần nặng hơn (dầu đáy), mà chủ yếu chứa thành phần gọi là sáp chưa phân huỷ mà chưa được hydrocrackinh đến mức độ để có điểm sôi nằm trong khoảng phân đoạn trung gian, trong bước hydrocrackinh phân đoạn sáp, được thu hồi. Toàn bộ lượng dầu đáy được quay vòng lại bằng cách tái cấp nó cùng với phân đoạn sáp từ bước phản ứng tổng hợp FT đến bước hydrocrackinh phân đoạn sáp và hydrocrackinh lại nó (ví dụ, xem tài liệu sáng chế 2).

Kỹ thuật sản xuất dầu hydrocacbon dùng làm nhiên liệu lỏng nêu trên được biết là quy trình GTL (khí-thành-chất lỏng), trong đó khí tổng hợp chứa khí cacbon monoxit và khí hydro làm thành phần chính được sản xuất từ khí hydrocacbon như khí tự nhiên được sử dụng làm nguyên liệu thô theo phản ứng reforminh và sau đó dầu hydrocacbon được sản xuất nhờ sử dụng khí tổng hợp làm nguyên liệu thô cho phản ứng tổng hợp FT.

Danh sách tài liệu trích dẫn

Tài liệu sáng chế

Tài liệu sáng chế 1: Công bố đơn sáng chế Nhật Bản số 2004-323626

Tài liệu sáng chế 2: Công bố đơn sáng chế Nhật Bản số 2007-204506

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Vấn đề được giải quyết bởi sáng chế

Trong thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon như dầu nhiên liệu theo phương pháp nêu trên, chất xúc tác được lấy từ bình phản ứng khi khi ngừng hoạt động và được đổi bằng chất xúc tác mới hoặc được cho tái sinh. Trong thời gian ngừng

vận hành bình phản ứng, thông thường, chất lưu phản ứng còn lại trong bình phản ứng được rửa trôi, ví dụ, bằng khí nitơ; tuy nhiên, chất lưu vẫn còn lại một phần ví dụ, ở khoảng trống giữa các hạt chất xúc tác được nạp trong bình phản ứng. Trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp, dầu chứa phân đoạn sáp vẫn còn lại trong khoảng trống giữa các hạt chất xúc tác hydrocrackinh được nạp trong bình phản ứng. Vì các hạt chất xúc tác bị nguội đến nhiệt độ thường ở thời điểm lấy chất xúc tác ra, phân đoạn sáp bị hoá rắn để cố định các hạt chất xúc tác với nhau, làm cho khó lấy các hạt chất xúc tác ra. Đó là vấn đề.

Thông thường, khi tiến hành tái sinh chất xúc tác được lấy ra, trước hết việc xử lý loại dầu được thực hiện để loại bỏ dầu bằng cách gia nhiệt chất xúc tác có dầu bám vào trong môi trường như khí nitơ để làm bốc hơi dầu. Tuy nhiên, khó có thể loại bỏ hoàn toàn dầu bằng cách xử lý khử dầu này vì phân đoạn sáp hầu như không bốc hơi khỏi chất xúc tác hydrocrackinh có dầu chứa phân đoạn sáp được gắn vào đó. Khi chất xúc tác từ đó dầu chưa được loại bỏ hết được gia nhiệt trong không khí để tái sinh, dầu còn lại gây cháy, làm tăng nhiệt độ quá mức. Kết quả là, kim loại hoạt tính bị kết tụ, làm giảm hoạt tính của nó.

Sáng chế được thực hiện trong trường hợp nêu trên và nhằm đề xuất phương pháp làm sạch bình phản ứng có khả năng tạo điều kiện thuận lợi cho việc lấy chất xúc tác ra khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp và tái sinh chất xúc tác này.

Phương pháp giải quyết vấn đề

Để giải quyết các vấn đề nêu trên, sáng chế đề xuất phương pháp làm sạch bình phản ứng bao gồm bước cho dung môi qua thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp mà được nạp chất xúc tác và việc cấp phân đoạn sáp vào đó được dừng lại, trong đó dung môi bao gồm ít nhất một dầu được chọn từ nhóm bao gồm hydrocacbon và dầu thực vật, và có hàm lượng lưu huỳnh thấp hơn 5 ppm và ở trạng thái lỏng ở 15°C.

Theo sáng chế, phân đoạn sáp chỉ phân đoạn chứa phân đoạn có điểm sôi

vượt quá 360°C ở hàm lượng 80% khối lượng hoặc cao hơn tính theo tổng khối lượng của phân đoạn này và parafin mạch thẳng ở hàm lượng 70% khối lượng hoặc cao hơn. Hơn nữa, hàm lượng lưu huỳnh chỉ nồng độ lưu huỳnh (ppm khối lượng), là nồng độ của tất cả các hợp chất chứa lưu huỳnh có trong dung môi và được thể hiện bằng đương lượng nguyên tử lưu huỳnh. Lưu ý rằng các hợp chất lưu huỳnh bao gồm lưu huỳnh, hợp chất lưu huỳnh vô cơ và hợp chất lưu huỳnh hữu cơ.

Theo phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế, phân đoạn sáp có mặt ở bề mặt và chu vi của chất xúc tác có thể được loại bỏ bằng cách cho dung môi cụ thể nêu trên đi qua thiết bị hydrocracking mà được nạp chất xúc tác và việc cấp phân đoạn sáp vào đó được dừng lại. Theo cách này, chất xúc tác có thể được lấy dễ dàng ra khỏi thiết bị hydrocracking và được tái sinh trong khi ngăn ngừa sự tăng quá mức nhiệt độ do sự bốc cháy của dầu còn lại trong khi tái sinh chất xúc tác. Hơn nữa, vì hàm lượng lưu huỳnh của dung môi thấp hơn 5 ppm, có thể ngăn ngừa đầy đủ không cho lượng lưu huỳnh ở lại đường dẫn dòng cho sản phẩm phản ứng hydrocracking, v.v., và ảnh hưởng bất lợi đến chất xúc tác cần được tái sinh. Hơn nữa, vì dung môi ở trạng thái lỏng ở 15°C, sự có mặt hoặc không có kết tủa của sáp có thể được kiểm tra bằng mắt thường bằng cách làm mát dung môi xả ra khỏi thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp. Nhờ vậy, sự có mặt hoặc không có phân đoạn sáp trong dung môi được sử dụng để làm sạch, nói cách khác, sự có mặt hoặc không có phân đoạn sáp còn lại trong thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp được kiểm tra, và do đó, bước làm sạch được kết thúc hay chưa có thể được xác định dễ dàng.

Trong phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế, tốt hơn là lấy mẫu kiểm tra từ dung môi xả ra khỏi thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp; để kiểm tra sự có mặt hoặc không có kết tủa của sáp trong mẫu kiểm tra ở nhiệt độ định trước; và để tiếp tục cấp dung môi nếu kết tủa của sáp được xác nhận và kết thúc cấp dung môi nếu kết tủa của sáp không được xác nhận.

Lưu ý rằng nhiệt độ định trước nêu trên có thể được điều chỉnh thích hợp sao cho nồng độ của sáp trong dung môi được xác nhận để làm giảm mức độ

mong muốn tính theo mối tương quan thu được trước đây giữa nồng độ của sáp trong dung môi, mà thay đổi tùy theo dạng của dung môi được sử dụng, và nhiệt độ ở đó sáp bắt đầu kết tủa. Theo cách này, có thể dễ dàng kiểm tra xem phân đoạn sáp của thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp đã được loại bỏ hết hay chưa.

Trong phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế, việc làm sạch có thể được thực hiện mà không ảnh hưởng trong thời gian ngắn và với lượng nhỏ dung môi được sử dụng bằng cách đặt nhiệt độ định trước nêu trên nằm trong khoảng từ -20°C đến 40°C .

Hơn nữa, trong phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế, được ưu tiên là dung môi được đi qua thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp, sau đó được cất phân đoạn trong tháp tinh cất được bố trí phía sau thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp, và lại được đi qua thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp. Trong trường hợp này, lượng dung môi được sử dụng có thể giảm đáng kể. Hơn nữa, trong tháp tinh cất, phân đoạn sáp có thể được tách từ dung môi được sử dụng trong khi làm sạch.

Trong phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế, tốt hơn là dung môi là hydrocacbon được tạo ra trong quy trình GTL. Trong trường hợp này, nếu phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế được áp dụng cho bình phản ứng trong quy trình GTL, có thể ngăn ngừa sự xuất hiện các vấn đề như sự ô nhiễm của sản phẩm bởi dung môi được sử dụng trong khi làm sạch.

