



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

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

(11) 
1-0019613

(51)⁷ **C10G 2/00**

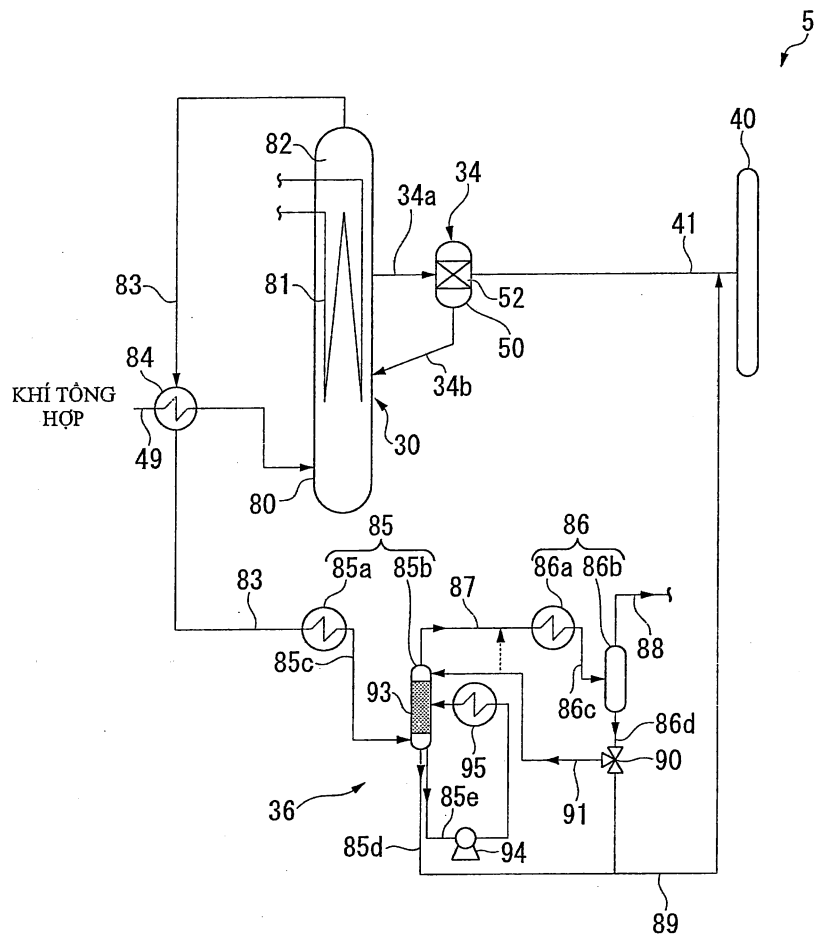
(13) **B**

-
- | | | | | | |
|------|---|------------|------------|-----------------|------------|
| (21) | 1-2015-03865 | (22) | 19.03.2014 | | |
| (86) | PCT/JP2014/057562 | 19.03.2014 | (87) | WO2014/156893A1 | 02.10.2014 |
| (30) | 2013-073223 | 29.03.2013 | JP | | |
| (45) | 27.08.2018 | 365 | (43) | 25.12.2015 | 333 |
| (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)
5-1, Osaki 1-chome, Shinagawa-ku, Tokyo 141-8604, Japan | | | | |
| (72) | ISHITO Yukifumi (JP), INOUE Junichi (JP), SHINGU Masaki (JP), NAGANO Haruki (JP), TASAKA Kazuhiko (JP) | | | | |
| (74) | Công ty TNHH một thành viên Sở hữu trí tuệ VCCI (VCCI-IP CO.,LTD) | | | | |
-

(54) **THIẾT BỊ SẢN XUẤT HYDROCACBON VÀ QUY TRÌNH SẢN XUẤT HYDROCACBON**

(57) Sáng chế đề cập đến thiết bị và quy trình sản xuất hydrocacbon. Trong thiết bị sản xuất hydrocacbon theo sáng chế, thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được bố trí lớp vật liệu nẹp. Thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất có đường ống hồi lưu thứ nhất. Thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai có đường ống hồi lưu thứ hai. Thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi được hồi lưu đến phần nằm giữa phần đỉnh ở trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai, và đường ống nối trực tiếp với bộ phận làm nguội được lắp trên bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất qua đường ống hồi lưu thứ nhất. Thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra

từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được hồi lưu đến lớp vật liệu nạp qua đường ống hồi lưu thứ hai.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến thiết bị sản xuất hydrocacbon mà sử dụng phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch có sử dụng lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí, và quy trình sản xuất hydrocacbon.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Trong những năm gần đây, các nhiên liệu lỏng sạch, mà có hàm lượng lưu huỳnh và hydrocacbon thơm thấp và thân thiện với môi trường, là được yêu cầu từ quan điểm bảo vệ môi trường. Từ quan điểm này, phương pháp sử dụng phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch (sau đây được gọi là "phản ứng tổng hợp FT") trong đó khí cacbon monoxit (CO) và khí hydro (H_2) làm khí nguyên liệu đã được nghiên cứu như một công nghệ có thể sản xuất các nguyên liệu gốc cho dầu nhiên liệu mà không chứa các thành phần lưu huỳnh hoặc hydrocacbon thơm và giàu hydrocacbon béo, cụ thể là, dầu hỏa và nhiên liệu gốc dầu gazoin. Trong phương pháp này, khí tự nhiên được reforming để tạo ra khí tổng hợp (khí hỗn hợp bao gồm CO và H_2 làm thành phần chính), hydrocacbon có mức phân bố số lượng nguyên tử cacbon rộng được tổng hợp bằng phản ứng tổng hợp FT từ khí tổng hợp này, và hydrocacbon thu được được xử lý hydro và được chưng cất phân đoạn để tạo ra nhiên liệu gốc nhiên liệu lỏng. Phương pháp này được gọi là kỹ thuật GTL (khí hóa lỏng: Gas-to-Liquid) (ví dụ, xem tài liệu sáng chế 1).

Ngoài ra, để làm quy trình sản xuất hydrocacbon nhờ phản ứng tổng hợp FT, quy trình đã biết sử dụng lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí trong đó khí tổng hợp được thổi vào trong huyền phù đặc có hạt chất xúc tác rắn được tạo huyền phù trong hydrocacbon lỏng (sau đây được gọi đơn giản là "huyền phù đặc") để tiến hành phản ứng tổng hợp FT (ví dụ, xem tài liệu sáng chế 2).

Trong quy trình sử dụng lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí này, phần pha khí được tạo ra ở phần bên trên của huyền phù đặc trong lò phản ứng này,

và khí tổng hợp (khí tổng hợp không phản ứng), mà không phản ứng khi đi qua phần bên trong của huyền phù đặc, và hydrocacbon nhẹ, mà được tạo ra bởi phản ứng tổng hợp FT và là các khí dưới các điều kiện trong lò phản ứng, được xả ra khỏi ống dẫn được nối với phần bên trên của lò phản ứng.

Cụ thể, trong lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bọt khí để tách và thu hồi dầu nhẹ dạng lỏng từ hydrocacbon nhẹ được xả từ ống dẫn được nối với phần bên trên của lò phản ứng, ống dẫn này được nối với bộ tách pha lỏng-hơi, thành phần xả khí từ phần bên trên của lò phản ứng được làm nguội bằng bộ phận làm nguội của bộ tách pha lỏng-hơi, và hydrocacbon nhẹ đã ngưng tụ được tách khỏi thành phần khí nhờ thùng tách pha lỏng-hơi. Sau đó, thành phần khí bao gồm khí tổng hợp không phản ứng đã tách được tái tuần hoàn đến lò phản ứng, và thành phần lỏng đã tách (dầu nhẹ) được cấp đến quy trình chưng cất ở giai đoạn tiếp theo cùng với dầu nặng được mô tả dưới đây.

Ở đây, mặc dù dầu nặng được tạo ra bởi phản ứng tổng hợp FT về cơ bản được xả dưới dạng lỏng từ tầng huyền phù đặc của lò phản ứng, dầu nặng có áp suất hơi thấp trong các điều kiện trong lò phản ứng. Do vậy, phần dầu nặng có mặt dưới dạng khí trong phần pha khí và được xả từ ống dẫn dưới dạng một phần thành phần xả khí nêu trên. Hơn nữa, cũng cho rằng dầu nặng dạng lỏng bị cuốn trong khí được thoát ra dưới dạng giọt và cũng nằm trong thành phần xả.

Trong lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bọt khí nêu trên, ví dụ, ở giai đoạn khởi động ở đó việc cấp khí tổng hợp (khí nguồn) bắt đầu từ trạng thái dừng hoạt động hoặc khi phản ứng tổng hợp FT bị dừng tạm thời ở một tình huống cụ thể, quá trình này ngừng cấp khí nguồn, khí nitơ tuần hoàn vào trong hệ phản ứng, và duy trì dòng huyền phù đặc, mặc dù phản ứng đã dừng, có thể được thực hiện. Ngoài ra, ví dụ, ở giai đoạn giữa chuyển từ quá trình vận hành như vậy sang quá trình vận hành bình thường, quá trình cấp khí nguồn, nhưng đặt nhiệt độ phản ứng đến nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ ở quá trình vận hành bình thường bằng cách đó duy trì được phản ứng tổng hợp FT về cơ bản không tiến triển hoặc thực hiện quá trình vận hành ở tốc độ chuyển hóa phản ứng của khí cacbon monoxit thấp hơn nhiều so

với của quá trình vận hành bình thường cũng có thể được thực hiện.

Ở quá trình vận hành không ổn định, xu hướng trong đó hiệu suất làm nguội giảm và nhiệt độ của đầu ra của bộ phận làm nguội tăng có thể quan sát thấy trong bộ phận làm nguội để làm nguội thành phần xả khí được xả ra từ phần pha khí của lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bọt khí để hóa lỏng một phần thành phần xả khí. Điều này là bởi vì dầu nặng, mà bay hơi khỏi hydrocacbon lỏng tạo thành huyền phù đặc được chứa trong lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bọt khí và trở thành một phần thành phần xả khí, được làm nguội trong bộ phận làm nguội và được lắng đọng trên và bám dính vào đường ống của bộ phận làm nguội dưới dạng chất rắn (sáp). Ngoài ra, cũng có khả năng là có thể nảy sinh các vấn đề rằng sự hoạt động tiếp tục của bộ phận tổng hợp FT trở nên khó khăn bởi sự gia tăng nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội hoặc đường ống của bộ phận làm nguội bị tắc trong nhiều trường hợp.

Về biện pháp đối phó với các vấn đề do sự bám dính sáp ở bộ phận làm nguội gây ra, ví dụ, phương pháp nóng chảy và loại bỏ sáp bám dính bằng hơi nước ở giai đoạn ở đó hiệu suất làm nguội của bộ phận làm nguội giảm đến mức định trước cũng được xem xét. Tuy nhiên, vì sự hoạt động của bộ tách pha lỏng-hơi tạm thời bị dừng trong trường hợp đó, tốc độ hoạt động của bộ phận tổng hợp FT sẽ giảm. Ngoài ra, mặc dù cấu hình trong đó nhiều bộ tách pha lỏng-hơi được lắp song song để không làm dừng sự hoạt động của các bộ tách pha lỏng-hơi cũng được xem xét, trong trường hợp đó sẽ gây ra sự mở rộng quy mô thiết bị và làm tăng chi phí về thiết bị.

Người nộp đơn trước đó cũng đã đề xuất thiết bị sản xuất hydrocacbon và quy trình sản xuất hydrocacbon mà ngăn chặn sáp bám dính vào bộ phận làm nguội của bộ tách pha lỏng-hơi dưới bối cảnh như vậy (xem tài liệu sáng chế 3).

Trong thiết bị sản xuất hydrocacbon và quy trình sản xuất hydrocacbon này, đường cấp thành phần nhẹ của dầu nhẹ, mà cung cấp thành phần nhẹ của dầu nhẹ ở đường ống phía sau đến đường ống phía trước, được bố trí giữa đường ống phía sau mà được định vị ở phía hướng xuống dưới của bộ tách pha lỏng-hơi ở giai

đoạn sau cùng của bộ tách pha lỏng-hơi và cho phép thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà có điểm đục thấp hơn so với nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội trong bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng chảy qua đó, và đường ống phía trước được bố trí ở phía trước của bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng của bộ tách pha lỏng-hơi, bằng cách đó sáp được ngăn không cho bám dính vào bộ phận làm nguội của bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng của bộ tách pha lỏng-hơi.

Tác dụng ngăn ngừa sự bám dính của sáp vào bộ phận làm nguội đạt được bằng kỹ thuật được đề cập trong tài liệu sáng chế 3. Tuy nhiên, trong kỹ thuật này, ví dụ, khi đường ống được nối với bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng của bộ tách pha lỏng-hơi được sử dụng làm đường cấp thành phần nhẹ của dầu nhẹ và thành phần nhẹ của dầu nhẹ được hồi lưu (được cấp) đến đường ống được bố trí để nối trực tiếp với bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng của bộ tách pha lỏng-hơi, đặc biệt nếu quá trình vận hành dự phòng kéo dài được thực hiện, thành phần sáp được ngưng tụ trong thành phần nhẹ của dầu nhẹ được tái tuần hoàn từ đường cấp cho thành phần nhẹ của dầu nhẹ và không thể ngăn chặn được sự bám dính của sáp. Do vậy, có vấn đề là sáp sẽ bám dính vào bộ phận làm nguội của bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng và sẽ được tích tụ trong đó.

Vì vậy, mong muốn đề xuất được thiết bị sản xuất hydrocacbon và quy trình sản xuất hydrocacbon mà có khả năng ngăn chặn hiệu quả hơn đối với sự bám dính của sáp vào bộ phận làm nguội.

Tài liệu tình trạng kỹ thuật

Tài liệu sáng chế

Tài liệu sáng chế 1: Đơn yêu cầu cấp patent Nhật Bản, công bố lần thứ nhất số 2004-323626

Tài liệu sáng chế 2: Bản dịch tiếng Nhật được công bố số 2007-516065 của công bố quốc tế PCT

Tài liệu sáng chế 3: Đơn yêu cầu cấp patent Nhật Bản, công bố lần thứ nhất số 2012-193302

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Sáng chế đã được tạo ra để giải quyết các vấn đề nêu trên, và mục đích của sáng chế nhằm đề xuất thiết bị sản xuất hydrocacbon và quy trình sản xuất hydrocacbon mà có khả năng ngăn chặn hữu hiệu các vấn đề mà gây ra bởi sự bám dính sáp vào bộ phận làm nguội của bộ tách pha lỏng-hơi để làm nguội thành phần xả khí được thoát ra khỏi phần pha khí của lò phản ứng và hóa lỏng một phần thành phần xả khí để thu hồi thành phần lỏng, trong quá trình vận hành không ổn định khi hydrocacbon được tạo ra bởi phản ứng tổng hợp FT có sử dụng lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí.

Sáng chế đề xuất thiết bị sản xuất hydrocacbon để sản xuất hydrocacbon bằng phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch. Thiết bị sản xuất hydrocacbon này bao gồm lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí được tạo kết cấu để chứa huyền phù đặc gồm các hạt chất xúc tác và hydrocacbon lỏng trong đó; và bộ tách pha lỏng-hơi có nhiều bộ phận tách pha lỏng-hơi, mỗi bộ phận tách pha lỏng-hơi bao gồm bộ phận làm nguội và thùng tách pha lỏng-hơi, mà được tạo kết cấu để làm nguội hydrocacbon được tách từ phần pha khí ở phần bên trên của huyền phù đặc trong lò phản ứng và là dạng khí dưới các điều kiện trong lò phản ứng, có sử dụng bộ phận làm nguội, và được tạo kết cấu để hóa lỏng một phần hydrocacbon trong thùng tách pha lỏng-hơi để tiến hành quá trình tách pha lỏng-hơi. Bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất được bố trí ở giai đoạn sau cùng trong bộ tách pha lỏng-hơi, và phần giữa bên trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được bố trí ở phía trước của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất được trang bị lớp vật liệu nạp. Thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất có đường ống hồi lưu thứ nhất, và thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai có đường ống hồi lưu thứ hai. Trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy thùng tách pha lỏng-hơi được hồi lưu đến phần nằm giữa mặt trên ở trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai, và

đường ống được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, qua đường ống hồi lưu thứ nhất. Trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai ở đó nhiệt độ làm nguội do bộ phận làm nguội tạo ra được đặt nằm trong khoảng từ 80°C đến 120°C, thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được hồi lưu đến lớp vật liệu nạp của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai hoặc mặt trên ở trên lớp vật liệu nạp qua đường ống hồi lưu thứ hai.

