



(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)



1-0023984

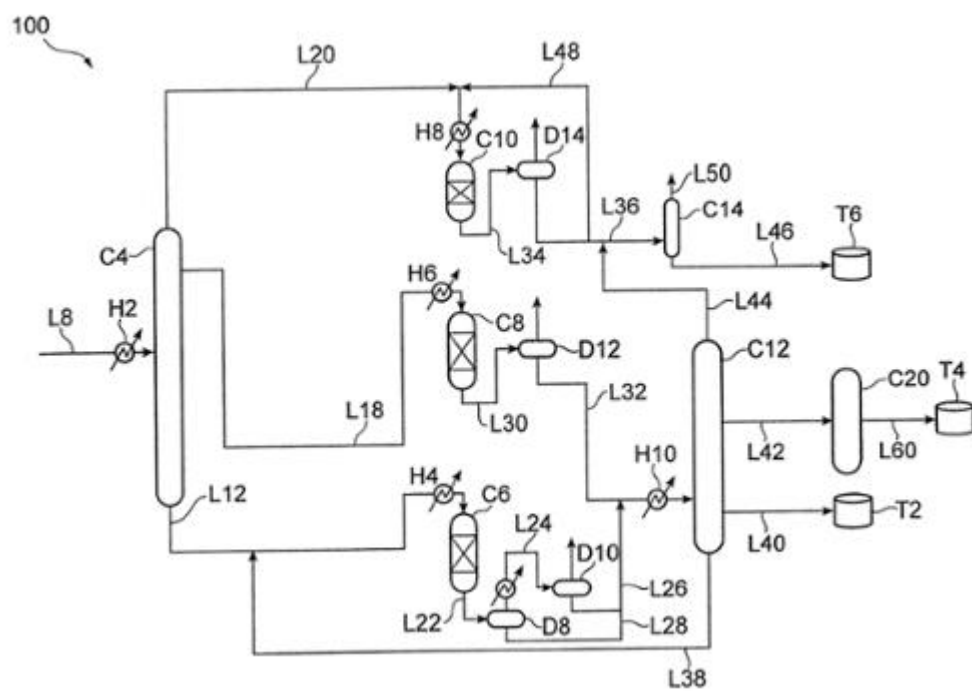
(51)⁷ C10L 1/04; C10G 45/00

(13) B

-
- (21) 1-2013-03298 (22) 26/03/2012
(86) PCT/JP2012/057774 26/03/2012 (87) WO2012/133326A1 04/10/2012
(30) 2011-080650 31/03/2011 JP
(45) 25/06/2020 387 (43) 25/12/2013 309A
(73) 1. Japan Oil, Gas and Metals National Corporation (JP)
2-10-1, Toranomom, 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) NIITSUMA Takuya (JP)
(74) Công ty TNHH một thành viên Sở hữu trí tuệ VCCI (VCCI-IP CO.,LTD)
-

(54) QUY TRÌNH SẢN XUẤT NHIÊN LIỆU GỐC DẦU HỎA

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa theo sáng chế bao gồm bước loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn ra khỏi phân đoạn thứ nhất có nhiệt độ bắt đầu sôi từ 95 đến 140°C và nhiệt độ sôi cuối từ 240 đến 280°C thu được từ dầu đã được xử lý bằng hydro của dầu tổng hợp Fischer-Tropsch để thu được phân đoạn thứ hai có hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,7% khối lượng.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập tới quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa, và nhiên liệu gốc dầu hỏa.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Đối với quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa để sử dụng làm nguyên liệu thô cho các sản phẩm nhiên liệu lỏng như dầu hỏa và dầu gazoin, phương pháp sử dụng phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch (sau đây, được gọi là “phản ứng tổng hợp FT”) trong đó khí tổng hợp chứa khí cacbon monoxit (CO) và khí hydro (H₂) làm các thành phần chính được sử dụng làm nguyên liệu thô là đã biết.

Ví dụ, tài liệu sáng chế 1 đề cập tới quy trình sản xuất nhiên liệu để thu được phân đoạn naphta, phân đoạn dầu hỏa, phân đoạn dầu gazoin, và sáp chưa crackinh từ dầu đã được xử lý bằng hydro thu được bởi xử lý bằng hydro hoặc hydrocrackinh dầu tổng hợp Fischer-Tropsch (sau đây được gọi là dầu tổng hợp FT) thu được bởi phản ứng tổng hợp FT.

Danh sách tài liệu trích dẫn

Tài liệu sáng chế

Tài liệu sáng chế 1: Công bố đơn quốc tế số WO 2009/041478

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Vấn đề kỹ thuật

Trong khi sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa, để thích ứng với Tiêu chuẩn về dầu hỏa JIS No.1, việc tháo từ thiết bị cất phân đoạn được thực hiện mà không làm cho điểm cháy của phân đoạn dầu hỏa xuống thấp hơn 40°C. Trong quy trình sản xuất nhiên liệu nêu trên, nhiệt độ để tách phân đoạn naphta và phân đoạn dầu hỏa, tức là, nhiệt độ bắt đầu sôi của phân đoạn dầu hỏa được đặt khoảng 150°C để thu được phân đoạn dầu hỏa chứa các parafin có số nguyên tử cacbon là 10 đến 14 làm

thành phần chính.

Mặt khác, đối với lý do mà phân đoạn naphta thu được từ dầu đã được xử lý bằng hydro thu được từ dầu tổng hợp FT có chỉ số octan thấp là bởi vì parafin là thành phần chính của nó, và không thích hợp đối với nhiên liệu động cơ, mong muốn là tăng phân đoạn thu được dưới dạng nhiên liệu gốc dầu hỏa có giá trị kinh tế cao càng nhiều càng tốt.

Sáng chế đã được thực hiện khi xem xét các trường hợp như vậy, và mục đích của sáng chế là đề xuất: quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa mà cho phép việc tạo thành nhiều nhiên liệu gốc dầu hỏa từ dầu đã được xử lý bằng hydro thu được từ dầu tổng hợp FT.

Cách thức giải quyết vấn đề

Để giải quyết các vấn đề này, sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa, bao gồm bước loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn ra khỏi phân đoạn thứ nhất có nhiệt độ bắt đầu sôi từ 95 đến 140°C và nhiệt độ sôi cuối từ 240 đến 280°C thu được từ dầu đã được xử lý bằng hydro của dầu tổng hợp Fischer-Tropsch để thu được phân đoạn thứ hai có hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,7% khối lượng.

Theo quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa của sáng chế, thu được phân đoạn thứ nhất cụ thể và các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn được loại bỏ ra khỏi phân đoạn thứ nhất, nhờ vậy làm cho có thể để thu được phân đoạn thứ hai cụ thể nhiên liệu gốc dầu hỏa có điểm cháy của 40°C hoặc nhiều hơn. Phân đoạn thứ nhất cụ thể có thể chứa các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 hoặc nhỏ hơn mà đã được loại bỏ trong các phân đoạn dầu hỏa thông thường, nhờ vậy nhiều phân đoạn thu được từ dầu đã được xử lý bằng hydro của dầu tổng hợp FT dùng làm nhiên liệu gốc dầu hỏa. Lưu ý rằng hiệu quả nêu trên theo sáng chế là dựa vào nhận thức của các tác giả sáng chế là ngay cả khi tất cả các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 hoặc nhỏ hơn không bị giảm, điểm cháy có thể được cải thiện đầy đủ

bằng cách loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 và điều chỉnh các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn trong khoảng cụ thể nêu trên.

Lưu ý rằng nếu hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn trong phân đoạn thứ hai vượt quá 0,7% khối lượng, khó thỏa mãn điều kiện là điểm cháy bằng 40°C hoặc nhiều hơn, và nếu hàm lượng là nhỏ hơn 0,1% khối lượng, chi phí và các khó khăn đối với bước loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn bị tăng lên.

Trong quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa theo sáng chế, điểm cháy của phân đoạn thứ hai có thể nằm trong khoảng từ 40 đến 50°C.

Sáng chế cũng đề xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa bao gồm 85 đến 99,5% khối lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 đến 14 và 0,1 đến 0,7% khối lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn, trong đó tỷ lệ khối lượng $[C_9/C_7]$ là 20 hoặc nhiều hơn, trong đó C_9 thể hiện hàm lượng, % khối lượng, của các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 và C_7 thể hiện hàm lượng, % khối lượng, của các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn.

Nhờ nhiên liệu gốc dầu hỏa của sáng chế, với cấu tạo nêu trên, dầu hỏa có điểm cháy bằng 40°C hoặc cao hơn có thể thu được.