Theo sáng chế, quy trình GTL chỉ quy trình bao gồm việc sản xuất khí tổng hợp chứa khí cacbon monoxit và khí hydro làm thành phần chính từ hydrocacbon dạng khí được sử dụng làm nguyên liệu thô theo phản ứng reforminh, sản xuất hydrocacbon lỏng nhờ sử dụng khí tổng hợp làm nguyên liệu thô cho phản ứng tổng hợp FT, và còn tạo ra các dầu hydrocacbon khác nhau như dầu nhiên liệu từ hydrocacbon lỏng.

Ngoài ra, tốt hơn là dung môi là phân đoạn dầu nhẹ được tạo ra bằng quy trình GTL. Trong trường hợp này, vấn đề ô nhiễm sản phẩm có thể được ngăn

ngừa và việc thu hồi và tái sử dụng dung môi đã sử dụng được tạo điều kiện thuận lợi.

Hiệu quả của sáng chế

Theo sáng chế, có thể đề xuất phương pháp làm sạch bình phản ứng, có khả năng tạo điều kiện thuận lợi cho việc lấy chất xúc tác ra khỏi thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp và tái sinh chất xúc tác này.

Mô tả vắn tắt hình vẽ

Fig.1 là hình vẽ dạng sơ đồ kết cấu thể hiện thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon;

Fig.2 là hình vẽ dạng sơ đồ kết cấu thể hiện thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon mà phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế được áp dụng; và

Fig.3 là hình vẽ dạng sơ đồ kết cấu thể hiện thiết bị khác để sản xuất dầu hydrocacbon mà phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế được áp dụng.

Mô tả chi tiết sáng chế

Phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế có thể được áp dụng cho thiết bị để sử dụng trong khi sản xuất dầu hydrocacbon. Trước khi phương pháp theo sáng chế được mô tả, việc sản xuất dầu hydrocacbon và thiết bị sản xuất hydrocacbon sẽ được mô tả. FIG. 1 là hình vẽ dạng sơ đồ kết cấu thể hiện thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon. Thiết bị sản xuất 100 được thể hiện trên FIG. 1 chủ yếu tạo thành một phần của bước làm giàu quy trình GTL.

Thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 bao gồm tháp tinh cất thứ nhất 10 được tạo kết cấu để cất phân đoạn dầu tổng hợp FT, mà được cấp từ bình phản ứng tổng hợp FT nhờ đường ống 1, vào trong phân đoạn naphta, phân đoạn trung gian và phân đoạn sáp; thiết bị hydrefinishing phân đoạn trung gian 20 được tạo kết cấu để hydrefinishing và hydroisome hoá phân đoạn trung gian được cấp bằng

đường ống 3; thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được tạo kết cấu để hydrocrackinh phân đoạn sáp được cấp bằng đường ống 4. Phân đoạn naphta được cấp đến thiết bị hydrefininh phân đoạn naphta (không được thể hiện trên hình vẽ) nhờ đường ống 2. Thiết bị hydrefininh phân đoạn trung gian 20 được nạp chất xúc tác hydrefininh 22 và thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được nạp chất xúc tác hydrocrackinh 32. Thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 còn bao gồm tháp tinh cất thứ hai 40, từ đó dầu xả ra khỏi thiết bị hydrefininh phân đoạn trung gian 20 được cấp bởi đường ống 5 và sản phẩm hydrocrackinh từ thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được cấp bởi đường ống 6, trong đó hỗn hợp của chúng được cất phân đoạn, ở phía sau thiết bị hydrefininh phân đoạn trung gian 20 và thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30. Tháp tinh cất thứ hai 40 được bố trí các đường ống 8, 9, 11 và 12 lần lượt để lấy các phân đoạn đã được cất phân đoạn.

Tiếp theo, ví dụ về việc sản xuất dầu hydrocacbon (sau đây, đôi khi được gọi là "ví dụ sản xuất") bằng thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 sẽ được mô tả.

Dầu tổng hợp FT được sử dụng trong ví dụ sản xuất không bị giới hạn cụ thể miễn là nó được tổng hợp bằng phương pháp tổng hợp FT; tuy nhiên, đối với việc tăng cường hiệu suất của phân đoạn trung gian, tốt hơn nếu nó chứa hydrocacbon có điểm sôi khoảng 150°C hoặc cao hơn với lượng 80% khối lượng hoặc cao hơn tính theo tổng khối lượng của dầu tổng hợp FT. Hơn nữa, dầu tổng hợp FT, mà thường được tạo ra bằng phương pháp phản ứng tổng hợp FT đã biết nêu trên, là hỗn hợp chứa các hydrocacbon béo có phân bố nguyên tử cacbon rộng làm thành phần chính; tuy nhiên, dầu tổng hợp FT có thể là phân đoạn thu được nhờ cất phân đoạn hỗn hợp trước một cách thích hợp.

Phân đoạn naphta là thành phần được chưng cất ở nhiệt độ thấp hơn khoảng 150°C trong tháp tinh cất thứ nhất 10. Phân đoạn trung gian là thành phần được chưng cất ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 150°C đến 360°C ở tháp tinh cất thứ nhất 10. Phân đoạn sáp là thành phần mà không được chưng cất ở khoảng 360°C trong tháp tinh cất thứ nhất 10 và được lấy ra khỏi đáy của tháp này. Lưu ý rằng, trong bản mô tả này, trường hợp mà hai điểm cất (tức là, khoảng 150°C và khoảng

360°C) được đặt trong tháp tinh cất thứ nhất 10 để thu được ba phân đoạn này được thể hiện dưới dạng phương án ưu tiên; tuy nhiên, ví dụ, một điểm cất có thể được đặt để thu được phân đoạn của điểm cất này hoặc thấp hơn, mà được đưa dưới dạng phân đoạn trung gian vào thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20 nhờ đường ống 3, và phân đoạn vượt qua điểm cất, mà được lấy dưới dạng phân đoạn sáp nhờ đường ống 4.

Trong thiết bị hydrotreating phân đoạn naphta (không được thể hiện trên hình vẽ), phân đoạn naphta được hydrotreating bằng phương pháp đã biết, trong khi đó olefin, mà là sản phẩm phụ của phản ứng tổng hợp FT và có trong phân đoạn naphta, được chuyển hoá thành hydrocarbon no. Ngược lại, hợp chất chứa oxy, như rượu chứa nguyên tử oxy thu được từ cacbon monoxit, được chuyển hoá thành hydrocarbon và nước.

Trong thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20, olefin và hợp chất chứa oxy có trong phân đoạn trung gian được chuyển hoá thành hydrocarbon no bằng phương pháp đã biết, theo cách tương tự như trong thiết bị hydrotreating phân đoạn naphta. Đồng thời, trong trường hợp mà dầu gốc nhiên liệu thu được dưới dạng dầu sản phẩm, để cải thiện các tính chất ở nhiệt độ thấp (khả năng chảy ở nhiệt độ thấp) của nó, ít nhất một phần của parafin mạch thẳng có trong phân đoạn trung gian được hydroisomer hoá và được chuyển hoá thành isoparafin.

Dạng của thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20 không bị giới hạn; tuy nhiên, được ưu tiên là bình phản ứng tuần hoàn tầng cố định. Bình phản ứng có thể tạo bởi một hoặc nhiều bộ phận được bố trí nối tiếp hoặc song song. Hơn nữa, tầng chất xúc tác được bố trí trong bình phản ứng có thể được tạo bởi một bộ phận duy nhất hoặc được chia thành nhiều phần.

Đối với chất xúc tác được nạp trong thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20, chất xúc tác thường được sử dụng để hydrotreating và/hoặc hydroisomer hoá trong khi tinh chế dầu hoặc tương tự, cụ thể hơn, chất xúc tác được chuẩn bị bằng cách gắn kim loại hoạt tính có khả năng hydro hoá (-khử hydro hoá) lên chất mang vô cơ, có thể được sử dụng. Đối với kim loại hoạt tính tạo thành chất xúc

tác, ít nhất một loại kim loại được lựa chọn từ nhóm bao gồm các kim loại thuộc các nhóm 6, 8, 9 và 10 của bảng tuần hoàn các nguyên tố, được sử dụng. Các ví dụ cụ thể về các kim loại này bao gồm kim loại quý như platin, paladi, rodi, ruteni, iridi và osmi, và coban, niken, molybden, vonfram và sắt; tốt hơn là platin, paladi, niken, coban, molybden và vonfram; và tốt hơn nữa là platin và paladi. Hơn nữa, tốt hơn là các kim loại này được sử dụng ở dạng hỗn hợp của nhiều kim loại. Trong trường hợp này, các ví dụ về hỗn hợp được ưu tiên của chúng bao gồm platin-paladi, coban-molybden, niken-molybden, niken-coban-molybden và niken-vonfram. Lưu ý rằng ở đây, bảng tuần hoàn của các nguyên tố chỉ bảng tuần hoàn của các nguyên tố loại chu kỳ dài theo tiêu chuẩn của IUPAC (the International Union of Pure and Applied Chemistry.)