Trong thiết bị sản xuất hydrocacbon này, đường ống hồi lưu thứ nhất có thể được lắp đặt để nối đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, và phía trên ở bên trên lớp vật liệu nạp trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai.

Trong thiết bị sản xuất hydrocacbon này, đường ống hồi lưu thứ hai có thể được trang bị máy bơm được thiết kết để vận chuyển thành phần nặng của dầu nhẹ, và bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai nằm ở phía hướng xuống dưới của bơm, và bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai có thể được thiết kế để làm nguội thành phần nặng của dầu nhẹ truyền từ bơm đến nhiệt độ đích bằng hoặc cao hơn 80°C, trong đó nhiệt độ đích là bằng hoặc thấp hơn so với nhiệt độ định trước được gây ra bởi bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai.

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất hydrocacbon để sản xuất hydrocacbon nhờ phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch sử dụng thiết bị sản xuất hydrocacbon nêu trên. Quy trình sản xuất hydrocacbon bao gồm bước tách pha lỏng-hơi để làm nguội hydrocacbon, mà được tách từ phần pha khí ở huyền phù đặc trong lò phản ứng và là dạng khí dưới các điều kiện trong lò phản ứng, và hóa lỏng một phần của hydrocacbon trong thùng tách pha lỏng-hơi để thực hiện quá trình tách pha lỏng-hơi. Trong khi phản ứng bị dừng lại trong lò phản ứng hoặc trong khi tiến trình phản ứng trong đó tốc độ chuyển hóa phản ứng cacbon monoxit là bằng hoặc thấp hơn 20% trong lò phản ứng, trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách

pha lỏng-hơi được hồi lưu đến phần nằm giữa mặt trên ở trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai, và đường ống được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất. Trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai ở đó nhiệt độ làm nguội do bộ phận làm nguội sinh ra được đặt nằm trong khoảng từ 80°C đến 120°C, thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được hồi lưu đến lớp vật liệu nạp của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai hoặc mặt trên ở trên lớp vật liệu nạp.

Trong quy trình sản xuất hydrocacbon này, trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi có thể được hồi lưu đến phía trên ở bên trên lớp vật liệu nạp trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai qua đường ống hồi lưu thứ nhất.

Trong quy trình sản xuất hydrocacbon này, đường ống hồi lưu thứ hai có thể được trang bị máy bơm để vận chuyển thành phần nặng của dầu nhẹ và có thể được trang bị bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai nằm ở phía hướng xuống dưới của bơm. Trong bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai, thành phần nặng của dầu nhẹ truyền từ bơm được làm nguội đến nhiệt độ bằng hoặc cao hơn 80°C, trong đó nhiệt độ đích là bằng hoặc thấp hơn so với nhiệt độ định trước được gây ra bởi bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai.

Lợi ích của sáng chế

Theo thiết bị sản xuất hydrocacbon theo sáng chế, phần giữa bên trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai ở đó nhiệt độ làm nguội được đặt nằm trong khoảng từ 80°C đến 120°C bởi bộ phận làm nguội được trang bị lớp vật liệu nạp, và thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được trang bị đường ống hồi lưu thứ hai mà hồi lưu thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi vào phần bên trong của lớp

vật liệu nạp của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai hoặc mặt trên ở trên lớp vật liệu nạp. Như vậy, hơi, giọt, hoặc các dạng khác của các thành phần nặng trong hydrocacbon được nạp vào có thể được tạo ra được hấp thu tốt trong thành phần nặng của dầu nhẹ bằng cách cho thành phần khí trong hydrocacbon được nạp vào trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai và thành phần nặng của dầu nhẹ hồi lưu đến phần bên trong của lớp vật liệu nạp của thùng tách pha lỏng-hơi hoặc mặt trên ở trên lớp vật liệu nạp tiếp xúc hơi-lỏng với nhau trong lớp vật liệu nạp.

Điều này có thể ngăn chặn thành phần nặng, là thành phần sáp trong hydrocacbon, không bị chảy từ đỉnh của thùng tách pha lỏng-hơi đến phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất ở giai đoạn sau cùng dưới dạng hơi, giọt, hoặc dạng tương tự khác.

Ngoài ra, vì thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất được trang bị đường ống hồi lưu thứ nhất mà hồi lưu thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi đến phần nằm giữa mặt trên ở trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai và đường ống được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng trong bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể được cấp đến phía trước của đường ống được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng, bằng cách đó sáp có thể được ngăn chặn không cho bám dính vào bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất hoặc sáp bám dính có thể được loại bỏ.

Hơn nữa, ngay cả khi quá trình vận hành dự phòng kéo dài được thực hiện, đường ống hồi lưu thứ hai được bố trí để bằng cách đó giữ thành phần nặng, là thành phần sáp, không bị nằm trong hydrocacbon mà chảy ra ngoài phần đỉnh của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai và ngăn thành phần nặng, là thành phần sáp, không chảy đến phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất ở giai đoạn sau cùng. Như vậy, thành phần sáp có thể được ngăn chặn không bị ngưng tụ trong thành phần nhẹ của

dầu nhẹ mà chảy ra và tuần hoàn qua đường ống hồi lưu thứ nhất.

Do vậy, có thể ngăn chặn được các vấn đề liên quan đến sự bám dính của sáp một cách hữu hiệu mà không làm giảm tốc độ vận hành của bộ phận tổng hợp FT, không gia tăng kích cỡ phương tiện, và không gia tăng chi phí về phương tiện.

Ngoài ra, theo quy trình sản xuất hydrocacbon theo sáng chế, trong khi phản ứng tổng hợp FT dừng lại hoặc trong khi tốc độ chuyển hóa phản ứng cacbon monoxit bằng hoặc thấp hơn 20%, trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai, thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được hồi lưu đến lớp vật liệu nạp của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai hoặc mặt trên ở trên lớp vật liệu nạp nhờ đường ống hồi lưu thứ hai. Như vậy, hơi, giọt, hoặc các dạng tương tự khác của thành phần nặng ở hydrocacbon được nạp vào có thể được tạo ra được hấp thu tốt trong thành phần nặng của dầu nhẹ bằng cách cho thành phần khí ở hydrocacbon được nạp vào trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai và thành phần nặng của dầu nhẹ được hồi lưu đến phần bên trong của lớp vật liệu nạp của thùng tách pha lỏng-hơi hoặc mặt trên ở trên lớp vật liệu nạp tiếp xúc lỏng-hơi với nhau ở lớp vật liệu nạp. Điều này có thể ngăn chặn thành phần nặng, là thành phần sáp trong hydrocacbon, không bị chảy ra khỏi phần đỉnh của thùng tách pha lỏng-hơi dưới dạng hơi, giọt, hoặc dạng tương tự, và chảy đến phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất ở giai đoạn sau cùng.

Ngoài ra, trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi được hồi lưu đến phần nằm giữa phần phía trên ở bên trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai và đường ống được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng trong bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất nhờ đường ống hồi lưu thứ nhất. Như vậy, thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể được cấp vào phía trước của đường ống được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng, nhờ đó sáp có thể được ngăn chặn không bám dính vào bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng trong bộ

phân tách pha lỏng-hơi thứ nhất và sáp bám dính có thể được loại bỏ.

Hơn nữa, ngay cả khi quá trình vận hành dự phòng kéo dài được thực hiện, thành phần nặng của dầu nhẹ được hồi lưu đến phần bên trong của lớp vật liệu nạp nhờ đường ống hồi lưu thứ hai, và thành phần nặng, là thành phần sáp, được giữ cho không nằm trong hydrocacbon mà chảy ra ngoài phần đỉnh của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai để ngăn chặn thành phần nặng, là thành phần sáp, không chảy về phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất ở giai đoạn sau cùng. Như vậy, thành phần sáp có thể được ngăn chặn không bị ngưng tụ trong thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà chảy và tuần hoàn qua đường ống hồi lưu thứ nhất.

Do vậy, có thể ngăn chặn hiệu quả hơn sự xuất hiện các vấn đề liên quan đến sự bám dính của sáp mà không gây ra sự giảm tốc độ vận hành của bộ phận tổng hợp FT, sự mở rộng phương tiện, và sự gia tăng các chi phí về phương tiện.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

FIG. 1 là sơ đồ thể hiện kết cấu tổng thể của hệ thống tổng hợp nhiên liệu lỏng theo sáng chế làm ví dụ minh họa.

FIG. 2 là hình vẽ thể hiện kết cấu dạng sơ đồ của bộ phận tổng hợp FT theo sáng chế.

FIG. 3 là hình vẽ thể hiện kết cấu dạng sơ đồ của bộ phận tổng hợp FT được cải biến theo sáng chế.

Mô tả chi tiết sáng chế

Dưới đây, thiết bị sản xuất hydrocacbon và quy trình sản xuất hydrocacbon theo sáng chế sẽ được mô tả chi tiết.

Trước tiên, hệ thống tổng hợp nhiên liệu lỏng bao gồm một phương án của thiết bị sản xuất hydrocacbon theo sáng chế sẽ được mô tả với việc tham khảo FIG. 1.

Hệ thống tổng hợp nhiên liệu lỏng 1 được thể hiện trên FIG. 1 là hệ thống thiết bị nhà máy thực hiện quy trình GTL chuyển hóa hydrocacbon nguyên liệu, như khí tự nhiên, thành nhiên liệu lỏng.

Hệ thống tổng hợp nhiên liệu lỏng 1 bao gồm bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3, bộ phận tổng hợp FT 5, và bộ phận nâng cao chất lượng 7. Bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3 được thiết kế để reforming khí tự nhiên, là hydrocacbon nguyên liệu, để tạo ra khí tổng hợp bao gồm khí cacbon monoxit và khí hydro. Bộ phận tổng hợp FT 5 được thiết kế để tổng hợp hydrocacbon lỏng nhờ phản ứng tổng hợp FT từ khí tổng hợp được tạo ra ở bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3. Bộ phận nâng cao chất lượng 7 được thiết kế để xử lý hydro cho hydrocacbon lỏng được tổng hợp bằng phản ứng tổng hợp FT để tạo ra nhiên liệu gốc của nhiên liệu lỏng (chủ yếu là dầu hỏa và dầu gazoin).

Sau đây, các bộ phận cấu tạo của các bộ phận tương ứng này sẽ được mô tả.

Bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3 chủ yếu bao gồm, ví dụ, lò phản ứng loại lưu huỳnh 10, thiết bị reforming 12, nồi hơi nhiệt thải 14, các thiết bị tách pha lỏng-hơi 16 và 18, bộ phận tách loại CO₂ 20, và bộ tách hydro 26. Lò phản ứng loại lưu huỳnh 10 bao gồm bộ khử lưu huỳnh bằng hydro hoặc tương tự, và loại bỏ hợp chất lưu huỳnh khỏi khí tự nhiên làm nguyên liệu. Thiết bị reforming 12 để reforming khí tự nhiên được cấp từ lò phản ứng loại lưu huỳnh 10, tạo ra khí tổng hợp bao gồm khí cacbon monoxit (CO) và khí hydro (H₂) làm thành phần chính. Nồi hơi nhiệt thải 14 thu nhiệt thải của khí tổng hợp được tạo ra bởi thiết bị reforming 12, sinh ra hơi cao áp.

Bộ tách pha lỏng-hơi 16 tách nước được gia nhiệt bởi sự trao đổi nhiệt với khí tổng hợp trong nồi hơi nhiệt thải 14 thành khí (hơi cao áp) và chất lỏng. Bộ tách pha lỏng-hơi 18 loại bỏ thành phần đã ngưng tụ từ khí tổng hợp được làm nguội trong nồi hơi nhiệt thải 14, và cấp thành phần khí đến bộ phận tách loại CO₂ 20. Bộ phận tách loại CO₂ 20 có tháp hấp thu 22 mà loại bỏ khí cacbon dioxit bằng cách sử dụng chất hấp thu từ khí tổng hợp được cấp từ bộ tách pha lỏng-hơi 18, và tháp tái sinh 24 mà giải hấp khí cacbon dioxit từ chất hấp thu chứa khí cacbon dioxit để tái sinh chất hấp thu. Bộ tách hydro 26 tách phần khí hydro có trong khí tổng hợp, khỏi khí tổng hợp mà khí cacbon dioxit đã được tách bởi bộ phận tách

loại CO₂ 20. Cần lưu ý rằng bộ phận tách loại CO₂ 20 không nhất thiết phải có tùy thuộc vào các trường hợp.

Thiết bị reforming 12 reforming khí tự nhiên bằng cách sử dụng khí cacbon dioxit và hơi nước để tạo ra khí tổng hợp có nhiệt độ cao chứa khí cacbon monoxit và khí hydro làm thành phần chính, ví dụ, bằng phương pháp reforming khí cacbon-dioxit và hơi nước được biểu hiện bằng các công thức phản ứng hóa học (1) và (2) sau đây. Ngoài ra, phương pháp reforming trong thiết bị reforming 12 không bị giới hạn ở ví dụ về phương pháp reforming khí cacbon-dioxit và hơi nước. Ví dụ, phương pháp reforming hơi nước, phương pháp reforming oxy hóa một phần (POX) sử dụng oxy, phương pháp reforming bằng nhiệt tự động (ATR) là sự kết hợp của phương pháp reforming oxy hóa một phần và phương pháp reforming hơi nước, phương pháp reforming khí cacbon-dioxit, và các phương pháp tương tự khác cũng có thể được sử dụng.



Ngoài ra, bộ tách hydro 26 được bố trí trên đường nhánh phân nhánh từ đường ống chính mà nối bộ phận tách loại CO₂ 20 hoặc bộ tách pha lỏng-hơi 18 với lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30. Bộ tách hydro 26 có thể bao gồm, ví dụ, thiết bị hấp phụ dao động áp suất hydro (PSA) thực hiện quá trình hấp phụ và giải hấp hydro bằng cách sử dụng sự chênh lệch áp suất. Thiết bị PSA hydro có chất hấp phụ (chất hấp phụ zeolit, than hoạt tính, nhôm oxit, silicagel, hoặc các chất tương tự) trong một dãy gồm nhiều tháp hấp phụ (không được thể hiện) mà được bố trí song song. Bằng cách lặp lại lần lượt các quá trình tương ứng bao gồm gia áp, hấp phụ, giải hấp (giảm áp suất), và xả hydro trong từng tháp hấp phụ, khí hydro có độ tinh khiết cao (ví dụ, khoảng 99,999%) được tách khỏi khí tổng hợp có thể được cấp liên tục đến các thiết bị phản ứng sử dụng hydro khác nhau (ví dụ, lò phản ứng loại lưu huỳnh 10, lò phản ứng hydrocracking phân cắt sáp 60, lò phản ứng xử lý phân chưng cất giữa bằng hydro 61, và lò phản ứng xử lý phân cắt naphta bằng hydro 62, và tương tự) mà thực hiện các phản ứng định

trước bằng cách sử dụng hydro.

Phương pháp tách khí hydro trong bộ tách hydro 26 không bị giới hạn ở ví dụ về phương pháp hấp phụ dao động áp suất như trong thiết bị PSA hydro nêu trên. Ví dụ, có thể là phương pháp hấp phụ hợp kim chứa hydro, phương pháp tách màng, hoặc sự kết hợp của các phương pháp này.

Tiếp theo, bộ phận tổng hợp FT 5 được mô tả với việc tham khảo các FIG. 1 và 2. Như được thể hiện trên FIG. 1 và FIG. 2, bộ phận tổng hợp FT 5 chủ yếu bao gồm lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30 (sau đây được gọi là "lò phản ứng 30"), bộ tách pha lỏng-hơi 32, bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34, bộ tách pha lỏng-hơi 36, và bộ cất phân đoạn thứ nhất 40.

Lò phản ứng 30, trong đó hydrocacbon lỏng được tổng hợp từ khí tổng hợp, có chức năng làm lò phản ứng tổng hợp FT trong đó hydrocacbon lỏng được tổng hợp từ khí tổng hợp nhờ phản ứng tổng hợp FT. Lò phản ứng 30 chủ yếu bao gồm thân lò phản ứng 80 và đường ống làm nguội 81, và được vận hành dưới các điều kiện mà nhiệt độ bên trong của nó nằm trong khoảng từ 180°C đến 270°C và phân bên trong của bình này được gia áp từ áp suất môi trường.