Hiệu quả có lợi của sáng chế

Theo sáng chế, có thể đề xuất: quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa mà cho phép tạo thành một lượng lớn nhiên liệu gốc dầu hỏa từ dầu đã được xử lý bằng hydro thu được từ dầu tổng hợp FT; và nhiên liệu gốc dầu hỏa.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

FIG.1 là hình vẽ phối cảnh thể hiện hệ thống sản xuất dầu hydrocacbon trên đó quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa theo một phương án của sáng chế được thực hiện; và

FIG.2(a) là hình vẽ thể hiện mối tương quan giữa hàm lượng của parafin có số nguyên tử cacbon là 9 trong nhiên liệu gốc dầu hỏa và điểm cháy của nhiên liệu

gốc dầu hỏa, và (b) là hình vẽ thể hiện mối tương quan giữa hàm lượng parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn trong nhiên liệu gốc dầu hỏa và điểm cháy của nhiên liệu gốc dầu hỏa.

Mô tả chi tiết sáng chế

Dựa vào FIG.1, phần mô tả dưới đây sẽ mô tả sáng chế. FIG.1 là hình vẽ phối cảnh thể hiện hệ thống sản xuất dầu hydrocacbon trên đó quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa theo một phương án của sáng chế được thực hiện. Lưu ý rằng số chỉ dẫn giống nhau dùng để chỉ chi tiết giống hoặc tương tự nhau.

Hệ thống sản xuất 100 dùng cho dầu hydrocacbon được sử dụng theo phương án này là hệ thống thiết bị để sản xuất nguyên liệu gốc cho nhiên liệu-lỏng (dầu-hydrocacbon) như dầu gazoin, dầu hỏa, và naphta từ dầu tổng hợp Fischer-Tropsch (dầu tổng hợp FT). Hệ thống sản xuất 100 dùng cho dầu hydrocacbon của sáng chế nhận dòng nạp của dầu tổng hợp FT qua đường ống L8 từ thiết bị phản ứng tổng hợp FT (không được thể hiện) để tổng hợp dầu hydrocacbon (dầu tổng hợp FT) bởi phản ứng tổng hợp FT từ khí tổng hợp (khí hỗn hợp của khí cacbon monoxit và khí hydro) làm nguyên liệu thô. Lưu ý rằng thiết bị phản ứng tổng hợp FT nhận dòng nạp của khí tổng hợp từ bình phản ứng reforming (không được thể hiện) để sản xuất khí tổng hợp bằng cách reforming khí tự nhiên. Hệ thống sản xuất 100 dùng cho dầu hydrocacbon chủ yếu bao gồm thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4, bình phản ứng hydrocracking C6, thiết bị xử lý bằng hydro phân cất giữa C8, thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10, thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12, và thiết bị nâng cao điểm cháy C20. Đường ống L8 mà dầu tổng hợp FT được nạp được nối với thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4. Đường ống L32 mà dầu đã hydrocracking và dầu đã được xử lý bằng hydro thu được trong bình phản ứng hydrocracking C6 và thiết bị xử lý bằng hydro phân cất giữa C8 được nạp được nối với thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12. Đường ống L42 mà phân đoạn định trước thu được trong thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12 được nạp và đường ống L60 để tháo nhiên liệu gốc dầu hỏa thu được từ phân đoạn định trước được nối với thiết bị

nâng cao điểm cháy C20. Lưu ý rằng “đường ống” chỉ ống để vận chuyển chất lưu.

Trước hết, quy trình sản xuất nguyên liệu gốc cho nhiên liệu lỏng (dầu hydrocacbon) theo phương án này nhờ sử dụng hệ thống sản xuất 100 được mô tả. Phương pháp theo phương án này bao gồm các bước S1 đến S6 như sau.

Trong bước S1, dầu tổng hợp FT được cất phân đoạn thành dầu chưng cất và dầu đáy trong thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4. Theo sáng chế, dầu tổng hợp FT được tách thành phân đoạn naphta thô, phần cất giữa thô, và phân đoạn sáp thô nhờ việc cất phân đoạn này. Ở đây, phân đoạn naphta thô và phần cất giữa thô là các dầu chưng cất được tháo ra một cách riêng biệt từ đỉnh và phần giữa của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4 sau khi đã được làm bay hơi một lần từ dầu tổng hợp FT và sau đó đã được ngưng tụ trong thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4, và phân đoạn sáp thô là dầu đáy được tháo ra từ đáy dưới dạng chất lỏng mà không bay hơi từ dầu tổng hợp FT. Lưu ý rằng mỗi phân đoạn naphta thô, phần cất giữa thô, và phân đoạn sáp thô là các phân đoạn thu được từ dầu tổng hợp FT bằng cách cất phân đoạn, và chỉ loại không được cho xử lý bằng hydro hoặc hydrocrackinh.

Trong bước S2, việc hydrocrackinh của phân đoạn sáp thô đã được tách trong bước S1 được thực hiện trong bình phản ứng hydrocrackinh C6.

Trong bước S3, việc xử lý bằng hydro phần cất giữa thô đã được tách trong bước S1 được thực hiện trong thiết bị xử lý bằng hydro phần cất giữa C8.

Trong bước S4, việc xử lý bằng hydro phân đoạn naphta thô được thực hiện trong thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10. Hơn nữa, phân đoạn naphta đã được xử lý bằng hydro được cất phân đoạn trong thiết bị làm ổn định naphta C14 để thu hồi naphta (GTL-naphta) mà là sản phẩm của quy trình GTL.

Trong bước S5, hỗn hợp (dầu đã được xử lý bằng hydro) của sản phẩm hydrocrackinh (dầu đã hydrocrackinh) của phân đoạn sáp thô và sản phẩm xử lý bằng hydro (dầu đã được xử lý bằng hydro) của phần cất giữa thô được cất phân đoạn trong thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12. Nhờ việc cất phân đoạn này, thu được phân đoạn thứ nhất định trước theo sáng chế, phân đoạn mà nhẹ hơn phân

đoạn thứ nhất, và phân đoạn mà nặng hơn phân đoạn thứ nhất. Phân đoạn mà nhẹ hơn phân đoạn thứ nhất được cất phân đoạn cùng với phân đoạn naphta thu được trong bước S4 trong thiết bị làm ổn định naphta C14 để được thu hồi dưới dạng naphta (GTL-naphta) mà là sản phẩm của quy trình GTL. Phân đoạn mà nặng hơn phân đoạn thứ nhất được thu hồi đối với nguyên liệu gốc cho dầu gazoin (dầu gazoin-GTL) mà là sản phẩm của quy trình GTL.

Trong bước S6, các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn được loại bỏ ra khỏi phân đoạn thứ nhất thu được trong bước S5 trong thiết bị nâng cao điểm cháy C20 để thu được phân đoạn thứ hai trong đó hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,7% khối lượng. Phân đoạn thứ hai được xả ra từ đường ống L60 để được thu hồi dưới dạng nhiên liệu gốc dầu hỏa (dầu hỏa-GTL) mà là sản phẩm của quy trình GTL.

Sau đây, các bước từ S1 đến S6 được mô tả chi tiết một cách riêng biệt dưới đây.

(Bước S1)

Trong bước S1, dầu tổng hợp FT được nạp qua đường ống L8 được cất phân đoạn trong thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4. Lưu ý rằng dầu tổng hợp FT được nạp vào thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4 sau khi nó được gia nhiệt trong bộ trao đổi nhiệt H2 được bố trí trên đường ống L8. Nhờ việc cất phân đoạn này, dầu tổng hợp FT được tách thành phân đoạn naphta thô mà có chủ yếu từ 5 đến 8 nguyên tử cacbon và có điểm sôi thấp hơn khoảng 130°C, phần cất giữa thô mà có chủ yếu từ 9 đến 21 nguyên tử cacbon và có điểm sôi khoảng từ 130 đến 360°C, và phân đoạn sáp thô mà có chủ yếu 22 nguyên tử cacbon hoặc nhiều hơn và có điểm sôi cao hơn khoảng 360°C.

Phân đoạn naphta thô được xả qua đường ống L20 được nối với đỉnh của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4. Phần cất giữa thô được xả qua đường ống L18 được nối với phần giữa của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4. Phân đoạn sáp thô được xả qua đường ống L12 được nối với đáy của thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4.

(Bước S2)

Phân đoạn sáp thô được vận chuyển từ thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4 trong bước S1 cũng như khí hydro được nạp bởi đường ống nạp khí hydro (không được thể hiện) được nối với đường ống L12 được gia nhiệt đến nhiệt độ cần thiết cho phản ứng hydrocrackinh phân đoạn sáp thô nhờ bộ trao đổi nhiệt H4 được bố trí trên đường ống L12, và sau đó được nạp vào bình phản ứng hydrocrackinh C6 để được hydrocrackinh. Lưu ý rằng phân đoạn sáp thô (dưới đây được gọi là “phân đoạn sáp chưa crackinh” trong một số trường hợp) mà chưa được hydrocrackinh đầy đủ trong bình phản ứng hydrocrackinh C6 được thu hồi dưới dạng dầu đáy của thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12 trong bước S5, được hồi lưu vào đường ống L12 bởi đường ống L38, và được nạp lại vào bình phản ứng hydrocrackinh C6.