Các ví dụ về chất mang vô cơ tạo thành chất xúc tác như nêu trên bao gồm oxit kim loại như nhôm oxit, silic oxit, titan oxit, ziricon oxit và bo oxit. Các oxit kim loại này có thể được sử dụng một mình hoặc dưới dạng hỗn hợp của hai hoặc nhiều loại hoặc phức chất oxit kim loại như silic oxit nhôm oxit, silic oxit ziricon oxit, nhôm oxit ziricon oxit và nhôm oxit bo oxit. Theo quan điểm thực hiện hữu hiệu việc hydroisome hoá parafin mạch thẳng đồng thời với hydrotrefining, tốt hơn nếu chất mang vô cơ là phức chất oxit kim loại có tính axit dưới dạng chất rắn, như silic oxit nhôm oxit, silic oxit ziricon oxit, nhôm oxit ziricon oxit và nhôm oxit bo oxit. Hơn nữa, chất mang vô cơ có thể chứa một lượng nhỏ zeolit. Hơn nữa, chất mang vô cơ có thể chứa chất kết dính để cải thiện khả năng đúc và độ bền cơ học của chất mang. Các ví dụ về chất kết dính được ưu tiên bao gồm nhôm oxit, silic oxit và magie oxit.

Hàm lượng kim loại hoạt tính trong chất xúc tác, trong trường hợp mà kim loại hoạt tính là kim loại quý như nêu trên, được ưu tiên nằm trong khoảng từ 0,1 đến 3% khối lượng đối với nguyên tố kim loại tính theo khối lượng của chất mang. Hơn nữa, trong trường hợp mà kim loại hoạt tính là kim loại khác với các kim loại quý nêu trên, tốt hơn là hàm lượng nằm trong khoảng từ 2 đến 50% khối lượng đối với oxit kim loại tính theo khối lượng của chất mang. Nếu hàm lượng kim loại hoạt tính thấp hơn giá trị giới hạn dưới này, phản ứng hydrotrefining và phản ứng

hydroisome hoá khó có khả năng tiến hành đầy đủ. Ngược lại, nếu hàm lượng kim loại hoạt tính vượt quá giá trị giới hạn trên này, sự phân bố kim loại hoạt tính giảm, kết quả là hoạt tính của chất xúc tác có khả năng bị giảm, làm tăng chi phí chất xúc tác.

Trong ví dụ sản xuất, nhiệt độ phản ứng trong thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20 nằm trong khoảng, ví dụ, từ 180 đến 400°C, tốt hơn là từ 280 đến 350°C và tốt hơn nữa là từ 300 đến 340°C. Nhiệt độ phản ứng ở đây chỉ nhiệt độ trung bình của lớp chất xúc tác trong thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20. Nếu nhiệt độ phản ứng là nhiệt độ giới hạn dưới hoặc cao hơn, phân đoạn trung gian được hydrotreating và hydroisome hoá đầy đủ. Nếu nhiệt độ phản ứng là nhiệt độ giới hạn trên hoặc thấp hơn, phản ứng phân huỷ của phân đoạn trung gian có thể được ngăn ngừa không cho xảy ra đồng thời cũng như tuổi thọ chất xúc tác có thể được ngăn ngừa không bị giảm.

Áp suất (áp suất hydro riêng phần) của thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20, ví dụ, nằm trong khoảng từ 0,5 đến 12 MPa, tốt hơn là từ 1 đến 5 MPa. Nếu áp suất của thiết bị hydrotreating là 0,5 MPa hoặc cao hơn, phân đoạn trung gian thô được hydrotreating và hydroisome hoá đầy đủ. Nếu áp suất là 12 MPa hoặc thấp hơn, chi phí thiết bị đối với việc tăng độ bền chịu áp của thiết bị có thể được hạn chế.

Tốc độ không gian theo giờ của chất lỏng (LHSV) của thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20, ví dụ, nằm trong khoảng từ 0,1 đến 10 h⁻¹ và tốt hơn là từ 0,3 đến 3,5 h⁻¹. Nếu LHSV bằng 0,1 h⁻¹ hoặc cao hơn, không cần phải tăng quá mức thể tích của bình phản ứng. Nếu LHSV bằng 10 h⁻¹ hoặc thấp hơn, phân đoạn trung gian được hydrotreating và hydroisome hoá một cách hữu hiệu.

Tỷ lệ khí hydro/dầu của thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20, ví dụ, nằm trong khoảng từ 50 đến 1000 NL/L và tốt hơn là từ 70 đến 800 NL. Ký hiệu "NL" ở đây chỉ thể tích hydro (L) trong các điều kiện bình thường (0°C, 101325 Pa). Nếu tỷ lệ khí hydro/dầu là 50 NL/L hoặc cao hơn, phân đoạn trung gian được hydrotreating và hydroisome hoá đầy đủ. Nếu tỷ lệ là 1000 NL/L hoặc

thấp hơn, thiết bị cấp một lượng lớn khí hydro là không cần thiết và có thể ngăn ngừa việc tăng chi phí vận hành.

Trong thiết bị hydrorefining phân đoạn trung gian 20 như nêu trên, tốt hơn nếu thiết bị hydrorefining 20 được vận hành sao cho olefin và hợp chất chứa oxy có trong phân đoạn trung gian được chuyển hoá hoàn toàn thành hydrocacbon no; đồng thời, phân đoạn dầu hoả và phân đoạn dầu nhẹ thu được từ tháp tinh cất thứ hai 40 thoả mãn các tính chất mong muốn ở nhiệt độ thấp (tính chất chảy khi lạnh).

Trong thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30, phân đoạn sáp được hydrocracking bằng phương pháp đã biết nhờ sử dụng chất xúc tác hydrocracking và được chuyển hoá thành thành phần tương ứng với phân đoạn trung gian. Ở thời điểm này, hợp chất chứa oxy, như olefin và rượu, có trong phân đoạn sáp được chuyển hoá thành parafin. Hơn nữa, trong trường hợp mà dầu gốc nhiên liệu đồng thời thu được dưới dạng dầu sản phẩm, việc hydroisome hoá parafin mạch thẳng, mà góp phần vào việc nâng cao các tính chất ở nhiệt độ thấp (tính chất chảy khi lạnh) của dầu sản phẩm dùng làm dầu gốc nhiên liệu, cũng xảy ra.

Trong khi đó, một phần của phân đoạn sáp được hydrocracking quá mức và được chuyển hoá thành hydrocacbon tương ứng với phân đoạn naphta, mà có điểm sôi thấp hơn so với khoảng điểm sôi của hydrocacbon tương ứng với phân đoạn trung gian mong muốn. Hơn nữa, việc hydrocracking phần này tiếp tục được tiến hành và phần này được chuyển hoá thành hydrocacbon dạng khí có 4 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn như butan, propan, etan và metan.

Dạng của thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30 không bị giới hạn; tuy nhiên, được ưu tiên là bình phản ứng tuần hoàn tầng cố định. Bình phản ứng có thể tạo bởi một hoặc nhiều bộ phận được bố trí nối tiếp hoặc song song. Hơn nữa, tầng chất xúc tác được bố trí trong bình phản ứng có thể được tạo bởi một bộ phận duy nhất hoặc được chia thành nhiều phần.

Các ví dụ về chất xúc tác hydrocracking được sử dụng trong thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30 bao gồm chất xúc tác được chuẩn bị bằng cách

gắn kim loại thuộc các nhóm từ 8 đến 10 của bảng tuần hoàn các nguyên tố dưới dạng kim loại hoạt tính lên chất mang chứa axit rắn. Các ví dụ về chất mang được ưu tiên bao gồm zeolit tinh thể như zeolit loại Y siêu ổn định (USY), zeolit Y, mordenit và zeolit β , và chất mang chứa ít nhất một loại axit rắn được lựa chọn từ các phức chất oxit kim loại vô định hình chịu nhiệt như silic oxit nhôm oxit, silic oxit zircon oxit và nhôm oxit bo oxit. Hơn nữa, chất mang được ưu tiên hơn tạo bởi zeolit USY và ít nhất một axit rắn được lựa chọn từ silic oxit nhôm oxit, nhôm oxit bo oxit và silic oxit zircon oxit.

Zeolit USY là zeolit siêu ổn định thu được nhờ cho zeolit Y vào xử lý thủy nhiệt và/hoặc xử lý axit và có lỗ có kích thước bên trong nằm trong khoảng từ 2 đến 10 nm mới được tạo ra ngoài kết cấu vi xóp được gọi là vi lỗ cỡ 2 nm hoặc nhỏ hơn mà zeolit Y ban đầu có. Cỡ hạt trung bình của zeolit USY không bị giới hạn cụ thể; tuy nhiên, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 1,0 μm hoặc nhỏ hơn và tốt hơn nữa là 0,5 μm hoặc nhỏ hơn. Hơn nữa, trong zeolit USY, tỷ lệ mol của silic oxit/nhôm oxit (tỷ lệ mol của silic oxit đối với nhôm oxit) tốt hơn là nằm trong khoảng từ 10 đến 200, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 15 đến 100 và tốt hơn nữa là từ 20 đến 60.

