



(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)



1-0040193

(51)⁷ C10G 65/12

(13) B

(21) 1-2019-03708

(22) 21/12/2017

(86) PCT/US2017/067921 21/12/2017

(87) WO 2018/119249 A1 28/06/2018

(30) 62/437,859 22/12/2016 US

(45) 25/06/2024 435

(43) 25/10/2019 379A

(73) LUMMUS TECHNOLOGY LLC (US)

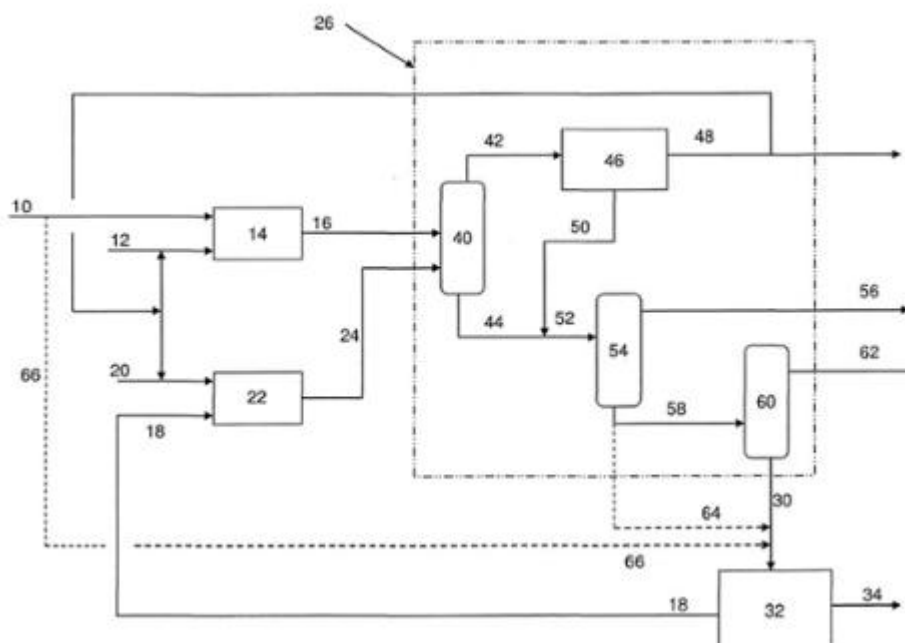
1515 Broad Street Bloomfield, New Jersey 07003-3096, United States of America

(72) MUKHERJEE, Ujjal K. (US); GREENE, Marvin I. (US); BALDASSARI, Mario C. (US).

(74) Công ty TNHH T&T INVENMARK Sở hữu trí tuệ Quốc tế (T&T INVENMARK CO., LTD.)

(54) QUY TRÌNH VÀ HỆ THỐNG NÂNG CẤP DẦU CẶN

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình và hệ thống nâng cấp nguồn nạp hydrocacbon dầu cặn. Hệ thống và quy trình này có thể hoạt động ở hai chế độ vận hành khác nhau, dòng ra tối đa và chất lượng tối đa. Hệ thống và quy trình này có thể được chuyển đổi ngược lại giữa các chế độ hoạt động khác nhau. Hệ thống có khả năng chuyển đổi ngược giữa hai chế độ mà không cần tắt hệ thống hoặc làm mất tạm thời khả năng sản xuất.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình để nâng cấp các nguyên liệu dầu mỏ. Cụ thể, sáng chế đề cập đến quy trình hydrocrackinh và khử asphan dầu cho dầu cặn. Ngoài ra, sáng chế còn đề cập đến quy trình tích hợp để nâng cấp dầu cặn và sản xuất nguồn nạp cho bộ phận crackinh xúc tác chất lỏng dầu cặn (RFCC) bao gồm nhiều giai đoạn hydrocrackinh.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Các hợp chất hydrocacbon rất hữu ích cho một số mục đích. Cụ thể, các hợp chất hydrocacbon rất hữu ích, trong số các công dụng khác, làm nhiên liệu, dung môi, chất tẩy nhờn, chất tẩy rửa và tiền chất polyme. Nguồn hợp chất hydrocacbon quan trọng nhất là dầu thô dầu mỏ. Việc tinh chế dầu thô thành các thành phần hợp chất hydrocacbon riêng biệt là kỹ thuật xử lý đã biết.

Dầu thô có phạm vi rộng về thành phần và tính chất vật lý và hóa học của chúng. Dầu nặng được đặc trưng bởi độ nhớt tương đối cao, trọng lực API thấp và tỷ lệ thành phần sôi cao (nghĩa là có nhiệt độ sôi bình thường thường dao động từ khoảng 260°C (500°F) đến khoảng 600°C (1112°F)).

Các sản phẩm dầu mỏ tinh chế thường có tỷ lệ hydro trên cacbon trung bình cao hơn trên cơ sở phân tử. Do đó, việc nâng cấp một phân đoạn hydrocacbon của nhà máy lọc dầu nói chung được phân loại thành một trong hai loại: bổ sung hydro và loại bỏ cacbon. Bổ sung hydro được thực hiện bởi quy trình như hydrocrackinh và xử lý hydro. Các quy trình loại bỏ cacbon thường tạo ra dòng vật liệu cacbon cao bị loại bỏ có thể là chất lỏng hoặc chất rắn; ví dụ, cốc lắng đọng.

Các phương pháp thông thường để nâng cấp vật liệu sôi cao hơn bao gồm chuyển đổi dầu cặn chân không có thể được thực hiện theo nhiều cách. Trong các phương pháp thông thường này, dầu thô được chưng cất trong tháp chưng cất khí quyển để tạo ra các sản phẩm chưng cất mạch thẳng và dầu cặn khí quyển (AR) có thể được xử lý trong bộ phận khử lưu huỳnh trong khí quyển (ARDS). Phân đoạn đáy có nhiệt độ hơn 370°C có thể được nâng cấp trong thiết bị crackinh xúc tác chất lỏng (RFCC) để sản xuất các sản phẩm nhiên liệu chưng cất.

Trong các phương pháp thông thường khác, dầu thô có thể được chưng cất trong tháp chưng cất khí quyển để tạo ra các sản phẩm chưng cất mạch thẳng và cặn khí quyển (AR) có thể được chưng cất thêm trong thiết bị chưng cất chân không để tạo ra dầu khí chân không (VGO) và dòng cặn chân không (VR). VR có thể được đưa đến bộ phận khử lưu huỳnh chân không (VRDS). Bộ phận VRDS là bộ phận xử lý hydro nên cố định trong đó chất xúc tác yêu cầu thay đổi sau một khoảng thời gian nhất định, thường là từ 9 đến 12 tháng. VGO có thể được nạp vào bộ tiền xử lý FCC để khử lưu huỳnh và nitơ. Dòng ra của bộ tiền xử lý FCC và dòng ra bộ phận VRDS $370 +^{\circ}\text{C}$ có thể được kết hợp và đưa vào bộ phận RFCC để sản xuất nhiên liệu chưng cất.

Trong các phương pháp thông thường khác, dầu thô có thể được chưng cất trong tháp chưng cất khí quyển để tạo ra các sản phẩm chưng cất mạch thẳng và cặn khí quyển (AR) có thể được chưng cất thêm trong thiết bị chưng cất chân không để tạo ra dầu khí chân không (VGO) và dòng cặn chân không (VGO) VR). VGO có thể được nạp vào bộ tiền xử lý FCC để khử lưu huỳnh và nitơ. VR có thể được đưa đến bộ phận nâng cấp dầu cặn được tích hợp với bộ phận xử lý nền cố định/bộ phận hydrocrackinh để sản xuất các sản phẩm nhiên liệu chưng cất và dòng sản phẩm phụ.

Quy trình hydrocrackinh thông thường có thể được sử dụng để nâng cấp vật liệu sôi cao hơn, chẳng hạn như cặn, thường có trong dầu thô nặng bằng cách chuyển đổi chúng thành vật liệu sôi thấp hơn có giá trị hơn. Ví dụ, ít nhất một phần nạp cho thiết bị phản ứng hydrocrackinh có thể được chuyển đổi thành sản phẩm phản ứng hydrocrackinh. Dầu cặn không phản ứng có thể được thu hồi từ quy trình hydrocrackinh và được loại bỏ hoặc tuần hoàn trở lại thiết bị phản ứng hydrocrackinh để tăng chuyển đổi dầu cặn tổng thể.

Việc chuyển đổi dầu cặn trong thiết bị phản ứng hydrocrackinh có thể phụ thuộc vào nhiều yếu tố, bao gồm cả thành phần nguyên liệu; loại thiết bị phản ứng được sử dụng; mức độ nghèo của phản ứng, bao gồm cả nhiệt độ lẫn điều kiện áp suất tổng thể; vận tốc không gian thiết bị phản ứng; áp suất riêng phần hydro và loại xúc tác và hiệu suất. Cụ thể, mức độ nghèo của phản ứng có thể được sử dụng để tăng chuyển đổi. Tuy nhiên, khi mức độ nghèo của phản ứng tăng lên, các phản ứng phụ có thể xảy ra bên trong thiết bị phản ứng hydrocrackinh để tạo ra các sản phẩm phụ khác nhau dưới dạng tiền chất than cốc, cặn, và chất lắng đọng khác cũng như các sản phẩm phụ có thể tạo thành pha lỏng thứ nạp. Sự hình thành quá mức của cặn như vậy có thể cản

trở quy trình xử lý tiếp theo và có thể vô hiệu hóa chất xúc tác hydrocrackinh bằng cách làm hư, cốc hóa hoặc làm bẩn. Việc vô hiệu hóa chất xúc tác hydrocrackinh không chỉ có thể làm giảm đáng kể quy trình chuyển đổi dầu cặn mà còn dẫn đến việc sử dụng chất xúc tác cao hơn, đòi hỏi phải thay đổi chất xúc tác đắt tiền thường xuyên hơn. Sự hình thành pha lỏng thứ nạp không chỉ làm mất tác dụng xúc tác hydrocrackinh mà còn dẫn đến sự khử lưu huỳnh của lớp xúc tác, do đó hạn chế quy trình chuyển đổi tối đa. Điều này dẫn đến sự hình thành các vùng nóng trên nền xúc tác, trong khu vực chất xúc tác, làm trầm trọng thêm sự hình thành than cốc, làm mất hoạt tính của chất xúc tác hydrocrackinh.

Sự hình thành cặn bên trong thiết bị phản ứng hydrocrackinh cũng là một chức năng của chất lượng nguyên liệu. Ví dụ, nhựa mà có thể có mặt trong phần nạp cho hệ thống thiết bị phản ứng hydrocrackinh cụ thể dễ hình thành cặn khi chịu điều kiện vận hành khắc nghiệt. Vì vậy, việc khử asphan khỏi dầu cặn để tăng chuyển đổi có thể được mong muốn.

Các quy trình đó có thể được sử dụng để loại bỏ nhựa từ việc nạp cặn hydrocacbon nặng được khử asphan dầu dung môi. Ví dụ, việc khử asphan dầu dung môi thường liên quan đến việc tách vật lý hydrocacbon nhẹ hơn và các hydrocacbon nặng hơn bao gồm nhựa dựa trên ái lực tương đối của chúng đối với dung môi. Dung môi nhẹ như hydrocacbon C_3 đến C_7 có thể được sử dụng để hòa tan hoặc treo hydrocacbon nhẹ hơn, thường được gọi là dầu khử asphan, cho phép nhựa được kết tủa. Hai pha sau đó được tách ra và dung môi được thu hồi.

Một số phương pháp tích hợp khử asphan dầu dung môi với hydrocrackinh để loại bỏ nhựa khỏi dầu cặn có sẵn. Cụ thể, tiếp xúc với dầu cặn nạp trong hệ thống khử asphan dung môi để khử asphan khỏi dầu khử asphan đã được biết đến. Dầu khử asphan và nhựa sau đó được phản ứng riêng biệt trong các hệ thống thiết bị phản ứng hydrocrackinh riêng biệt.

Chuyển đổi dầu cặn vừa tổng thể (khoảng 65% đến 70%) có thể đạt được bằng cách sử dụng quy trình này, vì cả dầu khử asphan và nhựa đều được hydrocrackinh riêng biệt. Tuy nhiên, hydrocrackinh nhựa đường ở mức độ ngặt nghèo cao/chuyển đổi cao, và có thể gặp những thách thức cụ thể, như đã trình bày ở trên. Ví dụ, vận hành lò hydrocrackinh nhựa ở mức độ ngặt nghèo cao để tăng chuyển đổi cũng có thể tạo ra tốc độ hình thành cặn cao và tỷ lệ thay thế chất xúc tác cao. Ngược lại, vận hành lò

hydrocrackinh nhựa ở mức độ ngất nghèo thấp sẽ hạn chế sự hình thành cặn, nhưng chuyển đổi theo từng đường của nhựa sẽ thấp. Để đạt được chuyển đổi dầu cặn tổng thể cao hơn, các quy trình thường đòi hỏi tỷ lệ tuần hoàn cao của dầu cặn không phản ứng trở lại một hoặc nhiều thiết bị phản ứng hydrocrackinh. Việc tuần hoàn khối lượng lớn như vậy có thể làm tăng đáng kể kích thước của thiết bị phản ứng hydrocrackinh và/hoặc hệ thống khử khí dung môi ở phía trước.

Các nhà máy lọc dầu sử dụng một số bước xử lý để sản xuất các sản phẩm nhiên liệu chung cất xăng, xăng máy bay phản lực, dầu diesel và dầu chung cất để đáp ứng nhu cầu thị trường. Trong thời gian gần đây, nhu cầu sản phẩm xăng so với diesel trải qua những thay đổi mạnh mẽ và nhu cầu xăng dầu đang tăng lên so với nhu cầu diesel. Các hệ thống hydrocrackinh VR thông thường thường tối đa hóa sản xuất chung cất ở giữa, cụ thể là diesel. Do đó, cần có nhà máy tinh chế vận hành hydrocrackinh dầu cặn tầng sôi để có sự linh hoạt để chuyển đổi dễ dàng và kinh tế từ chế độ chuyển đổi tối đa hóa sản xuất diesel để hoạt động ở chế độ có chất lượng cao hơn, nghĩa là hàm lượng S thấp hơn và N thấp hơn, sản phẩm VGO hoặc VR được tạo ra sau đó được xử lý trong bộ phận RFCC ở phía sau để sản xuất và tối đa hóa sản xuất xăng và quan trọng nhất là làm như vậy mà không phải ngừng hoạt động để thay đổi chất xúc tác và do đó bị mất doanh thu sản phẩm trong thời gian ngừng hoạt động.