Dạng của bình phản ứng hydrocrackinh C6 không bị giới hạn cụ thể, và thiết bị phản ứng dòng chảy tầng cố định được nạp với chất xúc tác hydrocrackinh được ưu tiên sử dụng. Bình phản ứng có thể là bình phản ứng duy nhất, hoặc nhiều bình phản ứng được bố trí nối tiếp hoặc song song. Hơn nữa, đối với tầng chất xúc tác trong bình phản ứng, tầng chất xúc tác duy nhất hoặc nhiều tầng chất xúc tác có thể được bố trí.

Chất xúc tác hydrocrackinh đã biết rõ được sử dụng làm chất xúc tác hydrocrackinh được nạp vào trong bình phản ứng hydrocrackinh C6, và chất xúc tác trong đó kim loại có hoạt tính hydro hóa và thuộc Nhóm 8 đến Nhóm 10 trong Bảng tuần hoàn các nguyên tố được mang bởi nền mang xúc tác vô cơ có tính axit rắn được ưu tiên sử dụng.

Các ví dụ về nền mang xúc tác vô cơ có tính axit rắn được ưu tiên mà cấu thành chất xúc tác hydrocrackinh bao gồm các loại cấu thành bởi các zeolit như zeolit-loại Y siêu bền (USY), zeolit-loại Y, mordenit, và β zeolit, và một hoặc nhiều hợp chất vô cơ được lựa chọn từ các kim loại oxit phức hợp vô định hình có tính chịu nhiệt như silic oxit-nhôm oxit, silic oxit-zircon oxit, và nhôm oxit-bo oxit. Hơn nữa, nền mang xúc tác được ưu tiên là chế phẩm được tạo thành bằng

cách chứa zeolit USY và một hoặc nhiều kim loại oxit phức hợp vô định hình được lựa chọn từ silic oxit-nhôm oxit, nhôm oxit-bo oxit, và silic oxit-ziricon oxit, và tốt hơn nữa là chế phẩm được tạo thành bằng cách chứa zeolit USY và nhôm oxit-bo oxit và/hoặc silic oxit-nhôm oxit.

Zeolit USY là loại thu được bằng cách làm siêu bền zeolit-loại Y bằng cách xử lý thủy nhiệt và/hoặc xử lý axit; thêm vào cấu trúc xốp mịn được gọi là vi xốp mà zeolit-loại Y có từ ban đầu và cỡ lỗ của nó không lớn hơn 2 nm, các lỗ mới có cỡ lỗ nằm trong khoảng từ 2 đến 10 nm được tạo thành. Cỡ hạt trung bình của zeolit USY không bị giới hạn cụ thể, nhưng tốt hơn là không lớn hơn 1,0 μm , và tốt hơn nữa là không lớn hơn 0,5 μm . Hơn nữa, trong zeolit USY, được ưu tiên là tỷ lệ mol của silic oxit/nhôm oxit (tỷ lệ mol của silic oxit với nhôm oxit) nằm trong khoảng từ 10 đến 200, và tốt hơn nữa là tỷ lệ mol nằm trong khoảng từ 15 đến 100, và còn tốt hơn nữa là tỷ lệ mol nằm trong khoảng từ 20 đến 60.

Hơn nữa, được ưu tiên là nền mang xúc tác chứa 0,1 đến 80% khối lượng của zeolit tinh thể và 0,1 đến 60% khối lượng của kim loại oxit phức hợp vô định hình có tính chịu nhiệt.

Nền mang xúc tác có thể được tạo ra như sau: nền mang xúc tác chứa hợp chất vô cơ có tính axit rắn và chất kết dính được đúc, và được nung. Tỷ lệ của hợp chất vô cơ có tính axit rắn cần được trộn được ưu tiên là 1 đến 70% khối lượng, và tốt hơn nữa là 2 đến 60% khối lượng tính theo tổng khối lượng của nền mang xúc tác. Hơn nữa, trong trường hợp mà nền mang xúc tác chứa zeolit USY, tỷ lệ của zeolit USY cần được trộn được ưu tiên là 0,1 đến 10% khối lượng, và tốt hơn nữa là 0,5 đến 5% khối lượng tính theo tổng khối lượng của nền mang xúc tác. Hơn nữa, trong trường hợp mà nền mang xúc tác chứa zeolit USY và nhôm oxit-bo oxit, được ưu tiên là tỷ lệ của zeolit USY với nhôm oxit-bo oxit cần được trộn (zeolit USY/nhôm oxit-bo oxit) nằm trong khoảng từ 0,03 đến 1 theo tỷ lệ khối lượng. Hơn nữa, trong trường hợp mà nền mang xúc tác chứa zeolit USY và silic oxit-nhôm oxit, được ưu tiên là tỷ lệ của zeolit USY với silic oxit-nhôm oxit cần được

trộn (zeolit USY/silic oxit-nhôm oxit) nằm trong khoảng từ 0,03 đến 1 theo tỷ lệ khối lượng.

Chất kết dính không bị giới hạn cụ thể, nhưng nhôm oxit, silic oxit, titan oxit, và magie oxit được ưu tiên, và nhôm oxit được ưu tiên hơn. Lượng của chất kết dính cần được trộn được ưu tiên là 20 đến 98% khối lượng, và tốt hơn nữa là 30 đến 96% khối lượng tính theo tổng khối lượng của nền mang xúc tác.

Nhiệt độ nung nền mang xúc tác tốt hơn là nằm trong khoảng từ 400 đến 550°C, tốt hơn nữa là khoảng từ 470 đến 530°C, và tốt hơn nữa là khoảng từ 490 đến 530°C. Nờ nung ở nhiệt độ như vậy, có thể tạo cho nền mang xúc tác đầy đủ tính axit rắn và độ bền cơ học.

Các ví dụ cụ thể về kim loại có hoạt tính hydro hóa và thuộc Nhóm 8 đến Nhóm 10 trong bảng tuần hoàn mà được mang bởi nền mang xúc tác bao gồm coban, niken, rodi, paladi, iridi, và platin. Trong số chúng, các kim loại được lựa chọn từ niken, paladi, và platin được ưu tiên sử dụng đơn lẻ hoặc trong hỗn hợp của hai hoặc nhiều loại. Các kim loại này có thể được mang bởi nền mang xúc tác nêu trên bằng phương pháp chuẩn như tẩm và trao đổi ion. Lượng của kim loại cần được mang không bị giới hạn cụ thể, nhưng được ưu tiên là tổng lượng kim loại nằm trong khoảng từ 0,1 đến 3,0% khối lượng so với khối lượng của nền mang xúc tác. Lưu ý rằng Bảng tuần hoàn các nguyên tố ở đây dùng để chỉ dạng dài của Bảng tuần hoàn các nguyên tố dựa vào quy định của IUPAC (the International Union of Pure và Applied Chemistry- Tổ chức quốc tế về Hóa học tinh khiết và ứng dụng).

Trong bình phản ứng hydrocracking C6, một phần của phân đoạn sáp thô và phân đoạn sáp chưa crackinh (các hydrocacbon có xấp xỉ 21 nguyên tử cacbon hoặc nhiều hơn) được chuyển hóa thành các hydrocacbon có xấp xỉ 21 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn bằng cách hydrocracking, nhưng một phần của nó được chuyển hóa tiếp thành phân đoạn naphta (có xấp xỉ 5 đến 8 nguyên tử cacbon) mà nhẹ hơn phân cắt giữa dự định (có xấp xỉ 9 đến 21 nguyên tử cacbon) do crackinh quá mức,

và được chuyển hóa tiếp thành các hydrocacbon dạng khí có 4 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn. Mặt khác, một phần của phân đoạn sáp thô và phân đoạn sáp chưa crackinh chưa được hydrocrackinh đầy đủ, và ở lại dưới dạng các phân đoạn sáp chưa crackinh có khoảng 22 nguyên tử cacbon hoặc nhiều hơn. Thành phần của sản phẩm hydrocrackinh được xác định bởi chất xúc tác hydrocrackinh cần được sử dụng và các điều kiện phản ứng hydrocrackinh. Lưu ý rằng "sản phẩm hydrocrackinh" ở đây dùng để chỉ tất cả các sản phẩm hydrocrackinh bao gồm phân đoạn sáp chưa crackinh trừ khi được mô tả theo cách khác. Khi các điều kiện phản ứng hydrocrackinh nghiêm ngặt hơn mức cần thiết, hàm lượng của phân đoạn sáp chưa crackinh trong sản phẩm hydrocrackinh giảm, làm tăng các phân đoạn nhẹ mà nhẹ hơn phân đoạn naphta, nhờ vậy làm giảm hiệu suất của phần cất giữa dự định. Mặt khác, khi các điều kiện phản ứng hydrocrackinh được làm ôn hòa hơn mức cần thiết, phân đoạn sáp chưa crackinh tăng lên, nhờ vậy làm giảm hiệu suất của phần cất giữa. Khi tỷ lệ $M2/M1$ của khối lượng $M2$ của sản phẩm crackinh có điểm sôi nằm trong khoảng từ 25 đến 360°C với khối lượng $M1$ của tất cả các sản phẩm crackinh có điểm sôi bằng 25°C hoặc cao hơn được gọi là "tốc độ crackinh", các điều kiện phản ứng thường được chọn sao cho tốc độ crackinh $M2/M1$ này nằm trong khoảng từ 30 đến 90%, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 40 đến 85%, và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 45 đến 80%.