Hơn nữa, tốt hơn nếu chất mang tạo bởi zeolit tinh thể với lượng nằm trong khoảng từ 0,1 đến 80% khối lượng và phức chất oxit kim loại vô định hình chịu nhiệt với lượng nằm trong khoảng từ 0,1 đến 60% khối lượng.

Chất mang có thể được tạo ra bằng cách đúc chế phẩm chất mang chứa axit rắn và chất kết dính, tiếp theo bằng cách nung. Tỷ lệ trộn của axit rắn tốt hơn là nằm trong khoảng từ 1 đến 70% khối lượng tính theo tổng khối lượng chất mang và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 2 đến 60% khối lượng. Hơn nữa, trong trường hợp mà chất mang được tạo bởi zeolit USY, tỷ lệ trộn của zeolit USY tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,1 đến 10% khối lượng tính theo khối lượng của toàn bộ chất mang và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,5 đến 5% khối lượng. Hơn nữa, trong trường hợp mà chất mang được tạo bởi zeolit USY và nhôm oxit bo oxit, tỷ lệ trộn của zeolit USY và nhôm oxit bo oxit (zeolit USY/nhôm oxit bo oxit) tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,03 đến 1 phần khối lượng. Hơn nữa, trong

trường hợp mà chất mang được tạo bởi zeolit USY và silic oxit nhôm oxit, tỷ lệ trộn của zeolit USY và silic oxit nhôm oxit (zeolit USY /silic oxit nhôm oxit) tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,03 đến 1 phần khối lượng.

Chất liên kết không bị giới hạn cụ thể; tuy nhiên, nhôm oxit, silic oxit, titan oxit và magie oxit được ưu tiên và nhôm oxit được ưu tiên hơn. Lượng chất liên kết tốt hơn là nằm trong khoảng từ 20 đến 98% khối lượng tính theo khối lượng của toàn bộ chất mang và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 30 đến 96% khối lượng.

Nhiệt độ nung chế phẩm chất mang như nêu trên tốt hơn là nằm trong khoảng từ 400 đến 550°C, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 470 đến 530°C và còn tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 490 đến 530°C.

Các ví dụ cụ thể về kim loại thuộc các nhóm từ 8 đến 10 của bảng tuần hoàn các nguyên tố bao gồm coban, niken, rodi, paladi, iridi và platin. Trong số chúng, được ưu tiên là các kim loại được lựa chọn từ niken, paladi và platin được sử dụng một mình hoặc hỗn hợp của hai hoặc nhiều loại. Các kim loại này có thể được gắn vào chất mang như nêu trên bằng phương pháp thông thường như tẩm và trao đổi ion. Lượng kim loại cần được gắn không bị giới hạn cụ thể; tuy nhiên, tốt hơn là tổng lượng kim loại nằm trong khoảng từ 0,1 đến 3,0% khối lượng so với khối lượng chất mang.

Áp suất hydro riêng phần trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30, ví dụ, nằm trong khoảng từ 0,5 đến 12 MPa và tốt hơn là từ 1,0 đến 5,0 MPa.

Tốc độ không gian theo giờ của chất lỏng (LHSV) của thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30, ví dụ, nằm trong khoảng từ 0,1 đến 10,0 h⁻¹ và tốt hơn là từ 0,3 đến 3,5 h⁻¹. Tỷ lệ của khí hydro và phân đoạn sáp (tỷ lệ khí hydro/dầu) không bị giới hạn cụ thể; tuy nhiên, ví dụ, tỷ lệ nằm trong khoảng từ 50 đến 1000 NL/L và tốt hơn là từ 70 đến 800 NL/L. Lưu ý rằng "LHSV (tốc độ không gian theo giờ của chất lỏng)" ở đây chỉ tốc độ dòng thể tích của phân đoạn sáp ở các điều kiện thông thường (25°C, 101325 Pa) trên thể tích của lớp (lớp chất

xúc tác) tạo bởi chất xúc tác được nạp trong bình phản ứng tuần hoàn tăng cố định. Đơn vị " h^{-1} " là số nghịch đảo của giờ. Hơn nữa, "NL", là đơn vị thể tích hydro trong tỷ lệ khí hydro/dầu, chỉ thể tích hydro (L) ở các điều kiện thông thường ($0^{\circ}C$, 101325 Pa).

Hơn nữa, nhiệt độ phản ứng (nhiệt độ trung bình theo trọng lượng của tăng chất xúc tác) trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30, ví dụ, nằm trong khoảng từ $180^{\circ}C$ đến $400^{\circ}C$, tốt hơn là từ $200^{\circ}C$ đến $370^{\circ}C$, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ $250^{\circ}C$ đến $350^{\circ}C$ và tốt hơn nữa là từ $280^{\circ}C$ đến $350^{\circ}C$. Khi nhiệt độ phản ứng vượt quá $400^{\circ}C$, phản ứng hydrocrackinh xảy ra quá mức và hiệu suất của phân đoạn trung gian mong muốn có xu hướng giảm. Hơn nữa, sản phẩm hydrocrackinh bị tạo màu và việc sử dụng nó làm nền nhiên liệu đôi khi bị hạn chế. Ngược lại, trong trường hợp mà nhiệt độ phản ứng thấp hơn $180^{\circ}C$, phản ứng hydrocrackinh phân đoạn sáp không xảy ra đủ và hiệu suất của phân đoạn trung gian có xu hướng bị giảm. Ngoài ra, hợp chất chứa oxy như các rượu trong phân đoạn sáp có xu hướng được loại bỏ không đầy đủ. Lưu ý rằng nhiệt độ phản ứng được điều chỉnh bằng cách điều chỉnh nhiệt độ đặt trước của đầu ra của thiết bị trao đổi nhiệt được bố trí, ví dụ, tới đường ống 4.

Trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 như nêu trên, thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 tốt hơn là được vận hành sao cho lượng thành phần hydrocacbon cụ thể có trong sản phẩm hydrocrackinh, cụ thể hơn, lượng thành phần hydrocacbon có điểm sôi bằng $25^{\circ}C$ hoặc cao hơn và $360^{\circ}C$ hoặc thấp hơn tốt hơn là nằm trong khoảng từ 20 đến 90% khối lượng tính theo khối lượng của toàn bộ sản phẩm hydrocrackinh có điểm sôi bằng $25^{\circ}C$ hoặc cao hơn, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 30 đến 80% khối lượng và tốt hơn nữa là từ 45 đến 70% khối lượng. Nếu lượng thành phần hydrocacbon cụ thể này nằm trong khoảng nêu trên, tốc độ tiến hành phản ứng hydrocrackinh là thích hợp và hiệu suất của phân đoạn trung gian có thể được tăng cường. Lưu ý rằng sản phẩm hydrocrackinh ở đây chỉ tất cả các sản phẩm bao gồm sáp chưa phân huỷ và hydrocacbon nhẹ được tạo ra bởi hydrocrackinh quá mức.

Sản phẩm hydrocrackinh thu được từ thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp

30 được đưa vào trong thiết bị tách lỏng khí (không được thể hiện trên hình vẽ) và được tách thành phần khí và thành phần lỏng. Sau đó, thành phần lỏng được cấp nhờ đường ống 6 và được trộn lẫn với dầu xả ra khỏi thiết bị hydrorefining phân đoạn trung gian 20 và được cấp nhờ đường ống 5 và sau đó được cấp vào tháp tinh cất thứ hai 40. Ngược lại, thành phần khí được tách trong thiết bị tách lỏng khí, mà chứa khí hydro chứa hydrocacbon dạng khí được tạo ra bởi sự hydrocracking quá mức phân đoạn sáp dùng làm thành phần chính, được cấp vào thiết bị hydrorefining phân đoạn trung gian 20 hoặc thiết bị hydrorefining phân đoạn naphta và có thể được tái sử dụng làm hydro cho phản ứng hydro hoá.

Hơn nữa, thiết bị tách lỏng khí nêu trên có thể được bố trí ở nhiều giai đoạn. Trong trường hợp này, nếu phương pháp làm lạnh theo bậc được sử dụng, vấn đề như tắc thiết bị 30, mà gây ra do hoá rắn thành phần (cụ thể là, sáp chưa được phân huỷ) có điểm hoá rắn cao và có trong sản phẩm hydrocracking được cấp từ thiết bị 30 bằng cách làm lạnh nhanh, có thể bị ngăn chặn.

Lưu ý rằng dầu xả ra khỏi thiết bị hydrorefining phân đoạn trung gian 20 và được cấp nhờ đường ống 5 và thành phần lỏng của sản phẩm hydrocracking được cấp nhờ đường ống 6 có thể được trộn lẫn theo cách trộn lẫn trong đường ống hoặc trộn lẫn trong thùng.