Theo đó, tồn tại nhu cầu cho quy trình hydrocrackinh dầu cặn cải thiện tính linh hoạt chuyển đổi dầu cặn, giảm tổng số thiết bị, làm giảm kích thước thiết bị tổng thể của thiết bị phản ứng hydrocrackinh và/hoặc bộ khử asphan dung môi, và đòi hỏi ít thường xuyên thay đổi chất xúc tác hydrocrackinh. Điều mong muốn là quy trình sẽ tận dụng khả năng của quy trình hydrocrackinh dầu cặn chuyển đổi cao và thời gian chạy dài mà không cần thay đổi chất xúc tác trong khi đạt được dầu cặn chất lượng cao hơn được sản xuất từ bộ phận xử lý hydro dầu cặn cố định trên nền, như ARDS và VRDS. Quy trình cũng cần có khả năng chuyển đổi thuận nghịch.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Mục đích của sáng chế là đề xuất quy trình nâng cấp dầu cặn. Quy trình này có thể bao gồm: nạp hydro và hydrocacbon dầu cặn vào thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất chứa chất xúc tác hydrocrackinh thứ nhất; cho tiếp xúc dầu cặn và hydro với sự có mặt của chất xúc tác hydrocrackinh ở điều kiện nhiệt độ và áp suất để phá vỡ ít nhất một

phần của dầu cặn; tách sản phẩm từ thiết bị phản ứng thứ nhất thành pha khí thứ nhất và sản phẩm pha lỏng thứ nhất; nạp hydro và một phân đoạn hydrocacbon dầu cặn đã khử và một phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không vào thiết bị phản ứng nền thứ hai chứa chất xúc tác xử lý hydro; cho tiếp xúc chưng cất phân đoạn hydrocacbon dầu cặn đã khử, chưng cất phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không và hydro với sự có mặt của chất xúc tác xử lý hydro ở điều kiện nhiệt độ và áp suất để xử lý hydro ít nhất một phần của chưng cất phân đoạn hydrocacbon khử asphan và chưng cất phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không; tách sản phẩm từ thiết bị phản ứng thứ hai thành pha khí thứ hai và sản phẩm pha lỏng thứ hai; tách sản phẩm pha lỏng thứ hai thành dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai và nạp chất xúc tác chất lỏng crackinh (RFCC) còn lại; chưng cất phân đoạn sản phẩm pha lỏng thứ nhất và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai tạo thành ít nhất một phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon, phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không và ít nhất một phân đoạn hydrocacbon dầu cặn; và nạp ít nhất một phân đoạn hydrocacbon còn lại cho bộ phận khử asphan dung môi để nạp phân đoạn asphalten và phân đoạn hydrocacbon dầu đã khử asphan.

Theo một khía cạnh khác, sáng chế đề xuất quy trình nâng cấp dầu cặn trong hệ thống có thể bao gồm: thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất; thiết bị tách thứ nhất; tháp phân tách; hệ thống chưng cất phân đoạn; và hệ thống khử asphan dầu dung môi. Quy trình này có thể bao gồm: vận hành hệ thống ở chế độ thứ nhất để tạo ra nguồn nạp cho bộ phận crackinh xúc tác chất lỏng (RFCC) còn lại và vận hành hệ thống ở chế độ thứ hai để tối đa hóa chuyển đổi dầu cặn trong thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất. Trong một số phương án, chế độ thứ nhất có thể bao gồm: phản ứng với dầu đã khử và chưng cất chân không trong thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất chứa chất xúc tác xử lý hydro để tạo thành dòng ra thứ nhất; tách dòng ra thứ nhất trong thiết bị tách thứ nhất thành pha khí thứ nhất và pha lỏng thứ nhất; phân tách pha lỏng thứ nhất trong tháp phân tách để tạo ra sản phẩm đáy trong tháp phân tách và phần sản phẩm đỉnh từ tháp phân tách; chưng cất phân đoạn phần sản phẩm đỉnh từ tháp phân tách trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra ít nhất một sản phẩm chưng cất khí quyển và đáy khí quyển; phân đoạn đáy khí quyển trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra sản phẩm chưng cất chân không và đáy chân không; dung môi khử asphan đáy chân không trong hệ thống khử hóa dung môi để tạo ra dầu khử asphan; và vận chuyển chất phân tách đáy làm

nguồn nạp cho bộ phận RFCC. Trong một số phương án, chế độ thứ hai có thể bao gồm: phản ứng với dầu đã khử asphan trong thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất chứa chất xúc tác hydrocrackinh để tạo thành dòng ra thứ hai; tách dòng ra thứ hai trong thiết bị phân tách thứ nhất thành pha khí thứ hai và pha lỏng thứ hai; chưng cất phân đoạn pha lỏng thứ hai trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra ít nhất một sản phẩm chưng cất khí quyển và đáy khí quyển; phân đoạn đáy khí quyển trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra sản phẩm chưng cất chân không và đáy chân không; và dung môi khử asphan đáy chân không để tạo ra dầu đã khử asphan. Trong một số phương án, việc chuyển đổi hệ thống giữa chế độ thứ nhất và chế độ thứ hai, có thể bao gồm: loại bỏ chất xúc tác xử lý hydro khỏi thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất trong khi đồng thời thêm chất xúc tác hydrocrackinh vào thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất; và chưng cất phân đoạn pha lỏng thứ nhất trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra ít nhất một sản phẩm chưng cất khí quyển và đáy khí quyển.

Các khía cạnh và lợi thế khác sẽ được thể hiện rõ từ phần mô tả sau đây và các điểm yêu cầu bảo hộ.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là lưu đồ thể hiện quy trình hydrocrackinh và khử asphan dầu theo các phương án của sáng chế;

Fig.2 là lưu đồ thể hiện quy trình hydrocrackinh và khử asphan dầu theo sáng chế;

Fig.3 là lưu đồ đơn giản hóa thể hiện việc chuyển từ lưu đồ trên Fig.2 sang lưu đồ trên Fig.1 theo sáng chế;

Fig.4 là lưu đồ đơn giản hóa thể hiện việc chuyển từ lưu đồ trên Fig.2 sang lưu đồ trên Fig.1 theo sáng chế;

Fig.5 là lưu đồ đơn giản hóa thể hiện quy trình hydrocrackinh và khử asphan dầu theo sáng chế.

Mô tả chi tiết sáng chế

Sáng chế đề xuất quy trình nâng cấp các nguyên liệu dầu mỏ. Theo một khía cạnh, sáng chế đề xuất quy trình hydrocrackinh và khử asphan dầu cặn. Theo một khía

cạnh khác, sáng chế đề xuất quy trình tích hợp để nâng cấp dầu cặn bao gồm nhiều giai đoạn hydrocracking để tối đa hóa nguồn cho bộ phận RFCC để sản xuất xăng.

Các nguyên liệu hydrocarbon dầu cặn (dầu dầu cặn) hữu ích trong các phương án được mô tả ở đây có thể bao gồm các chưng cất phân đoạn thô và tinh dầu nặng khác nhau. Ví dụ, nguyên liệu hydrocarbon dầu cặn có thể bao gồm phần nạp hydrocarbon dầu cặn mới, xăng dầu không khí hoặc dầu cặn chân không, tháp khí quyển hydrocracking hoặc đáy tháp chân không, dầu khí chân không mạch thẳng, dầu khí chân không hydrocracking, dầu bùn hoặc dầu tái chế crackling xúc tác pha lỏng (FCC), cũng như các dòng hydrocarbon tương tự khác, hoặc sự kết hợp của chúng, mỗi dòng có thể mạch thẳng, quy trình dẫn xuất, hydrocracking, khử lưu huỳnh một phần và/hoặc dòng kim loại thấp. Các nguyên liệu dầu cặn ở trên có thể bao gồm các tạp chất khác nhau, bao gồm nhựa, kim loại, lưu huỳnh hữu cơ, nitơ hữu cơ và dầu cặn cacbon conradson (CCR). Nhiệt độ sôi ban đầu của dầu cặn thường lớn hơn khoảng 260°C. Trong một số phương án, các chưng cất phân đoạn hydrocarbon dầu cặn có thể bao gồm các hydrocarbon có nhiệt độ sôi bình thường thấp nhất là 480°C, ít nhất là 524°C, hoặc ít nhất là 565°C. Nhiệt độ sôi cuối cùng của dầu cặn có thể là khoảng 340C+; khoảng 370C+; khoảng 400C+; khoảng 425C+; khoảng 450C+; khoảng 480C+; khoảng 510C+; khoảng 540C+; khoảng 565C+; khoảng 590C+; hoặc khoảng 620C+.

Các quy trình theo các phương án được tiết lộ ở đây để chuyển đổi nguyên liệu hydrocarbon dầu cặn sang hydrocarbon nhẹ hơn bao gồm hydrocracking ban đầu của nguyên liệu dầu cặn, bao gồm bất kỳ nhựa nào có trong đó. Toàn bộ dầu cặn nạp, bao gồm nhựa, có thể phản ứng với hydro trên một chất xúc tác hydrocracking trong chất xúc tác hydrocracking trong giai đoạn phản ứng thứ nhất để chuyển đổi ít nhất một phân đoạn hydrocarbon với phân tử nhẹ hơn, bao gồm cả việc chuyển đổi ít nhất một phần của nhựa. Để giảm thiểu sự hình thành cặn, phản ứng hydrocracking giai đoạn thứ nhất có thể được tiến hành ở nhiệt độ và áp suất có thể tránh được tốc độ hình thành cặn và làm bẩn chất xúc tác (nghĩa là điều kiện phản ứng nghiêm ngặt vừa phải). Việc chuyển đổi dầu cặn trong giai đoạn phản ứng thứ nhất có thể nằm trong khoảng từ 30% đến khoảng 80% trong một số phương án.

Sau đó, sản phẩm phản ứng từ giai đoạn thứ nhất có thể được tách ra để thu hồi ít nhất một phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocarbon và dầu cặn bao gồm dầu cặn nạp chưa phản ứng, nhựa, và bất kỳ sản phẩm sôi nào tồn tại do hydrocracking chứa trong

nguyên liệu thô. Các chưng cất phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon được thu hồi có thể bao gồm, trong số các phần khác, các phần chưng cất trong khí quyển, chẳng hạn như hydrocacbon có nhiệt độ sôi bình thường dưới khoảng 340°C và sản phẩm chưng cất chân không (VGO), như hydrocacbon có nhiệt độ sôi bình thường từ khoảng 450°C đến khoảng 600°C.

Sau đó, dầu cặn có thể được tách ra trong bộ phận khử asphan dung môi để thu hồi một phần dầu khử asphan (DAO) và phân đoạn asphalten. Bộ phận khử asphan dung môi có thể, ví dụ, như được mô tả trong một hoặc nhiều bằng sáng chế của Hoa Kỳ số 4.239.616, 4.440.633, 4.354.922, 4.354.928, 4.536.283 và 7.214.308, mỗi trong số các tài liệu này được kết hợp ở đây để tham chiếu. Ở đây, trong bộ phận khử hóa dung môi, có thể sử dụng dung môi hydrocacbon nhẹ để hòa tan có chọn lọc các thành phần mong muốn của dầu cặn và loại bỏ nhựa. Trong một số phương án, dung môi hydrocacbon nhẹ có thể là hydrocacbon C_3 đến C_7 , và có thể bao gồm propan, butan, isobutan, pentan, isopentan, hexan, heptan và hỗn hợp của chúng.

Phần dầu bị khử có thể được phản ứng với hydro qua chất xúc tác hydrocrackinh trong giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ hai để chuyển đổi ít nhất một phân đoạn hydrocacbon thành các phân tử nhẹ hơn. Sản phẩm phản ứng từ giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ hai sau đó có thể được tách ra trong hệ thống tách chuyên dụng hoặc cùng với sản phẩm phản ứng từ giai đoạn hydrocrackinh thứ nhất để thu hồi hydrocacbon chưng cất, trong số các sản phẩm phản ứng khác. Trong một số phương án, phần dầu khử asphan có thể được gửi đến lò hydrocrackinh dầu khí hoặc đến bộ phận RFCC. Trong các trường hợp này, việc nâng SDA nên được giới hạn để đáp ứng các yêu cầu chất lượng dầu nạp của lò hydrocrackinh hoặc RFCC.

Các quy trình theo các phương án được trình bày ở đây bao gồm bộ phận khử asphan dung môi ở phía dưới của giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất, nạp cho việc chuyển đổi ít nhất một phần của nhựa thành hydrocacbon nhẹ hơn, có giá trị hơn. Hydrocrackinh nhựa trong giai đoạn phản ứng thứ nhất có thể nạp cho việc chuyển đổi dầu cặn tổng thể có thể lớn hơn khoảng 60% trọng lượng trong một số phương án; lớn hơn 85% trọng lượng trong các phương án khác; và lớn hơn 95% trọng lượng trong các phương án khác. Ngoài ra, do việc chuyển đổi ít nhất một phần của nhựa ở phía trên, kích thước cần thiết cho các bộ phận khử hóa dung môi được sử dụng trong các phương

án có thể ít hơn yêu cầu khi toàn bộ dầu cặn nạp được xử lý ban đầu. Chuyển đổi dầu cặn tổng thể có thể là khoảng 90%.

Khi vận hành để chuyển đổi dầu cặn tối đa, chất xúc tác được sử dụng trong giai đoạn phản ứng thứ nhất và thứ hai có thể giống hoặc khác nhau. Chất xúc tác được sử dụng trong giai đoạn phản ứng thứ nhất bao gồm chất xúc tác khử khoáng và khử lưu huỳnh lỗ rỗng lớn hơn có hàm lượng kim loại hoạt động thường dao động từ 3 đến 12% khối lượng và khối lượng lỗ rỗng thường dao động từ 0,7 đến 1,0cc/gm. Chất xúc tác được sử dụng trong giai đoạn phản ứng thứ hai có thể giống như một hoặc nhiều chất xúc tác được sử dụng trong giai đoạn phản ứng thứ nhất cho phép tái sử dụng chất xúc tác trong phản ứng thứ nhất do đó làm giảm tốc độ bổ sung chất xúc tác tổng thể. Ngoài ra, giai đoạn phản ứng thứ hai có thể sử dụng chất xúc tác lỗ rỗng chuyên dụng nhỏ hơn có hàm lượng kim loại hoạt động thường dao động từ 6 đến 12% khối lượng và thể tích lỗ rỗng thường dao động từ 0,6 đến 0,8cc/gm. Chất xúc tác xử lý hydro và hydrocrackinh thích hợp hữu ích trong giai đoạn phản ứng thứ nhất và thứ hai có thể bao gồm một hoặc nhiều nguyên tố được chọn từ nhóm 4-12 của bảng tuần hoàn các nguyên tố. Trong một số phương án, chất xúc tác xử lý hydro và hydrocrackinh theo các phương án được tiết lộ ở đây có thể bao gồm, hoặc chủ yếu bao gồm một hoặc nhiều nguyên tố trong số: niken, coban, vonfram, molybden và các kết hợp của chúng, không được hỗ trợ hoặc hỗ trợ trên chất nền xốp như silica, alumina, titania, hoặc kết hợp của chúng. Do được nạp từ nhà sản xuất hoặc do kết quả của quy trình tái sinh, chất xúc tác chuyển hóa hydro có thể ở dạng oxit kim loại. Nếu cần thiết hoặc mong muốn, các oxit kim loại có thể được chuyển đổi thành sunfua kim loại trước hoặc trong khi sử dụng. Trong một số phương án, chất xúc tác hydrocrackinh có thể được sunfua hóa và/hoặc được điều hòa trước khi đưa vào thiết bị phản ứng hydrocrackinh. Đối với chế độ chuyển đổi cực đại, chất xúc tác nền tảng sôi có thể được thay đổi để có tầng sôi tốt và tính kháng tiêu hao tốt đồng thời cũng thúc đẩy việc hydrocrackinh dầu cặn với hoạt động loại bỏ các nguyên tử khác loại.

Giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất có thể bao gồm một hoặc nhiều thiết bị phản ứng nối tiếp và/hoặc song song. Thiết bị phản ứng thích hợp để sử dụng trong giai đoạn phản ứng xử lý hydro và hydrocrackinh thứ nhất có thể bao gồm bất kỳ loại thiết bị phản ứng hydrocrackinh nào tùy thuộc vào mức độ hoạt động của giai đoạn thứ nhất. Thiết bị phản ứng tầng sôi được ưu tiên do xử lý nhựa trong giai đoạn phản ứng

thứ nhất. Trong một số phương án, giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất chỉ bao gồm một thiết bị phản ứng tầng sôi duy nhất.

Giai đoạn phản ứng thứ hai có thể bao gồm một hoặc nhiều thiết bị phản ứng nối tiếp và/hoặc song song. Thiết bị phản ứng phù hợp để sử dụng trong giai đoạn phản ứng thứ hai có thể bao gồm bất kỳ loại thiết bị phản ứng nào, trong các thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi và thiết bị phản ứng nền cố định, trong số những loại khác. Trong một số phương án, thiết bị phản ứng có thể là một hoặc nhiều thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi. Nhựa có thể chỉ xuất hiện trong dầu khử asphan ở mức độ nhỏ, do đó nhiều loại thiết bị phản ứng có thể được sử dụng trong giai đoạn phản ứng thứ hai. Ví dụ, nền cố định hoặc kết hợp cố định và thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi có thể được coi là nơi mà các kim loại và cặn cacbon conradson của phần dầu khử asphan nạp vào giai đoạn phản ứng thứ hai dưới 80wppm và 10%, tương ứng. Số lượng thiết bị phản ứng cần thiết có thể phụ thuộc vào tốc độ nạp liệu, mức chuyển đổi dầu cặn mục tiêu tổng thể và mức độ chuyển đổi đạt được trong giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất.

Trong một số phương án, khả năng chuyển giai đoạn phản ứng thứ hai từ chế độ hoạt động tối đa hóa chuyển hóa hydrocrackinh và tạo ra sản phẩm chung cất/dầu động cơ diesel trung bình sang chế độ hoạt động xử lý hydro giảm thiểu chuyển hóa hydrocrackinh trong khi tối đa hóa chất lượng dòng ra được chuyển đến RFCC/FCC nạp sự linh hoạt tinh chế nhằm tối đa hóa sản xuất xăng bằng cách thay đổi chất xúc tác và điều kiện hoạt động của các thiết bị phản ứng đa giai đoạn. Trong một số phương án, giai đoạn phản ứng thứ hai là một hoặc nhiều thiết bị phản ứng nền sôi. Do đó, quy trình chuyển đổi giữa hai chế độ vận hành có thể xảy ra mà không cần tắt hoặc làm mất năng lực sản xuất bằng cách tăng dần và đảo ngược (i) gửi dòng DAO và VGO kết hợp đến giai đoạn phản ứng thứ hai; (ii) chuyển đổi chất xúc tác tạo thành trong giai đoạn phản ứng thứ hai sang chất xúc tác loại xử lý hydro và duy trì tốc độ chất xúc tác tạo thành, có thể xảy ra trong thời gian vài tuần vào thời điểm mà còn chất xúc tác hydrocrackinh truyền thống sẽ được thay thế bằng chất xúc tác xử lý hydro kiểu tầng sôi; và (iii) chạy giai đoạn phản ứng thứ hai trong chế độ xử lý hydro chứ không phải trong chế độ hydrocrackinh. Trong quy trình chuyển đổi này, nhiệt độ thiết bị phản ứng giai đoạn phản ứng thứ hai có thể được giảm đáng kể để giảm mức độ ngột nghèo chuyển hóa hydrocrackinh đồng thời tăng chất lượng VGO.

Trong một số phương án, phần dầu đã khử asphan (DAO) và sản phẩm chưng cất chân không (VGO) có thể được phản ứng với hydro qua chất xúc tác xử lý hydro trong giai đoạn phản ứng xử lý hydro thứ hai để nạp nguyên liệu cải tiến cho sản xuất xăng dầu trong bộ phận RFCC. Bằng cách thủy phân VGO, hàm lượng nitơ và CCR/kim loại có thể được hạ xuống nạp nguồn nạp RFCC phù hợp. Sản phẩm phản ứng từ giai đoạn phản ứng xử lý hydro thứ hai có thể bị phân tách và sau đó tách ra thành nguyên liệu RFCC được cải tiến và sản phẩm phản ứng đã phân tách được kết hợp với sản phẩm phản ứng từ giai đoạn thứ nhất để thu hồi hydrocacbon trong dải sản phẩm chưng cất.

Khi giai đoạn phản ứng thứ hai đang hoạt động để sản xuất nguồn nạp cho bộ phận RFCC ở phía dưới, chất xúc tác trong giai đoạn phản ứng thứ hai có thể là chất xúc tác xử lý hydro có thể tích lỗ rỗng cao. Chất xúc tác xử lý hydro sẽ hoạt động trong điều kiện tầng sôi thấp hơn và có thể không có mức cản trở tiêu hao cao hơn nhưng có diện tích bề mặt và thể tích lỗ rỗng cao hơn để cho phép xúc tác tăng cường hoạt động khử sunfua hydro và khử nitơ hydro. Chất xúc tác có thể có các tính chất vật lý về phân bố kích thước hạt, kích thước và hình dạng được thiết kế để nạp khả năng chống tiêu hao tối đa trong điều kiện hoạt động của thiết bị phản ứng giãn nở tối thiểu nhưng có thể có thành phần và hỗ trợ kim loại hoạt động, diện tích bề mặt BET và phân bố kích thước lỗ rỗng được thiết kế để nạp hoạt tính cao cho việc khử sunfua hydro (HDS) và khử nitơ hydro (HDN). Sự phân bố kích thước hạt và hình dạng hạt có thể nạp các đặc tính giảm áp suất thấp, cụ thể là trong phạm vi mở rộng của nền. Việc mở rộng nền trong chế độ hydrocracking có thể vượt quá 40%. Đối với chất xúc tác sử dụng cho chế độ trong đó nguồn nạp được sản xuất cho bộ phận RFCC ở phía dưới, việc mở rộng nền có thể dao động từ khoảng 5% xuống còn khoảng 40%; và khoảng 25% đến khoảng 40% và khoảng 5% đến khoảng 25%.

Chất xúc tác xử lý hydro có thể hữu ích bao gồm chất xúc tác được chọn từ các nguyên tố được biết là có khả năng nạp hoạt động hydro hóa xúc tác. Ít nhất một thành phần kim loại được chọn từ các nguyên tố nhóm 8-10 và/hoặc từ các nguyên tố nhóm 6. Các nguyên tố nhóm 6 có thể bao gồm crom, molypden và vonfram. Các nguyên tố nhóm 8-10 có thể bao gồm sắt, coban, niken, ruthenium, rhodium, palladi, osmium, iridium và bạch kim. Lượng (các) thành phần hydro hóa trong chất xúc tác phù hợp nằm trong khoảng từ 0,5% đến khoảng 10% trọng lượng của (các) thành phần kim loại nhóm 8-10 và từ khoảng 5% đến khoảng 25% trọng lượng thành phần kim loại của

nhóm 6, được tính là oxit kim loại trên 100 phần trọng lượng của tổng chất xúc tác, trong đó tỷ lệ phần trăm theo trọng lượng dựa trên trọng lượng của chất xúc tác trước khi sunfua hóa. Các thành phần hydro hóa trong chất xúc tác có thể ở dạng oxy hóa và/hoặc dạng sunfua. Nếu sự kết hợp của ít nhất một thành phần kim loại nhóm 6 và nhóm 8 là các oxit (hỗn hợp), cần phải xử lý sunfua trước khi sử dụng hợp lý trong quá trình hydrocrackinh. Trong một số phương án, chất xúc tác bao gồm một hoặc nhiều thành phần từ niken và/hoặc coban và một hoặc nhiều thành phần từ molypden và/hoặc vonfram hoặc một hoặc nhiều thành phần từ bạch kim và/hoặc palladi. Chất xúc tác chứa niken và molypden, niken và vonfram, bạch kim và/hoặc paladi rất hữu ích.

Việc chưng cất phân đoạn dòng ra từ các giai đoạn phản ứng thứ nhất và thứ hai có thể đạt được trong các hệ thống chưng cất phân đoạn độc lập, riêng biệt hoặc trong một số phương án, trong hệ thống chưng cất phân đoạn chung. Hơn nữa, dự tính rằng sản phẩm phản ứng từ giai đoạn thứ hai có thể được tách ra cùng với hoặc độc lập với sản phẩm phản ứng từ phản ứng giai đoạn thứ nhất. Trong một số phương án, giai đoạn phản ứng thứ nhất và giai đoạn phản ứng thứ hai có thể được nạp và cũng nạp vòng lặp làm mát, làm sạch và nén khí thông thường.

Phản ứng hydrocrackinh trong giai đoạn thứ nhất có thể được tiến hành ở nhiệt độ trong khoảng từ 360°C đến khoảng 450°C; từ khoảng 400°C đến khoảng 440°C trong các phương án khác. Áp lực trong giai đoạn phản ứng thứ nhất có thể nằm trong khoảng từ 70bar đến khoảng 230bar trong một số phương án; từ khoảng 100 đến khoảng 180bar trong các phương án khác. Các phản ứng hydrocrackinh cũng có thể được tiến hành ở tốc độ không gian hàng giờ (LHSV) lỏng trong khoảng từ 0,1 giờ⁻¹ đến khoảng 3,0 giờ⁻¹ trong một số phương án; từ khoảng 0,2 giờ⁻¹ đến khoảng 2 giờ⁻¹ trong các phương án khác.

Phản ứng hydrocrackinh trong giai đoạn phản ứng thứ hai có thể được tiến hành ở nhiệt độ trong khoảng từ 400°C đến khoảng 450°C; từ khoảng 420°C đến khoảng 440°C trong các phương án khác. Áp lực trong giai đoạn phản ứng thứ hai có thể nằm trong khoảng từ 70bar đến khoảng 230bar trong một số phương án; từ khoảng 100 đến khoảng 180bar trong các phương án khác. Các phản ứng hydrocrackinh cũng có thể được tiến hành ở tốc độ không gian hàng giờ (LHSV), lỏng trong khoảng từ 0,1 giờ⁻¹ đến khoảng 1,0 giờ⁻¹ trong một số phương án; từ khoảng 0,2 giờ⁻¹ đến khoảng 0,5 giờ⁻¹ trong các phương án khác.

Khi giai đoạn phản ứng thứ hai hoạt động để tối đa hóa nguồn nạp RFCC, phản ứng xử lý hydro có thể được tiến hành ở nhiệt độ trong khoảng từ 350°C đến khoảng 410°C; từ khoảng 360°C đến khoảng 385°C trong các phương án khác. Áp lực trong mỗi giai đoạn phản ứng thứ nhất và thứ hai có thể nằm trong khoảng từ 70bar đến khoảng 230bar trong một số phương án; từ khoảng 100 đến khoảng 180bar trong các phương án khác. Các phản ứng xử lý hydro cũng có thể được tiến hành ở tốc độ không gian hàng giờ (LHSV), lỏng trong khoảng từ 0,1giờ⁻¹ đến khoảng 1,0giờ⁻¹ trong một số phương án; từ khoảng 0,2giờ⁻¹ đến khoảng 0,5giờ⁻¹ trong các phương án khác.

Tính linh hoạt để vận hành giai đoạn phản ứng thứ hai có thể đạt được bằng cách chuyển từ chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa sang chế độ chất lượng dòng ra. Sự chuyển đổi giữa các chế độ có thể xảy ra bằng cách thay đổi điều kiện hoạt động của giai đoạn phản ứng thứ hai và bằng cách thay thế chất xúc tác hydrocrackinh bằng chất xúc tác xử lý hydro trong khi giai đoạn phản ứng thứ hai vẫn còn đang được thực hiện. Khi chuyển từ chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa sang chế độ dòng ra chất lượng, trong một số phương án, nhiệt độ của giai đoạn phản ứng thứ hai được hạ xuống trong khi nguồn nạp sang giai đoạn phản ứng thứ hai có thể có thêm lượng VGO. Tổng lượng VGO trong nguồn nạp giai đoạn phản ứng thứ hai thêm vào có thể dao động từ khoảng 15% trọng lượng xuống còn khoảng 75% trọng lượng trên tổng lượng nguồn nạp. Các điều kiện và thông số vận hành ở giai đoạn phản ứng thứ hai được thiết lập để đạt được mức loại bỏ HDS và HDN tối ưu trong khi mức chuyển đổi DAO giảm để việc tối đa hóa sản xuất xăng. Trong khi nguồn nạp thay đổi, nhiệt độ của giai đoạn phản ứng thứ hai có thể được hạ xuống, phụ thuộc vào sự tạo thành nguồn nạp đến giai đoạn phản ứng thứ hai. Nhiệt độ có thể giảm xuống khoảng từ 1 đến 10°C với tốc độ từ khoảng 0,1°C/giờ đến khoảng 5°C/giờ. Ngoài ra, ở chế độ dòng ra chất lượng, dầu cặn không chuyển đổi ở giai đoạn thứ hai, bao gồm vật liệu sôi từ khoảng 343°C đến 900°C và từ 360°C đến 700°C trong một số phương án được tách biệt với dầu cặn chưa chuyển đổi ở giai đoạn thứ nhất. Các điều kiện để chuyển từ chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa sang chế độ dòng ra chất lượng có thể được đảo ngược sang chuyển đổi từ chế độ dòng ra chất lượng sang chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa.

Trong một số phương án, giai đoạn phản ứng thứ hai tiếp tục hoạt động ở độ giãn nở của chất xúc tác lớn hơn hoặc bằng khoảng 30%, hơn khoảng 40% đến khoảng 60%; và tỷ lệ nguồn nạp chất xúc tác tương đương tạo thành với nền xúc tác hoàn chỉnh

trong khoảng 40 đến 80 ngày hoạt động trên. Tốc độ rút chất xúc tác có thể tương đương với tốc độ nạp chất xúc tác tạo thành sao cho lượng tồn chất xúc tác trong thiết bị phản ứng không đổi.