Trong bình phản ứng hydrocrackinh C6, song song với phản ứng hydrocrackinh, phản ứng đồng phân hóa-bằng hydro của phân đoạn sáp thô và phân đoạn sáp chưa crackinh hoặc các parafin mạch thẳng mà cấu thành sản phẩm hydrocrackinh của nó xảy ra để tạo ra các isoparafin. Trong trường hợp mà sản phẩm hydrocrackinh được sử dụng làm nguyên liệu gốc cho dầu nguyên liệu, các isoparafin được tạo ra bằng phản ứng đồng phân hóa bằng hydro là thành phần góp phần vào sự cải thiện đặc tính chảy ngược (độ lỏng ở nhiệt độ thấp), và được ưu tiên là tốc độ sản xuất là cao. Hơn nữa, việc loại bỏ các hợp chất chứa oxy như các olefin và các rượu mà là sản phẩm phụ của phản ứng tổng hợp FT, được chứa trong phân đoạn sáp thô, cũng tiến hành. Tức là, các olefin được chuyển hóa thành

các hydrocacbon parafin bằng cách hydro hóa, và các hợp chất chứa oxy được chuyển hóa thành các hydrocacbon parafin và nước bằng cách khử oxy hydro hóa.

Các điều kiện phản ứng trong bình phản ứng hydrocrackinh C6 không bị giới hạn, nhưng các điều kiện phản ứng sau đây có thể được chọn. Tức là, các ví dụ về nhiệt độ phản ứng bao gồm khoảng từ 180 đến 400°C, nhưng khoảng từ 200 đến 370° C được ưu tiên, khoảng từ 250 đến 350°C được ưu tiên hơn, và khoảng từ 280 đến 350°C được đặc biệt ưu tiên. Nếu nhiệt độ phản ứng cao hơn 400°C, không chỉ việc crackinh phân đoạn nhẹ có xu hướng diễn ra để làm giảm hiệu suất của phần cắt giữa, mà sản phẩm còn có xu hướng ngả màu và bị hạn chế để sử dụng làm nguyên liệu gốc cho dầu nguyên liệu. Mặt khác, nếu nhiệt độ phản ứng thấp hơn 180°C, phản ứng hydrocrackinh không xảy ra đủ, nhờ vậy dẫn đến không chỉ hiệu suất của phần cắt giữa có xu hướng giảm, mà ngoài ra việc tạo thành các isoparafin bằng phản ứng đồng phân hóa bằng hydro có xu hướng bị hạn chế, và các hợp chất chứa oxy như các rượu có xu hướng không được loại bỏ đầy đủ, và ở lại. Các ví dụ về áp suất hydro riêng phần bao gồm khoảng từ 0,5 đến 12 MPa, và khoảng từ 1,0 đến 5,0 MPa được ưu tiên. Nếu áp suất hydro riêng phần thấp hơn 0,5 MPa, phản ứng hydrocrackinh và đồng phân hóa-bằng hydro có xu hướng tiến hành không đủ, nhưng mặt khác, nếu áp suất hydro riêng phần cao hơn 12 MPa, thiết bị cần có độ bền chịu áp suất cao, và giá thành thiết bị có xu hướng tăng lên. Các ví dụ về tốc độ không gian theo giờ của chất lỏng (LHSV) của phân đoạn sáp thô và phân đoạn sáp chưa crackinh bao gồm khoảng từ 0,1 đến 10,0 h⁻¹, và khoảng từ 0,3 đến 3,5 h⁻¹ được ưu tiên. Nếu LHSV thấp hơn 0,1 h⁻¹, phản ứng hydrocrackinh có xu hướng xảy ra quá mức và năng suất có xu hướng giảm, nhưng mặt khác, nếu LHSV cao hơn 10,0 h⁻¹, phản ứng hydrocrackinh, phản ứng đồng phân hóa-bằng hydro, và tương tự có xu hướng tiến hành không đủ. Các ví dụ về tỷ lệ của hydro/dầu bao gồm khoảng từ 50 đến 1000 NL/L, và khoảng từ 70 đến 800 NL/L được ưu tiên. Nếu tỷ lệ của hydro/dầu thấp hơn 50 NL/L, phản ứng hydrocrackinh, phản ứng đồng phân hóa-bằng hydro, và tương tự có xu hướng tiến hành không đủ, nhưng mặt khác, nếu tỷ lệ của hydro/dầu cao hơn 1000 NL/L, có

xu hướng cần đến thiết bị nạp hydro cỡ lớn và tương tự.

Trong ví dụ này, sản phẩm hydrocrackinh và khí hydro chưa phản ứng chảy ra từ bình phản ứng hydrocrackinh C6 được làm lạnh theo hai giai đoạn trong thiết bị tách lỏng-khí D8 và thiết bị tách lỏng-khí D10 để được tách thành khí và lỏng, và các hydrocacbon lỏng tương đối nặng chứa phân đoạn sáp chưa crackinh thu được từ thiết bị tách lỏng-khí D8 trong khi phân đoạn khí mà chủ yếu chứa khí hydro và các hydrocacbon dạng khí có 4 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn, và các hydrocacbon lỏng tương đối nhẹ thu được từ thiết bị tách lỏng-khí D10. Nhờ làm lạnh hai giai đoạn và tách khí-lỏng, việc xảy ra tắc đường ống và tương tự đi kèm với việc hóa rắn bằng cách làm lạnh của phân đoạn sáp chưa crackinh được chứa trong sản phẩm hydrocrackinh có thể được ngăn ngừa. Các hydrocacbon lỏng tương ứng thu được trong thiết bị tách lỏng-khí D8 và thiết bị tách lỏng-khí D10 cùng chảy vào trong đường ống L32 lần lượt qua đường ống L28 và đường ống L26. Phân đoạn khí mà chủ yếu chứa khí hydro và các hydrocacbon dạng khí có 4 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn, được tách trong thiết bị tách lỏng-khí D12, được nạp vào thiết bị xử lý bằng hydro phân cất giữa C8 và thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10 qua đường ống (không được thể hiện) mà nối thiết bị tách lỏng-khí D10 với đường ống L18 và đường ống L20 sao cho khí hydro được tái sử dụng.

(Bước S3)

Phân cất giữa thô mà được tháo ra từ thiết bị cất phân đoạn thứ nhất C4 bởi đường ống L18 cũng như khí hydro được nạp bởi đường ống nạp khí hydro (không được thể hiện) được nối với đường ống L18 được gia nhiệt đến nhiệt độ cần thiết để xử lý bằng hydro phân cất giữa thô nhờ bộ trao đổi nhiệt H6 được bố trí trong đường ống L18, và sau đó được nạp vào thiết bị xử lý bằng hydro phân cất giữa C8 để được xử lý bằng hydro.

Dạng của thiết bị xử lý bằng hydro phân cất giữa C8 không bị giới hạn cụ thể, và thiết bị phản ứng dòng chảy tầng cố định được nạp với chất xúc tác xử lý bằng hydro được ưu tiên sử dụng. Bình phản ứng có thể là bình phản ứng duy nhất,

hoặc nhiều bình phản ứng được bố trí nối tiếp hoặc song song. Hơn nữa, đối với tầng chất xúc tác trong bình phản ứng, tầng chất xúc tác duy nhất hoặc nhiều tầng chất xúc tác có thể được bố trí.

Đối với chất xúc tác xử lý bằng hydro được sử dụng trong thiết bị xử lý bằng hydro phân cắt giữa C8, các chất xúc tác thường được sử dụng cho việc xử lý bằng hydro và/hoặc đồng phân hóa-bằng hydro trong khi tinh chế dầu mỏ hoặc tương tự, tức là, các chất xúc tác trong đó kim loại có hoạt tính hydro hóa được mang bởi nền mang xúc tác vô cơ có thể được sử dụng.