Trong tháp tinh cất thứ hai 40, các điểm cất được đặt tùy theo dầu hydrocacbon cần lấy ra, việc chưng cất hỗn hợp của dầu xả ra khỏi thiết bị hydrorefining phân đoạn trung gian 20 và sản phẩm hydrocracking xả ra khỏi thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30 được thực hiện. Trong ví dụ sản xuất, các điểm cất được đặt ở, ví dụ, 150°C, 250°C, 360°C. Theo cách này, phân đoạn naphta (naphta-GTL) được lấy nhờ đường ống 8, phân đoạn dầu hoả (dầu hoả-GTL) được lấy nhờ đường ống 9, phân đoạn dầu nhẹ (dầu nhẹ GTL) được lấy nhờ đường ống 11 và dầu đáy chứa sáp chưa phân huỷ là thành phần chính được lấy nhờ đường ống 12. Toàn bộ lượng dầu đáy cột được lấy ra được quay vòng đến thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30 và được cho trở lại để hydrocracking.

Tiếp theo, trong trường hợp mà phương pháp làm sạch bình phản ứng của

sáng chế được áp dụng cho thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon nêu trên sẽ được mô tả.

FIG. 2 là hình vẽ dạng sơ đồ kết cấu thể hiện thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon mà phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế được áp dụng. Thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 110 được thể hiện trên FIG. 2 có kết cấu giống như thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 được thể hiện trên FIG. 1 chỉ khác là đường ống 14 để cấp dung môi bao gồm ít nhất một đầu được chọn từ nhóm bao gồm hydrocacbon và dầu thực vật, và có hàm lượng lưu huỳnh thấp hơn 5 ppm và ở trạng thái lỏng ở 15°C đến đường ống 4 còn được bố trí trong thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100.

Trong thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 110, dung môi theo sáng chế được cấp từ đường ống 14 đến đường ống 4 được cấp vào thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30 để tiến hành phương pháp làm sạch bình phản ứng theo sáng chế.

Các ví dụ về dung môi bao gồm ít nhất một đầu được chọn từ nhóm bao gồm hydrocacbon và dầu thực vật, và có hàm lượng lưu huỳnh thấp hơn 5 ppm và ở trạng thái lỏng ở 15°C được sử dụng trong phương án này bao gồm dầu hydrocacbon được tạo ra bằng quy trình GTL, như dầu nhẹ GTL, dầu hoá-GTL, naphta-GTL, dầu nhẹ hàm lượng lưu huỳnh thấp thu được từ dầu mỏ có hàm lượng lưu huỳnh được đưa vào từ bên ngoài là 5 ppm hoặc thấp hơn, dầu thực vật và hỗn hợp của chúng. Dầu nhẹ GTL, dầu hoá-GTL và naphta-GTL có thể là dầu nhẹ GTL, dầu hoá-GTL và naphta-GTL được tinh chế bằng cách hydro hoá hoặc các phân đoạn tương ứng, tức là, dầu nhẹ GTL thô, dầu hoá-GTL thô và naphta-GTL thô mà chưa được hydrotreating. Các ví dụ về dầu thực vật bao gồm dầu hạt cải và dầu đậu nành. Trong số đó, dầu nhẹ GTL được hydrotreating, dầu hoá-GTL và naphta-GTL được ưu tiên và dầu nhẹ GTL được hydrotreating được ưu tiên hơn, với lý do là độ hoà tan của phân đoạn sáp vào chúng cao; thành phần khác với hydrocacbon, hydrocacbon thơm và hydrocacbon naphten hầu như không được chứa; không có khả năng làm ô nhiễm sản phẩm GTL; và dung môi có thể có mặt trong thiết bị này.

Một phương án theo phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế sẽ được mô tả bằng trường hợp trong đó dầu nhẹ GTL đã tinh chế được sử dụng làm dung môi làm sạch được áp dụng cho thiết bị sản xuất 110 được thể hiện trên FIG.2.

Trước hết, trong thiết bị sản xuất 110, việc cấp phân đoạn sáp từ đáy của tháp chưng thứ nhất 10 vào thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được dừng lại. Ngoài ra, việc quay vòng lại dầu đáy tháp của tháp tinh cất thứ hai 40 vào thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được dừng lại. Việc cấp khí hydro được sử dụng trong hydrocrackinh có thể được tiếp tục hoặc dừng lại. Hơn nữa, sự vận hành của thiết bị hydrotreatinh phân đoạn trung gian 20 có thể được dừng lại hoặc tiếp tục.

Tiếp theo, dầu nhẹ GTL dùng làm dung môi làm sạch được cấp từ đường ống 14 và được cấp nhờ đường ống 4 đến thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30. Đối với dầu nhẹ GTL, dầu nhẹ GTL được chứa trong cùng thiết bị có thể được cấp. Nhiệt độ cấp dung môi làm sạch được điều chỉnh bằng thiết bị trao đổi nhiệt để gia nhiệt (không được thể hiện trên hình vẽ) được bố trí cho đường ống 4. Nhiệt độ mà ít nhất là 280°C hoặc thấp hơn và tốt hơn là 250°C hoặc thấp hơn, được điều chỉnh đến nhiệt độ (ví dụ, 120°C hoặc cao hơn) tại đó phân đoạn sáp chảy. Khi dung môi làm sạch được cấp, phân đoạn sáp còn lại trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được loại bỏ.

Dung môi làm sạch chứa phân đoạn sáp xả ra khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được cấp vào tháp tinh cất thứ hai 40 nhờ đường ống 6. Ở thời điểm này, nhiệt độ của dung môi làm sạch chứa phân đoạn sáp được cấp vào tháp tinh cất thứ hai 40 được điều chỉnh bằng thiết bị trao đổi nhiệt (không được thể hiện trên hình vẽ) được bố trí để gia nhiệt ở phía sau vị trí tại đó đường ống 6 và đường ống 5 được hợp nhất. Nhiệt độ được điều chỉnh sao cho nhiệt độ đáy của tháp tinh cất thứ hai 40 thấp hơn 280°C và đạt tới nhiệt độ (ví dụ, 120°C hoặc cao hơn) tại đó phân đoạn sáp chảy. Bằng cách điều chỉnh nhiệt độ đáy của tháp tinh cất thứ hai như nêu trên, dầu nhẹ GTL dùng làm dung môi làm sạch trong tháp tinh cất thứ hai chảy xuống đáy cùng với phân đoạn sáp có trong dung môi làm sạch mà không bị khí hoá hoặc chưng cất.

Lưu ý rằng, theo phương án này, vì dầu nhẹ GTL được sử dụng làm dung môi làm sạch, có thể cho phép dung môi làm sạch dễ dàng chảy xuống dưới trong tháp tinh cất thứ hai 40 về phía đáy và được lấy ra khỏi đáy.

Từ đáy của tháp tinh cất thứ hai 40, hỗn hợp của dầu nhẹ GTL (bao gồm phân đoạn trung gian khi sự vận hành của thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20 được tiếp tục và dầu xả ra khỏi thiết bị được cấp vào tháp tinh cất thứ hai 40) dùng làm dung môi làm sạch và phân đoạn sáp được loại bỏ ra khỏi thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30 được lấy từ đáy của tháp tinh cất thứ hai 40 nhờ đường ống 12 và được cấp đến thùng dầu thải.

Theo phương án này, tốt hơn là, ở giữa quá trình làm sạch bằng dung môi, mẫu kiểm tra được lấy một cách thích hợp ra khỏi dung môi được sử dụng trong khi làm sạch nhờ đường ống 6 và được làm mát đến nhiệt độ định trước, và sau đó, sự có mặt hoặc không có kết tủa của sáp tốt hơn là được kiểm tra bằng mắt thường và việc tiếp tục/kết thúc làm sạch được kiểm tra.

Nhiệt độ định trước nêu trên ở đây có thể được đặt một cách thích hợp sao cho nồng độ của sáp trong mỗi dung môi được xác nhận để làm giảm mức độ mong muốn tính theo mỗi tương quan thu được nêu trên giữa nồng độ của sáp trong dung môi, mà khác nhau tùy theo dạng dung môi được sử dụng, và nhiệt độ tại đó sáp bắt đầu kết tủa. Theo cách này, có thể dễ dàng kiểm tra xem phân đoạn sáp trong thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp đã được loại bỏ hết hay chưa. Tốt hơn là nhiệt độ định trước này nằm trong khoảng từ -20 đến 40°C, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0 đến 35°C và còn tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 10 đến 30°C và tốt hơn là được đặt ở nhiệt độ mà tại đó dung môi được sử dụng để làm sạch bằng dung môi có mặt ở trạng thái lỏng, cụ thể hơn, nhiệt độ không thấp hơn điểm chảy của dung môi (được đo bởi phương pháp theo JIS K2269). Trong trường hợp mà nhiệt độ định trước này thấp hơn -20°C, dung môi làm sạch bị hoá rắn tùy theo dạng của nó. Trong trường hợp này, đôi khi khó xác định sự có mặt hoặc không có kết tủa của sáp và cần có thiết bị cụ thể để làm mát. Ngược lại, trong trường hợp mà nhiệt độ định trước này vượt quá 40°C, độ hoà tan của phân đoạn sáp vào dung môi tăng quá mức, và có xu hướng khó kiểm tra sự có mặt của

sáp trong dung môi. Hơn nữa, nhiệt độ định trước này có thể được đặt gần với nhiệt độ trong phòng, ví dụ, 15°C. Nhiệt độ bằng 15°C là nhiệt độ thấp nhất đối với tất cả các dung môi làm sạch theo sáng chế để duy trì trạng thái lỏng. Do đó, sáp có khả năng kết tủa nhiều nhất ở 15°C đối với tất cả các nhiệt độ mà có thể áp dụng cho các dung môi làm sạch mà không có ngoại lệ. Nói cách khác, sáp còn lại được kiểm tra một cách nghiêm ngặt nhất ở 15°C.