Thân lò phản ứng 80 về cơ bản là bình kim loại hình cầu. Huyền phù đặc có các hạt chất xúc tác rắn được tạo huyền phù trong hydrocacbon lỏng (sản phẩm được tổng hợp nhờ phản ứng tổng hợp FT) được giữ bên trong thân lò phản ứng 80, và tạo ra tầng huyền phù đặc.

Ở phần bên dưới của thân lò phản ứng 80, khí tổng hợp bao gồm khí hydro và khí cacbon monoxit làm các thành phần chính được bơm vào trong huyền phù đặc. Sau đó, khí tổng hợp được thổi vào trong huyền phù đặc dưới dạng bột khí hướng từ phía dưới lên phía trên theo chiều cao (chiều thẳng đứng) của thân lò phản ứng 80 nhờ huyền phù đặc. Trong quá trình này, khí tổng hợp được hòa tan trong hydrocacbon lỏng và được cho tiếp xúc với các hạt chất xúc tác, nhờ đó phản ứng tổng hợp (phản ứng tổng hợp FT) của hydrocacbon lỏng diễn ra. Cụ thể, như được thể hiện trong công thức phản ứng hóa học (3) sau đây, khí hydro và khí cacbon monoxit phản ứng với nhau để tạo ra hydrocacbon.



Ở đây, trong phản ứng này, tỷ lệ của khí cacbon monoxit được tiêu thụ trong lò phản ứng so với khí cacbon monoxit (CO) được cấp đến lò phản ứng được coi là tốc độ chuyển hóa phản ứng (sau đây được gọi một cách đơn giản là "tốc độ chuyển hóa phản ứng") của cacbon monoxit trong sáng chế. Tốc độ chuyển hóa phản ứng này được tính theo phần trăm từ tốc độ dòng phân tử (tốc độ dòng phân tử CO đầu vào) của khí cacbon monoxit trong khí mà chảy vào trong thân lò phản ứng 80 trên đơn vị thời gian, và tốc độ dòng phân tử (tốc độ dòng phân tử CO đầu ra) của khí cacbon monoxit ở thành phần xả khí được tách ra trên đơn vị thời gian từ phần pha khí 82 của thân lò phản ứng 80 như được mô tả dưới đây. Nghĩa là, tốc độ chuyển hóa phản ứng thu được bằng công thức (4) sau đây.

$$\text{Tốc độ chuyển hóa phản ứng} = \frac{\text{Tốc độ dòng phân tử CO đầu vào} - \text{Tốc độ dòng phân tử CO đầu ra}}{\text{Tốc độ dòng phân tử CO đầu vào}} \times 100 \quad \cdots (4)$$

Ngoài ra, để tái sử dụng khí tổng hợp mà có trong thành phần xả khí được xả ra từ phần pha khí của lò phản ứng 30 và không được phản ứng trong thân lò phản ứng 80, thành phần khí, mà được tách khỏi thành phần lỏng được ngưng tụ bằng cách làm nguội thành phần xả khí, được tái tuần hoàn đến thân lò phản ứng 80 và được cấp lại cho phản ứng. Trong trường hợp đó, tốc độ dòng phân tử CO đầu vào có nghĩa là tốc độ dòng phân tử khí cacbon monoxit ở khí đi vào lò phản ứng chứa khí tổng hợp được cấp mới và khí được tái tuần hoàn.

Tốc độ dòng phân tử (tốc độ dòng phân tử CO đầu vào) của khí cacbon monoxit trong khí tổng hợp mà chảy vào trong thân lò phản ứng 80 trên đơn vị thời gian được đo liên tục hoặc định kỳ bằng, ví dụ, thiết bị sắc ký khí và dụng cụ đo lưu lượng (không được thể hiện) mà được bố trí ở đường cấp 49 qua đó khí tổng hợp được cấp đến thân lò phản ứng 80. Ngoài ra, như được nêu ở trên, nếu khí chứa khí tổng hợp không phản ứng được tái tuần hoàn đến thân lò phản ứng 80, tốt hơn là, các vị trí mà ở đó thiết bị sắc ký khí và dụng cụ đo dòng được lắp trên đường cấp 49 được đặt hướng về phía hướng xuống dưới so với ống nối có đường

ống qua đó khí được tái tuần hoàn lưu thông. Ngoài ra, tốc độ dòng phân tử (tốc độ dòng phân tử CO đầu ra) của khí cacbon monoxit trong thành phần xả được tách ra trên đơn vị thời gian từ phần pha khí 82 của thân lò phản ứng 80 được đo liên tục hoặc định kỳ bằng thiết bị sắc kí khí và dụng cụ đo lưu lượng (không được thể hiện) mà được bố trí ở đường ống xả 88 được mô tả dưới đây. Do vậy, tốc độ chuyển hóa phản ứng của cacbon monoxit được tính liên tục hoặc định kỳ trên cơ sở công thức (4) từ các giá trị đo được, và quá trình vận hành được giám sát theo kết quả tính toán này.

Trong thân lò phản ứng 80, vì khí tổng hợp tiến vào trong thân lò phản ứng 80 dưới dạng bột khí, dòng hướng lên (sự đẩy khí) của huyền phù đặc xuất hiện bên trong thân lò phản ứng 80. Kết quả là, dòng tuần hoàn của huyền phù đặc được sinh ra bên trong thân lò phản ứng 80.

Ngoài ra, phần pha khí 82 được tạo ra ở phần bên trên của huyền phù đặc nằm trong thân lò phản ứng 80, và quá trình tách pha lỏng-hơi được thực hiện ở mặt phân cách giữa phần pha khí 82 này và huyền phù đặc. Có nghĩa là, khí tổng hợp, mà đã đi qua mặt phân cách giữa huyền phù đặc và phần pha khí 82 mà không phản ứng trong huyền phù đặc, và hydrocacbon, mà được tạo ra bởi phản ứng tổng hợp FT và là dạng khí và tương đối nhẹ dưới các điều kiện trong thân lò phản ứng 80, di chuyển đến phần pha khí 82 dưới dạng thành phần khí. Đồng thời, phần lớn các giọt (bột khí) bị cuốn vào thành phần khí và các hạt chất xúc tác bị cuốn vào các giọt này được đưa trở lại huyền phù đặc nhờ trọng lực. Sau đó, thành phần khí (khí tổng hợp không phản ứng và hydrocacbon nhẹ) mà đã tiến vào phần pha khí 82 của thân lò phản ứng 80 được chiết tách nhờ ống dẫn (đường ống tách 83) được nối với phần pha khí 82 (đỉnh cột) của thân lò phản ứng 80, và trở thành thành phần xả khí. Thành phần xả khí sau đó được cấp đến bộ tách pha lỏng-hơi 36 sau khi được làm nguội như được mô tả dưới đây.

Đường ống làm nguội 81 được bố trí bên trong thân lò phản ứng 80 để loại bỏ nhiệt của phản ứng được sinh ra bởi phản ứng tổng hợp FT, bằng cách đó duy trì nhiệt độ trong hệ thống ở nhiệt độ định trước. Đường ống làm nguội 81 này có

thể được tạo ra, ví dụ, sao cho một đường ống dẫn được uốn cong và chuyển động lên và xuống nhiều lần theo chiều thẳng đứng. Ngoài ra, ví dụ, một loạt đường ống làm nguội có cấu trúc ống kép được gọi là kiểu lưỡi lê có thể được bố trí bên trong thân lò phản ứng 80. Tức là, hình dạng và số lượng các đường ống làm nguội 81 không bị giới hạn ở ở hình dạng và số lượng nêu trên, và hình dạng và số lượng tùy ý của các đường ống làm nguội có thể được chấp nhận miễn là đường ống làm nguội được bố trí bên trong thân lò phản ứng 80 và có thể góp phần làm nguội huyền phù đặc.

Trong đường ống làm nguội 81 này, nước làm nguội (ví dụ, nước mà có sự chênh lệch từ nhiệt độ trong thân lò phản ứng 80 là khoảng -50°C đến 0°C) được cấp từ bộ tách pha lỏng-hơi 32 được thể hiện trên FIG. 1 chảy qua. Vì sự trao đổi nhiệt được thực hiện với huyền phù đặc qua vách của đường ống làm nguội 81 trong khi nước làm nguội chảy qua đường ống làm nguội 81, huyền phù đặc bên trong thân lò phản ứng 80 được làm nguội. Một phần nước làm nguội trở thành hơi nước, được xả đến bộ tách pha lỏng-hơi 32, và sau đó được thu hồi dưới dạng hơi nước áp suất trung bình.

Môi trường làm nguội huyền phù đặc trong thân lò phản ứng 30 không bị giới hạn ở nước làm nguội như được nêu ở trên. Ví dụ, các alkan mạch thẳng, mạch nhánh, và mạch vòng có 4 đến 10 nguyên tử cacbon, olefin, silan có trọng lượng phân tử thấp, silyl ete, dầu silic, hoặc tương tự có thể được sử dụng.

Bộ tách pha lỏng-hơi 32 tách nước lưu thông và được gia nhiệt nhờ đường ống làm nguội 81 được bố trí trong lò phản ứng 30 thành hơi nước (hơi nước áp suất trung bình) và chất lỏng. Chất lỏng đã tách trong bộ tách pha lỏng-hơi 32 được cấp lại đến đường ống làm nguội 81 dưới dạng nước làm nguội như được nêu ở trên.

Mặc dù chất xúc tác mà có trong huyền phù đặc được giữ trong thân lò phản ứng 80 không bị giới hạn một cách cụ thể, hạt chất xúc tác rắn trong đó ít nhất một loại kim loại hoạt tính được chọn từ coban, ruteni, sắt, và các kim loại khác được đặt trên nền xúc tác được tạo ra bởi các oxit vô cơ như silic dioxit hoặc

nhôm oxit, được ưu tiên sử dụng. Chất xúc tác này còn có thể có thành phần kim loại như zirconi, titan, hafni, hoặc rheni, mà được bổ sung để tăng cường hoạt tính của chất xúc tác, không phải là kim loại hoạt tính. Mặc dù hình dạng của chất xúc tác không bị giới hạn một cách cụ thể, hình dạng của chất xúc tác tốt hơn là về cơ bản là hình cầu xét trên quan điểm khả năng chảy của huyền phù đặc và xét trên quan điểm ngăn chặn sự phân rã và ăn mòn cho các hạt chất xúc tác và các hạt chất xúc tác nghiền mịn được tạo ra, do sự va chạm hoặc sự cọ sát giữa các hạt chất xúc tác hoặc giữa các hạt chất xúc tác với vách trong của thân lò phản ứng 80, đường ống làm nguội 81, hoặc các bộ phận khác trong khi lưu thông.

Ngoài ra, mặc dù đường kính hạt trung bình của các hạt chất xúc tác không bị giới hạn một cách cụ thể, tốt hơn là xét trên quan điểm về khả năng chảy của huyền phù đặc mà đường kính hạt trung bình nằm trong khoảng từ 40 μ m đến 150 μ m.

Bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34, như được thể hiện trên FIG. 2, bao gồm thùng tuyển 50 được bố trí bên ngoài lò phản ứng 30, và bộ lọc 52 được trang bị trong thùng tuyển 50. Bộ lọc 52 được bố trí để bẫy các hạt chất xúc tác nhằm tách các hạt chất xúc tác khỏi hydrocacbon lỏng có trong huyền phù đặc, và (các) bộ lọc 52 được lắp ở một giai đoạn hoặc nhiều giai đoạn theo hướng dòng chảy của huyền phù đặc. Đã mong muốn rằng cỡ lỗ của bộ lọc (bộ lọc có cỡ lỗ nhỏ nhất khi các bộ lọc được lắp ở nhiều giai đoạn) nằm trong khoảng từ 5 μ m đến 30 μ m, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 5 μ m đến 20 μ m, và vẫn tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 5 μ m đến 15 μ m. Ngoài ra, đường ống dòng ra 34a được nối với phần giữa của thân lò phản ứng 80 được bố trí ở phần bên trên của thùng tuyển 50, và đường ống hồi lưu 34b được nối với phần bên dưới của thân lò phản ứng 80 được bố trí ở phần dưới của thùng tuyển 50.

Ở đây, phần bên dưới của thân lò phản ứng 80 là phần mà nằm trong khoảng 1/3 hoặc nhỏ hơn chiều dài của thân lò phản ứng 80 tính từ đáy của thân lò phản ứng 80, và phần giữa của thân lò phản ứng 80 là phần nằm giữa phần bên trên và phần bên dưới của thân lò phản ứng 80. Đường ống dòng ra 34a là đường

để cung cấp một phần huyền phù đặc trong thân lò phản ứng 80 đến bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34, và đường ống hồi lưu 34b là đường để hồi lưu dầu hydrocacbon và các hạt chất xúc tác, mà được giữ bởi bộ lọc 52, đến thân lò phản ứng 80.

Ngoài ra, đường ống 41 được nối với bộ lọc 52 trong thùng tuyến 50 và dẫn dầu nặng mà được tách khỏi các hạt chất xúc tác ra. Ngoài ra, thiết bị lọc (không được thể hiện) và bể chứa (không được thể hiện) được bố trí ở đường ống 41 nếu cần. Thiết bị lọc có bộ lọc (không được thể hiện) trong đó và lọc hydrocacbon lỏng được nạp vào nhờ sử dụng bộ lọc này. Có nghĩa là, bộ lọc của thiết bị lọc bẫy và loại bỏ ít nhất một phần các hạt chất xúc tác mà trở thành bột mịn có trong hydrocacbon lỏng đã chảy ra mà không bị giữ bởi bộ lọc 52. Bể chứa lưu giữ tạm thời hydrocacbon lỏng mà được lọc bởi bộ lọc 52 và được lọc tiếp bởi thiết bị lọc. Sau đó, bộ cat phân đoạn thứ nhất 40 còn được nối với phía hướng xuống dưới của đường ống 41 tại đó thiết bị lọc (không được thể hiện) và bể chứa (không được thể hiện) được bố trí nếu cần.

Ngoài ra, đường ống tách 83 được nối với phần pha khí 82 (đỉnh cột) của thân lò phản ứng 80 ở lò phản ứng 30. Đường ống tách 83 được nối với bộ tách pha lỏng-hơi 36 qua bộ phận trao đổi nhiệt 84, và truyền thành phần khí trong phần pha khí 82, mà đã tiến đến phần đỉnh của thân lò phản ứng 80, đến bộ tách pha lỏng-hơi 36 dưới dạng thành phần xả khí. Bộ phận trao đổi nhiệt 84 gây ra khí tổng hợp được cấp từ bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3 và thành phần xả khí được tách từ thân lò phản ứng 80 để tiến hành sự trao đổi nhiệt với nhau, gia nhiệt khí tổng hợp có nhiệt độ tương đối thấp, và làm nguội thành phần xả khí có nhiệt độ tương đối cao.

Bộ tách pha lỏng-hơi 36 bao gồm bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85 và bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 theo phương án này, bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85 được bố trí ở phía trước để tạo thành giai đoạn trước, và bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 tạo thành giai đoạn kế tiếp mà được bố trí ở phía hướng xuống dưới. Tức là, theo phương án của sáng chế, bộ phận tách pha

lồng-hơi thứ nhất 86 là bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng của bộ tách pha lỏng-hơi 36. Ngoài ra, bộ tách pha lỏng-hơi 36 theo sáng chế không bị giới hạn ở kết cấu hai giai đoạn, và có thể có ba hoặc nhiều giai đoạn. Để làm bộ tách pha lỏng-hơi 36 có kết cấu nhiều giai đoạn, thành phần có thể hóa lỏng có trong thành phần xả khí có thể được hóa lỏng và được thu hồi một cách hiệu quả hơn.

Bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85 bao gồm bộ phận làm nguội thứ hai 85a và thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b được bố trí ở phía hướng xuống dưới của bình này, và bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 bao gồm bộ phận làm nguội thứ nhất 86a và thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b được bố trí ở phía hướng xuống dưới của bình này. Bộ phận làm nguội thứ hai 85a của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85 được nối trực tiếp với đường ống tách 83, tạo ra thành phần xả được làm nguội nhờ bộ phận trao đổi nhiệt 84 thực hiện sự trao đổi nhiệt với môi trường làm nguội, như nước, để tiếp tục làm nguội thành phần xả, và bằng cách hóa lỏng một phần thành phần xả. Bộ phận làm nguội thứ hai 85a được thiết kế để làm nguội tiếp thành phần xả được làm nguội đến, ví dụ, khoảng 180°C nhờ bộ phận trao đổi nhiệt 84, nhờ đó đặt nhiệt độ của thành phần xả ở đầu ra của nó là bằng hoặc cao hơn 80°C và bằng hoặc thấp hơn 120°C, và tốt hơn là bằng hoặc cao hơn 100°C và bằng hoặc thấp hơn 120°C. Theo phương án của sáng chế, bộ phận làm nguội thứ hai được thiết kế để đặt nhiệt độ của thành phần xả ở đầu ra của nó đến nhiệt độ khoảng 110°C.