Việc chuyển từ chế độ chuyển đổi dầu cặn chế độ tối đa hóa dòng ra chất lượng bắt đầu bằng việc giảm lượng chất xúc tác hydrocrackinh chuyển đổi cao trong thiết bị phản ứng giai đoạn hai bằng cách tăng tốc độ rút chất xúc tác đã qua sử dụng và ngừng bổ sung chất xúc tác tạo thành trong khi đồng thời giảm nhiệt độ của thiết bị phản ứng để đáp ứng hiệu suất mục tiêu. Trong bước này, máy bơm tạo tầng sôi (của hệ thống thiết bị phản ứng tầng sôi) có thể tăng tốc độ của nó để đạt được sự mở rộng nền cao hơn so với lượng tồn chất xúc tác cạn kiệt xảy ra trong hoạt động này. Bước này sẽ mất từ khoảng 15 ngày đến khoảng 25 ngày. Người ta dự tính rằng khoảng 20 đến 40% chất xúc tác tồn đọng sẽ bị loại bỏ trong bước này.

Thứ hai, chất xúc tác hydrocrackinh tồn đọng trong thùng chứa chất xúc tác được thay thế bằng chất xúc tác xử lý hydro hoạt tính cao hơn và thêm chất xúc tác tạo thành mới vào giai đoạn phản ứng thứ hai với tỷ lệ thay thế khoảng 80% lượng tồn đọng chất xúc tác còn lại trong khoảng 45 ngày đến 60 ngày trong khi điều chỉnh định kỳ tốc độ rút chất xúc tác từ tốc độ cao trong bước thứ nhất của quy trình chuyển sang tốc độ cân bằng của nó, *nghĩa là*, tốc độ khi tốc độ tạo thành tương đương với tốc độ rút và tính chất vật lý của chất xúc tác đã qua sử dụng có thể xác nhận rằng chất xúc tác hydrocrackinh đã được tẩy khỏi thiết bị phản ứng. Sau đó, chất xúc tác tồn đọng được thiết lập lại thành 100 đến 125% lượng tồn đọng ban đầu của nó bằng cách tiếp tục thêm chất xúc tác trong khi ngừng rút chất xúc tác. Trong quy trình vận hành cân bằng, tốc độ quay vòng bình thường cho chế độ dòng ra chất lượng là khoảng 180 ngày đến khoảng 330 ngày.

Thứ ba, nhiệt độ của thiết bị phản ứng được hạ xuống trong các phần sau của bước chuyển tiếp thứ hai khoảng 10°C đến khoảng 30°C để đạt được phạm vi nhiệt độ của thiết bị phản ứng từ khoảng 350°C đến khoảng 410°C. Trong bước này, tốc độ bơm tăng vọt có thể được giảm để mở rộng nền với chất xúc tác xử lý hydro trong khoảng từ 30% đến khoảng 40% trong một phương án và từ khoảng 25% đến khoảng 40% trong phương án khác và từ khoảng 15% đến khoảng 40% trong phương án khác và từ khoảng 10% đến khoảng 40% trong phương án khác và từ khoảng 5% đến khoảng 40% trong phương án khác.

Để trở về chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa từ chế độ dòng ra chất lượng, các bước chuyển đổi có thể được đảo ngược từ các quy trình được mô tả ở trên.

Hệ thống như được mô tả ở trên có thể hoạt động ở chế độ chuyển đổi tối đa hoặc để tạo ra dầu cặn chất lượng, tốt hơn là được đưa đến bộ phận RFCC. Khả năng chuyển từ chế độ chuyển đổi tối đa sang chế độ dòng ra chất lượng mà không tắt máy hoặc làm mất năng lực sản xuất rất thuận lợi. Việc chuyển đổi có thể được thực hiện bằng cách đảo ngược (i) gửi dòng nguồn nạp kết hợp, tốt hơn là bao gồm DAO và VGO, đến giai đoạn phản ứng thứ hai, đó là giai đoạn phản ứng nền sôi; (ii) chuyển đổi chất xúc tác tạo thành trong phản ứng tầng thứ hai sang chất xúc tác xử lý hydro kiểu tầng sôi, để sự thay đổi chất xúc tác sẽ xảy ra trong khoảng thời gian 6 đến 12 tuần tại thời điểm lượng tồn đọng chất xúc tác hydrocrackinh thông thường về cơ bản sẽ được thay thế bằng chất xúc tác loại xử lý hydro; và (iii) chạy giai đoạn phản ứng thứ hai ở chế độ dòng ra chất lượng thay vì chế độ hydrocrackinh. Trong một số phương án, chế độ dòng ra chất lượng làm giảm nhiệt độ giai đoạn phản ứng thứ hai, do đó làm giảm mức độ ngột nghèo chuyển hóa hydrocrackinh trong khi đồng thời tăng chất lượng VGO.

Điều kiện hoạt động trong giai đoạn phản ứng thứ nhất rất giống cho cả chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa lẫn chế độ dòng ra chất lượng. Điều kiện vận hành có thể được lựa chọn dựa trên nguyên liệu dầu cặn, bao gồm hàm lượng tạp chất trong nguyên liệu dầu cặn và mức độ tạp chất mong muốn được loại bỏ trong giai đoạn thứ nhất, trong số các yếu tố khác. Nhiệt độ vận hành trong chế độ chuyển đổi tối đa có thể cao hơn trong thiết bị phản ứng giai đoạn hai so với nhiệt độ trong thiết bị phản ứng giai đoạn thứ nhất. Nhiệt độ vận hành trong chế độ dòng ra chất lượng có thể thấp hơn trong thiết bị phản ứng giai đoạn hai so với nhiệt độ trong thiết bị phản ứng giai đoạn đầu.

Trong một số phương án, việc chuyển đổi dầu cặn trong giai đoạn phản ứng thứ nhất có thể nằm trong khoảng từ 40 đến khoảng 70% theo trọng lượng; từ khoảng 55 đến khoảng 65% trọng lượng trong các phương án khác. Chuyển hóa hydrocacbon (hoặc chuyển đổi dầu cặn hoặc chuyển đổi) có thể được định nghĩa là lượng vật liệu trong dòng nạp liệu của thiết bị phản ứng tầng sôi trên ngưỡng nhiệt độ mà sẽ được mô tả sau đây trừ đi lượng vật liệu trong dòng dòng ra của thiết bị phản ứng tầng sôi trên ngưỡng nhiệt độ tương tự được chia bởi lượng vật liệu trong dòng nạp liệu của thiết bị phản ứng tầng sôi trên ngưỡng nhiệt độ. Trong một số phương án, nhiệt độ ngưỡng có

thể được xác định là $525^{\circ}\text{C}+$; trong các phương án khác, nhiệt độ ngưỡng có thể được xác định là, $540^{\circ}\text{C}+$ và trong các phương án khác, nhiệt độ ngưỡng có thể được xác định là $565^{\circ}\text{C}+$.

Điều kiện hoạt động trong giai đoạn phản ứng thứ hai phụ thuộc vào chế độ hoạt động, bao gồm chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa, chế độ dòng ra chất lượng hoặc chuyển đổi giữa các chế độ. Đối với chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa tổng thể, việc chuyển đổi dầu cặn trong giai đoạn phản ứng thứ hai có thể nằm trong khoảng từ 50 đến khoảng 900% theo trọng lượng; từ khoảng 60 đến khoảng 80% trọng lượng trong các phương án khác. Khi vận hành giai đoạn thứ hai để chuyển đổi dầu cặn tối đa, việc chuyển đổi dầu cặn tổng thể (từ nguồn nạp sang sản phẩm nguyên liệu sôi thấp hơn) có thể nằm trong khoảng từ 50 đến khoảng 95% khối lượng; từ khoảng 60 đến khoảng 92% khối lượng trong các phương án khác và 85 đến 90% khối lượng trong các phương án khác. Ngoài việc hydrocrackinh dầu cặn, việc loại bỏ lưu huỳnh và kim loại tổng thể có thể nằm trong khoảng từ 60% đến khoảng 90%, và loại bỏ cacbon của conradson có thể nằm trong khoảng từ 40% đến khoảng 80%. Trong một số phương án, ít nhất một nhiệt độ vận hành và áp suất vận hành trong giai đoạn phản ứng thứ nhất có thể lớn hơn được sử dụng trong giai đoạn phản ứng thứ hai.

Khi hoạt động trong chế độ chuyển đổi tối đa, việc chuyển đổi dầu cặn tổng thể cho các quy trình theo các phương án được mô tả ở đây có thể lớn hơn 80% do sự chuyển đổi một phần của nhựa trong giai đoạn phản ứng thứ nhất và việc chuyển đổi DAO trong giai đoạn phản ứng thứ hai. Trong chế độ chuyển đổi tối đa, theo các phương án được tiết lộ ở đây, có thể đạt được chuyển đổi dầu cặn chung ít nhất 80%, 85%, 90%, 95% hoặc cao hơn, đó là sự cải tiến đáng kể so với khả năng có thể đạt được trong chỉ hệ thống hai giai đoạn hydrocrackinh.

Đối với chế độ dòng ra chất lượng, việc chuyển đổi dầu cặn trong giai đoạn phản ứng thứ hai có thể nằm trong khoảng từ 5 đến khoảng 20% trọng lượng; từ khoảng 10 đến khoảng 15% trọng lượng trong các phương án khác. Khi vận hành giai đoạn thứ hai cho chế độ dòng ra chất lượng, chuyển đổi dầu cặn tổng thể (từ nguồn nạp sang sản phẩm vật liệu sôi thấp hơn) có thể nằm trong khoảng từ 45 đến khoảng 82% khối lượng; từ khoảng 70 đến khoảng 80% trọng lượng trong các phương án khác. Ngoài việc hydrocrackinh dầu cặn, lưu huỳnh và kim loại tổng thể có thể nằm trong khoảng từ 70% đến khoảng 90%, và việc loại bỏ cacbon conradson có thể nằm trong khoảng từ 50%

đến khoảng 80%. Trong một số phương án, ít nhất một nhiệt độ vận hành và áp suất vận hành trong giai đoạn phản ứng thứ nhất có thể lớn hơn được sử dụng trong giai đoạn phản ứng thứ hai.

Khi chuyển đổi giữa chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa và chế độ dòng ra chất lượng, các điều kiện ở giai đoạn phản ứng thứ hai sẽ thay đổi trong khi điều kiện vận hành ở giai đoạn phản ứng thứ nhất có thể vẫn giống nhau. Ví dụ, nhiệt độ trong giai đoạn phản ứng thứ hai sẽ giảm. Điều kiện vận hành có thể được lựa chọn dựa trên tốc độ tạo thành của chất xúc tác, lượng VGO tăng trong nguyên liệu đến giai đoạn phản ứng thứ hai và chất lượng sản phẩm mong muốn từ giai đoạn thứ hai, trong số các yếu tố khác. Trong một số phương án, việc chuyển đổi dầu cặn trong quy trình chuyển đổi trong giai đoạn phản ứng thứ hai có thể nằm trong khoảng từ 25 đến khoảng 75% trọng lượng; từ khoảng 50 đến khoảng 60% trọng lượng trong các phương án khác; và ít hơn 50% trọng lượng trong các phương án khác.

Fig.1 là lưu đồ thể hiện quy trình đơn giản hóa của quy trình nâng cấp dầu cặn theo các phương án của sáng chế. Máy bơm, van, bộ trao đổi nhiệt và các thiết bị khác không được thể hiện để dễ minh họa cho các phương án được tiết lộ ở đây. Fig.1 thể hiện việc vận hành hệ thống ở chế độ chuyển đổi tối đa.

Dầu cặn và hydro có thể được đưa qua các dòng 10 và 12, tương ứng, đến giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất 14 chứa chất xúc tác hydrocrackinh và hoạt động ở nhiệt độ và áp suất đủ để chuyển đổi ít nhất một phần của dầu cặn thành hydrocacbon nhẹ hơn. Dòng ra của thiết bị phản ứng ở giai đoạn thứ nhất có thể được thu hồi qua dòng 16. Như đã mô tả ở trên, dòng ra ở giai đoạn thứ nhất có thể bao gồm các sản phẩm phản ứng và dầu cặn không phản ứng, có thể bao gồm các thành phần nguồn nạp không được phản ứng như nhựa, và nhựa bị hydrocrackinh ở phạm vi sôi của nguyên liệu dầu cặn. Giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất, giai đoạn 14 có thể được vận hành ở nhiệt độ từ khoảng 360°C đến khoảng 450°C.

Một phần dầu bị khử và hydro có thể được nạp qua các dòng 18 và 20, tương ứng, đến giai đoạn phản ứng thứ hai chứa chất xúc tác hydrocrackinh và hoạt động ở nhiệt độ và áp suất để chuyển đổi ít nhất một phần dầu cặn hydrocacbon nhẹ hơn. Dòng ra của thiết bị phản ứng giai đoạn hai có thể được thu hồi qua dòng 24. Giai đoạn phản ứng thứ hai 22 có thể là giai đoạn phản ứng nóng chảy hoạt động ở nhiệt độ từ khoảng

400°C đến khoảng 440°C. Trong một số trường hợp xấu, giai đoạn phản ứng thứ hai có thể được vận hành với nền cố định.

Sau đó, dòng ra ở giai đoạn thứ nhất và dòng ra ở giai đoạn thứ hai trong dòng 16, 24 có thể được đưa vào hệ thống tách 26. Trong hệ thống tách 26, dòng ra ở giai đoạn thứ nhất và thứ hai có thể được phân tách để thu hồi ít nhất một phân đoạn sản phẩm chung cất hydrocacbon và một phân đoạn hydrocacbon bao gồm dầu cặn không phản ứng, nhựa và các hợp chất sôi tương tự được tạo thành từ việc hydrocracking nhựa.

Trong phương án này, hệ thống tách 26 có thể bao gồm thiết bị tách áp suất cao nhiệt độ cao 40 (HP/HT tách) để tách dòng ra thành chất lỏng và hơi. Hơi được tách có thể được thu hồi qua dòng 42 và chất lỏng được tách có thể được thu hồi qua dòng 44.

Sau đó, hơi có thể được dẫn qua dòng 42 đến hệ thống nén, làm sạch và tuần hoàn khí 46. Khí có thể được thu hồi từ hệ thống 46 qua dòng 48, một phần có thể được tuần hoàn đến thiết bị phản ứng 14, 16. Hydrocacbon ngưng tụ trong quy trình làm mát và tinh chế có thể được thu hồi qua dòng 50 và kết hợp với chất lỏng tách trong dòng 44 để được xử lý tiếp. Sau đó, dòng chất lỏng kết hợp 52 có thể được đưa đến tháp chưng cất khí quyển 54 để tách dòng này thành phần bao gồm hydrocacbon sôi trong dải chất chưng cất khí quyển và phân đoạn đáy thứ nhất bao gồm hydrocacbon có nhiệt độ sôi bình thường thấp nhất là 340°C. Các chất chưng cất khí quyển có thể được thu hồi thông qua dòng 56 và phân đoạn đáy thứ nhất có thể được thu hồi thông qua dòng 58.

Sau đó, phân đoạn đáy thứ nhất có thể được đưa vào hệ thống chưng cất chân không 60 để tách phân đoạn đáy thứ nhất thành phần nhỏ bao gồm các hydrocacbon sôi trong dải chất chưng cất và phân đoạn đáy thứ hai bao gồm các hydrocacbon có nhiệt độ sôi bình thường ít nhất 480°C. Sản phẩm chưng cất chân không có thể được thu hồi thông qua dòng 62 và phân đoạn đáy thứ hai có thể được thu hồi thông qua dòng 30 và được xử lý trong thiết bị khử dung môi 32 như được mô tả ở trên.