Ở nhiệt độ định trước nêu trên, nếu kết tủa của sáp trong mẫu kiểm tra được xác nhận, phân đoạn sáp được xác định còn lại trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30. Sau đó việc làm sạch bằng dung môi được tiếp tục thêm nữa. Ngược lại, nếu kết tủa của sáp trong mẫu kiểm tra không được xác nhận, phân đoạn sáp trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được xác định là đã được loại bỏ và việc làm sạch bằng dung môi được kết thúc.

Theo phương án này, khi việc kết thúc làm sạch bằng dung môi được xác định, việc cấp dầu nhẹ GTL dùng làm dung môi làm sạch vào thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được dừng lại để kết thúc việc làm sạch bằng dung môi.

Như nêu trên, việc làm sạch bằng dung môi cần phải tiếp tục hoặc kết thúc hay không có thể được xác định bởi mẫu kiểm tra. Theo cách này, có thể xác định rằng phân đoạn sáp được loại bỏ hết khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 và vấn đề có thể gây ra bởi việc loại bỏ không hết phân đoạn sáp có thể bị ngăn chặn. Hơn nữa, việc làm sạch bằng dung môi không cần phải tiếp tục quá mức trong thời gian dài và lượng dung môi được sử dụng có thể giảm đến lượng tối thiểu cần thiết, với kết quả là việc làm sạch có thể được thực hiện một cách hiệu quả.

Theo phương án này, bình phản ứng có thể được ngừng hoạt động nhờ sử dụng phương pháp làm sạch bình phản ứng theo sáng chế.

Trước hết, việc hồi lưu phân đoạn sáp đến thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 và hồi lưu dầu đáy tháp của tháp tinh cất thứ hai để sử dụng quay vòng lại

được dừng lại, và sau đó việc làm sạch bằng dung môi theo phương án nêu trên được thực hiện. Theo cách này, phân đoạn sáp còn lại trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 có thể được loại bỏ đầy đủ. Sau đó, hệ thống thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được xả sạch. Việc xả sạch chỉ việc xả dung môi làm sạch như dầu nhẹ GTL còn lại trong hệ thống thường bằng khí trơ như khí nitơ, phía ngoài hệ thống. Sau khi xả sạch, thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được mở thông với môi trường bên ngoài và công đoạn lấy chất xúc tác ra và tương tự được thực hiện.

Chất xúc tác đã được lấy ra có thể được tái sinh bằng phương pháp đã biết. Cụ thể hơn, chất xúc tác đã được lấy ra được gia nhiệt trong môi trường khí trơ như môi trường khí nitơ, ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200 đến 500°C để loại bỏ dung môi làm sạch, tức là, dầu nhẹ GTL bám vào chất xúc tác. Sau khi xử lý loại dầu, tốt hơn là chất xúc tác đã được loại dầu được gia nhiệt trong môi trường không khí, ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 300 đến 600°C, để loại bỏ các chất chứa cacbon kết tủa trên chất xúc tác. Theo cách này, chất xúc tác được tái sinh. Chất xúc tác đã được lấy ra khỏi bình phản ứng được làm sạch bằng phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế hầu như không có phân đoạn sáp và dầu có thể được loại bỏ đầy đủ bằng cách xử lý khử dầu. Do đó, sự bốc cháy của dầu được ngăn ngừa trong khi việc xử lý gia nhiệt được thực hiện trong không khí, và việc khử hoạt tính do kết tụ kim loại hoạt tính bởi việc tăng nhiệt độ quá mức có thể được ngăn chặn.

Hơn nữa, phương pháp làm sạch bình phản ứng theo phương án khác của sáng chế sẽ được mô tả. Trong phương pháp làm sạch theo phương án này, sau khi dung môi theo sáng chế đi qua thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp, dung môi được cất phân đoạn trong tháp tinh cất được bố trí phía sau thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp và lại được đi qua thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp.

Theo phương án trong đó dung môi làm sạch được quay vòng lại, lượng dung môi được sử dụng có thể được giảm đi nhiều, so với phương án nêu trên khi dung môi làm sạch không được quay vòng lại. Ngoài ra, sản phẩm GTL có thể

được thu hồi đồng thời với việc làm sạch.

Theo phương án này, dầu hydrocacbon được tạo ra bằng quy trình GTL và được tinh chế, như dầu nhẹ GTL tinh chế, dầu hoá-GTL, naphta-GTL và hỗn hợp của chúng, được ưu tiên sử dụng, vì chúng không gây ra vấn đề ngay cả khi sản phẩm bị nhiễm bẩn với chúng. Trong số đó, dầu nhẹ GTL được ưu tiên sử dụng hơn vì dung môi đã sử dụng có thể được thu hồi và tái sử dụng dễ dàng. Bây giờ, phương pháp làm sạch theo phương án này sẽ được mô tả bằng trường hợp trong đó dầu nhẹ GTL tinh chế được sử dụng.

FIG. 3 là hình vẽ dạng sơ đồ kết cấu thể hiện thiết bị khác để sản xuất dầu hydrocacbon mà phương pháp làm sạch theo phương án này được áp dụng. Thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 120 được thể hiện trên FIG. 3 có kết cấu giống như thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100 được thể hiện trên FIG. 1 chỉ khác là đường ống 13 còn được bố trí để cấp phân đoạn thu được từ tháp tinh cất 40 vào đường ống 4.

Trước hết, trong thiết bị sản xuất 120, việc cấp phân đoạn sáp từ đáy của tháp tinh cất thứ nhất 10 đến thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được dừng lại. Hơn nữa, việc quay vòng lại phân đoạn sáp của dầu đáy tháp của tháp tinh cất thứ hai 40 đến thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 cũng được dừng lại. Việc cấp khí hydro được sử dụng trong hydrocrackinh có thể được tiếp tục hoặc dừng lại. Hơn nữa, sự vận hành của thiết bị hydrotrefininh phân đoạn trung gian 20 có thể được dừng lại hoặc tiếp tục.

Tiếp theo, ít nhất một phần của phân đoạn dầu nhẹ GTL được lấy ra từ đường ống 11 được nối với tháp tinh cất thứ hai 40 được cấp đến thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 nhờ đường ống 13 và đường ống 4. Nhiệt độ cấp dung môi làm sạch được điều chỉnh bằng thiết bị trao đổi nhiệt (không được thể hiện trên hình vẽ) dùng để gia nhiệt được bố trí vào đường ống 4. Nhiệt độ, bằng 280°C hoặc thấp hơn là yêu cầu tối thiểu và tốt hơn là 250°C hoặc thấp hơn, được điều chỉnh đến nhiệt độ tại đó phân đoạn sáp chảy (ví dụ, 120°C hoặc cao hơn). Phân đoạn sáp còn lại trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được loại bỏ

bằng cách cấp dung môi làm sạch.

Dung môi làm sạch chứa phân đoạn sáp xả ra khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được cấp vào tháp tinh cất thứ hai 40 nhờ đường ống 6. Ở thời điểm này, nhiệt độ của dung môi làm sạch chứa phân đoạn sáp cần được cấp vào tháp tinh cất thứ hai 40 được điều chỉnh bằng thiết bị trao đổi nhiệt (không được thể hiện trên hình vẽ) được bố trí phía sau vị trí tại đó đường ống 6 và đường ống 5 được hợp nhất. Tốt hơn nếu nhiệt độ này được điều chỉnh giống như nhiệt độ (ví dụ, khoảng 310°C) của dầu hydrocacbon được cấp vào tháp tinh cất thứ hai 40 ở thời điểm vận hành thông thường của thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon 100.