Đối với kim loại có hoạt tính hydro hóa mà cấu thành chất xúc tác xử lý bằng hydro, một hoặc nhiều kim loại được lựa chọn từ nhóm gồm các kim loại thuộc các Nhóm 6, 8, 9, và 10 trong Bảng tuần hoàn các nguyên tố được sử dụng. Các ví dụ cụ thể về các kim loại này bao gồm các kim loại quý như platin, paladi, rodi, ruteni, iridi, và osmi, hoặc coban, niken, molypden, vonfram, và sắt; được ưu tiên là platin, paladi, niken, coban, molypden, và vonfram, và được ưu tiên hơn là platin và paladi. Hơn nữa, các kim loại này cũng được ưu tiên sử dụng ở dạng hỗn hợp; các ví dụ về hỗn hợp được ưu tiên trong trường hợp này bao gồm platin-paladi, coban-molypden, niken-molypden, niken-coban-molypden, và niken-vonfram.

Các ví dụ về nền mang xúc tác vô cơ mà cấu thành chất xúc tác xử lý bằng hydro bao gồm các kim loại oxit như nhôm oxit, silic oxit, titan oxit, ziricon oxit, và bo oxit. Các kim loại oxit này có thể được sử dụng riêng biệt, hoặc sử dụng dưới dạng hỗn hợp của hai hoặc nhiều loại đó, hoặc kim loại oxit phức hợp như silic oxit-nhôm oxit, silic oxit-ziricon oxit, nhôm oxit-ziricon oxit, và nhôm oxit-bo oxit. Từ quan điểm tiến hành hữu hiệu việc đồng phân hóa bằng hydro các parafin mạch thẳng đồng thời với việc xử lý bằng hydro, được ưu tiên là nền mang xúc tác vô cơ là kim loại oxit phức 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, một lượng nhỏ của zeolit có thể được chứa trong nền mang xúc tác vô cơ. Hơn nữa, để tăng cường

khả năng đúc và độ bền cơ học của nền mang xúc tác, chất kết dính có thể được trộn trong nền mang xúc tác vô cơ. Các ví dụ về chất kết dính được ưu tiên bao gồm nhôm oxit, silic oxit, và magie oxit.

Trong trường hợp mà kim loại là kim loại quý nêu trên, được ưu tiên là hàm lượng của kim loại có hoạt tính hydro hóa trong chất xúc tác xử lý bằng hydro nằm trong khoảng từ xấp xỉ 0,1 đến 3% khối lượng tính theo nguyên tử kim loại trên khối lượng của nền mang xúc tác. Hơn nữa, trong trường hợp mà kim loại này là kim loại khác với kim loại quý nêu trên, được ưu tiên là hàm lượng nằm trong khoảng từ xấp xỉ 2 đến 50% khối lượng đối với kim loại oxit trên khối lượng của nền mang xúc tác. Trong trường hợp mà hàm lượng của kim loại có hoạt tính hydro hóa là nhỏ hơn giá trị giới hạn dưới, việc xử lý bằng hydro và đồng phân hóa bằng hydro có xu hướng tiến hành không đủ. Mặt khác, trong trường hợp mà hàm lượng của kim loại có hoạt tính hydro hóa lớn hơn giá trị giới hạn trên, sự phân tán của kim loại có hoạt tính hydro hóa có xu hướng giảm xuống làm giảm hoạt tính của chất xúc tác, và giá thành của chất xúc tác tăng lên.

Trong thiết bị xử lý bằng hydro phần cất giữa C8, phần cất giữa thô (mà chứa các parafin mạch thẳng có xấp xỉ từ 9 đến 21 nguyên tử cacbon làm thành phần chính) được xử lý bằng hydro. Trong quy trình xử lý bằng hydro này, các olefin mà là sản phẩm phụ của phản ứng tổng hợp FT, được chứa trong phần cất giữa thô, được hydro hóa được chuyển hóa thành các hydrocacbon parafin. Hơn nữa, các hợp chất chứa oxy như các rượu được chuyển hóa thành các hydrocacbon parafin và nước bằng cách khử hydro hydro hóa. Hơn nữa, song song với phản ứng xử lý bằng hydro, phản ứng đồng phân hóa-bằng hydro các parafin mạch thẳng mà cấu thành phần cất giữa thô xảy ra để tạo ra các isoparafin. Trong trường hợp mà phần cất giữa được sử dụng làm nguyên liệu gốc cho dầu nguyên liệu, các isoparafin được tạo ra bằng phản ứng đồng phân hóa bằng hydro là thành phần góp phần vào sự cải thiện đặc tính chảy nguội, và được ưu tiên là tốc độ sản xuất cao.

Điều kiện phản ứng trong thiết bị tinh chế phần cất giữa hydro C8 không bị

giới hạn, nhưng điều kiện phản ứng sau đây có thể được chọn. Tức là, các ví dụ về nhiệt độ phản ứng bao gồm khoảng từ 180 đến 400°C, nhưng khoảng từ 200 đến 370°C được ưu tiên, khoảng từ 250 đến 350°C được ưu tiên hơn, và khoảng từ 280 đến 350°C được đặc biệt ưu tiên. Nếu nhiệt độ phản ứng cao hơn 400°C, không chỉ việc crackinh phân đoạn nhẹ có xu hướng diễn ra để làm giảm hiệu suất của phần cắt giữa, mà sản phẩm còn có xu hướng ngả màu và bị hạn chế để sử dụng làm nguyên liệu gốc cho dầu nguyên liệu. Mặt khác, nếu nhiệt độ phản ứng thấp hơn 180°C, các hợp chất chứa oxy như các rượu có xu hướng không được loại bỏ đầy đủ nên còn lại, và việc tạo thành các isoparafin bằng phản ứng đồng phân hóa bằng hydro có xu hướng bị hạn chế. Các ví dụ về áp suất hydro riêng phần bao gồm khoảng từ 0,5 đến 12 MPa, và khoảng từ 1,0 đến 5,0 MPa được ưu tiên. Nếu áp suất hydro riêng phần thấp hơn 0,5 MPa, việc xử lý bằng hydro và đồng phân hóa bằng hydro có xu hướng tiến hành không đủ, nhưng mặt khác, nếu áp suất hydro riêng phần cao hơn 12 MPa, thiết bị cần có độ bền chịu áp suất cao, và giá thành thiết bị có xu hướng tăng lên. Các ví dụ về tốc độ không gian theo giờ của chất lỏng (LHSV) của phần cắt giữa thô bao gồm khoảng từ 0,1 đến 10,0 h⁻¹, và khoảng từ 0,3 đến 3,5 h⁻¹ được ưu tiên. Nếu LHSV thấp hơn 0,1 h⁻¹, việc crackinh thành phân đoạn nhẹ có xu hướng diễn ra để làm giảm hiệu suất của phần cắt giữa, và năng suất có xu hướng giảm, nhưng mặt khác, nếu LHSV cao hơn 10,0 h⁻¹, việc xử lý bằng hydro và đồng phân hóa bằng hydro có xu hướng tiến hành không đủ. Các ví dụ về tỷ lệ của hydro/dầu bao gồm khoảng từ 50 đến 1000 NL/L, và khoảng từ 70 đến 800 NL/L được ưu tiên. Nếu tỷ lệ của hydro/dầu thấp hơn 50 NL/L, việc xử lý bằng hydro và đồng phân hóa bằng hydro có xu hướng tiến hành không đủ, nhưng mặt khác, nếu tỷ lệ của hydro/dầu cao hơn 1000 NL/L, có xu hướng cần đến thiết bị nạp hydro cỡ lớn và tương tự.

Tách khỏi dầu thải của thiết bị xử lý bằng hydro phần cắt giữa C8, phân đoạn khí mà chủ yếu chứa khí hydro chưa phản ứng được tách trong thiết bị tách lỏng-khí D12 mà đường ống L30 được nối, và sau đó dầu thải được vận chuyển qua đường ống L32 để chảy cùng với sản phẩm hydrocrackinh của phân đoạn sáp lỏng

được vận chuyển bởi đường ống L26. Phân đoạn khí mà chủ yếu chứa khí hydro, được tách trong thiết bị tách lỏng-khí D12, được nạp vào bình phản ứng hydrocracking C6 để được tái sử dụng.

(Bước S4)

Phân đoạn naphtha thô được tháo ra từ thiết bị cắt phân đoạn thứ nhất C4 bởi đường ống L20 cũng như khí hydro được nạp bởi đường ống nạp khí hydro (không được thể hiện) được nối với đường ống L20 được gia nhiệt đến nhiệt độ cần thiết cho việc xử lý bằng hydro phân đoạn naphtha thô nhờ bộ trao đổi nhiệt H8 được bố trí trong đường ống L20, và được nạp vào thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphtha C10 để được xử lý bằng hydro.

Dạng của thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphtha C10 không bị giới hạn cụ thể, và thiết bị phản ứng dòng chảy tầng cố định được nạp với chất xúc tác xử lý bằng hydro được ưu tiên sử dụng. Bình phản ứng có thể là bình phản ứng duy nhất, hoặc nhiều bình phản ứng được bố trí nối tiếp hoặc song song. Hơn nữa, đối với tầng chất xúc tác trong bình phản ứng, tầng chất xúc tác duy nhất hoặc nhiều tầng chất xúc tác có thể được bố trí.