Ở đây, vì thành phần sáp được chứa ít trong thành phần xả hóa rắn (keo tụ) ở khoảng 100°C, người ta cho rằng thành phần sáp hóa rắn khi được làm nguội đến, ví dụ, khoảng 80°C bởi bộ phận làm nguội thứ hai 85a của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85. Tuy nhiên, thành phần sáp chỉ có ít trong thành phần xả, và do vậy, ngay cả khi thành phần sáp hóa rắn, thành phần đã hóa rắn này được hòa tan hoặc phân tán trong thành phần xả. Do vậy, khả năng chảy của toàn bộ thành phần xả sẽ không bị hao hụt. Do vậy, thành phần sáp không bám dính vào bộ phận làm nguội thứ hai 85a, và thành phần xả chứa thành phần sáp chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b được bố trí ở phía hướng xuống dưới của bộ phận

làm nguội thứ hai 85a.

Thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b được nối với đầu ra của bộ phận làm nguội thứ hai 85a qua đường ống thứ hai 85c, và được thiết kế để tách hydrocacbon lỏng mà có điểm sôi cao khoảng 110°C từ thành phần khí có điểm sôi thấp hơn khoảng 110°C và giải phóng thành phần khí này đến phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86. Vật liệu độn như vật liệu bao gói, vòng Raschig hoặc dạng tương tự được bố trí ở phần giữa theo chiều cao trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Vật liệu độn được bố trí trong các lớp theo chiều cao của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b để tạo ra lớp vật liệu nạp 93. Ở đây, đường ống thứ hai 85c được nối với mặt đáy (phía bên dưới) của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b ở dưới lớp vật liệu nạp 93. Do vậy, thành phần xả mà đã chảy ra khỏi bộ phận làm nguội thứ hai 85a chảy vào trong mặt đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b ở dưới lớp vật liệu nạp 93.

Đường ống xả thứ hai 85d qua đó thành phần nặng của dầu nhẹ được tách khỏi thành phần khí được dẫn ra ngoài được nối với đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Ngoài ra, ngoài đường này, đường ống hồi lưu thứ hai 85e được nối với đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Đường ống hồi lưu thứ hai 85e được thiết kế sao cho thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b được hồi lưu đến phần bên trong của lớp vật liệu nạp 93 của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b hoặc mặt trên của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b ở phía trên lớp vật liệu nạp 93. Tức là, đường ống hồi lưu thứ hai 85e có một đầu (đầu cuối) được nối với phần bên trong của lớp vật liệu nạp 93 hoặc với phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp 93, và bằng cách đó, thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra khỏi thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b được cho chảy vào phần bên trong của lớp vật liệu nạp 93 hoặc đến phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp 93. (Trên các FIG. 1 và 2, mặc dù một đầu (đầu cuối) của đường ống hồi lưu thứ hai 85e được nối với phần bên trong của lớp vật liệu nạp 93, đường ống hồi lưu thứ hai có thể được nối với mặt trên ở phía lớp vật liệu nạp 93).

Ở đây, đường ống hồi lưu thứ hai 85e được trang bị bơm 94 để truyền

(bơm) thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b, và bộ phận làm nguội 95 trong đường ống hồi lưu thứ hai. Bộ phận làm nguội 95 trong đường ống hồi lưu thứ hai được bố trí ở phía sau của bơm 94 trong đường ống hồi lưu thứ hai 85e, và được thiết kế để làm nguội thành phần nặng của dầu nhẹ được bơm bởi bơm 94 đến nhiệt độ đích bằng hoặc cao hơn 80°C, tuy nhiên, nhiệt độ đích là bằng hoặc thấp hơn so với nhiệt độ định trước (theo phương án của sáng chế, vào khoảng bằng hoặc thấp hơn 110°C) được tạo ra bởi bộ phận làm nguội thứ hai 85a.

Có nghĩa là, vì nhiệt độ của thành phần nặng của dầu nhẹ được bơm bởi bơm 94 gia tăng do nhiệt của quá trình nén, nhiệt độ của thành phần nặng có xu hướng trở nên cao hơn nhiệt độ của thành phần xả mà chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b từ bộ phận làm nguội thứ hai 85a. Do vậy, bằng cách làm nguội thành phần nặng của dầu nhẹ được bơm đến nhiệt độ làm nguội hoặc thấp hơn, mà được sinh ra bởi bộ phận làm nguội thứ hai 85a, nhờ bộ phận làm nguội 95 trong đường ống hồi lưu thứ hai, thành phần nặng của dầu nhẹ được hồi lưu đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b được ngăn không cho bay hơi và nhờ đó chảy đến phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86. Ngoài ra, theo phương án của sáng chế, nhiệt độ làm nguội do bộ phận làm nguội 95 sinh ra trong đường ống hồi lưu thứ hai là khoảng 100°C.

Như vậy, vì thành phần nặng của dầu nhẹ được hồi lưu đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b và chảy đến phần bên trong của lớp vật liệu nạp 93 hoặc đến phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp 93 nhờ đường ống hồi lưu thứ hai 85e, thành phần khí trong thành phần xả mà đã chảy vào từ đường ống thứ hai 85c và thành phần nặng của dầu nhẹ được hồi lưu nhờ đường ống hồi lưu thứ hai 85e thực hiện quá trình tiếp xúc hơi-chất lỏng chủ yếu trong lớp vật liệu nạp 93 trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Kết quả là, thành phần sáp có trong (bị cuốn vào) thành phần khí dưới dạng hơi, giọt, hoặc tương tự được hấp thu tốt trong thành phần nặng của dầu nhẹ được hồi lưu và được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b.

Một phần thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b chảy đến đường ống 89 qua đường ống xả thứ hai 85d và chảy tiếp đến đường ống 41. Ngoài ra, phần còn lại của thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy chảy đến đường ống hồi lưu thứ hai 85e như được nêu ở trên và được tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Các lượng của thành phần nặng của dầu nhẹ, mà được xả ra từ đáy và chảy đến đường ống xả thứ hai 85d và chảy đến đường ống hồi lưu thứ hai 85e, được đặt trước một cách thích hợp và được điều chỉnh bởi van điều tiết (không được thể hiện) được bố trí ở đường ống hồi lưu thứ hai 85e. Ngoài ra, mặc dù đường ống hồi lưu thứ hai 85e được nối trực tiếp với đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b theo phương án của sáng chế, đường ống hồi lưu thứ hai có thể được nối với đường ống xả thứ hai 85d qua, ví dụ, van ba chiều hoặc thiết bị tương tự khác. Trong trường hợp đó, một phần của đường ống xả thứ hai 85d và đường ống hồi lưu thứ hai được nối đến đó trở thành đường ống hồi lưu thứ hai theo sáng chế.

Bộ phận làm nguội thứ nhất 86a của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 được nối với phần đỉnh của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b qua đường ống nối thông 87, tạo ra thành phần khí được tách từ thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b để tiến hành sự trao đổi nhiệt với môi trường làm nguội như nước, tiếp tục làm nguội thành phần khí, và bằng cách đó hóa lỏng một phần thành phần khí. Ví dụ, bộ phận làm nguội thứ nhất 86a được thiết kế để tiếp tục làm nguội thành phần khí được tách ra từ thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b, bằng cách đó đặt nhiệt độ của thành phần khí ở đầu ra của nó nằm trong khoảng từ 40°C đến 50°C. Theo phương án của sáng chế, bộ phận làm nguội thứ nhất 86a được thiết kế để thiết lập nhiệt độ của thành phần khí ở đầu ra vào khoảng 45°C. Ngoài ra, mặc dù bộ phận làm nguội thứ nhất 86a được tạo ra bởi bộ phận làm nguội đơn theo phương án của sáng chế, bộ phận làm nguội thứ nhất 86a có thể được tạo thành bởi nhiều (ví dụ, hai) bộ phận làm nguội. Trong trường hợp đó, ví dụ, tốt hơn là tạo ra bộ phận làm nguội sao cho thành phần khí được làm nguội đến nhiệt độ khoảng 60°C bởi bộ phận làm nguội thứ nhất và được làm nguội đến khoảng 45°C bởi bộ phận làm

nguội thứ hai (sau cùng).

Thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b được nối với đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a qua đường ống thứ nhất 86c, và được thiết kế để tách hydrocacbon lỏng mà có điểm sôi vượt quá 45°C khỏi thành phần khí có điểm sôi thấp hơn 45°C, và giải phóng thành phần khí này khỏi đường ống xả 88 được bố trí ở phần đỉnh của nó.

Các thành phần khí được xả ra từ đường ống xả 88 chủ yếu bao gồm khí tổng hợp không phản ứng (CO , H_2) và hydrocacbon dạng khí có số nguyên tử cacbon bằng hoặc thấp hơn 4. Do vậy, ở quá trình hoạt động thông thường, một phần hoặc toàn bộ thành phần khí được xả ra từ thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b được hồi lưu đến đường cấp khí tổng hợp 49 bởi đường tuần hoàn (không được thể hiện) và được cấp lại cho phản ứng tổng hợp FT cùng với khí tổng hợp được cấp mới.

Ngoài ra, một phần hoặc, theo các tình huống, toàn bộ thành phần khí được xả ra từ đường ống xả 88, có thể được đốt cháy dưới dạng khí bắt lửa hoặc tương tự. Ngoài ra, bộ cảm biến nhiệt độ (không được thể hiện) được bố trí ở đường ống thứ nhất 86c, và nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a được giám sát liên tục bởi bộ cảm biến này.

Đường ống xả thứ nhất 86d qua đó hydrocacbon lỏng được tách khỏi thành phần khí được dẫn ra được nối với đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b. Đường ống xả thứ nhất 86d được nối với một đường ống 89 cùng với đường ống xả thứ hai 85d, và đường ống 89 được nối với đường ống 41.

Bộ cắt phân đoạn thứ nhất 40 được bố trí để được nối với đường ống 41, dầu nặng được cấp qua đường ống 41, tức là, dầu nặng được xả ra từ bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34, và hydrocacbon lỏng được cấp qua đường ống xả thứ hai 85d và đường ống xả thứ nhất 86d, và đến đường ống 89, tức là, thành phần nặng của dầu nhẹ và thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b và thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b được chưng cất và được tách thành các phần cất tương ứng theo các điểm sôi.

Ở đây, theo phương án của sáng chế, van đảo chiều 90 bao gồm van ba chiều hoặc tương tự được bố trí ở đường ống xả thứ nhất 86d là đường ống ở phía hướng xuống dưới của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 mà là bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng của bộ tách pha lỏng-hơi 36, và đường ống hồi lưu thứ nhất 91 được nối với van đảo chiều 90 này. Đường ống hồi lưu thứ nhất 91 được nối với mặt trên ở phía trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai 85e (đường ống hồi lưu thứ hai) trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85.

Tuy nhiên, sáng chế không bị giới hạn ở đây, và đường ống hồi lưu thứ nhất 91, ví dụ, như được thể hiện bởi đường nét đứt trên FIG. 2, có thể được nối với đường ống được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội thứ nhất 86a của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86, tức là, đường ống nối thông 87. Ngoài ra, nếu bộ phận làm nguội thứ nhất 86a được tạo thành bởi nhiều bộ phận làm nguội, đường ống hồi lưu thứ nhất 91 có thể được nối với đường ống mà được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng. Tức là, đường ống hồi lưu thứ nhất 91 được nối phần nằm giữa mặt trên ở phía trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai 85e trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85 và đường ống được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng ở các bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86. Nhờ đó, thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà chảy qua đường ống xả thứ nhất 86d được mô tả dưới đây được tái tuần hoàn đến bộ phận làm nguội ở giai đoạn sau cùng của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 mà thực hiện quá trình làm nguội đến nhiệt độ thấp nhất.

Bằng cách trang bị đường ống hồi lưu thứ nhất 91 với, ví dụ, bơm (không được thể hiện), thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà chảy qua đường ống xả thứ nhất 86d được truyền (được cấp) đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Tức là, đường ống hồi lưu thứ nhất 91 có đầu cuối nên được nối với đường ống xả thứ nhất 86d và có đầu cuối được nối với thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b.

Ở đây, thành phần nhẹ của dầu nhẹ được dẫn đến đường ống xả thứ nhất

86d được nối với đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 (bộ tách pha lỏng-hơi ở giai đoạn sau cùng của bộ tách pha lỏng-hơi 36) là hydrocacbon lỏng được ngưng tụ bởi bộ phận làm nguội thứ nhất 86a, và là hydrocacbon nhẹ có điểm đục (CP) được xác định trong JIS K2269 thấp hơn so với nhiệt độ đầu ra (khoảng 45°C ở quá trình hoạt động thông thường) của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86.

Van đảo chiều 90 có thể tiến hành đảo chiều theo ba cách bao gồm cơ chế ở đó tổng lượng thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b được xả đến đường ống 89, cơ chế ở đó tổng lượng được xả đến đường ống hồi lưu thứ nhất 91, và cơ chế ở đó một phần được xả đến đường ống 89 và phần còn lại được xả đến đường ống hồi lưu thứ nhất 91. Ngoài ra, theo cơ chế ở đó một phần thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả đến đường ống 89 và phần còn lại được xả đến đường ống hồi lưu thứ nhất 91, tỷ lệ của lượng của thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả đến các đường ống tương ứng 89 và 91 có thể được thay đổi một cách thích hợp.

Như được thể hiện trên FIG. 1, bộ phận nâng cao chất lượng 7, ví dụ, bao gồm lò phản ứng hydrocracking phân cắt sáp 60, lò phản ứng xử lý phần chung cắt giữa bằng hydro 61, lò phản ứng xử lý phần cắt naphta bằng hydro 62, các bộ tách pha lỏng-hơi 63, 64, và 65, bộ cắt phân đoạn thứ hai 70, và bộ làm ổn định naphta 72. Lò phản ứng hydrocracking phân cắt sáp 60 được nối với đáy của bộ cắt phân đoạn thứ nhất 40. Lò phản ứng xử lý phần chung cắt giữa bằng hydro 61 được nối với phần giữa của bộ cắt phân đoạn thứ nhất 40. Lò phản ứng xử lý phần cắt naphta bằng hydro 62 được nối với phần bên trên của bộ cắt phân đoạn thứ nhất 40. Các bộ tách pha lỏng-hơi 63, 64, và 65 được bố trí tương ứng với các lò phản ứng hydro hóa 60, 61, và 62. Bộ cắt phân đoạn thứ hai 70 chung cắt phân đoạn hydrocacbon lỏng được cấp từ các bộ tách pha lỏng-hơi 63 và 64 theo điểm sôi. Bộ làm ổn định naphta 72 tinh chế hydrocacbon lỏng của phần cắt naphta được cấp từ bộ tách pha lỏng-hơi 65 và bộ cắt phân đoạn thứ hai 70, xả thành phần khí có số nguyên tử cacbon bằng hoặc nhỏ hơn 4 dưới dạng khí bắt lửa, và thu hồi các thành

phần có số nguyên tử cacbon bằng hoặc lớn hơn năm dưới dạng sản phẩm dầu mỏ nhẹ.

Tiếp theo, quy trình (quy trình GTL) tổng hợp nhiên liệu lỏng từ khí tự nhiên bằng hệ phản ứng tổng hợp 1 có kết cấu như trên được mô tả.

Khí tự nhiên (thành phần chính là CH_4) làm hydrocacbon nguyên liệu được cấp đến hệ phản ứng tổng hợp 1 từ nguồn cấp khí tự nhiên bên ngoài (không được thể hiện), như mỏ khí tự nhiên hoặc nhà máy sản xuất khí tự nhiên. Bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3 reforming khí tự nhiên này để tạo ra khí tổng hợp (khí hỗn hợp chứa khí cacbon monoxit và khí hydro làm thành phần chính).