Có thể cần phải giảm nhiệt độ của phân đoạn đáy thứ hai trước khi cho phân đoạn đáy thứ hai vào bộ phận khử asphan dung môi 32. Phân đoạn đáy thứ hai có thể được làm mát thông qua trao đổi nhiệt gián tiếp hoặc trực tiếp. Do sự tắc nghẽn của các hệ thống trao đổi nhiệt gián tiếp thường xảy ra với dầu cặn tháp chân không, việc trao đổi nhiệt trực tiếp có thể được ưu tiên và có thể được thực hiện, ví dụ, bằng cách đặt tiếp xúc phân đoạn đáy thứ hai với ít nhất một phần của phân đoạn đáy thứ nhất và một

phần của dầu cặn nạp chặt, chẳng hạn như có thể được nạp qua các dòng 64 và 66, tương ứng.

Các chưng cất phân đoạn hydrocacbon bao gồm dầu cặn không phản ứng và nhựa có thể được nạp qua dòng 30 đến thiết bị khử asphan dung môi 32 để tạo ra phân đoạn asphalten thu hồi thông qua dòng 34 và phần dầu khử asphan. Phần dầu khử asphan có thể được thu hồi từ bộ phận khử asphan dung môi 32 qua dòng 18 và được đưa vào giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ hai, như đã mô tả ở trên.

Fig.2 thể hiện lưu đồ quy trình đơn giản hóa để nâng cấp dầu cặn theo các phương án, trong đó cùng số chỉ dẫn đại diện cho các bộ phận giống nhau. Fig. mô tả việc vận hành hệ thống ở chế độ dòng ra chất lượng.

Như đã trình bày ở trên, dầu cặn và hydro có thể được nạp qua đường dòng 10 và 12, tương ứng, để giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất 14 chứa chất xúc tác hydrocrackinh và hoạt động ở nhiệt độ và áp suất đủ để chuyển đổi ít nhất một phần của dầu cặn thành hydrocacbon nhẹ hơn. Dòng ra của thiết bị phản ứng giai đoạn thứ nhất có thể được thu hồi qua dòng 16 và được đưa vào thiết bị tách nhiệt độ cao áp suất cao 40 (máy tách HP/HT) để tách chất lỏng và hơi dòng ra. Hơi được tách có thể được thu hồi qua dòng 42 và chất lỏng được tách có thể được thu hồi qua dòng 44. Như đã mô tả ở trên, dòng ra ở giai đoạn thứ nhất có thể bao gồm các sản phẩm phản ứng và dầu cặn không được phản ứng, có thể bao gồm các thành phần nguồn nạp không được phản ứng như nhựa, và nhựa bị hydrocrackinh có các nhiệt độ sôi khác nhau, bao gồm cả chất trong phạm vi sôi của nguyên liệu dầu cặn. Ví dụ, giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất 14 có thể được vận hành ở nhiệt độ từ khoảng 360°C đến khoảng 450°C.

Các phần dầu khử asphan, các sản phẩm chưng cất chân không và hydro có thể được nạp qua đường dòng 18, 62 và 20, tương ứng, đến giai đoạn phản ứng thứ hai 22 chứa chất xúc tác xử lý hydro và hoạt động ở nhiệt độ và áp lực để chuyển đổi ít nhất một phần dầu khử asphan thành hydrocacbon nhẹ hơn và loại bỏ lưu huỳnh, nitơ và kim loại. Các điều kiện trong giai đoạn phản ứng thứ hai cũng sẽ được điều chỉnh để phù hợp để giảm thiểu chuyển đổi và tạo ra dòng ra phù hợp để nạp cho bộ phận RFCC. Giai đoạn phản ứng thứ hai 22 có thể là giai đoạn phản ứng nóng chảy hoạt động ở nhiệt độ từ khoảng 350°C đến khoảng 410°C.

Dòng ra của thiết bị phản ứng giai đoạn hai có thể được thu hồi qua dòng 24 và được đưa vào thiết bị phân tách nhiệt độ cao áp suất cao 140 (máy tách HP/HT) để tách

chất lỏng và hơi dòng ra. Hơi tách ra có thể được thu hồi có màu đỏ qua dòng 142 và chất lỏng được tách có thể được thu hồi qua dòng 144.

Sau đó, hơi có thể được dẫn thông qua dòng 142 đến hệ thống làm mát khí, lọc, và hệ thống nén tuần hoàn 46 cùng với hơi tách ra thu hồi thông qua dòng 42. Hydrocacbon ngưng tụ trong khi làm mát và làm sạch có thể được thu hồi thông qua dòng 50 và kết hợp với chất lỏng riêng biệt trong dòng 44 để được xử lý tiếp, chẳng hạn như qua tháp chưng cất khí quyển 54.

Sau đó, chất lỏng tách giai đoạn thứ hai có thể được dẫn thông qua dòng 144 đến hệ thống phân tách 80 để tạo ra chất phân tách đáy và sản phẩm đỉnh từ tháp phân tách. Sản phẩm đáy trong tháp phân tách có thể được thu hồi thông qua dòng 86 và được gửi để xử lý tiếp. Trong một số phương án, sản phẩm đáy trong tháp phân tách 86 có thể được gửi đến bộ phận crackinh xúc tác tầng sôi (RFCC). Hệ thống chất phân tách 80 được vận hành để tạo ra sản phẩm dầu cặn 370°C ở sản phẩm đáy trong tháp phân tách và một phần điêzel và sản phẩm đỉnh nhẹ hơn. Phần sản phẩm đỉnh từ tháp phân tách có thể được nạp qua đường dòng 82 đến tháp chưng cất khí quyển 54. Phần sản phẩm đỉnh từ tháp phân tách có thể được kết hợp với hydrocacbon ngưng tụ trong quy trình làm mát và tinh chế qua dòng 50 và chất lỏng tách trong dòng 44. Chất chưng cất khí quyển có thể được thu hồi qua dòng 56 và phân đoạn đáy thứ nhất có thể được thu hồi qua dòng 58, như đã được mô tả ở trên.

Sản phẩm chưng cất chân không qua dòng 62 có thể được đưa đến thiết bị phản ứng giai đoạn hai 22 cùng với DAO qua dòng 18 từ thiết bị khử dung môi 32 như đã mô tả ở trên.

Fig.1 và Fig.2 thể hiện các phương án của hệ thống xử lý hoạt động ở các chế độ vận hành khác nhau. Hệ thống xử lý có thể được chuyển đổi ngược lại giữa các chế độ vận hành khác nhau được thể hiện trên Fig.1 và Fig.2. Các chế độ hoạt động khác nhau trong hoạt động của thiết bị phản ứng giai đoạn hai 22. Chế độ thứ nhất của thiết bị phản ứng giai đoạn thứ hai được vận hành để tối đa hóa chuyển đổi với chất xúc tác thứ nhất như đã được mô tả đối với Fig.1 và chế độ thứ hai của thiết bị phản ứng giai đoạn thứ hai là để giảm thiểu chuyển đổi và tối đa hóa chất lượng dòng ra dành cho RFCC với chất xúc tác thứ hai. Khả năng chuyển đổi ngược giữa hai chế độ mà không tắt hệ thống hoặc làm mất khả năng sản xuất có thể đạt được thông qua cấu hình đường ống linh hoạt và chuyển loại chất xúc tác trong chất xúc tác tạo thành sang thiết bị phản ứng

giai đoạn hai 22. Như được thể hiện trên Fig.3, việc thay thế chất xúc tác trong thiết bị phản ứng giai đoạn hai 22 xảy ra qua các dòng 92 và 94. Tính năng rút chất xúc tác liên tục của nguồn nạp/chất xúc tác liên tục của các thiết bị phản ứng hydro kiểu tầng sôi làm cho việc thay thế chất xúc tác trở nên liền mạch. Sự thay đổi chất xúc tác có thể xảy ra trong giai đoạn 6 đến 12 tuần. Trong một số phương án, việc chuyển đổi chất xúc tác có thể phụ thuộc vào nguồn nạp tương đối của chất xúc tác được đưa vào giai đoạn phản ứng thứ hai. Trong một số phương án, ba thể tích chất xúc tác thiết bị phản ứng có thể cần thiết cho việc chuyển đổi hoàn tất. Trong một số phương án, sự thay đổi có thể xảy ra nhanh hơn nếu muốn, nhưng theo tỷ lệ rút của hoạt động/nguồn nạp chất xúc tác mới/lượng rút chất xúc tác, việc thay đổi có thể mất vài tuần. Việc thay thế dần dần chất xúc tác có thể cho phép thời gian cho các bộ phận phía dưới chuyển đổi có hiệu quả sang hỗn hợp sản phẩm mới, v.v. Thể tích lỗ cao của nền tầng sôi chứa chất xúc tác hydrocracking (“chuyển đổi”) có thể thoát khỏi thiết bị phản ứng giai đoạn thứ hai 22 thông qua dòng 94 và hoạt tính cao/ diện tích bề mặt cao/ thể tích lỗ rỗng chất xúc tác xử lý hydro thấp có thể đi vào thiết bị phản ứng giai đoạn hai 22 thông qua dòng 92. Sự thay thế có thể xảy ra tại chỗ và không cần phải tắt máy để thay thế chất xúc tác. Các hệ thống xử lý trên Fig.1 và Fig.2 cũng có thể có tính linh hoạt đường ống cho phép dòng ra từ thiết bị phản ứng giai đoạn hai có thể được gửi đến thiết bị phân tách HP/HT 40 hoặc bộ phân tách HP/HT 140 như trên Fig.3. Tính linh hoạt của đường ống cũng có thể nạp thiết bị chưng cất chân không được gửi đến thiết bị phản ứng giai đoạn thứ hai.

Như được thể hiện trên Fig.4, tính linh hoạt của đường ống có thể được nạp sao cho bộ phân tách 80 có thể được bỏ qua. Do đó, chất lỏng từ thiết bị phân tách HP/HT 140 có thể được kết hợp với chất lỏng từ thiết bị phân tách HP/HT 40 để được gửi đến tháp chưng cất khí quyển 54 và hơi từ thiết bị phân tách HP/HT 140 có thể được kết hợp với hơi từ thiết bị phân tách HP/HT 40 được gửi đến hệ thống nén làm mát, làm sạch và tuần hoàn khí 46. Ngoài ra, trong một số phương án, các giai đoạn tách khác nhau có thể được tích hợp/kết hợp khi thực hiện phân tách tương tự.

Trong một số phương án, việc chuyển từ chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa sang chế độ dòng ra chất lượng liên quan đến việc thay đổi dòng nguồn nạp và sản phẩm đồng thời điều chỉnh chất xúc tác trong giai đoạn phản ứng thứ hai và điều kiện vận hành ở giai đoạn thứ hai. Trong một số phương án, nguồn nạp cho giai đoạn phản ứng thứ hai 22 được điều chỉnh để bao gồm sản phẩm chưng cất chân không từ dòng 62.

Chất cung cấp chân không có thể được thêm dần vào nguồn nạp cho giai đoạn phản ứng thứ hai 22 từ khoảng 0% của nguồn nạp đến khoảng 50% nguồn nạp. Trong một số phương án, dòng ra từ thiết bị phản ứng giai đoạn hai 22 có thể được chuyển từ thiết bị phân tách HP/HT 40 sang thiết bị phân tách HP/HT 140. Điều này có thể xảy ra bởi việc dần dần định tuyến lại dòng ra qua dòng 24 để được gửi đến thiết bị phân tách HP/HT 140. Hơi được tách ra được thu hồi qua dòng 142 có thể được chuyển đến hệ thống nén tuần hoàn 46 bằng cách mở van và đường ống liên quan. Chất lỏng tách được thu hồi qua dòng 144 được chuyển đến hệ thống phân tách 80 bằng cách mở các van và đường ống liên quan. Sự thay đổi chất xúc tác từ chất xúc tác hydrocrackinh sang chất xúc tác xử lý hydro xảy ra bằng cách chuyển chất xúc tác đến và từ thiết bị phản ứng tầng sôi giai đoạn thứ hai 22 bằng cách giảm lượng chất xúc tác hydrocrackinh được đưa vào thiết bị phản ứng giai đoạn thứ hai thông qua dòng 92 đến thiết bị phản ứng giai đoạn thứ hai. Để đảo ngược hoạt động của thiết bị phản ứng giai đoạn thứ hai trở lại chế độ chuyển đổi dầu cặn tối đa, các điều chỉnh tương tự ở trên được thực hiện ngược lại.

Fig.5 thể hiện quy trình đơn giản hóa để nâng cấp dầu cặn theo các phương án của sáng chế, trong đó các số chỉ dẫn giống nhau được sử dụng để tham chiếu đến các bộ phận tương tự nhau. Fig.5 thể hiện việc vận hành hệ thống ở chế độ dòng ra chất lượng khác và có thể loại bỏ các giới hạn về mức độ ô nhiễm của nguồn nạp (VR) của bộ phận RDS điển hình ở phía trước của RFCC trong khi vẫn sản xuất nguồn nạp chất lượng cao cho RFCC.

Như đã mô tả trên đây, dầu cặn và hydro có thể được đưa qua các dòng 10 và 12, tương ứng, đến giai đoạn phản ứng hydrocrackinh thứ nhất 14 chứa chất xúc tác hydrocrackinh và hoạt động ở nhiệt độ và áp suất đủ để chuyển đổi ít nhất một phần của dầu cặn sang hydrocacbon nhẹ hơn. Dòng ra của thiết bị phản ứng giai đoạn thứ nhất có thể được thu hồi qua dòng 16 và được đưa vào thiết bị tách nhiệt độ cao áp suất cao 40 (máy tách HP/HT) để tách chất lỏng và hơi dòng ra. Hơi được tách có thể được thu hồi qua dòng 42 và chất lỏng được tách có thể được thu hồi qua dòng 44. Như đã mô tả ở trên, dòng ra ở giai đoạn thứ nhất có thể bao gồm các sản phẩm phản ứng và dầu cặn không phản ứng, có thể bao gồm các thành phần nguồn nạp không được phản ứng như nhựa, và nhựa bị hydrocrackinh có nhiệt độ sôi khác nhau, bao gồm cả các chất trong

phạm vi sôi của nguyên liệu dầu cặn. Phản ứng hydrocracking giai đoạn thứ nhất 14 có thể được vận hành ở nhiệt độ từ khoảng 360°C đến khoảng 450°C.

Phần dầu khử asphan, sản phẩm chưng cất chân không và hydro có thể được nạp qua đường dòng 18, 62 và 20, tương ứng, đến giai đoạn phản ứng thứ hai 22 chứa chất xúc tác xử lý hydro và hoạt động ở nhiệt độ và áp lực để chuyển đổi ít nhất một phần dầu khử asphan thành hydrocacbon nhẹ hơn và loại bỏ lưu huỳnh, nitơ và kim loại. Các điều kiện trong giai đoạn phản ứng thứ hai cũng sẽ được điều chỉnh để phù hợp để giảm thiểu chuyển đổi và tạo ra dòng ra phù hợp để nạp cho bộ phận RFCC. Giai đoạn phản ứng thứ hai 122 có thể là giai đoạn nền cố định hoạt động ở nhiệt độ từ khoảng 350°C đến khoảng 410°C.