Chất xúc tác xử lý bằng hydro để sử dụng trong thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphtha C10 không bị giới hạn cụ thể, nhưng có thể là chất xúc tác xử lý bằng hydro tương tự với loại được sử dụng để xử lý bằng hydro của phần cắt giữa thô.

Trong thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphtha C10, các hydrocacbon chưa no được chứa trong phân đoạn naphtha thô (mà chứa các parafin mạch thẳng có chủ yếu từ 5 đến 8 nguyên tử cacbon làm thành phần chính) được chuyển hóa thành các hydrocacbon parafin bằng cách hydro hóa. Hơn nữa, các hợp chất chứa oxy như các rượu được chứa trong phân đoạn naphtha thô được chuyển hóa thành các hydrocacbon parafin và nước bằng cách khử oxy hydro hóa. Lưu ý rằng bởi vì phân đoạn naphtha có ít nguyên tử cacbon, phản ứng đồng phân hóa-bằng hydro của nó không xảy ra nhiều.

Các điều kiện phản ứng trong thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10 không bị giới hạn, nhưng các điều kiện phản ứng tương tự với các điều kiện phản ứng trong thiết bị xử lý bằng hydro phân cắt giữa C8 nêu trên có thể được chọn.

Dầu thải của thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10 được nạp vào thiết bị tách lỏng-khí D14 qua đường ống L34, và được tách thành phân đoạn khí chứa khí hydro làm thành phần chính và các hydrocacbon lỏng trong thiết bị tách lỏng-khí D14. Phân đoạn khí đã tách được nạp vào bình phản ứng hydrocrackinh C6, và khí hydro chứa trong đó được tái sử dụng. Mặt khác, các hydrocacbon lỏng đã tách được vận chuyển đến thiết bị làm ổn định naphta C14 qua đường ống L36. Hơn nữa, một phần của các hydrocacbon lỏng được hồi lưu qua đường ống L48 đến đường ống L20 mà ở phía trước thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10. Bởi vì giá trị nhiệt lượng trong khi xử lý bằng hydro phân đoạn naphta thô (hydro hóa các olefin và khử oxy hydro hóa của các rượu và tương tự) là lớn, một phần của các hydrocacbon lỏng được hồi lưu vào thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10 để pha loãng phân đoạn naphta thô, nhờ vậy ngăn ngừa sự tăng nhiệt độ trong thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10.

Trong thiết bị làm ổn định naphta C14, các hydrocacbon lỏng được nạp từ thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10 và thiết bị cắt phân đoạn thứ hai C12 được cắt phân đoạn để thu được naphta đã tinh chế có số nguyên tử cacbon từ 5 đến 8 dưới dạng sản phẩm. Naphta đã tinh chế này được vận chuyển đến thùng chứa naphta T6 qua đường ống L46 từ đáy của thiết bị làm ổn định naphta C14 để được chứa ở đó. Mặt khác, từ đường ống L50 được nối với đỉnh của thiết bị làm ổn định naphta C14, khí hydrocacbon chứa các hydrocacbon có số nguyên tử cacbon là số định trước hoặc nhỏ hơn (có 4 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn) được xả. Khí hydrocacbon này không phải là sản phẩm đích, và do đó được đưa vào trong thiết bị đốt ở bên ngoài (không được thể hiện) và được xả vào khí quyển sau khi được đốt.

(Bước S5)

Dầu hỗn hợp (dầu đã được xử lý bằng hydro) được cấu thành bởi các hydrocacbon lỏng (dầu đã hydrocrackinh) thu được từ dầu thải từ bình phản ứng hydrocrackinh C6 và các hydrocacbon lỏng (dầu đã được xử lý bằng hydro) thu được từ dầu thải từ thiết bị xử lý bằng hydro phân cắt giữa C8 được gia nhiệt nhờ bộ trao đổi nhiệt H10 được bố trí trong đường ống L32, được nạp vào thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12, và được cất phân đoạn thành các hydrocacbon có xấp xỉ 8 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn, phân đoạn thứ nhất để thu được nhiên liệu gốc dầu hỏa, phân đoạn dầu gazoin, và phân đoạn sáp chưa crackinh. Theo sáng chế, nhiệt độ bắt đầu sôi của phân đoạn thứ nhất được giả định nằm trong khoảng từ 95 đến 140°C và nhiệt độ sôi cuối được giả định nằm trong khoảng từ 240 đến 280°C để thực hiện cất phân đoạn sao cho càng nhiều parafin có số nguyên tử cacbon là 9 càng tốt được chứa trong phân đoạn thứ nhất.

Các hydrocacbon có xấp xỉ 8 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn có điểm sôi thấp hơn khoảng 130°C, và được tháo ra từ đỉnh của thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12 bởi đường ống L44. Điều này làm cho có thể thu được chế phẩm naphta có hàm lượng parafin bằng 99% khối lượng hoặc nhiều hơn, hàm lượng parafin có số nguyên tử cacbon là 9 hoặc nhiều hơn là 5% khối lượng hoặc nhỏ hơn, và tỷ lệ khối lượng iP/nP của hàm lượng iP của các isoparafin với hàm lượng nP của các parafin mạch thẳng nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,6. Chế phẩm naphta như vậy có thể được sử dụng làm nguyên liệu thô của thiết bị crackinh naphta (thiết bị crackinh bằng hơi nước).

Theo sáng chế, các hydrocacbon có xấp xỉ 8 nguyên tử cacbon hoặc ít hơn được tháo ra từ đỉnh của thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12 được nạp vào thiết bị làm ổn định naphta qua các đường ống L44 và L36 để được cất phân đoạn với các hydrocacbon lỏng được nạp từ thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta C10, nhưng chúng có thể được tháo ra từ đường ống L44 để thu được chế phẩm naphta.

Phân đoạn thứ nhất có nhiệt độ bắt đầu sôi từ 95 đến 140°C và nhiệt độ sôi cuối từ 240 đến 280°C, nhưng từ quan điểm tăng hàm lượng của thành phần-có

điểm sôi thấp trong nhiên liệu gốc dầu hỏa dự định, loại có điểm sôi nằm trong khoảng từ 95 đến 275°C được ưu tiên, và loại có điểm sôi nằm trong khoảng từ 95 đến 270°C được ưu tiên hơn. Hơn nữa, đặc tính chưng cất của phân đoạn thứ nhất được ưu tiên là sao cho nhiệt độ chưng cất-5% (T5) nằm trong khoảng từ 138 đến 139°C.

Hơn nữa, được ưu tiên là hàm lượng hydrocacbon có 9 nguyên tử cacbon trong phân đoạn thứ nhất là 5% khối lượng hoặc nhiều hơn, nhưng đối với việc tăng hàm lượng hydrocacbon có 9 nguyên tử cacbon trong nhiên liệu gốc dầu hỏa dự định, hàm lượng hydrocacbon có 9 nguyên tử cacbon được ưu tiên là 10% khối lượng hoặc nhiều hơn, và tốt hơn nữa là 15% khối lượng hoặc nhiều hơn.

Phân đoạn thứ nhất được xả ra từ phần giữa của thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12 qua đường ống L42 và được vận chuyển vào thiết bị nâng cao điểm cháy C20 ở giai đoạn tiếp theo.

Phân đoạn dầu gazoin có điểm sôi nằm trong khoảng từ 250 đến 360°C và được xả ra từ phần dưới của thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12 qua đường ống L40 được chứa trong thùng T2. Phân đoạn sáp chưa crackinh có điểm sôi cao hơn khoảng 360°C và được xả ra từ đáy của thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12 để được tái tuần hoàn qua đường ống L38 đến đường ống L12 mà ở phía trước bình phản ứng hydrocrackinh C6.

(Bước S6)

Từ phân đoạn thứ nhất thu được trong thiết bị cất phân đoạn thứ hai C12, các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn được loại bỏ bằng cách thiết bị nâng cao điểm cháy C20 để thu được phân đoạn thứ hai. Việc loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn được thực hiện sao cho hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn trong phân đoạn thứ hai nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,7% khối lượng. Phân đoạn thứ hai được vận chuyển đến thùng T4 qua đường ống L60 để được chứa trong đó. Phân đoạn thứ hai này có thể được sử dụng trực tiếp làm nhiên liệu gốc dầu hỏa (dầu hỏa-GTL) mà là sản phẩm

của quy trình GTL.

Các ví dụ về thiết bị nâng cao điểm cháy bao gồm nồi chưng nhanh, thiết bị phun, thiết bị làm ổn định, và tương tự.