Trước tiên, khí tự nhiên được cấp đến lò phản ứng loại lưu huỳnh 10 cùng với khí hydro được tách bởi bộ tách hydro 26. Lò phản ứng loại lưu huỳnh 10 hydro hóa hợp chất lưu huỳnh có trong khí tự nhiên bằng cách sử dụng khí hydro, với chất xúc tác quá trình loại lưu huỳnh bằng hydro đã biết, để được chuyển hóa thành hydro sulfua, và tiếp tục hấp phụ và loại bỏ hydro sulfua này bằng chất hấp phụ, như kẽm oxit, bằng cách đó thực hiện quá trình loại lưu huỳnh của khí tự nhiên. Bằng cách loại lưu huỳnh cho khí tự nhiên trước theo cách này, có thể ngăn chặn hoạt tính của chất xúc tác được sử dụng trong thiết bị reforming 12, lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30, bộ phận nâng cao chất lượng 7, và các thiết bị khác không bị giảm bởi hợp chất lưu huỳnh.

Khí tự nhiên (có thể cũng bao gồm khí cacbon dioxit) được khử lưu huỳnh theo cách này được cấp đến thiết bị reforming 12 sau khi khí cacbon dioxit (CO_2) được cấp từ nguồn cấp khí cacbon-dioxit (không được thể hiện) và hơi nước được sinh ra trong nồi hơi nhiệt thải 14 được trộn lẫn với nhau. Thiết bị reforming 12 reforming khí tự nhiên bằng cách sử dụng khí cacbon dioxit và hơi nước, ví dụ, bằng phương pháp reforming khí cacbon-dioxit và hơi nước để tạo ra khí tổng hợp có nhiệt độ cao chứa khí cacbon monoxit và khí hydro làm thành phần chính. Đồng thời, thiết bị reforming 12 được cấp với, ví dụ, khí nhiên liệu và không khí cho buồng đốt trong thiết bị reforming 12, và nhiệt của phản ứng cần cho phản ứng reforming hơi nước và khí cacbon-dioxit nêu trên là phản ứng thu nhiệt được tạo ra

bởi nhiệt đốt cháy của khí nhiên liệu trong buồng đốt và nhiệt bức xạ trong buồng đốt của thiết bị reforming 12.

Khí tổng hợp có nhiệt độ cao (ví dụ, 900°C, 2,0MPaG) được tạo ra trong thiết bị reforming 12 theo cách này được cấp đến nồi hơi nhiệt thải 14, và được làm nguội (ví dụ, 400°C) bằng cách trao đổi nhiệt với nước chảy trong nồi hơi nhiệt thải 14, nhờ đó nhiệt thải được thu hồi. Đồng thời, nước được gia nhiệt bởi khí tổng hợp trong nồi hơi nhiệt thải 14 được cấp đến bộ tách pha lỏng-hơi 16. Từ bộ tách pha lỏng-hơi 16 này, thành phần khí được cấp đến thiết bị reforming 12 hoặc các thiết bị bên ngoài khác dưới dạng hơi cao áp (ví dụ, 3,4 đến 10,0MPaG), và nước dưới dạng thành phần lỏng được hồi lưu đến nồi hơi nhiệt thải 14.

Mặt khác, khí tổng hợp được làm nguội trong nồi hơi nhiệt thải 14 được cấp đến tháp hấp thu 22 của bộ phận tách loại CO₂ 20 hoặc lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30 sau khi thành phần ngưng tụ của nó được tách và được loại bỏ trong bộ tách pha lỏng-hơi 18. Chất hấp thu được lưu giữ trong tháp hấp thu 22 hấp thụ khí cacbon dioxit có trong khí tổng hợp, tách khí cacbon dioxit khỏi khí tổng hợp. Chất hấp thu chứa khí cacbon dioxit trong tháp hấp thu 22 được nạp vào trong tháp tái sinh 24, chất hấp thu chứa khí cacbon dioxit được gia nhiệt bởi, ví dụ, hơi nước bằng cách đó được đem đi xử lý cất phần nhẹ, và khí cacbon dioxit đã giải hấp thu được được truyền đến thiết bị reforming 12 từ tháp tái sinh 24 và được tái sử dụng cho phản ứng reforming nêu trên.

Khí tổng hợp được tạo ra trong bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3 theo cách này được cấp đến lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30 của bộ phận tổng hợp FT 5 nêu trên qua đường cấp 49 được thể hiện trên FIG. 2. Đồng thời, tỷ lệ thành phần của khí tổng hợp được cấp đến lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30 được điều chỉnh đến tỷ lệ thành phần (ví dụ, H₂ : CO = 2 : 1 (tỷ lệ mol)) thích hợp cho phản ứng tổng hợp FT. Ngoài ra, theo phương án của sáng chế, khí tổng hợp này trở thành chất làm lạnh mà làm nguội thành phần khí, khí này được tách ra từ phần pha khí của lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30, trong bộ phận trao đổi nhiệt 84. Do vậy, kết cấu trong đó sự làm nguội sơ bộ được thực

hiện nếu cần để làm nguội thành phần khí này đến nhiệt độ mong muốn có thể được chấp nhận. Ngoài ra, khí tổng hợp này có thể được gia áp đến áp suất (ví dụ, 3,6MPaG) thích hợp cho phản ứng tổng hợp FT bằng máy nén (không được thể hiện) được bố trí ở đường ống mà nối bộ phận tách loại CO₂ 20 và lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bọt khí 30.

Ngoài ra, một phần của khí tổng hợp, khí cacbon dioxit mà đã được tách bằng bộ phận tách loại CO₂ 20 nêu trên, cũng được cấp đến bộ tách hydro 26. Bộ tách hydro 26 tách khí hydro có trong khí tổng hợp, bằng cách hấp phụ và giải hấp (hydro PSA) sử dụng sự chênh lệch áp suất như được nêu ở trên. Khí hydro đã tách này được cấp liên tục từ bình khí (không được thể hiện) hoặc thiết bị tương tự nhờ máy nén (không được thể hiện) đến các bộ phận phản ứng sử dụng hydro khác nhau (ví dụ, lò phản ứng loại lưu huỳnh 10, lò phản ứng hydrocrackinh phần cất sáp 60, lò phản ứng xử lý phần chưng cất giữa bằng hydro 61, lò phản ứng xử lý phần cất naphta bằng hydro 62, và các thiết bị khác) mà thực hiện các phản ứng định trước bằng cách sử dụng khí hydro trong hệ phản ứng tổng hợp 1.

Tiếp theo, bộ phận tổng hợp FT 5 nêu trên tổng hợp hydrocacbon nhờ phản ứng tổng hợp FT từ khí tổng hợp được tạo ra bởi bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3 nêu trên. Sau đây, một phương án về quy trình sản xuất hydrocacbon theo sáng chế sẽ được mô tả trên cơ sở phương pháp tổng hợp hydrocacbon sử dụng phản ứng tổng hợp FT.

Trong quá trình hoạt động thông thường của bộ phận tổng hợp FT 5, khí tổng hợp được tạo ra trong bộ phận sản xuất khí tổng hợp 3 được cấp bởi đường cấp 49. Trong trường hợp đó, khí tái tuần hoàn bao gồm khí tổng hợp mà không được phản ứng trong lò phản ứng 30 trở về đường cấp 49 thông qua đường tuần hoàn (không được thể hiện) từ đường ống xả 88. Do vậy, sau khi khí tổng hợp được trộn với khí tái tuần hoàn, khí tổng hợp tiến hành trao đổi nhiệt với thành phần xả khí, khí này được tách ra từ lò phản ứng 30, bằng cách đó được gia nhiệt trong bộ phận trao đổi nhiệt 84. Tiếp theo, khí tổng hợp đã gia nhiệt chảy vào trong phần đáy của thân lò phản ứng 80 mà tạo thành lò phản ứng tầng huyền phù

đặc cột bột khí 30, và xuyên qua huyền phù đặc được giữ trong thân lò phản ứng 80 dưới dạng bột khí.

Trong trường hợp đó, trong thân lò phản ứng 80, khí cacbon monoxit và khí hydro mà có trong khí tổng hợp phản ứng với nhau theo phản ứng tổng hợp FT nêu trên để tạo ra hydrocacbon. Ngoài ra, như được nêu ở trên, tốc độ dòng khí hỗn hợp của khí tổng hợp được cấp bởi đường cấp 49 và khí tái tuần hoàn nêu trên được đo bằng dụng cụ đo lưu lượng (không được thể hiện) trước khi chảy vào trong thân lò phản ứng 80, và nồng độ khí cacbon monoxit có trong khí hỗn hợp được đo bằng thiết bị sắc ký khí (không được thể hiện). Tiếp theo, tốc độ dòng phân tử (tốc độ dòng phân tử CO đầu vào) của khí cacbon monoxit mà chảy vào trong thân lò phản ứng 80 trên đơn vị thời gian được tính từ các giá trị này.

Ngoài ra, trong quá trình phản ứng tổng hợp này, nhiệt phản ứng của phản ứng tổng hợp FT được loại bỏ bằng cách làm cho nước chảy qua đường ống làm nguội 81. Nước được gia nhiệt bằng cách trao đổi nhiệt bay hơi và được quay trở lại vào trong hơi nước. Nước của chất lỏng có trong hơi nước này được tách bằng bộ tách pha lỏng-hơi 32 và được hồi lưu đến đường ống làm nguội 81, và thành phần khí trong đó được cấp đến thiết bị bên ngoài dưới dạng hơi nước áp suất trung bình (ví dụ, 1,0 đến 2,5MPaG).

Một phần của huyền phù đặc, mà chứa hydrocacbon lỏng và các hạt chất xúc tác, trong thân lò phản ứng 80 của lò phản ứng 30 được chiết cách qua đường ống dòng ra 34a từ phần giữa của thân lò phản ứng 80, như được thể hiện trên FIG. 2, và được nạp vào trong bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34. Trong bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34, huyền phù đặc được nạp vào được lọc bằng bộ lọc 52, và nhờ đó các hạt chất xúc tác được giữ lại. Quá trình này tách huyền phù đặc thành thành phần rắn và thành phần lỏng chứa dầu nặng. Dầu hydrocacbon được tạo ra chảy qua bộ lọc 52 của bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34 theo hướng ngược lại với hướng dòng chảy thông thường, để loại bỏ các hạt chất xúc tác bị giữ lại khỏi bề mặt bộ lọc và hồi lưu các hạt chất xúc tác được loại bỏ vào thân lò phản ứng 80. Đồng thời, các hạt chất xúc tác được giữ lại bởi bộ lọc 52 được hồi lưu đến thân lò

phản ứng 80 qua đường ống hồi lưu 34b cùng với một phần của hydrocacbon lỏng.

Ngoài ra, thành phần xả khí được tách ra từ phần pha khí 82 của thân lò phản ứng 80 chảy vào trong bộ tách pha lỏng-hơi 36 sau khi được làm nguội nhờ sự trao đổi nhiệt với khí tổng hợp (chứa khí tái tuần hoàn), mà được cấp đến thân lò phản ứng 80, trong bộ phận trao đổi nhiệt 84 qua đường ống tách 83. Ngoài ra, tốc độ dòng của thành phần khí, mà chảy qua đường ống xả 88 qua đó thành phần khí được xả ra từ bộ tách pha lỏng-hơi 36, được đo bằng dụng cụ đo lưu lượng, và nồng độ khí cacbon monoxit có trong thành phần khí được đo bằng thiết bị sắc ký khí. Từ các giá trị này, tốc độ dòng phân tử (tốc độ dòng phân tử CO đầu ra) của khí cacbon monoxit được chiết trên đơn vị thời gian từ đường ống tách 83 được nối với phần đỉnh của thân lò phản ứng 80 được tính. Kết quả là, tốc độ chuyển hóa phản ứng trong lò phản ứng 30 được tính và giám sát một cách liên tục hoặc định kỳ.

Ngoài ra, trong quá trình hoạt động thông thường của bộ phận tổng hợp FT 5, tốc độ chuyển hóa phản ứng là nằm trong khoảng từ 30% đến 70%, và tốc độ chuyển hóa phản ứng không nên bằng hoặc thấp hơn 20% trừ phi bộ phận tổng hợp FT là ở lúc khởi động khi sự cấp khí tổng hợp được bắt đầu, hoặc trong các quá trình vận hành không ổn định khác.

Thành phần xả khí, mà đã chảy vào trong bộ tách pha lỏng-hơi 36 từ phần đỉnh của thân lò phản ứng 80, được tiếp tục làm nguội bởi bộ phận làm nguội thứ hai 85a của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85, và chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b ở trạng thái hỗn hợp lỏng-hơi. Hỗn hợp lỏng-hơi mà đã chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b được tách thành hơi và chất lỏng trong thùng 85b, và thành phần lỏng đã tách, tức là, thành phần nặng của dầu nhẹ, được xả ra từ đường ống xả thứ hai 85d. Thành phần nặng của dầu nhẹ đã đi ra ngoài đường ống xả thứ hai 85d chảy vào trong đường ống 89, và sau đó chảy vào trong bộ cất phân đoạn thứ nhất 40 qua đường ống 41.

Ngoài ra, theo phương án của sáng chế, thành phần nặng của dầu nhẹ về cơ bản được điều chỉnh bởi van điều tiết (không được thể hiện) được bố trí ở đường

ống hồi lưu thứ hai 85e để không bị đi ra ngoài đường ống hồi lưu thứ hai 85e trong quá trình hoạt động thông thường.

Ngoài ra, thành phần khí, mà chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b, được tách khỏi thành phần lỏng, và sau đó chảy qua đường ống nối thông 87, tiếp tục được làm nguội bởi bộ phận làm nguội thứ nhất 86a của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 và chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b ở trạng thái hỗn hợp lỏng-hơi. Hỗn hợp lỏng-hơi mà đã chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b được tách thành hơi và chất lỏng trong thùng 86b, và thành phần lỏng đã tách, tức là, thành phần nhẹ của dầu nhẹ, được xả ra từ đường ống xả thứ nhất 86d. Nếu bộ phận tổng hợp FT 5 đang trong trạng thái hoạt động thông thường, van đảo chiều 90 được bố trí ở đường ống xả thứ nhất 86d được đặt ở chế độ ở đó tổng lượng thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà chảy qua đường ống xả thứ nhất 86d được xả đến đường ống 89.

Do vậy, thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà chảy qua đường ống xả thứ nhất 86d chảy qua đường ống 89, và sau đó chảy vào trong bộ cát phân đoạn thứ nhất 40 qua đường ống 41, tương tự thành phần nặng của dầu nhẹ mà chảy qua đường ống xả thứ hai 85d. Ngoài ra, thành phần khí đã tách trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b được xả ra từ đường ống xả 88 như được nêu ở trên. Ngoài ra, nước mà được sinh ra dưới dạng sản phẩm phụ trong lò phản ứng 30 có trong thành phần lỏng mà chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b. Do vậy, tốt hơn là bố trí đường ống thoát nước (không được thể hiện) ở phần đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b.

Thành phần khí, mà được tách khỏi thành phần lỏng trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b và được xả qua đường ống xả 88, có khí tổng hợp mà không được phản ứng trong thân lò phản ứng 80 như được nêu ở trên và hydrocacbon dạng khí có số nguyên tử cacbon bằng hoặc nhỏ hơn 4 được tạo ra nhờ phản ứng tổng hợp FT, làm thành phần chính. Do vậy, nếu bộ phận tổng hợp FT 5 đang ở trạng thái hoạt động thông thường, thành phần khí được xả đến đường ống xả 88 được cấp đến khí tổng hợp đường cấp 49 nhờ đường tuần hoàn (không được thể

hiện), được kết hợp với khí tổng hợp mà được cấp mới, được tái tuần hoàn đến thân lò phản ứng 80, và được cấp lại cho phản ứng tổng hợp FT.

Ngoài ra, ít nhất một phần thành phần khí được xả bởi đường ống xả 88 bị đốt cháy dưới dạng khí bất lửa hoặc tương tự.

Mặt khác, ví dụ, ở giai đoạn trước lúc khởi động hoặc khi phản ứng tổng hợp FT cần được dừng tạm thời vì lý do một cụ thể, quá trình tuần hoàn khí nitơ trong hệ phản ứng mà không cấp khí tổng hợp (khí nguồn) như được nêu ở trên có thể được thực hiện. Ngoài ra, ví dụ, ở giai đoạn giữa chuyển tiếp từ quá trình tuần hoàn khí nitơ đến quá trình hoạt động thông thường, quá trình cấp khí tổng hợp, nhưng đặt nhiệt độ lò phản ứng ở nhiệt độ thấp hơn so với nhiệt độ trong quá trình hoạt động thông thường, nhờ đó duy trì phản ứng tổng hợp FT về cơ bản không tiến triển hoặc đặt tốc độ chuyển hóa phản ứng của khí cacbon monoxit ở giá trị thấp hơn nhiều so với trong quá trình hoạt động thông thường có thể được thực hiện.