Từ đáy của tháp tinh cất thứ hai 40, dầu đáy tháp chứa phân đoạn sáp làm thành phần chính xả ra khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 bằng cách làm sạch được lấy ra. Dầu đáy tháp đã được lấy ra được gia nhiệt cùng với dầu nhẹ GTL, mà là dung môi làm sạch chứa phân đoạn sáp xả ra khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 bằng đường ống 15 nối giữa đường ống 12 và đường ống 6, bằng thiết bị trao đổi nhiệt và được cấp ngược trở lại tháp tinh cất thứ hai 40 để sử dụng quay vòng lại. Trong trường hợp này, phân đoạn sáp được quay vòng lại cục bộ quanh tháp tinh cất thứ hai 40 mà không được xả ra phía ngoài. Việc quay vòng lại như vậy được thực hiện để giữ cho dầu đáy tháp nặng cần thiết để chưng cất phân đoạn dầu nhẹ GTL (và phân đoạn nhẹ hơn phân đoạn dầu nhẹ GTL) trong tháp tinh cất thứ hai 40.

Phân đoạn dầu nhẹ GTL được sử dụng để làm sạch được lấy từ đường ống 11 được nối với tháp tinh cất thứ hai 40. Ít nhất một phần của phân đoạn dầu nhẹ GTL đã được lấy ra được cấp ngược trở lại đến thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 nhờ đường ống 13 và được tái sử dụng để làm sạch thiết bị.

Trong trường hợp mà thiết bị hydrotreatinh phân đoạn trung gian 20 được vận hành đồng thời với việc làm sạch thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30, dầu được cấp và xả ra khỏi thiết bị 30 được cấp vào tháp tinh cất thứ hai 40 và được cất phân đoạn ở đó. Nhờ cất phân đoạn, dầu nhẹ GTL thu được từ dung môi làm sạch xả ra khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được chưng cất cùng

với phân đoạn dầu nhẹ GTL thu được từ dầu xả ra khỏi thiết bị hydrotreating phân đoạn trung gian 20 từ đường ống 11. Theo phương án này, phân đoạn dầu hoá GTL được chưng cất từ đường ống 9, và phân đoạn naphta GTL được chưng cất từ đường ống 8. Một phần của phân đoạn dầu nhẹ GTL cũng như phân đoạn dầu hoá GTL và phân đoạn naphta GTL từ đường ống 11 có thể được thu hồi dưới dạng sản phẩm.

Theo phương án này, trong trường hợp mà dung môi khác với các sản phẩm GTL được tinh chế dưới dạng dung môi làm sạch được sử dụng, có nhiều khả năng nhiễm bẩn thành phần không có trong sản phẩm GTL thông thường, như hợp chất chứa oxy, hydrocacbon thơm và hydrocacbon naphten. Như vậy, trong trường hợp mà việc làm sạch bình phản ứng được thực hiện đồng thời với việc thu hồi sản phẩm GTL, sản phẩm GTL được tinh chế dưới dạng dung môi làm sạch, cụ thể là, dầu nhẹ GTL, được ưu tiên sử dụng.

Cũng theo phương án này, giống như việc trình bày về phương án nêu trên, tốt hơn nếu việc kết thúc làm sạch được xác định dựa theo sự có mặt hoặc không có kết tủa của sáp bằng cách lấy một cách thích hợp mẫu kiểm tra từ dung môi được sử dụng để làm sạch chảy trong đường ống 6 ở giữa quá trình làm sạch bằng dung môi. Cũng theo phương án này, đạt được hiệu quả tương tự như phương án nêu trên. Cụ thể hơn, nếu kết tủa của sáp không được xác nhận trong mẫu kiểm tra và việc kết thúc làm sạch được xác định, việc làm sạch có thể được kết thúc bằng cách dừng việc quay vòng lại dầu nhẹ GTL dùng làm dung môi làm sạch đến thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30. Theo cách này, việc làm sạch có thể được thực hiện một cách hiệu quả mà không tiếp tục việc làm sạch bằng dung môi quá mức trong thời gian dài.

Hơn nữa, cũng theo phương án này, giống như đối với phương án nêu trên, việc ngừng hoạt động bình phản ứng có thể được thực hiện bằng cách sử dụng phương pháp làm sạch bình phản ứng theo sáng chế.

Trước hết, việc hồi lưu phân đoạn sáp đến thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp 30 và việc hồi lưu dầu đáy tháp của tháp tinh cất thứ hai để sử dụng quay

vòng lại được ngừng lại, và sau đó việc làm sạch bằng dung môi theo phương án nêu trên được thực hiện. Theo cách này, phân đoạn sáp còn lại trong thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 có thể được loại bỏ đầy đủ. Sau đó, hệ thống thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được xả sạch. Việc xả sạch chỉ việc xả dung môi làm sạch như dầu nhẹ GTL còn lại trong hệ thống thường bằng khí trơ như khí nitơ, phía ngoài hệ thống. Sau khi xả sạch, thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp 30 được mở thông với môi trường bên ngoài và công đoạn lấy chất xúc tác ra và tương tự được thực hiện.

Phân đoạn sáp còn lại trong tháp tinh cất thứ hai 40 có thể được xả ra khỏi đường ống 12 vào thùng dầu thải cùng với phân đoạn dầu nhẹ GTL tối thiểu cần thiết để xả phân đoạn sáp.

Cũng theo phương án này, đạt được hiệu quả dễ dàng lấy chất xúc tác ra và ngăn ngừa sự giảm hoạt tính của chất xúc tác do tăng nhiệt độ quá mức trong khi tái sinh chất xúc tác đã được lấy ra nhờ phương pháp làm sạch bình phản ứng của sáng chế và có thể thu được giống như phương án nêu trên.

Hơn nữa, theo phương án này, lượng dung môi làm sạch được sử dụng có thể giảm đáng kể so với phương án nêu trên. Cụ thể hơn, vì dung môi làm sạch được quay vòng lại bằng cách thu hồi nó bằng cách cất phân đoạn và loại bỏ phân đoạn sáp, lượng dung môi được sử dụng có thể giảm đáng kể mà không làm giảm hiệu quả làm sạch. Tỷ lệ hiệu suất của sản phẩm GTL có thể được gia tăng bằng cách khử. Hơn nữa, dẫn tới việc giảm chất thải công nghiệp.

Sáng chế không bị hạn chế ở các phương án nêu trên và có thể được cải biến trong phạm vi của sáng chế. Ví dụ, theo phương án nêu trên, phân đoạn dầu nhẹ được lấy từ tháp tinh cất thứ hai 40 nhờ đường ống 11 và phân đoạn dầu hoả được lấy nhờ đường ống 9; tuy nhiên, chúng có thể được lấy ra dưới dạng phân đoạn duy nhất (phân đoạn trung gian) và phân đoạn trung gian này có thể được sử dụng làm dung môi làm sạch.

Theo phương pháp làm sạch bình phản ứng và phương pháp dừng hoạt động

bình phản ứng của sáng chế nêu trên, có thể dễ dàng lấy chất xúc tác ra khỏi thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp. Hơn nữa, khi chất xúc tác đã được lấy ra được tái sinh, nhiệt độ trong khi xử lý tái sinh có thể được điều chỉnh dễ dàng và việc giảm hoạt tính của chất xúc tác có thể bị ngăn chặn.

Các số chỉ dẫn

10 ... Tháp tinh cất thứ nhất, 20 ... Thiết bị hydrorefining phân đoạn trung gian, 22 ... Chất xúc tác hydrorefining, 30 ... Thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp, 32 ... Chất xúc tác hydrocracking, 40 ... Tháp tinh cất thứ hai, 100 ... Thiết bị sản xuất dầu hydrocacbon.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Phương pháp làm sạch bình phản ứng bao gồm các bước:

bước cho dung môi đi qua thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp mà được nạp chất xúc tác và việc cấp phân đoạn sáp vào đó được dừng lại và loại bỏ phân đoạn sáp có ở bề mặt và chu vi của chất xúc tác,

trong đó dung môi bao gồm ít nhất một dầu được chọn từ nhóm bao gồm hydrocacbon và các dầu thực vật, có hàm lượng lưu huỳnh thấp hơn 5 ppm và ở trạng thái lỏng ở 15°C, và

trong đó mẫu kiểm tra được lấy từ dung môi xả ra khỏi thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp; sự có mặt hoặc không có mặt kết tủa của sáp trong mẫu kiểm tra được kiểm tra ở nhiệt độ định trước; và việc cấp dung môi được tiếp tục nếu kết tủa của sáp được xác nhận và việc cấp dung môi được kết thúc nếu kết tủa của sáp không được xác nhận.

2. Phương pháp theo điểm 1, trong đó dung môi được cho đi qua thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp, sau đó được cất phân đoạn trong tháp tinh cất được bố trí phía sau thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp, và lại được cho đi qua thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp.

3. Phương pháp theo điểm 1 hoặc 2, trong đó dung môi là hydrocacbon được sản xuất bởi quy trình khí-thành-chất lỏng (GTL).

4. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 3, trong đó dung môi là phân đoạn dầu nhẹ được sản xuất bởi quy trình GTL.