Theo sáng chế, được ưu tiên là việc loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn from phân đoạn thứ nhất được thực hiện sao cho hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn trong phân đoạn thứ hai được ưu tiên là nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,7% khối lượng, và tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,5% khối lượng.

Hơn nữa, được ưu tiên là việc loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn ra khỏi phân đoạn thứ nhất được thực hiện sao cho tỷ lệ khối lượng $[C_9/C_7]$ được ưu tiên là 5 hoặc nhiều hơn, tốt hơn nữa là 10 hoặc nhiều hơn, tốt hơn nữa là 20 hoặc nhiều hơn, và đặc biệt tốt hơn là 30 hoặc nhiều hơn, trong đó C_9 thể hiện hàm lượng, % khối lượng, của các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 trong phân đoạn thứ hai và C_7 % thể hiện hàm lượng, % khối lượng, của các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn. Tức là, điều kiện như vậy được ưu tiên là các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn có thể được loại bỏ trong khi các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 được ở lại. Lưu ý rằng, đối với các parafin có số nguyên tử cacbon là 8, khoảng từ 0,1 đến 1,5% khối lượng được ưu tiên.

Điểm cháy của phân đoạn thứ hai được ưu tiên là nằm trong khoảng từ 40 đến 50°C, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 40 đến 47°C, và còn tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 40 đến 45°C. Lưu ý rằng điểm cháy được mô tả trong JIS K2265 là "nhiệt độ tại đó hơi mẫu thử cháy ngay lập tức thành ánh sáng chớp khi môi lửa được đưa vào gần sát hơi mẫu thử trong các điều kiện quy định và nhiệt độ tối thiểu của mẫu thử tại đó ngọn lửa lan truyền trên mức chất lỏng được chuẩn hóa ở áp suất khí quyển 101,3 kPa," và nó có thể được đo bằng thiết bị thử điểm chớp cháy cốc đóng kín bịt đầu hoặc tương tự.

Theo phương pháp của sáng chế, nhiên liệu gốc dầu hỏa được thể hiện dưới

đây có thể thu được một cách ưu tiên. Theo sáng chế, được ưu tiên là ở nhiệt độ bắt đầu sôi và nhiệt độ sôi cuối của phân đoạn thứ nhất trong bước S5, việc loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn trong bước S6 được thực hiện sao cho thu được nhiên liệu gốc dầu hỏa dưới đây.

Đối với việc tăng hiệu suất của nhiên liệu gốc dầu hỏa trong khi đảm bảo điểm cháy bằng 40°C hoặc nhiều hơn, được ưu tiên là nhiên liệu gốc dầu hỏa của sáng chế chứa từ 85 đến 99,5% khối lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 đến 14, chứa từ 0,1 đến 0,7% khối lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn, và có tỷ lệ khối lượng $[C_9/C_7]$ là 20 hoặc nhiều hơn, trong đó C_9 thể hiện hàm lượng, % khối lượng, của các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 và C_7 thể hiện hàm lượng, % khối lượng, của các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn.

Tốt hơn là nhiên liệu gốc dầu hỏa có tỷ lệ khối lượng $[C_9/C_7]$ bằng 30 hoặc nhiều hơn.

Hơn nữa, đối với việc tăng hiệu suất của nhiên liệu gốc dầu hỏa, nhiên liệu gốc dầu hỏa có hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 tốt hơn là nằm trong khoảng từ 2,5 đến 30% khối lượng, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 5 đến 30% khối lượng, còn tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 10 đến 30% khối lượng, và đặc biệt tốt hơn là 15 đến 30% khối lượng.

Nhiên liệu gốc dầu hỏa được ưu tiên là sao cho tỷ lệ khối lượng iP/nP của hàm lượng iP của các isoparafin và hàm lượng nP của các parafin mạch thẳng nằm trong khoảng từ 0,5 đến 1,5.

Nhiên liệu gốc dầu hỏa có điểm cháy tốt hơn là nằm trong khoảng từ 40 đến 50°C, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 40 đến 47°C, và còn tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 40 đến 45°C.

Nhiên liệu gốc dầu hỏa thu được theo sáng chế được ưu tiên sử dụng để sản xuất dầu hỏa-JIS No.1 và nhiên liệu phản lực.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Sau đây, sáng chế sẽ được mô tả chi tiết hơn bởi các ví dụ, nhưng sáng chế không bị giới hạn ở các ví dụ dưới đây.

(Ví dụ 1)

Dầu đã được xử lý bằng hydro (có nhiệt độ bắt đầu sôi là 137°C, nhiệt độ sôi cuối là 358°C, và $iP/nP = 0,8$) tương ứng với phân cắt giữa thu được từ dầu tổng hợp FT được chưng cất để thu được phân đoạn thứ nhất có nhiệt độ bắt đầu sôi là 138°C và nhiệt độ sôi cuối là 252°C. Điểm cháy của phân đoạn thứ nhất này là 35,5°C. Lưu ý rằng điểm cháy được đo theo JIS K2265.

Một phần của lượng parafin được loại bỏ từ phân đoạn thứ nhất bằng cách sử dụng nồi chưng nhanh trong điều kiện nhiệt độ cắt là 127°C để thu được phân đoạn thứ hai có hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 bằng 9,2% khối lượng và hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn bằng 0,1% khối lượng. Điểm cháy của phân đoạn thứ hai này là 45,5°C. Hơn nữa, hiệu suất của phân đoạn thứ hai đối với dầu đã được xử lý bằng hydro tương ứng với phân cắt giữa là 52% khối lượng.

(Ví dụ 2)

Dầu đã được xử lý bằng hydro (có nhiệt độ bắt đầu sôi là 133°C, nhiệt độ sôi cuối là 355°C, và $iP/nP = 1,0$) thu được từ dầu tổng hợp FT được chưng cất để thu được phân đoạn thứ nhất có nhiệt độ bắt đầu sôi là 130°C và nhiệt độ sôi cuối là 248°C. Điểm cháy của phân đoạn thứ nhất này là 33,5°C.

Một phần của lượng parafin được loại bỏ ra khỏi phân đoạn thứ nhất bằng cách sử dụng nồi chưng nhanh trong điều kiện nhiệt độ cắt là 122°C để thu được phân đoạn thứ hai có hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 bằng 18,7% khối lượng và hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn bằng 0,2% khối lượng. Điểm cháy của phân đoạn thứ hai này là 43,0°C. Hơn nữa, hiệu suất của phân đoạn thứ hai đối với dầu đã được xử lý bằng hydro tương

ứng với phần cất giữa là 55% khối lượng.

(Ví dụ so sánh 1)

Dầu đã được xử lý bằng hydro (có nhiệt độ bắt đầu sôi là 147°C, nhiệt độ sôi cuối là 358°C, và $iP/nP = 0,9$) thu được từ dầu tổng hợp FT được chưng cất để thu được phân đoạn dầu hỏa có nhiệt độ bắt đầu sôi là 145°C và nhiệt độ sôi cuối là 248°C. Điểm cháy của phân đoạn dầu hỏa này là 41,0°C. Hiệu suất của phân đoạn thứ hai đối với dầu đã được xử lý bằng hydro tương ứng với phần cất giữa là 50% khối lượng. Lưu ý rằng, trong phân đoạn dầu hỏa, hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 là 4,8% khối lượng và hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn là 0,3% khối lượng.

(Ví dụ so sánh 2)

Dầu đã được xử lý bằng hydro (có nhiệt độ bắt đầu sôi là 131°C, nhiệt độ sôi cuối là 358°C, và $iP/nP = 1,3$) thu được từ dầu tổng hợp FT được chưng cất để thu được phân đoạn có nhiệt độ bắt đầu sôi là 128°C và nhiệt độ sôi cuối là 255°C. Điểm cháy của phân đoạn này là 38,0°C.

Đo điểm cháy của nguyên liệu gốc cho dầu hỏa- GTL

Dầu đã được xử lý bằng hydro (có nhiệt độ bắt đầu sôi là 140°C, nhiệt độ sôi cuối là 361°C, và $iP/nP = 1,4$) thu được từ dầu tổng hợp FT được chưng cất để thu được nguyên liệu gốc cho dầu hỏa-GTL có nhiệt độ bắt đầu sôi là 138°C và nhiệt độ sôi cuối là 261°C (với hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 bằng 4,4% khối lượng, hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn bằng 0,37% khối lượng, và $iP/nP = 0,91$), và sự thay đổi điểm cháy được kiểm tra trong khi các parafin có số nguyên tử cacbon là 9 được bổ sung vào đó (lượng bổ sung là 0, 5, 10, và 15% khối lượng). FIG.2(a) thể hiện mối tương quan giữa hàm lượng của parafin có số nguyên tử cacbon là 9 trong nhiên liệu gốc dầu hỏa và điểm cháy của nhiên liệu gốc dầu hỏa. Các điểm cháy tương ứng ở các lượng bổ sung bằng 0, 5, 10, và 15% khối lượng là 46,0°C, 45,5°C, 44,0°C, và 43,0°C.