Nếu quá trình hoạt động không ổn định được thực hiện, sáp có thể bám dính vào bộ phận làm nguội của bộ tách pha lỏng-hơi 36, cụ thể là, bộ phận làm nguội thứ nhất 86a của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 ở giai đoạn kế tiếp (giai đoạn cuối), và được tích tụ trong bộ phận làm nguội, sự truyền nhiệt có thể suy giảm, và nhiệt độ của đầu ra của bộ phận làm nguội có thể gia tăng nhiều so với nhiệt độ hoạt động bình thường (khoảng 45°C). Nguyên nhân của sự bám dính sáp trong bộ phận làm nguội được cho là bởi vì lượng thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà chảy qua bộ phận làm nguội giảm đáng kể và, nhờ đó, tác dụng "rửa xối" sáp bám dính bị giảm nhiều, nếu phản ứng tổng hợp FT về cơ bản không tiến triển trong quá trình hoạt động không ổn định hoặc nếu tốc độ chuyển hóa phản ứng giảm nhiều, ngược lại thành phần nhẹ của dầu nhẹ được ngưng tụ bởi bộ phận làm nguội chảy qua bộ phận làm nguội với lượng lớn nếu bộ phận tổng hợp FT 5 đang trong trạng thái hoạt động thông thường.

Như vậy, theo phương án của sáng chế, nếu quá trình hoạt động trong đó phản ứng tổng hợp FT về cơ bản không tiến triển hoặc quá trình hoạt động trong

đó tốc độ chuyển hóa phản ứng là bằng hoặc thấp hơn 20% được thực hiện trong lò phản ứng 30, van điều tiết được bố trí ở đường ống hồi lưu thứ hai 85e được đảo chiều, và một phần thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b đến đường ống hồi lưu thứ hai 85e. Thành phần nặng đã xả ra của dầu nhẹ được bơm bằng bơm 94, được làm nguội đến nhiệt độ định trước bởi bộ phận làm nguội 95 trong đường ống hồi lưu thứ hai, và sau đó được hồi lưu đến mặt trên (phía bên trên) ở trên lớp vật liệu nạp 93 của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Sau đó, thành phần khí trong thành phần xả, mà chảy vào từ đường ống thứ hai 85c và tiến vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b, và thành phần nặng của dầu nhẹ, mà được hồi lưu theo đường ống hồi lưu thứ hai 85e và được thoát ra ở dạng phun mưa vào trong lớp vật liệu nạp 93, gây ra sự tiếp xúc pha lỏng-hơi ở hiệu suất cao trong lớp vật liệu nạp 93 trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b.

Kết quả là, thành phần sáp có trong (bị cuốn) vào thành phần khí dưới dạng hơi, giọt, hoặc tương tự được hấp thụ tốt và được hóa lỏng trong thành phần nặng đã hồi lưu của dầu nhẹ và được xả ra khỏi đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Tức là, một phần thành phần sáp chảy vào trong bộ cất phân đoạn thứ nhất 40 qua đường ống 89 và đường ống 41 từ đường ống xả thứ hai 85d. Phần còn lại được dẫn đến đường ống hồi lưu thứ hai 85e và được tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b. Ngoài ra, mặc dù quá trình tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ theo đường ống hồi lưu thứ hai 85e gần như chỉ được thực hiện trong quá trình hoạt động không ổn định, quá trình tuần hoàn có thể được thực hiện ngay cả trong quá trình hoạt động thông thường.

Ngoài ra, trong quá trình hoạt động không ổn định nêu trên, ở bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86, van đảo chiều 90 được bố trí ở đường ống xả thứ nhất 86d được đảo chiều, và một phần hoặc toàn bộ thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà chảy qua đường ống xả thứ nhất 86d chảy vào trong đường ống hồi lưu thứ nhất 91. Lượng thành phần nhẹ của dầu nhẹ chảy vào trong đường ống hồi lưu thứ nhất 91 được xác định phụ thuộc vào tốc độ chuyển hóa hoặc tương tự. Tức là, van đảo

chiều 90 được điều chỉnh để cấp thành phần nhẹ của dầu nhẹ có lượng mà đạt được tác dụng rửa xối đủ đối với sáp đã bám vào và tích tụ trong bộ phận làm nguội thứ nhất 86a hoặc ở phía trước của nó.

Nếu van đảo chiều 90 được đảo chiều theo cách này, thành phần nhẹ của dầu nhẹ có lượng định trước chảy vào trong đường ống hồi lưu thứ nhất 91, và tiếp tục chảy vào trong mặt trên (phía bên trên) của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b ở phía trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai 85e qua đường ống hồi lưu thứ nhất 91. Sau đó, vì điểm đục (CP) của thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b qua đường ống hồi lưu thứ nhất 91 thấp hơn so với nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a, sáp bám dính vào mặt trên của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b, sáp bám dính vào phần bên trong của đường ống nối thông 87, và sáp bám dính vào bộ phận làm nguội thứ nhất 86a có thể được làm nóng chảy lại và bị rửa xối với thành phần nhẹ của dầu nhẹ. Ngoài ra, có thể ngăn chặn sáp không bám dính trở lại.

Ngoài ra, vì sáp bám dính vào mặt trên của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b hoặc đường ống nối thông 87 là không đáng kể và phần lớn sáp bám dính vào bộ phận làm nguội thứ nhất 86a, sáp bám dính vào bộ phận làm nguội thứ nhất 86a hầu như được làm nóng chảy lại và được rửa xối bởi thành phần nhẹ của dầu nhẹ.

Ngoài ra, mặc dù thành phần nặng của dầu nhẹ được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b bằng đường ống hồi lưu thứ hai 85e và thành phần nhẹ của dầu nhẹ được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b bằng đường ống hồi lưu thứ nhất 91, vì thành phần nặng của dầu nhẹ được nạp vào trong phần bên trong của lớp vật liệu nạp 93 hoặc vào trong phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp 93 và thành phần nhẹ của dầu nhẹ được nạp vào trong mặt trên ở phía trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai 85e, các thành phần nặng và thành phần nhẹ này không trộn lẫn với nhau. Do vậy, thành phần nặng của dầu nhẹ được ngăn không bị cuốn vào thành phần nhẹ của dầu nhẹ và chảy về phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86.

Theo phương án của sáng chế, về thời gian trong đó thành phần nặng của

dầu nhẹ được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b bởi đường ống hồi lưu thứ hai 85e hoặc thành phần nhẹ của dầu nhẹ được hồi lưu (được cấp) đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b bởi đường ống hồi lưu thứ nhất 91, trường hợp khởi động bộ phận tổng hợp FT 5 được mô tả dưới đây như một ví dụ.

Trong quá trình khởi động bộ phận tổng hợp FT 5, để làm giai đoạn trước giai đoạn cấp khí nguồn (khí tổng hợp) đến lò phản ứng 30, cụ thể là, khí nitơ được tuần hoàn trong hệ thống lò phản ứng 30 giữ huyền phù đặc, và nhờ đó dòng huyền phù đặc được đảm bảo. Mặc dù phản ứng tổng hợp FT không diễn ra ở giai đoạn này, một phần dầu nặng có trong hydrocacbon lỏng mà tạo thành huyền phù đặc bay hơi và bị cuốn vào thành phần xả khí có khí nitơ, mà làm thành phần chính, được xả ra từ phần đỉnh của thân lò phản ứng 80 đến đường ống tách 83.

Vì dầu nặng gần như không chứa thành phần nhẹ được sử dụng dưới dạng hydrocacbon lỏng mà tạo thành huyền phù đặc ở quá trình khởi động, hiếm khi thành phần nhẹ trong dầu nặng được xả ra từ đường ống tách 83, và do vậy, lượng thành phần nhẹ của dầu nhẹ được ngưng tụ bởi bộ phận làm nguội là rất ít. Vì lý do này, trong quá trình tuần hoàn khí nitơ, sáp dễ bám dính vào bộ phận làm nguội thứ nhất 86a hoặc tương tự. Để ngăn chặn sự bám dính của sáp, trong thời gian hoạt động trong đó sự tuần hoàn khí nitơ được thực hiện, thành phần nặng của dầu nhẹ được lưu giữ trước trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b có thể được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b bởi đường ống hồi lưu thứ hai 85e, và thành phần nhẹ của dầu nhẹ được lưu giữ trước trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b có thể được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b bởi đường ống hồi lưu thứ nhất 91.

Trong giai đoạn khởi động của bộ phận tổng hợp FT 5, tiếp theo, sự cấp khí tổng hợp đến lò phản ứng 30 được bắt đầu. Nói chung, ngay cả nếu việc cấp khí tổng hợp được bắt đầu, việc đặt tốc độ chuyển hóa phản ứng đến giá trị của quá trình hoạt động thông thường không được thực hiện làm cho phản ứng tổng hợp FT là phản ứng tỏa nhiệt không đạt đến trạng thái không ổn định, nhưng quá trình hoạt động gia tăng dần tốc độ chuyển hóa phản ứng được thực hiện. Ngay ở giai

đoạn này, sự sản sinh hydrocacbon mới là ít hơn nhiều so với quá trình hoạt động thông thường. Ngoài ra, vì nhiệt độ phản ứng được đặt thấp, số nguyên tử cacbon của hydrocacbon được tạo ra trở nên lớn tương đương với chỉ số của phản ứng tổng hợp FT (hydrocacbon nặng được tạo ra với quy mô tương đối lớn).

Do vậy, ngay cả trong thời gian hoạt động này, sáp có thể bám dính vào bộ phận làm nguội của bộ tách pha lỏng-hơi 36. Do vậy, để ngăn chặn sự bám dính của sáp trong thời gian này, thành phần nặng của dầu nhẹ được lưu giữ trước trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b có thể được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b qua đường ống hồi lưu thứ hai 85e, và thành phần nhẹ của dầu nhẹ được lưu giữ trước trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b có thể được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b qua đường ống hồi lưu thứ nhất 91.

Nói chung, thời gian trong đó sáp bám dính vào bộ phận làm nguội (ví dụ, bộ phận làm nguội thứ nhất 86a) của bộ tách pha lỏng-hơi 36 là khoảng thời gian trong đó phản ứng tổng hợp FT gần như không diễn ra và giai đoạn trong đó tốc độ chuyển hóa phản ứng là bằng hoặc nhỏ hơn 20%, và cụ thể là giai đoạn trong đó sáp bám dính dễ dàng là giai đoạn trong đó phản ứng tổng hợp FT gần như không diễn ra và giai đoạn trong đó tốc độ chuyển hóa phản ứng là bằng hoặc nhỏ hơn 10%. Do vậy, theo phương án của sáng chế, về khoảng thời gian trong đó thành phần nặng của dầu nhẹ được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b qua đường ống hồi lưu thứ hai 85e và thành phần nhẹ của dầu nhẹ được tái tuần hoàn đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b qua đường ống hồi lưu thứ nhất 91, khoảng thời gian trong đó phản ứng tổng hợp FT gần như không diễn ra và tốc độ chuyển hóa phản ứng là bằng hoặc nhỏ hơn 20% là được ưu tiên, và khoảng thời gian trong đó phản ứng tổng hợp FT gần như không diễn ra và tốc độ chuyển hóa phản ứng là bằng hoặc nhỏ hơn 10% là được đặc biệt ưu tiên.

Trong khoảng thời gian nêu trên, sự tái tuần hoàn thành phần nặng của dầu nhẹ qua đường ống hồi lưu thứ hai 85e và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ qua đường ống hồi lưu thứ nhất 91 có thể được thực hiện trong thời gian

bất kỳ. Ví dụ, sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể không được thực hiện ở thời điểm bắt đầu quá trình khởi động, nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội 86a được giám sát, và sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể được bắt đầu ở giai đoạn ở đó thấy có sự gia tăng nhiệt độ.

Mặt khác, ở giai đoạn ở đó sự tuần hoàn khí nitơ được thực hiện, sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể được bắt đầu, sự cấp khí tổng hợp có thể được bắt đầu sau đó, tốc độ chuyển hóa phản ứng có thể được gia tăng, và sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể được thực hiện liên tục cho đến khi tốc độ chuyển hóa phản ứng đạt 20%. Theo phương án này, sự bám dính của sáp vào bộ phận làm nguội có thể được ngăn chặn một cách hiệu quả.

Mặt khác, ở giai đoạn ở đó tốc độ chuyển hóa phản ứng đạt 10%, ví dụ, sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể bị dừng lại. Ngoài ra, tùy thuộc vào các trường hợp, ngay cả ở giai đoạn ở đó tốc độ chuyển hóa phản ứng vượt quá 20%, sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể tiếp tục. Tuy nhiên, nói chung, nếu tốc độ chuyển hóa phản ứng vượt quá 20%, sự bám dính của sáp đến bộ phận làm nguội thứ nhất 86a hoặc các bộ phận khác không xảy ra nữa ngay cả khi sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ bị ngừng lại. Người ta cho rằng điều này là bởi vì sự sản xuất hydrocacbon nhẹ bởi phản ứng tổng hợp FT gia tăng, lượng thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà ngưng tụ trong bộ phận làm nguội thứ nhất 86a và chảy qua bộ phận làm nguội thứ nhất 86a gia tăng, và tác dụng "rửa xối" trở nên có hiệu quả.

Sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể được thực hiện hoặc bị ngừng lại theo tốc độ

chuyển hóa phản ứng như được nêu ở trên bằng cách giám sát liên tục hoặc định kỳ tốc độ chuyển hóa phản ứng trong lò phản ứng 30. Ngoài ra, bằng cách giám sát nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a, sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ và sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ có thể được thực hiện hoặc bị dừng lại.

Ngoài ra, nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a có thể được giám sát liên tục bởi, ví dụ, bộ cảm biến nhiệt độ (không được thể hiện) được bố trí ở đường ống thứ nhất 86c. Thời điểm bắt đầu sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ đến đường ống hồi lưu thứ nhất 91 có thể được xác định phụ thuộc vào nhiệt độ đầu ra. Hơn nữa, nếu sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ đến đường ống hồi lưu thứ nhất 91 được thực hiện, hiệu quả của nó có thể được xác định dựa vào nhiệt độ đầu ra, và tốc độ dòng của thành phần nhẹ của dầu nhẹ được tái tuần hoàn cũng có thể được điều chỉnh trên cơ sở này. Ngoài ra, tốt hơn là đo điểm đục của thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà được tái tuần hoàn và xác nhận rằng điểm đục này thấp hơn so với nhiệt độ đầu ra.

Tiếp theo, bộ cất phân đoạn thứ nhất 40 chưng cất phân đoạn dầu nặng được cấp qua bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34 từ lò phản ứng 30 như được nêu ở trên, và hydrocacbon lỏng được cấp qua bộ tách pha lỏng-hơi 36, và tách dầu nặng và hydrocacbon lỏng thành phần cất naphta (điểm sôi thấp hơn khoảng 150°C), phần chưng cất giữa (điểm sôi của phần này nằm trong khoảng từ 150°C đến 360°C), và phần cất sáp (điểm sôi của nó vượt quá 360°C). Hydrocacbon lỏng (chủ yếu là C_{22} hoặc hơn nữa) của phần cất sáp thu được từ đáy của bộ cất phân đoạn thứ nhất 40 được chuyển đến lò phản ứng hydrocracking phần cất sáp 60, hydrocacbon lỏng (chủ yếu là C_{11} đến C_{21}) của phần chưng cất giữa thu được từ phần giữa của bộ cất phân đoạn thứ nhất 40 được chuyển đến lò phản ứng xử lý phần chưng cất giữa bằng hydro 61, và hydrocacbon lỏng (chủ yếu là C_5 đến C_{10}) của phần cất naphta thu được từ phần bên trên của bộ cất phân đoạn thứ nhất 40 được chuyển đến lò phản ứng xử lý phần cất naphta bằng hydro 62.