Dòng ra của thiết bị phản ứng giai đoạn hai có thể được thu hồi qua dòng 24 và được đưa vào thiết bị tách nhiệt độ cao áp suất cao 140 (máy tách HP/HT) để tách chất lỏng và hơi dòng ra. Hơi được tách có thể được thu lại có màu đỏ qua dòng 142 và chất lỏng được tách có thể được thu hồi qua dòng 144. Trong một số phương án, thiết bị tách HP/HT 140 có thể là tùy chọn.

Sau đó, hơi có thể được đưa thông qua dòng 142 để làm mát khí, lọc, và hệ thống nén tuần hoàn 46 cùng với hơi tách ra được thu hồi thông qua dòng 42. Hydrocacbon ngưng tụ trong khi làm mát và làm sạch có thể được thu hồi thông qua dòng 50 và kết hợp với chất lỏng tách ra trong dòng 44 để chế biến tiếp, chẳng hạn như trong tháp chưng cất khí quyển 54.

Sau đó, chất lỏng có thể được dẫn qua dòng 144 đến hệ thống chất phân tách 80 để tạo ra sản phẩm đáy trong tháp phân tách và đầu chất phân tách. Sản phẩm đáy trong tháp phân tách có thể được thu hồi thông qua dòng 86 và được gửi đi để xử lý tiếp. Trong một số phương án, đáy của chất phân tách có thể được gửi đến bộ phận cracking xúc tác tầng sôi (RFCC). Hệ thống phân tách 80 được vận hành để tạo ra sản phẩm dầu cặn 370°C+ ở sản phẩm đáy trong tháp phân tách và một phần diesel và sản phẩm đỉnh nhẹ hơn. Chất phân tách có thể được đưa qua dòng 82 đến tháp chưng cất khí quyển 54. Phần sản phẩm đỉnh từ tháp phân tách có thể được kết hợp với hydrocacbon ngưng tụ trong quy trình làm mát và tinh chế qua dòng 50 và chất lỏng tách trong dòng 44. Chất chưng cất khí quyển có thể được thu hồi qua dòng 56 và phân đoạn đáy thứ nhất có thể được thu hồi qua dòng 58, như đã được mô tả ở trên.

Sản phẩm chưng cất chân không qua dòng 62 có thể được đưa đến thiết bị phản ứng giai đoạn hai 22 cùng với DAO qua dòng 18 từ thiết bị khử dung môi 32 như đã được mô tả ở trên.

Như được thể hiện trên Fig.1, Fig.2 và Fig.5, quy trình được trình bày ở đây có thể bao gồm hệ thống làm mát, làm sạch và nén khí độc lập 46. Trong các phương án khác, phần hơi được thu hồi qua dòng 42, hoặc ít nhất là một phần của chúng, có thể được xử lý trong hệ thống làm mát, lọc và làm mát khí thông thường, tích hợp xử lý khí với các bộ phận xử lý hydro khác tại chỗ.

Mặc dù không được thể hiện, ít nhất phân đoạn asphalten được thu hồi qua dòng 34 có thể được tuần hoàn đến giai đoạn thiết bị phản ứng hydrocrackinh thứ nhất trong một số phương án. Việc nâng cấp hoặc sử dụng nhựa được thu hồi qua dòng 34 có thể được thực hiện bằng các quy trình khác nhau đã được biết đến trong lĩnh vực. Ví dụ, nhựa chưa pha trộn với chất phân tách như bùn dầu FCC và được sử dụng như dầu nhiên liệu, hoặc xử lý một mình hoặc kết hợp với nguồn nạp khác trong bộ phận luyện cốc hoặc khí hóa, hoặc viên hóa để tạo viên nhựa.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Các ví dụ sau có nguồn gốc từ các kỹ thuật mô hình. Mặc dù công việc đã được thực hiện, phần mô tả sáng chế sau đây không trình bày các ví dụ này ở thì quá khứ để tuân thủ các quy tắc có thể áp dụng được.

Bảng 1 dưới đây cho thấy phạm vi chuyển đổi và nhiệt độ thiết bị phản ứng cho các phương án của hai chế độ hoạt động cho cả hai giai đoạn thiết bị phản ứng được mô tả ở đây. Chế độ chuyển đổi trong bảng là hệ thống hoạt động để tối đa hóa mô phỏng chuyển hóa hydrocrackinh/điêzel. Chế độ dòng ra chất lượng trong bảng là hệ thống vận hành để giảm thiểu chuyển hóa hydrocrackinh/tối đa hóa chất lượng dòng ra. Dữ liệu không được trình bày để hoạt động trong các chế độ chuyển đổi, hoặc là chuyển từ chế độ chuyển đổi sang chế độ điều chỉnh hydro và ngược lại.

Bảng 1

Chế độ hoạt động	Giai đoạn thứ nhất	Giai đoạn thứ hai	Chuyển đổi dầu cặn tổng thể (2 giai đoạn)
<u>CHẾ ĐỘ CHUYỂN ĐỔI TỐI ĐA</u>			

Chuyển đổi tối đa%, phạm vi	30-75	20 -50 (trên cơ sở nguồn nạp dữ liệu VR)	80-95
Chuyển đổi tối đa%, điển hình	55- 70	22-33	85-92
Nhiệt độ thiết bị phản ứng, phạm vi	360-450C	400-440C	
Nhiệt độ thiết bị phản ứng, điển hình	400-440C	420-440C	
<u>CHẾ ĐỘ CHẤT LƯỢNG HIỆU QUẢ</u>			
Chuyển đổi tối đa%, phạm vi	30-7 5	5 - 20 (trên cơ sở nguồn nạp VR)	2 5-8 0
Chuyển đổi tối đa%, điển hình	55-65	10 - 15	58 - 7 0
Nhiệt độ thiết bị phản ứng, phạm vi	360-450C	350-410C	
Nhiệt độ thiết bị phản ứng, điển hình	400-440C	360-385C	

Bảng 2 dưới đây cho thấy các hoạt động của thiết bị phản ứng giai đoạn thứ hai giữa hai chế độ vận hành. Chế độ chuyển đổi trong bảng là hệ thống hoạt động để tối đa hóa mô phỏng chuyển hóa hydrocrackinh/ điêzel. Chế độ dòng ra chất lượng trong bảng là hệ thống vận hành để giảm thiểu chuyển hóa hydrocrackinh/tối đa hóa chất lượng dòng ra. Đặc tính nguyên liệu điển hình nhưng có thể thay đổi tùy thuộc vào mức độ chuyển đổi nguồn thô và giai đoạn thứ nhất. Dữ liệu không được trình bày để hoạt động trong các chế độ chuyển đổi, hoặc chuyển từ chế độ chuyển đổi sang chế độ xử lý hydro và ngược lại. Bảng 2

	Chế độ chuyển	Chế độ dòng ra chất
--	---------------	---------------------

	đổi	lượng
Thuộc tính nạp		
Nạp	DAO + 20% HVGC	> DAO + HVGO
Trọng lực API	13	14.3
Nitơ, wppm	3500	3000
% CCR	12	số 8
Ni + V, wppm	5,5	4.3
Mở rộng nền xúc tác	35-60%	10 - 15%
Điều kiện hoạt động của thiết bị phản ứng		
Chất xúc tác	NiMo / Al ₂ O ₃ hoạt tính cao với thể tích lỗ rỗng tương đối thấp/diện tích bề mặt hình với thể tích lỗ rỗng lớn	NiMo/Al ₂ O ₃ hoạt tính cao với thể tích lỗ rỗng tương đối thấp/diện tích bề mặt hình với thể tích lỗ rỗng lớn chống tiêu hao
LHSV	0,2	0,4
Nhiệt độ trung bình của nền, độ C	438	380
Chuyển đổi 566C+	78 (mỗi lượt)	15 (một lần)
API trọng lực của dầu nặng (phần 370C+) 18		20,5
Nitơ trong dầu nặng, wppm	2700	800
% HDN tương đối	23	73
Lưu huỳnh trong dầu nặng, wppm	3600	100

Như đã trình bày ở trên, sáng chế nạp các phương án để chuyển đổi hiệu quả và linh hoạt hydrocacbon nặng sang hydrocacbon nhẹ qua quy trình hydrocracking tích hợp và quy trình khử asphan dầu dung môi.

Theo một khía cạnh khác, các quy trình theo các phương án được mô tả ở đây có thể nạp cho việc làm giảm kích thước yêu cầu của thiết bị xử lý, bao gồm ít nhất một thiết bị phản ứng hydrocracking và thiết bị khử dung môi. Khả năng chuyển đổi cao đạt

được có thể dẫn đến tỷ lệ tuần hoàn tương đối ít hơn yêu cầu của các quy trình đã biết để đạt được chuyển đổi tổng thể cao. Ngoài ra, việc hydrocrackinh ít nhất phân đoạn asphalten trong giai đoạn phản ứng thứ nhất có thể làm giảm tốc độ nguồn nạp, sử dụng dung môi, v.v., liên quan đến bộ phận khử asphan dung môi so với các quy trình đã biết.

Theo một khía cạnh khác, các quy trình theo các phương án được mô tả ở đây có thể giúp làm giảm tốc độ làm bẩn chất xúc tác, do đó kéo dài thời gian chu kỳ chất xúc tác và tuổi thọ của chất xúc tác. Ví dụ, điều kiện vận hành trong vùng phản ứng thứ nhất có thể được chọn để giảm thiểu sự hình thành cặn và sự tắc nghẽn chất xúc tác có thể xảy ra khi hydrocrackinh nhựa.

Việc giảm đáng kể vốn và chi phí vận hành có thể được thực hiện do một hoặc nhiều yêu cầu tuần hoàn thấp, sử dụng chất xúc tác hiệu quả và chuyển đổi phân đoạn asphalten trước khi khử dung môi.

Việc loại bỏ nhựa ở giữa các giai đoạn phản ứng có thể dẫn đến vấn đề lắng đọng cặn thấp hơn trong thiết bị liên quan đến việc tách chất lỏng khỏi hơi trong mạch dòng ra của thiết bị phản ứng, bao gồm cả thiết bị trong phần chưng cất phân đoạn.

Cần phải hiểu rằng, mặc dù phần mô tả trên đây đã mô tả chi tiết các phương án được ưu tiên của sáng chế, rất nhiều thay đổi và biến thể có thể được thực hiện trên các phương án này và tất cả các thay đổi và biến thể đó đều thuộc phạm vi của sáng chế.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình nâng cấp dầu cặn, quy trình này bao gồm các bước:

 nạp hydro và hydrocacbon dầu cặn vào thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi thứ nhất chứa chất xúc tác hydrocrackinh;

 cho dầu cặn và hydro tiếp xúc với chất xúc tác hydrocrackinh ở điều kiện nhiệt độ và áp suất để phá vỡ ít nhất một phần dầu cặn;

 tách sản phẩm từ thiết bị phản ứng thứ nhất thành pha khí thứ nhất và sản phẩm pha lỏng thứ nhất;

 nạp hydro và phân đoạn hydrocacbon dầu đã khử asphan và phân đoạn sản phẩm chưng cất chân không hydrocacbon vào thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi thứ hai chứa chất xúc tác xử lý hydro;

 cho phân đoạn hydrocacbon dầu đã khử asphan, phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không và hydro tiếp xúc với chất xúc tác xử lý hydro ở điều kiện nhiệt độ và áp suất để xử lý hydro ít nhất một phần của phân đoạn hydrocacbon dầu đã khử asphan và phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không;

 tách sản phẩm từ thiết bị phản ứng thứ hai thành pha khí thứ hai và sản phẩm pha lỏng thứ hai;

 tách sản phẩm pha lỏng thứ hai thành dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai và nguồn nạp cho bộ phận crackinh xúc tác lỏng dầu cặn (RFCC);

 chưng cất phân đoạn sản phẩm pha lỏng thứ nhất và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai để tạo thành ít nhất một phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon, phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không và ít nhất một phân đoạn hydrocacbon dầu cặn;

 nạp ít nhất một phân đoạn hydrocacbon dầu cặn vào bộ phận khử asphan dung môi để cung cấp phân đoạn asphalten và phân đoạn hydrocacbon dầu đã khử asphan; và

 chuyển đổi từ chế độ chuyển hóa dầu cặn tối đa sang chế độ dòng ra chất lượng bằng cách thay thế chất xúc tác hydrocrackinh bằng chất xúc tác xử lý hydro đồng thời giữ thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi thứ hai ở trạng thái hoạt động.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước chưng cất phân đoạn bao gồm các công đoạn:

tách sản phẩm pha lỏng thứ nhất và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai trong tháp chưng cất khí quyển để thu hồi phân đoạn bao gồm các hydrocacbon sôi trong dãy sản phẩm chưng cất khí quyển và phân đoạn đáy thứ nhất bao gồm các hydrocacbon có nhiệt độ sôi bình thường thấp nhất là 340°C;

tách phân đoạn đáy thứ nhất trong tháp chưng cất chân không để thu hồi phân đoạn bao gồm các hydrocacbon sôi trong dải sản phẩm chưng cất chân không và phân đoạn đáy thứ hai bao gồm các hydrocacbon có nhiệt độ sôi thấp nhất là 480°C;

nạp phân đoạn đáy thứ hai vào bộ phận khử asphan dung môi dưới dạng phân đoạn hydrocacbon dầu cặn.

3. Quy trình theo điểm 2, trong đó quy trình này còn bao gồm:

làm mát pha khí thứ nhất và pha khí thứ hai để thu hồi phân đoạn khí chứa hydro và phân đoạn sản phẩm chưng cất; và

cho phân đoạn sản phẩm chưng cất vào sản phẩm pha lỏng thứ nhất và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai.

4. Quy trình theo điểm 3, trong đó quy trình này bao gồm việc tuần hoàn ít nhất một phần hydro thu hồi được vào ít nhất một trong các thiết bị phản ứng thứ nhất và thiết bị phản ứng thứ hai.

5. Quy trình theo điểm 2, trong đó quy trình này bao gồm việc làm mát phân đoạn đáy thứ hai thông qua trao đổi nhiệt trực tiếp với ít nhất một trong số một phần của dầu cặn và một phần của phân đoạn đáy thứ nhất.

6. Quy trình theo điểm 1, trong đó ít nhất một trong số nhiệt độ vận hành và áp suất vận hành trong thiết bị phản ứng thứ hai nhỏ hơn nhiệt độ vận hành và áp suất vận hành của thiết bị phản ứng thứ nhất.

7. Quy trình theo điểm 1, trong đó ít nhất một phân đoạn hydrocacbon dầu cặn bao gồm các hydrocacbon có nhiệt độ sôi bình thường thấp nhất là 480°C.