Ra khỏi phân đoạn thứ nhất có nhiệt độ bắt đầu sôi là 133°C và nhiệt độ sôi cuối là 250°C thu được bằng cách chưng cất dầu đã được xử lý bằng hydro (có nhiệt độ bắt đầu sôi là 131°C , nhiệt độ sôi cuối là 358°C , và $iP/nP = 1,3$) thu được từ dầu tổng hợp FT, việc loại bỏ một phần của lượng parafin được thực hiện bằng thiết bị phun để thu được một vài loại phân đoạn thứ hai có hàm lượng khác nhau của các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn. Lưu ý rằng, các phân đoạn thứ hai có hàm lượng khác nhau của các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn thu được ở đây bằng cách thay đổi các điều kiện của áp suất trong thiết bị phun.

Các điểm cháy tương ứng của các phân đoạn thứ hai thu được như trên được đo để tìm mối tương quan giữa lượng parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn trong phân đoạn thứ hai và điểm cháy. FIG.2(b) thể hiện mối tương quan giữa lượng parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc nhỏ hơn trong nhiên liệu gốc dầu hỏa (phân đoạn thứ hai) và điểm cháy của nhiên liệu gốc dầu hỏa (phân đoạn thứ hai).

Khả năng ứng dụng trong công nghiệp

Theo sáng chế, có thể đề xuất: quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa mà cho phép tạo thành một lượng lớn nhiên liệu gốc dầu hỏa từ dầu đã được xử lý bằng hydro thu được từ dầu tổng hợp FT; và nhiên liệu gốc dầu hỏa.

Danh mục các số chỉ dẫn

C4: thiết bị cất phân đoạn thứ nhất, C6: bình phản ứng hydrocracking, C8: thiết bị xử lý bằng hydro phân cất giữa, C10: thiết bị xử lý bằng hydro phân đoạn naphta, C12: thiết bị cất phân đoạn thứ hai, C20: thiết bị nâng cao điểm cháy, 100: hệ thống sản xuất dầu hydrocacbon.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa, bao gồm bước loại bỏ các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc ít hơn ra khỏi phân đoạn thứ nhất có nhiệt độ bắt đầu sôi từ 95 đến 140°C và nhiệt độ sôi cuối từ 240 đến 280°C thu được từ dầu đã được xử lý bằng hydro của dầu tổng hợp Fischer-Tropsch để thu được phân đoạn thứ hai có hàm lượng các parafin có số nguyên tử cacbon là 7 hoặc ít hơn nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,7% khối lượng.
2. Quy trình sản xuất nhiên liệu gốc dầu hỏa theo điểm 1, trong đó điểm cháy của phân đoạn thứ hai nằm trong khoảng từ 40 đến 50°C, và trong đó điểm cháy được đo bởi phép đo điểm cháy bằng cốc được bịt kín.

FIG.1

100

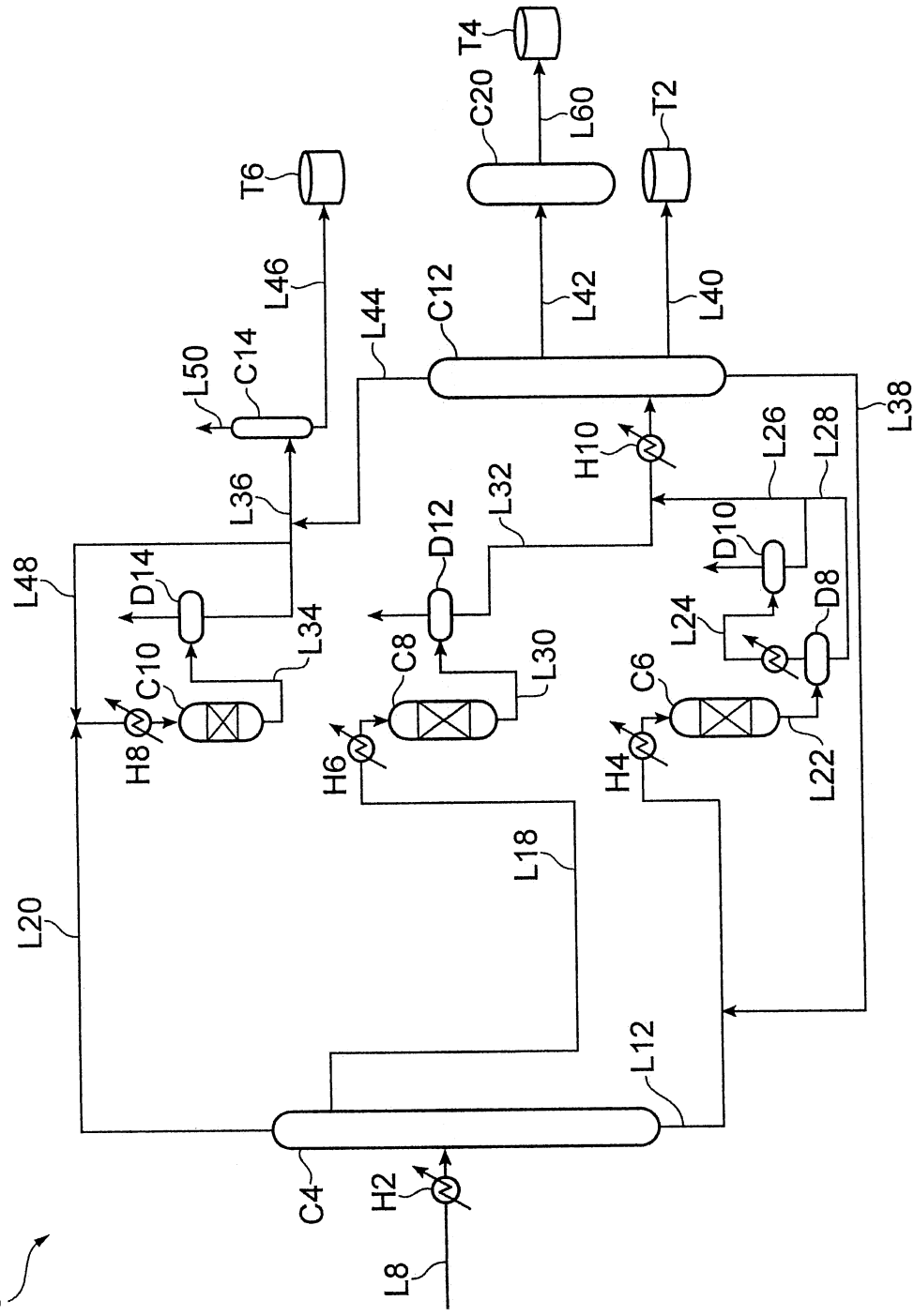
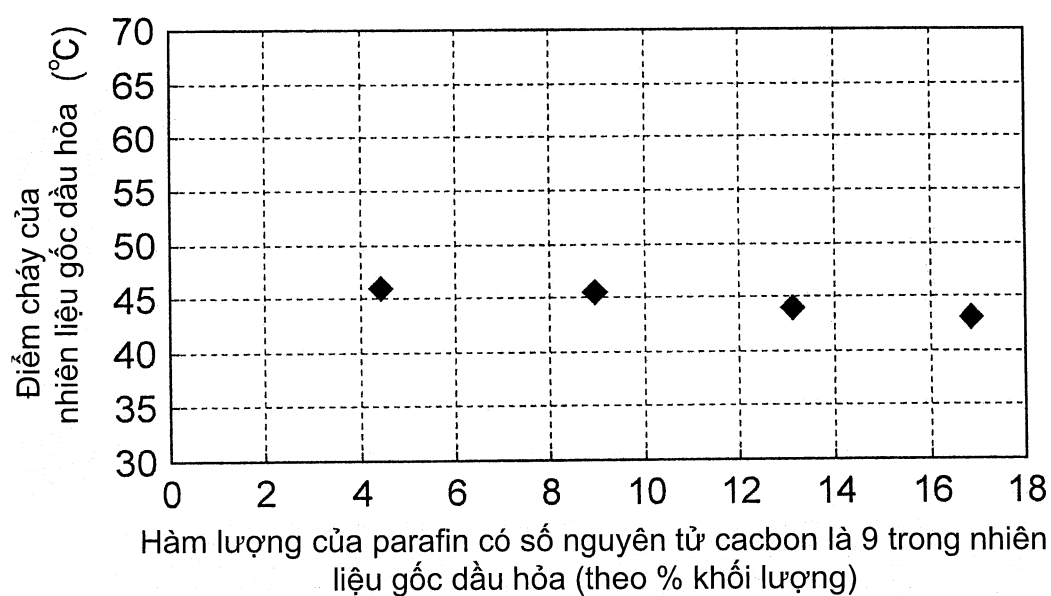


FIG.2

(a)



(b)