5. Phương pháp tái sinh chất xúc tác bao gồm các bước:

bước cho dung môi đi qua thiết bị hydrocracking phân đoạn sáp mà được nạp chất xúc tác và việc cấp phân đoạn sáp vào đó được dừng lại và loại bỏ phân đoạn sáp có ở bề mặt và chu vi của chất xúc tác,

trong đó dung môi bao gồm ít nhất một dầu được chọn từ nhóm bao gồm

hydrocacbon và các dầu thực vật, có hàm lượng lưu huỳnh thấp hơn 5 ppm, và ở trạng thái lỏng ở 15°C, và

trong đó mẫu kiểm tra được lấy từ dung môi xả ra khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp; sự có mặt hoặc không có mặt kết tủa của sáp trong mẫu kiểm tra được kiểm tra ở nhiệt độ định trước; và việc cấp dung môi được tiếp tục nếu kết tủa của sáp được xác nhận và kết thúc nếu kết tủa của sáp không được xác nhận và chất xúc tác sau khi loại bỏ phân đoạn sáp được lấy ra khỏi thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp.

6. Phương pháp theo điểm 5, trong đó dung môi được cho đi qua thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp, sau đó được cất phân đoạn trong tháp tinh cất được bố trí phía sau thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp, và lại được cho đi qua thiết bị hydrocrackinh phân đoạn sáp.

7. Phương pháp theo điểm 5 hoặc 6, trong đó dung môi là hydrocacbon được sản xuất bởi quy trình khí-thành-chất lỏng (GTL).

8. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 5 đến 7, trong đó dung môi là phân đoạn dầu nhẹ được sản xuất bởi quy trình GTL.

Fig.1

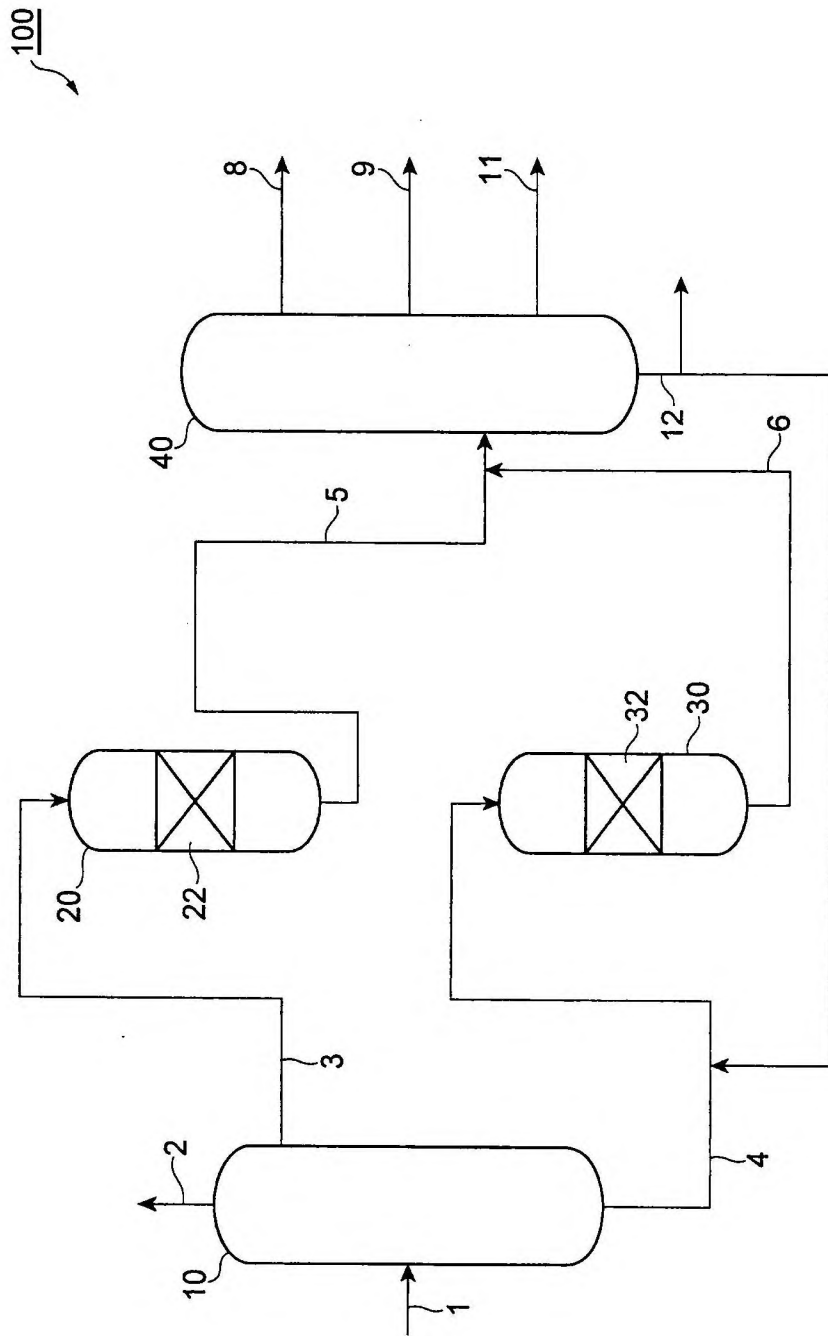


Fig. 2

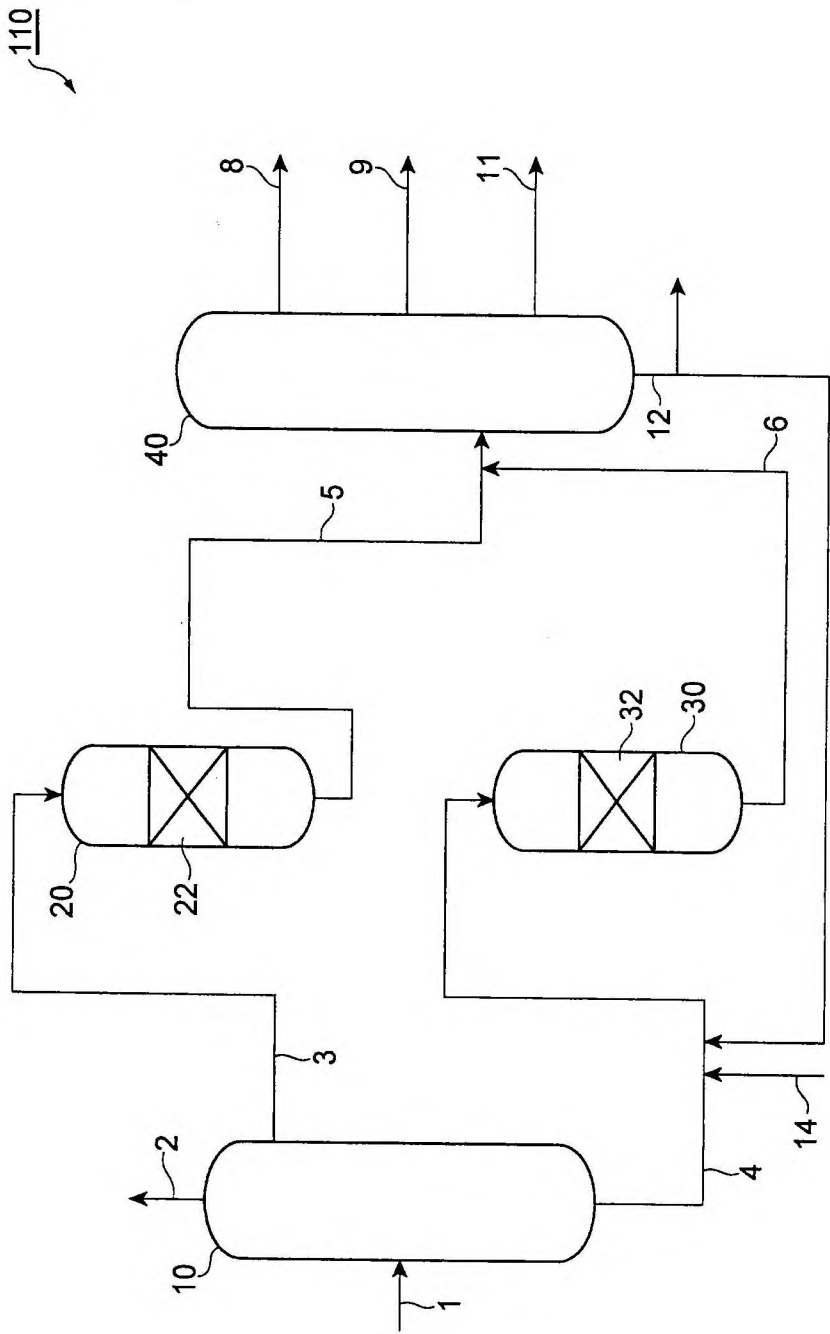


Fig. 3