8. Quy trình nâng cấp dầu cặn trong hệ thống mà hệ thống bao gồm:

thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi thứ nhất;

thiết bị tách thứ nhất;

tháp phân tách;

hệ thống chưng cất phân đoạn; và

hệ thống khử asphan dung môi;

quy trình này bao gồm các bước:

vận hành hệ thống trong chế độ thứ nhất để tạo ra nguồn nạp cho bộ phận crackinh xúc tác lỏng dầu cặn (RFCC), chế độ thứ nhất bao gồm:

cho dầu khử asphan và sản phẩm chưng cất chân không phản ứng trong thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi thứ nhất chứa chất xúc tác xử lý hydro để tạo thành dòng ra thứ nhất;

tách dòng ra thứ nhất trong thiết bị tách thứ nhất thành pha khí thứ nhất và pha lỏng thứ nhất;

phân tách pha lỏng thứ nhất trong tháp phân tách để tạo ra sản phẩm đáy trong tháp phân tách và sản phẩm đỉnh trong tháp phân tách;

chưng cất phân đoạn sản phẩm đỉnh từ tháp phân tách trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra ít nhất một sản phẩm chưng cất khí quyển và sản phẩm đáy chưng cất khí quyển;

chưng cất phân đoạn sản phẩm đáy chưng cất khí quyển trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra sản phẩm chưng cất chân không và sản phẩm đáy chưng cất chân không;

khử asphan dung môi sản phẩm đáy chưng cất chân không trong hệ thống khử asphan dung môi để tạo ra dầu đã khử asphan; và

vận chuyển sản phẩm đáy trong tháp phân tách làm nguồn nạp cho bộ phận RFCC;

vận hành hệ thống trong chế độ thứ hai để tối đa hóa việc chuyển đổi dầu cặn trong thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi thứ nhất, chế độ thứ hai bao gồm:

cho dầu đã khử asphan phản ứng trong thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất chứa chất xúc tác hydrocrackinh để tạo thành dòng ra thứ hai;

tách dòng ra thứ hai trong thiết bị tách thứ nhất thành pha khí thứ hai và pha lỏng thứ hai;

chưng cất phân đoạn pha lỏng thứ hai trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra ít nhất một sản phẩm chưng cất khí quyển và sản phẩm đáy chưng cất khí quyển;

chưng cất sản phẩm đáy chưng cất khí quyển trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra sản phẩm chưng cất chân không và sản phẩm đáy chưng cất chân không; và

khử asphan dung môi sản phẩm đáy chưng cất chân không để tạo ra dầu khử asphan;

chuyển đổi hệ thống giữa chế độ thứ nhất và chế độ thứ hai, trong đó quy trình chuyển đổi này bao gồm các bước:

loại bỏ chất xúc tác xử lý hydro khỏi thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất đồng thời thêm chất xúc tác hydrocrackinh vào thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất;

chưng cất phân đoạn pha lỏng thứ nhất trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra ít nhất một sản phẩm chưng cất khí quyển và sản phẩm đáy chưng cất khí quyển.

9. Quy trình theo điểm 8, trong đó hệ thống này còn bao gồm:

thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi thứ hai; và

thiết bị tách thứ hai;

chế độ thứ hai còn bao gồm các bước:

cho hydrocacbon dầu cặn phản ứng trong thiết bị phản ứng tầng sôi thứ hai chứa chất xúc tác hydrocrackinh để tạo thành dòng ra thứ ba;

tách dòng ra thứ ba trong thiết bị tách thứ hai thành pha khí thứ ba và pha lỏng thứ ba; và

chưng cất pha lỏng thứ ba trong hệ thống chưng cất phân đoạn để tạo ra ít nhất một sản phẩm chưng cất khí quyển và sản phẩm đáy chưng cất khí quyển.

10. Quy trình theo điểm 8, trong đó quy trình này còn bao gồm bước chuyển đổi hệ thống giữa chế độ thứ hai trở lại chế độ thứ nhất.

11. Quy trình theo điểm 8, trong đó bước chuyển đổi còn bao gồm công đoạn hạ nhiệt độ của thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất.

12. Quy trình theo điểm 8, trong đó bước loại bỏ chất xúc tác xử lý hydro ra khỏi thiết bị phản ứng tầng sôi thứ nhất bao gồm việc tăng tốc độ của bơm tạo tầng sôi.

13. Hệ thống nâng cấp hydrocacbon dầu cặn, hệ thống này bao gồm:

hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng sôi thứ nhất để hydrocacbon dầu cặn và hydro tiếp xúc với chất xúc tác chuyển hóa hydro thứ nhất để tạo ra dòng ra thứ nhất;

thiết bị chuyển khối thứ nhất để tách dòng ra thứ nhất thành pha khí thứ nhất và pha lỏng thứ nhất;

hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng sôi thứ hai được tạo cấu hình để hoạt động ở chế độ nạp liệu cho bộ phận crackinh xúc tác lỏng dầu cặn (RFCC) bằng cách cho dòng sản phẩm chưng cất chân không, dòng dầu khí đã khử asphan và hydro tiếp xúc với chất xúc tác xử lý hydro;

thiết bị chuyển khối thứ hai để tách dòng ra thứ hai thành pha khí thứ hai và pha lỏng thứ hai;

thiết bị chuyển khối thứ ba để tách pha lỏng thứ hai thành nguồn nạp cho bộ phận RFCC và sản phẩm đỉnh;

bộ phận chưng cất phân đoạn khí quyển để chưng cất phân đoạn pha lỏng thứ nhất và sản phẩm đỉnh để thu hồi dòng chất chưng cất khí quyển hydrocacbon và dòng dầu cặn khí quyển hydrocacbon;

bộ phận chưng cất phân đoạn chân không để chưng cất phân đoạn dòng dầu cặn khí quyển hydrocacbon để thu hồi dòng sản phẩm chưng cất chân không và dòng dầu cặn thứ nhất;

bộ phận khử asphan dung môi để thu hồi dòng dầu khí khử asphan và dòng asphalten từ dòng dầu cặn thứ nhất; và

trong đó, hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng sôi thứ hai được tạo cấu hình để thay đổi chế độ hoạt động giữa chế độ chuyển hóa các hydrocacbon cặn dầu tối đa sang chế độ nạp liệu cho đơn vị RFCC.

14. Hệ thống theo điểm 13, trong đó hệ thống này còn bao gồm hệ thống khí hóa thứ nhất để chuyển hóa dòng asphalten thành khí tổng hợp.

15. Hệ thống theo điểm 13, trong đó hệ thống này còn bao gồm hệ thống khí hóa thứ hai để chuyển hóa pha khí thứ nhất và pha khí thứ hai thành các dòng sản phẩm chung cất để nạp vào bộ phận chưng cất phân đoạn khí quyển và hydro được nạp vào hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng sôi thứ nhất và hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng sôi thứ hai.

16. Hệ thống theo điểm 13, trong đó thiết bị chuyển khối thứ ba bao gồm tháp phân tách.

17. Hệ thống theo điểm 13, trong đó thiết bị chuyển khối thứ nhất bao gồm thiết bị tách nhiệt độ cao/áp suất cao.

18. Hệ thống theo điểm 13, trong đó thiết bị chuyển khối thứ hai bao gồm thiết bị tách nhiệt độ cao/áp suất cao.

19. Hệ thống theo điểm 15, trong đó hệ thống khí hóa thứ hai bao gồm máy nén.

20. Quy trình nâng cấp dầu cặn, quy trình này bao gồm các bước:

nạp hydro và hydrocacbon dầu cặn vào thiết bị phản ứng thứ nhất chứa chất xúc tác hydrocrackinh thứ nhất;

cho dầu cặn và hydro tiếp xúc với nhau có mặt của chất xúc tác hydrocrackinh ở điều kiện nhiệt độ và áp suất để phá vỡ ít nhất một phần của dầu cặn;

tách sản phẩm từ thiết bị phản ứng thứ nhất thành pha khí thứ nhất và sản phẩm pha lỏng thứ nhất;

nạp hydro và phân đoạn hydrocacbon dầu đã khử asphan và phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không vào thiết bị phản ứng thứ hai chứa chất xúc tác xử lý hydro, trong đó thiết bị phản ứng thứ hai là thiết bị phản ứng tầng cố định;

cho phân đoạn hydrocacbon dầu khử asphan, phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không và hydro tiếp xúc với nhau với sự có mặt của chất xúc tác xử

lý hydro ở điều kiện nhiệt độ và áp suất để xử lý hydro ít nhất một phần của phân đoạn hydrocacbon dầu khử asphan và phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không;

tách sản phẩm từ thiết bị phản ứng thứ hai thành pha khí thứ hai và sản phẩm pha lỏng thứ hai;

tách sản phẩm pha lỏng thứ hai thành dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai và nguồn nạp cho bộ phận crackinh xúc tác lỏng dầu cặn (RFCC);

chưng cất phân đoạn sản phẩm pha lỏng thứ nhất và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai tạo thành ít nhất một phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon, phân đoạn sản phẩm chưng cất hydrocacbon chân không và ít nhất một phân đoạn hydrocacbon dầu cặn;

nạp ít nhất một phân đoạn hydrocacbon dầu cặn vào bộ phận khử asphan dung môi để cung cấp phân đoạn asphalten và phân đoạn hydrocacbon dầu đã khử asphan và

chuyển đổi từ chế độ chuyển hóa dầu cặn tối đa sang chế độ dòng ra chất lượng bằng cách thay thế chất xúc tác hydrocrackinh bằng chất xúc tác xử lý hydro đồng thời thiết bị phản ứng kiểu tầng sôi thứ hai ở trạng thái hoạt động.

21. Quy trình theo điểm 20, trong đó bước chưng cất phân đoạn bao gồm:

tách sản phẩm pha lỏng thứ nhất và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai trong tháp chưng cất khí quyển để thu hồi phân đoạn bao gồm hydrocacbon sôi trong dãy sản phẩm chưng cất khí quyển và phân đoạn đáy thứ nhất bao gồm hydrocacbon có nhiệt độ sôi bình thường thấp nhất là 340°C;

tách phân đoạn đáy thứ nhất trong tháp chưng cất chân không để thu hồi phân đoạn chứa hydrocacbon sôi trong dải sản phẩm chưng cất chân không và phân đoạn đáy thứ hai gồm hydrocacbon có nhiệt độ sôi thấp nhất là 480°C;

nạp phân đoạn đáy thứ hai vào bộ phận khử asphan dung môi dưới dạng phân đoạn hydrocacbon dầu cặn.

22. Quy trình theo điểm 21, trong đó quy trình này còn bao gồm các bước:

làm mát pha khí thứ nhất và pha khí thứ hai để thu hồi phân đoạn khí chứa hydro và phân đoạn sản phẩm chưng cất; và

nạp phân đoạn sản phẩm chưng cất vào sản phẩm pha lỏng thứ nhất và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai.

23. Quy trình theo điểm 22, trong đó quy trình này còn bao gồm việc tuần hoàn ít nhất một phần hydro thu hồi được vào ít nhất một trong số thiết bị phản ứng thứ nhất và thiết bị phản ứng thứ hai.

24. Quy trình theo điểm 21, trong đó quy trình này bao gồm việc làm mát phân đoạn đáy thứ hai thông qua việc trao đổi nhiệt trực tiếp với ít nhất một trong số một phần của dầu cặn và một phần của phân đoạn đáy thứ nhất.

25. Quy trình theo điểm 20, trong đó ít nhất một trong các thông số nhiệt độ vận hành và áp suất vận hành trong thiết bị phản ứng thứ hai nhỏ hơn nhiệt độ vận hành và áp suất vận hành của thiết bị phản ứng thứ nhất.

26. Quy trình theo điểm 20, trong đó ít nhất một phân đoạn hydrocacbon dầu cặn bao gồm hydrocacbon có nhiệt độ sôi bình thường thấp nhất là 480°C.

27. Hệ thống nâng cấp hydrocacbon dầu cặn, hệ thống này bao gồm:

hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng sôi để hydrocacbon dầu cặn và hydro tiếp xúc với chất xúc tác chuyển hóa hydro thứ nhất để tạo ra dòng ra thứ nhất;

thiết bị chuyển khối thứ nhất để tách dòng ra thứ nhất thành pha khí thứ nhất và pha lỏng thứ nhất;

hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng cố định được tạo cấu hình để hoạt động ở chế độ nạp liệu cho bộ phận crackinh xúc tác lỏng dầu cặn (RFCC) bằng cách cho dòng sản phẩm chưng cất chân không, dòng dầu khí đã khử asphan và hydro tiếp xúc với chất xúc tác xử lý hydro để tạo ra dòng ra thứ hai;

thiết bị chuyển khối thứ hai để tách dòng ra thứ hai thành pha khí thứ hai và pha lỏng thứ hai;

thiết bị chuyển khối thứ ba để tách pha lỏng thứ hai thành nguồn nạp cho bộ phận RFCC và sản phẩm đỉnh;

bộ phận chưng cất phân đoạn khí quyển để chưng cất phân đoạn pha lỏng thứ nhất và sản phẩm đỉnh để thu hồi dòng sản phẩm chưng cất hydrocacbon khí quyển và dòng cặn dầu hydrocacbon khí quyển;

bộ phận chưng cất phân đoạn chân không để chưng cất phân đoạn dòng hydrocacbon dầu cặn khí quyển để thu hồi dòng sản phẩm chưng cất chân không và dòng dầu cặn thứ nhất; và

bộ phận khử asphan dung môi để thu hồi dòng dầu khí đã khử asphan và dòng asphalten từ dòng dầu cặn thứ nhất; và

trong đó hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng cố định thứ hai được tạo cấu hình để hoạt động luân phiên giữa chế độ chuyển hóa hydrocacbon dầu cặn tối đa sang chế độ nạp liệu bộ phận RFCC.

28. Hệ thống theo điểm 27, trong đó hệ thống này còn bao gồm hệ thống khí hóa thứ nhất để chuyển đổi dòng asphalten thành khí tổng hợp.

29. Hệ thống theo điểm 27, trong đó hệ thống này bao gồm hệ thống khí hóa thứ hai để chuyển đổi pha khí thứ nhất và pha khí thứ hai thành dòng sản phẩm chưng cất để nạp vào thiết bị chưng cất phân đoạn khí quyển và hydro được nạp vào hệ thống thiết bị phản ứng hydro kiểu tầng sôi và hệ thống thiết bị phản ứng chuyển hóa hydro kiểu tầng cố định.