Lò phản ứng hydrocracking phần cất sáp 60 hydrocracking hydrocacbon

lỏng (khoảng C_{22} hoặc hơn nữa) của phần cất sáp có số nguyên tử cacbon lớn, mà được cấp từ đáy của bộ cất phân đoạn thứ nhất 40, sử dụng khí hydro được cấp từ nêu trên bộ tách hydro 26, để làm giảm số nguyên tử cacbon của hydrocacbon đến bằng hoặc nhỏ hơn 21. Trong phản ứng hydrocrackinh này, hydrocacbon có số nguyên tử cacbon nhỏ và trọng lượng phân tử thấp được tạo ra bằng cách phá vỡ các liên kết C-C của hydrocacbon có số nguyên tử cacbon lớn, nhờ sử dụng chất xúc tác và nhiệt. Sản phẩm chứa hydrocacbon lỏng được hydrocrackinh bởi lò phản ứng hydrocrackinh phần cất sáp 60 được tách thành khí và chất lỏng trong bộ tách pha lỏng-hơi 63, hydrocacbon lỏng được tách khỏi sản phẩm được chuyển đến bộ cất phân đoạn thứ hai 70, và thành phần khí (chứa khí hydro) đã tách khỏi sản phẩm được truyền đến lò phản ứng xử lý phần chưng cất giữa bằng hydro 61 và lò phản ứng xử lý phần cất naphta bằng hydro 62.

Lò phản ứng xử lý phần chưng cất giữa bằng hydro 61 xử lý hydro đối với hydrocacbon lỏng (C_{11} đến C_{21}) của phần chưng cất giữa có số nguyên tử cacbon nằm ở khoảng giữa, mà đã được cấp từ phần giữa của bộ cất phân đoạn thứ nhất 40, sử dụng khí hydro được cấp qua lò phản ứng hydrocrackinh phần cất sáp 60 từ bộ tách hydro 26. Trong phản ứng xử lý bằng hydro này, để thu được hydrocacbon no mạch nhánh để nâng cao khả năng chảy ở nhiệt độ thấp dưới dạng nhiên liệu gốc dầu nhiên liệu, hydrocacbon lỏng được đồng phân hóa bằng hydro, và hydrocacbon không no có trong hydrocacbon lỏng nêu trên được hydro hóa để trở nên bão hòa. Hơn nữa, các hợp chất được oxy hóa, như rượu có trong hydrocacbon nêu trên, được hydro hóa và được chuyển hóa thành hydrocacbon no. Sản phẩm chứa hydrocacbon lỏng được xử lý bằng hydro theo cách này được tách thành khí và chất lỏng trong bộ tách pha lỏng-hơi 64, hydrocacbon lỏng được tách khỏi sản phẩm được truyền đến bộ cất phân đoạn thứ hai 70, và thành phần khí (chứa khí hydro) đã tách khỏi sản phẩm được tái sử dụng cho các phản ứng hydro hóa nêu trên.

Lò phản ứng xử lý phần cất naphta bằng hydro 62 xử lý hydro cho hydrocacbon lỏng (C_{10} hoặc nhỏ hơn) của phần cất naphta có số nguyên tử cacbon

nhỏ, mà đã được cấp từ phần bên trên của bộ cất phân đoạn thứ nhất 40, sử dụng khí hydro được cấp qua lò phản ứng hydrocracking phân cất sáp 60 từ bộ tách hydro 26. Kết quả là, hydrocacbon không no và các hợp chất được oxy hóa, như rượu, mà có trong phần cất naphta đã cấp, được chuyển hóa thành hydrocacbon no. Sản phẩm chứa hydrocacbon lỏng được xử lý hydro theo cách này được tách thành khí và chất lỏng trong bộ tách pha lỏng-hơi 65, hydrocacbon lỏng được tách khỏi sản phẩm được chuyển đến bộ làm ổn định naphta 72, và thành phần khí (chứa khí hydro) đã được tách khỏi sản phẩm được sử dụng lại cho các phản ứng hydro hóa nêu trên.

Tiếp theo, bộ cất phân đoạn thứ hai 70 chưng cất phân đoạn hydrocacbon lỏng được hydrocracking và được xử lý hydro trong lò phản ứng hydrocracking phân cất sáp 60 và lò phản ứng xử lý phần chưng cất giữa bằng hydro 61, như được mô tả ở trên, thành hydrocacbon có số nguyên tử cacbon bằng hoặc nhỏ hơn C_{10} (điểm sôi của nó thấp hơn khoảng 150°C), phần cất dầu hỏa (có điểm sôi nằm trong khoảng từ 150 đến 250°C), phần cất dầu gazoin (có điểm sôi nằm trong khoảng từ 250 đến 360°C), và phần cất sáp không được crackinh (có điểm sôi lớn hơn 360°C) từ lò phản ứng hydrocracking phân cất sáp 60. Phần cất dầu gazoin thu được từ phần dưới của bộ cất phân đoạn thứ hai 70, và phần cất dầu hỏa thu được từ phần giữa của bộ cất phân đoạn thứ hai 70. Mặt khác, hydrocacbon có số nguyên tử cacbon bằng hoặc nhỏ hơn C_{10} thu được từ phần đỉnh của bộ cất phân đoạn thứ hai 70, và được cấp đến bộ làm ổn định naphta 72.

Hơn nữa, bộ làm ổn định naphta 72 chưng cất hydrocacbon có số nguyên tử cacbon bằng hoặc nhỏ hơn C_{10} mà đã được cấp từ lò phản ứng xử lý phần cất naphta bằng hydro 62 nêu trên và bộ cất phân đoạn thứ hai 70 để tách và tinh chế naphta (C_5 đến C_{10}) làm sản phẩm. Kết quả là, thu được naphta có độ tinh khiết cao từ đáy của bộ làm ổn định naphta 72. Mặt khác, khí bắt lửa không phải sản phẩm mong muốn, mà chứa hydrocacbons có số nguyên tử cacbon bằng hoặc nhỏ hơn số nguyên tử cacbon định trước (C_4 hoặc nhỏ hơn) làm thành phần chính, được xả ra khỏi phần đỉnh của bộ làm ổn định naphta 72. Khí bắt lửa này được nạp

vào trong phương tiện đốt bên ngoài (không được thể hiện), bị đốt, và sau đó được giải phóng ra ngoài môi trường.

Theo thiết bị sản xuất hydrocacbon của một phương án của sáng chế và quy trình sản xuất sử dụng thiết bị này, phần giữa bên trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85 được trang bị lớp vật liệu nạp 93, và thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b được trang bị đường ống hồi lưu thứ hai 85e mà hồi lưu thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b đến phần bên trong của lớp vật liệu nạp 93 của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b hoặc đến phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp 93. Như vậy, hơi, giọt, hoặc các dạng khác trong thành phần nặng trong hydrocacbon được nạp vào có thể được hấp thụ tốt trong thành phần nặng của dầu nhẹ bằng cách cho thành phần khí trong hydrocacbon được nạp vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b và thành phần nặng của dầu nhẹ được hồi lưu đến phần bên trong và lớp vật liệu nạp 93 hoặc đến phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp 93 tiếp xúc lỏng-hơi với nhau ở lớp vật liệu nạp 93. Điều này có thể ngăn cản thành phần nặng, là thành phần sáp trong hydrocacbon, không bị thoát ra ngoài phần đỉnh của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b dưới dạng hơi, giọt, hoặc dạng tương tự, và chảy về phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 ở giai đoạn sau cùng.

Ngoài ra, vì thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 có đường ống hồi lưu thứ nhất 91 mà hồi lưu thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86b đến mặt trên ở phía trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai 85e trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b, sáp có thể được ngăn chặn không bám dính vào phần nằm giữa mặt trên ở phía trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai 85e trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b, và bộ phận làm nguội thứ nhất 86a, và sáp đã bám dính có thể được loại bỏ.

Hơn nữa, ngay cả khi quá trình vận hành dự phòng kéo dài được thực hiện, đường ống hồi lưu thứ hai 85e được bố trí để nhờ đó giữ cho thành phần sáp không

nằm trong hydrocacbon mà chảy ra ngoài phần đỉnh của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b và ngăn chặn thành phần sáp không chảy về phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất ở giai đoạn sau cùng. Như vậy, thành phần sáp có thể được ngăn chặn không bị ngưng tụ trong thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà lưu thông và tuần hoàn qua đường ống hồi lưu thứ nhất 91.

Do vậy, các vấn đề kèm theo sự bám dính sáp có thể được ngăn chặn hữu hiệu hơn mà không gây ra sự giảm tốc độ vận hành của bộ phận tổng hợp FT, không làm mở rộng phương tiện, và không gia tăng các chi phí về phương tiện.

Ngoài ra, ở bộ phận làm nguội 95 trong đường ống hồi lưu thứ hai, thành phần nặng của dầu nhẹ được vận chuyển từ bơm 94 được làm nguội đến nhiệt độ đích bằng hoặc cao hơn 80°C, trong đó nhiệt độ đích là bằng hoặc thấp hơn so với nhiệt độ định trước được sinh ra bởi bộ phận làm nguội thứ hai 85a của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai 85. Như vậy, thành phần nặng của dầu nhẹ được hồi lưu đến phần bên trong của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b có thể được ngăn chặn không bị bay hơi và chảy về phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86. Tức là, vì nhiệt độ của thành phần nặng của dầu nhẹ được bơm bởi bơm 94 tăng lên do nhiệt của quá trình nén, nhiệt độ của thành phần nặng có xu hướng tăng cao hơn so với nhiệt độ của thành phần xả mà chảy vào trong thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b từ bộ phận làm nguội thứ hai 85a. Tuy nhiên, để làm thành phần nặng của dầu nhẹ được làm nguội bởi bộ phận làm nguội 95 trong đường ống hồi lưu thứ hai, thành phần nặng của dầu nhẹ có thể được ngăn không cho bay hơi như được nêu ở trên.

Ngoài ra, theo phương án nêu trên, quy trình sản xuất theo sáng chế được thực hiện bằng cách sử dụng bộ phận tổng hợp FT 5 trong đó bộ lọc 52 mà lọc huyền phù đặc được bố trí trong thùng tuyển 50 của bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34. Tuy nhiên, sáng chế không bị giới hạn ở đó, và hydrocacbon có thể được tạo ra bằng cách sử dụng bộ phận tổng hợp FT 100 được trang bị cơ cấu tách chất xúc tác bên trong trong đó bộ lọc 52 được bố trí trong lò phản ứng 30, như được thể hiện trên FIG. 3.

Bộ phận tổng hợp FT 100 được thể hiện trên FIG. 3 khác với bộ phận tổng

hợp FT 5 được thể hiện trên FIG. 2 ở chỗ, thay vì bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34, bộ lọc 52 được bố trí trong lò phản ứng 30 và cơ cấu tách chất xúc tác bên trong được hình thành trong lò phản ứng 30. Cơ cấu tách chất xúc tác này có kết cấu hoàn toàn giống như kết cấu trong đó bộ lọc 52 được bố trí trong thùng tuyển 50 của bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34 được thể hiện trên FIG. 2 là bộ phận chính.

Ngoài ra, để làm bộ phận tổng hợp FT mà thực hiện quy trình sản xuất theo sáng chế, bộ phận tổng hợp FT này sử dụng kiểu bên ngoài và kiểu bên trong làm cơ cấu tách chất xúc tác cũng có thể được sử dụng. Tức là, quy trình sản xuất theo sáng chế có thể được thực hiện bằng cách sử dụng bộ phận tổng hợp FT có kết cấu bao gồm bộ tách chất xúc tác bên ngoài 34 được thể hiện trên FIG. 2 và gồm có bộ lọc 52 trong lò phản ứng 30 như được thể hiện trên FIG. 3.

Hơn nữa, theo phương án nêu trên, khí tự nhiên được sử dụng cho hydrocarbon nguyên liệu được cấp đến hệ thống tổng hợp nhiên liệu lỏng 1. Tuy nhiên, ví dụ, hydrocarbon nguyên liệu khác, như atphan hoặc cặn dầu, có thể được sử dụng.

Ngoài ra, mặc dù cơ chế trong đó quy trình sản xuất theo sáng chế được thực hiện sử dụng hệ thống tổng hợp nhiên liệu lỏng 1 đã được mô tả theo phương án nêu trên, sáng chế có thể được áp dụng cho quy trình sản xuất hydrocarbon mà tổng hợp hydrocarbon bằng cách tiếp xúc với khí tổng hợp ít nhất là có khí hydro và khí cacbon monoxit làm thành phần chính và huyền phù đặc chứa các hạt chất xúc tác.

Mặc dù phương án theo sáng chế đã được mô tả chi tiết ở trên với việc tham khảo các hình vẽ, kết cấu cụ thể không bị giới hạn ở phương án này, và còn bao gồm các sự thay đổi về thiết kế hoặc tương tự mà không trệtch khỏi phạm vi của sáng chế.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Trong lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30 được thể hiện trên FIG. 2, quá trình hoạt động với tốc độ chuyển hóa cacbon monoxit thấp hơn nhiều

so với trong quá trình hoạt động thông thường được thực hiện như là giai đoạn khởi động.

Ở đây, trường hợp trong đó đường ống hồi lưu thứ nhất 91 có một đầu (đầu cuối) được nối với phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp 93 của thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b như được thể hiện bằng đường nét đậm trên FIG. 2 được coi là ví dụ thứ nhất.

Ngoài ra, trường hợp trong đó đường ống hồi lưu thứ nhất 91 có một đầu (đầu cuối) được nối với đường ống nối thông 87 (được nối trực tiếp với bộ phận làm nguội thứ nhất 86a) như được thể hiện bởi đường nét đứt trên FIG. 2 được coi là ví dụ thứ hai.

Ngoài ra, trường hợp trong đó, trong kết cấu thiết bị được thể hiện trên FIG. 2, sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ nhờ đường ống hồi lưu thứ hai 85e được thực hiện và chỉ thực hiện sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ đến thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai 85b nhờ đường ống hồi lưu thứ nhất 91 được coi là ví dụ so sánh thứ nhất.

Hơn nữa, trường hợp trong đó cả sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ theo đường ống hồi lưu thứ nhất 91 lẫn sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ theo đường ống hồi lưu thứ hai 85e không được thực hiện được coi là ví dụ so sánh thứ hai.

Trong các ví dụ tương ứng nêu trên, khí tổng hợp (tỷ lệ mol $\text{CO:H}_2 = 1:2$) được cấp từ bộ phận sản xuất khí tổng hợp dưới dạng nguyên liệu được cấp đến lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bọt khí 30, quá trình vận hành được thực hiện với nhiệt độ phản ứng nằm trong khoảng từ 180°C đến 190°C , và tốc độ chuyển hóa phản ứng của cacbon monoxit khi cacbon monoxit đi qua lò phản ứng 30 được đặt từ 5% đến 10%.

Trong các ví dụ nêu trên, sau 72 giờ kể từ khi bắt đầu hoạt động, nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a được đo, và thành phần nhẹ của dầu nhẹ mà đi ra khỏi bộ phận làm nguội thứ nhất 86a được lấy mẫu và các đặc tính

của nó được quan sát bằng mắt thường.

Kết quả là, ở cả ví dụ thứ nhất và ví dụ thứ hai, đã xác nhận rằng không thấy có sự gia tăng nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a và bộ phận làm nguội thứ nhất 86a làm tốt chức năng của nó. Ngoài ra, đã xác nhận rằng các thành phần nhẹ của dầu nhẹ được lấy làm mẫu là trong suốt và thành phần sáp không hóa rắn mà hòa tan trong thành phần nhẹ của dầu nhẹ. Do vậy, ở cả ví dụ thứ nhất và ví dụ thứ hai thấy rằng không xảy ra sự bám dính của sáp trong bộ phận làm nguội thứ nhất 86a và bộ phận làm nguội thứ nhất 86a thực hiện chức năng của nó bình thường.

Mặt khác, ở ví dụ so sánh thứ nhất, không quan sát thấy sự gia tăng nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a, nhưng thấy có sự vẩn đục ở thành phần nhẹ của dầu nhẹ được lấy làm mẫu. Người ta cho rằng điều này là bởi vì sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ bởi đường ống hồi lưu thứ hai 85e không được thực hiện ở ví dụ so sánh thứ nhất; do vậy, tổng lượng thành phần sáp mà đã chảy về phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 gia tăng trong một khoảng thời gian và do đó sự hóa rắn thành phần sáp bắt đầu xuất hiện trong hydrocacbon mà đã đi qua bộ phận làm nguội thứ nhất 86a này.

Nghĩa là, người ta cho rằng điều này là bởi vì sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ theo đường ống hồi lưu thứ hai 85e được thực hiện ở ví dụ thứ nhất và ví dụ thứ hai; do vậy, tổng lượng thành phần sáp mà chảy về phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 hầu như không gia tăng và do đó thành phần sáp không hóa rắn trong hydrocacbon mà đã đi qua bộ phận làm nguội thứ nhất 86a như được nêu ở trên và được duy trì ở trạng thái hòa tan.

Ngoài ra, trong ví dụ so sánh thứ hai, nhiệt độ đầu ra của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a đã tăng lên nhiều. Người ta cho rằng điều này là bởi vì sự tái tuần hoàn của thành phần nặng của dầu nhẹ theo đường ống hồi lưu thứ hai 85e không được thực hiện ngay trong ví dụ so sánh thứ hai; do vậy, tổng lượng thành phần sáp mà đã chảy về phía bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất 86 gia tăng trong một khoảng thời gian và bởi vì sự tái tuần hoàn của thành phần nhẹ của dầu nhẹ

theo đường ống hồi lưu thứ nhất 91 không được thực hiện; do vậy, gần như không đạt được tác dụng rửa xói sập bám dính vào bộ phận làm nguội thứ nhất 86a.

Như được mô tả ở trên, rõ ràng là, nếu sự hoạt động trong đó tốc độ chuyển hóa phản ứng của cacbon monoxit là thấp được thực hiện trong lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí 30, hiệu suất làm nguội của bộ phận làm nguội thứ nhất 86a có thể được giữ tương đương với hiệu suất làm nguội trong quá trình hoạt động thông thường bằng cách tái tuần hoàn thành phần nặng của dầu nhẹ theo đường ống hồi lưu thứ hai 85e và tái tuần hoàn thành phần nhẹ của dầu nhẹ theo đường ống hồi lưu thứ nhất 91.

Khả năng ứng dụng trong công nghiệp

Sáng chế đề cập đến thiết bị sản xuất hydrocacbon và quy trình sản xuất hydrocacbon bằng phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch sử dụng lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí.

Theo sáng chế, các vấn đề gây ra bởi sự sập bám dính vào bộ phận làm nguội của bộ tách pha lỏng-hơi trong quá trình hoạt động không ổn định có thể được ngăn chặn.

Các kí hiệu chỉ dẫn

- 1: hệ thống tổng hợp nhiên liệu lỏng
- 5: bộ phận tổng hợp FT
- 30: lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bột khí (lò phản ứng)
- 36: bộ tách pha lỏng-hơi
- 82: phần pha khí
- 83: đường ống tách
- 84: bộ phận trao đổi nhiệt
- 85: bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai
- 85a: bộ phận làm nguội thứ hai
- 85b: thùng tách pha lỏng-hơi thứ hai
- 85e: đường ống hồi lưu thứ hai (đường ống hồi lưu thứ hai)
- 86: bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất

86a: bộ phận làm nguội thứ nhất

87: đường ống nối thông

91: đường ống hồi lưu thứ nhất (đường ống hồi lưu thứ nhất),

93: lớp vật liệu nạp

94: bơm

95: bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Thiết bị sản xuất hydrocacbon để sản xuất hydrocacbon bằng phản ứng tổng hợp Fischer-Tropsch, thiết bị sản xuất hydrocacbon này bao gồm:

lò phản ứng tầng huyền phù đặc cột bọt khí được tạo kết cấu chứa huyền phù đặc chứa các hạt chất xúc tác và hydrocacbon lỏng trong đó;

bộ tách pha lỏng-hơi có bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất và bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai, mỗi bộ phận tách pha lỏng-hơi này bao gồm bộ phận làm nguội và thùng tách pha lỏng-hơi;

lớp vật liệu nạp được đặt ở phần giữa bên trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai,

đường ống hồi lưu thứ nhất là để hồi lưu một phần thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất đến thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai; và

đường ống hồi lưu thứ hai là để hồi lưu một phần thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai đến phần giữa của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai,

trong đó bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được tạo kết cấu để làm nguội hydrocacbon dạng khí được tách ra từ phần pha khí ở bên trên huyền phù đặc trong lò phản ứng bằng cách sử dụng bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai và hóa lỏng một phần hydrocacbon dạng khí được làm nguội trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai,

trong đó bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất được tạo kết cấu để làm nguội hydrocacbon dạng khí được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai sử dụng bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất và hóa lỏng một phần hydrocacbon dạng khí được làm nguội trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất,

trong đó trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai, hydrocacbon dạng khí đã

làm nguội được nạp vào trong phần đáy của thùng tách pha lỏng-hơi, thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi được tái tuần hoàn đến lớp vật liệu nạp của thùng tách pha lỏng-hơi qua đường ống hồi lưu thứ hai, và hydrocacbon dạng khí đã làm nguội được cho tiếp xúc với thành phần nặng của dầu nhẹ trong lớp vật liệu nạp trong thùng tách pha lỏng-hơi.

2. Thiết bị theo điểm 1, trong đó đường ống hồi lưu thứ nhất được lắp đặt để nối phần đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, và phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai, và

trong đó thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất được cấp đến phần đỉnh bên trên phần hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai qua đường ống hồi lưu thứ nhất.

3. Thiết bị theo điểm 1, trong đó đường ống hồi lưu thứ hai được trang bị bơm để vận chuyển thành phần nặng của dầu nhẹ, và bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai được đặt ở phía sau của bơm, và

bộ phận làm nguội bên trong đường ống hồi lưu thứ hai là để làm nguội thành phần nặng của dầu nhẹ được vận chuyển từ bơm đến nhiệt độ đích bằng hoặc cao hơn 80°C, trong đó nhiệt độ đích này bằng hoặc thấp hơn nhiệt độ định trước được gây ra bởi bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai.

4. Thiết bị theo điểm 2, trong đó đường ống hồi lưu thứ hai được trang bị bơm để vận chuyển thành phần nặng của dầu nhẹ, và bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai được đặt ở phía sau của bơm, và

bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai là để làm nguội thành phần nặng của dầu nhẹ được vận chuyển từ bơm đến nhiệt độ đích bằng hoặc cao hơn 80°C, trong đó nhiệt độ đích này bằng hoặc thấp hơn nhiệt độ định trước được sinh ra bởi bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai.

5. Quy trình sản xuất hydrocacbon để sản xuất hydrocacbon bằng phản ứng tổng

hợp Fischer-Tropsch sử dụng thiết bị sản xuất hydrocacbon theo điểm 1, quy trình sản xuất hydrocacbon này bao gồm các bước:

tách pha lỏng-hơi để làm nguội hydrocacbon mà tách ra được từ phần pha khí ở phần bên trên của huyền phù đặc trong lò phản ứng và là dạng khí dưới các điều kiện trong lò phản ứng, sử dụng bộ phận làm nguội, và hóa lỏng một phần hydrocacbon trong thùng tách pha lỏng-hơi để thực hiện quá trình tách pha lỏng-hơi, trong đó:

trong khi phản ứng được làm dừng trong lò phản ứng hoặc khi phản ứng diễn ra trong đó tốc độ chuyển hóa phản ứng cacbon monoxit là bằng hoặc nhỏ hơn 20% trong lò phản ứng, trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi được hồi lưu đến phần nằm giữa phần trên cùng ở bên trên vị trí hồi lưu từ đường ống hồi lưu thứ hai trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai, và đường ống nối trực tiếp với bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, và

trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai ở đó nhiệt độ làm nguội do bộ phận làm nguội sinh ra được đặt nằm trong khoảng từ 80°C đến 120°C, thành phần nặng của dầu nhẹ được xả ra từ đáy của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai được hồi lưu đến lớp vật liệu nạp của thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai hoặc phần đỉnh bên trên lớp vật liệu nạp.

6. Quy trình theo điểm 5, trong đó trong bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ nhất, thành phần nhẹ của dầu nhẹ được xả ra khỏi đáy của thùng tách pha lỏng-hơi được hồi lưu đến phía trên cùng bên trên lớp vật liệu nạp trong thùng tách pha lỏng-hơi của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai qua đường ống hồi lưu thứ nhất.

7. Quy trình theo điểm 5, trong đó đường ống hồi lưu thứ hai được trang bị bơm để vận chuyển thành phần nặng của dầu nhẹ, và bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai được bố trí ở phía sau của bơm, và

trong bộ phận làm nguội bên trong đường ống hồi lưu thứ hai, thành phần nặng của dầu nhẹ được vận chuyển từ bơm được làm nguội đến nhiệt độ đích bằng hoặc

cao hơn 80°C , trong đó nhiệt độ đích này là bằng hoặc thấp hơn nhiệt độ định trước được sinh ra bởi bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai.

8. Quy trình theo điểm 6, trong đó đường ống hồi lưu thứ hai được trang bị bơm để vận chuyển thành phần nặng của dầu nhẹ, và bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai được bố trí ở phía sau của bơm, và

trong bộ phận làm nguội trong đường ống hồi lưu thứ hai, thành phần nặng của dầu nhẹ được vận chuyển từ bơm được làm nguội đến nhiệt độ đích bằng hoặc cao hơn 80°C , trong đó nhiệt độ đích này là bằng hoặc thấp hơn nhiệt độ định trước được sinh ra bởi bộ phận làm nguội của bộ phận tách pha lỏng-hơi thứ hai.

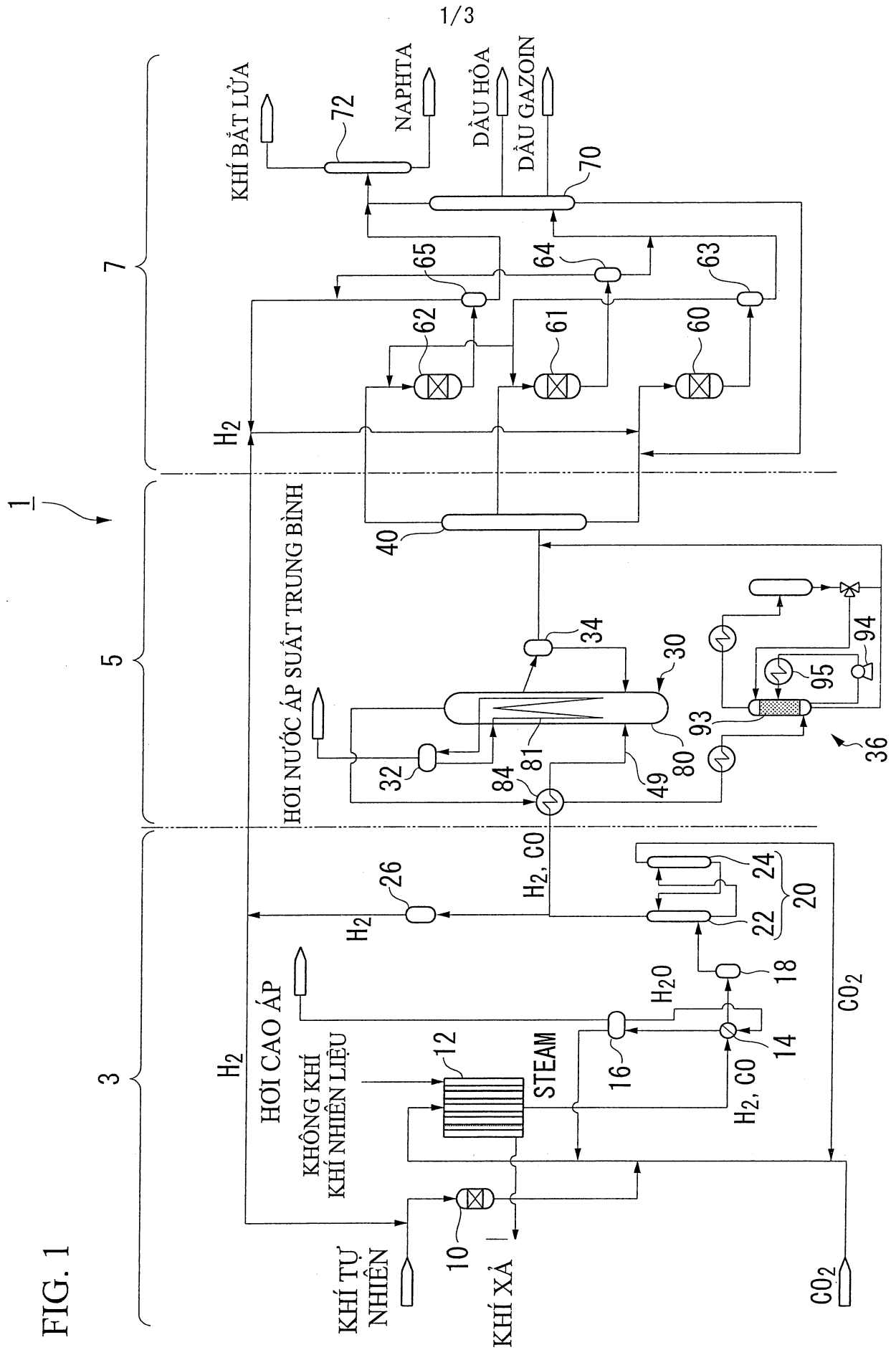


FIG. 2

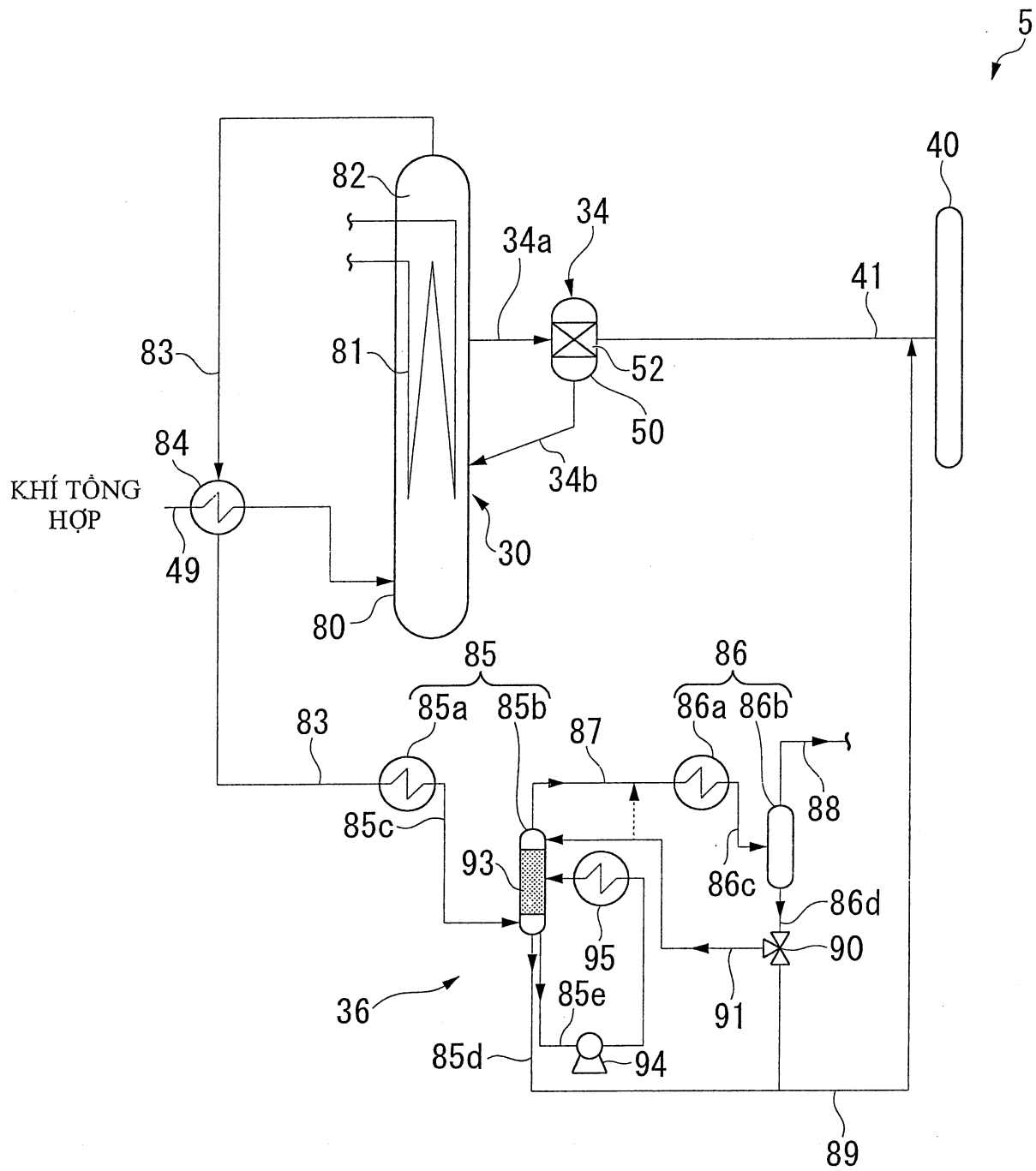


FIG. 3