30. Hệ thống theo điểm 27, trong đó thiết bị chuyển khối thứ ba bao gồm tháp phân tách.

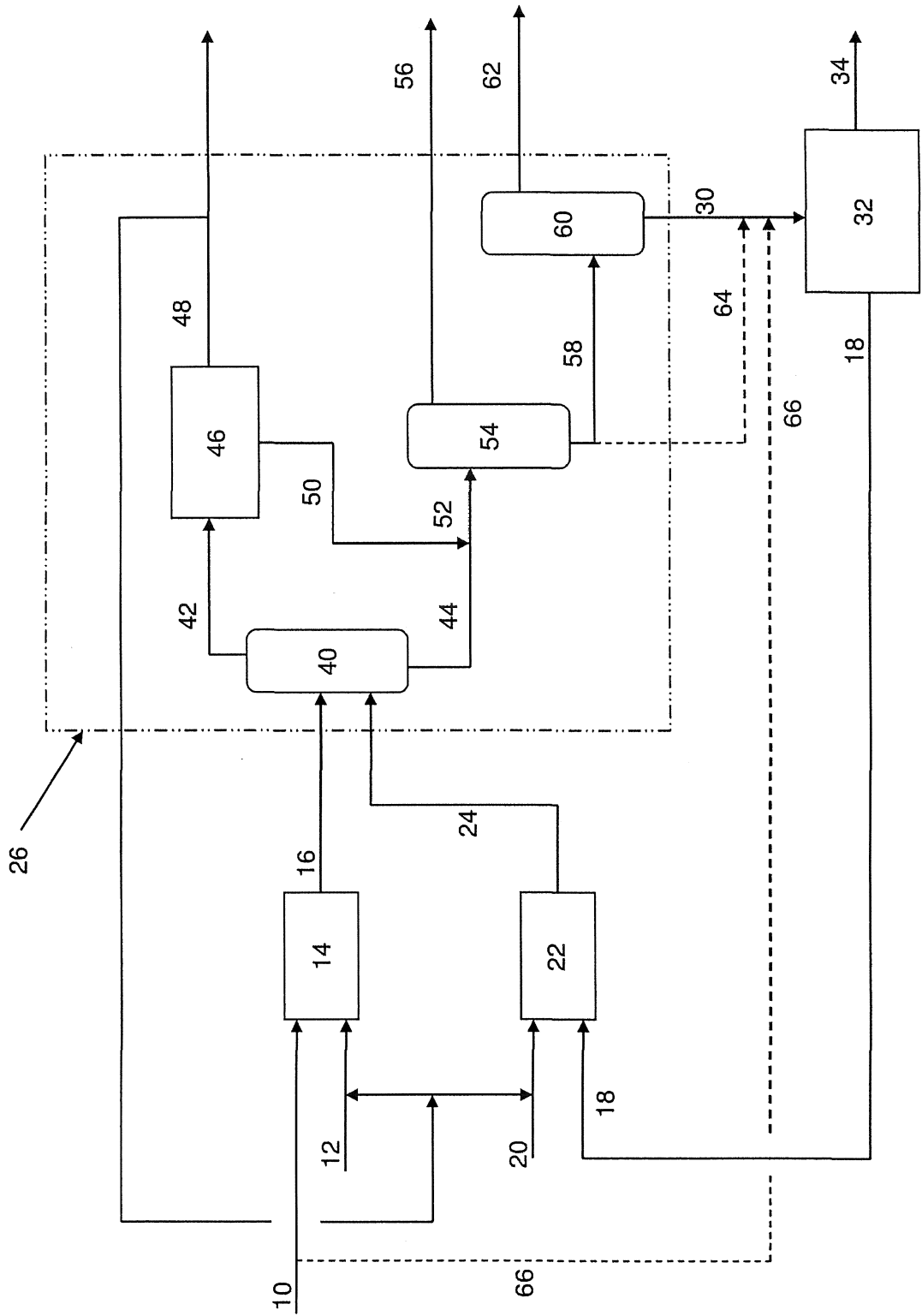
31. Hệ thống theo điểm 27, trong đó thiết bị chuyển khối thứ nhất bao gồm thiết bị tách nhiệt độ cao/áp suất cao.

32. Hệ thống theo điểm 27, trong đó thiết bị chuyển khối thứ hai bao gồm thiết bị tách nhiệt độ cao/áp suất cao.

33. Hệ thống theo điểm 29, trong đó hệ thống khí hóa thứ hai bao gồm máy nén.

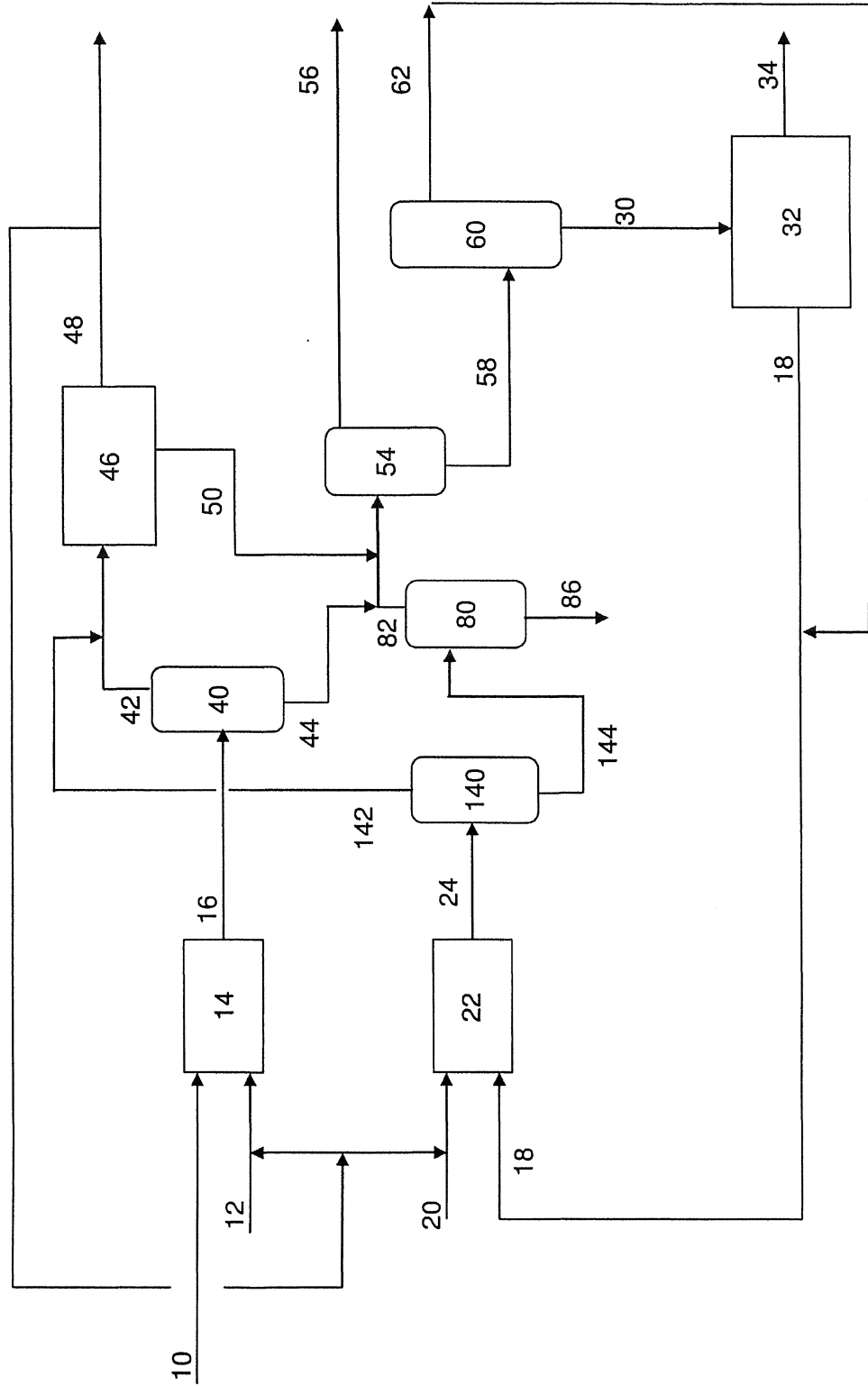
1/5

Fig.1



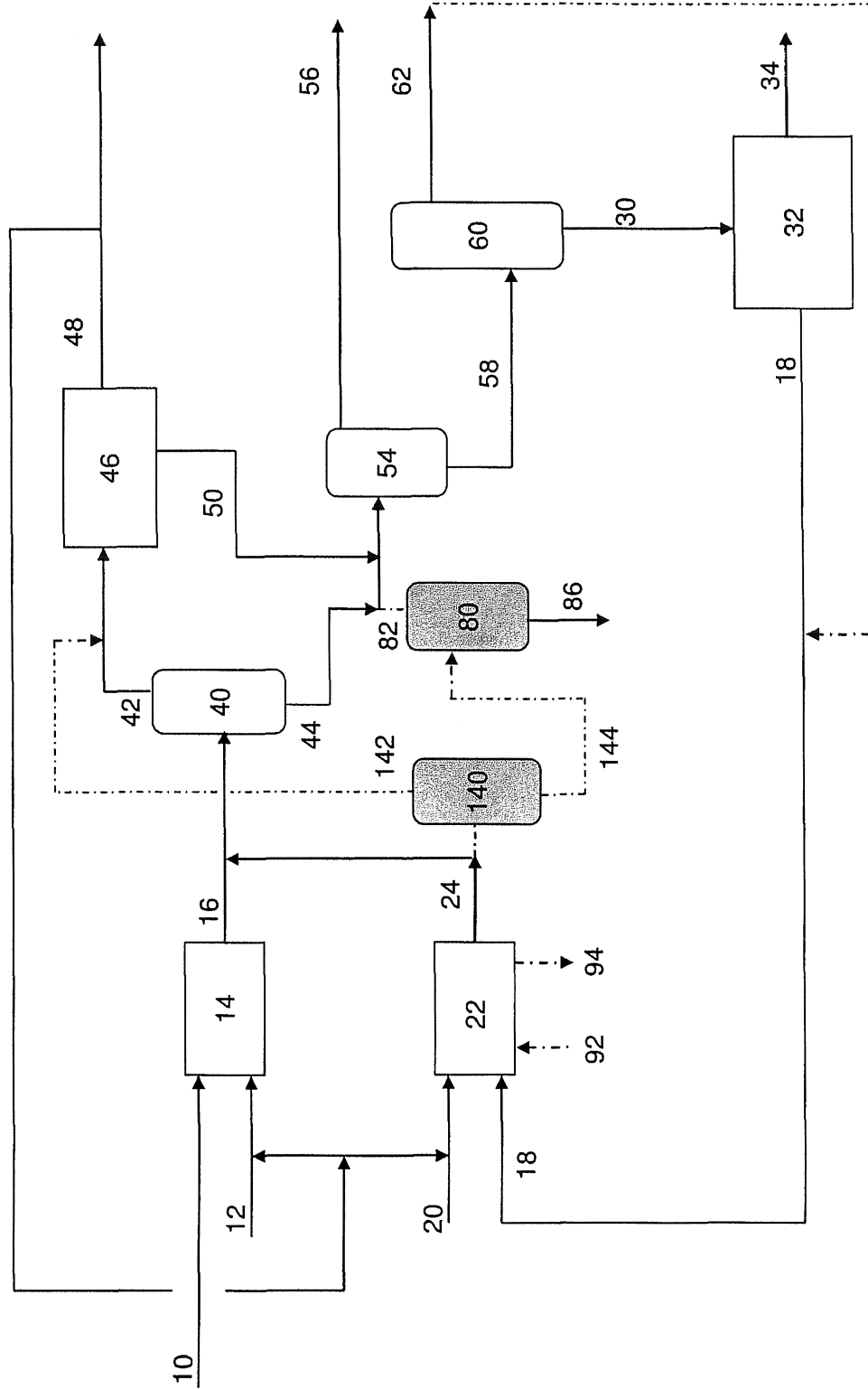
2/5

Fig.2



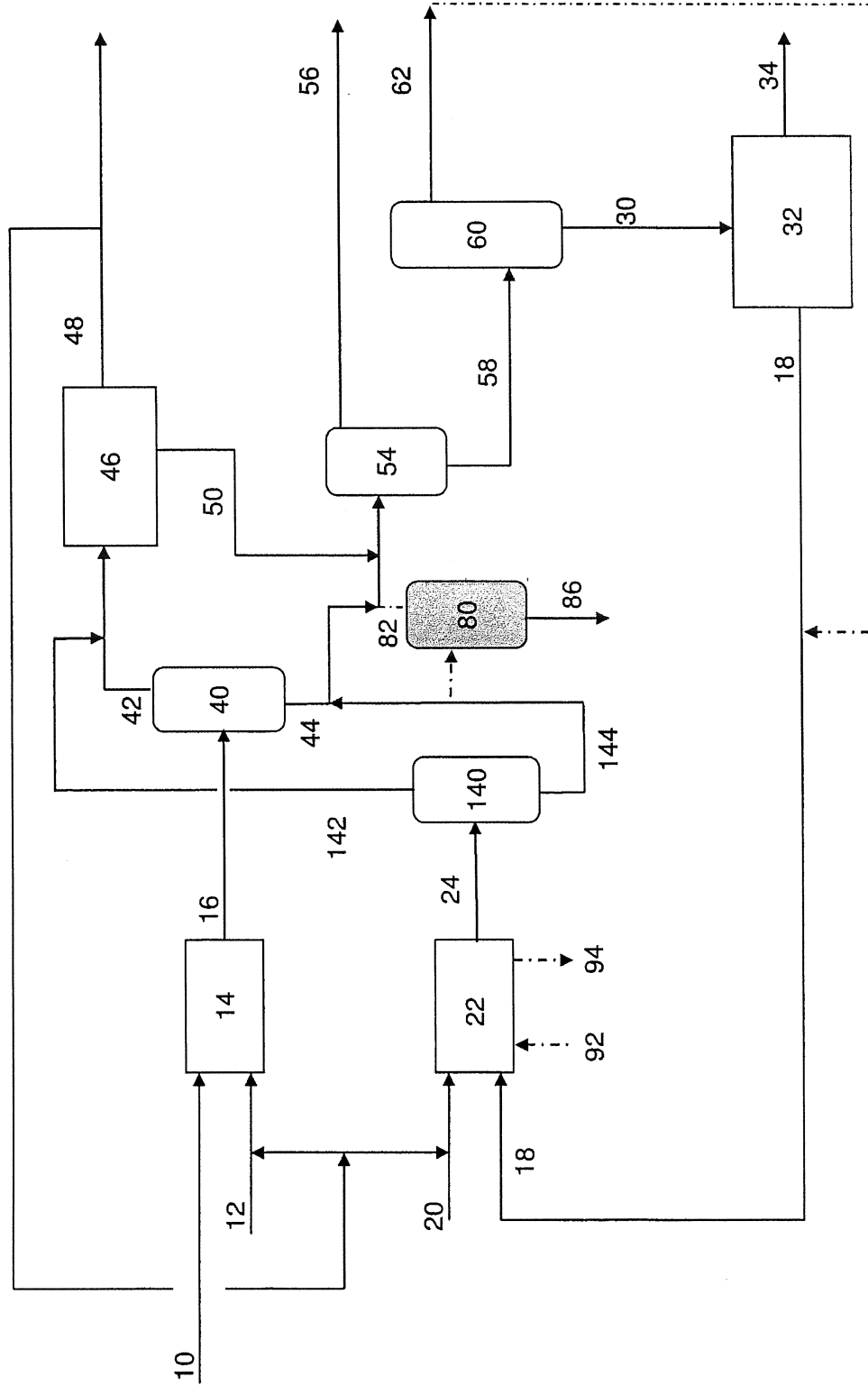
3/5

Fig.3



4/5

Fig.4



5/5

Fig.5

