



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

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

(11)



1-0024463

(51)⁷ C10G 45/02; C10G 45/44

(13) B

(21) 1-2015-00954

(22) 23/07/2013

(86) PCT/US2013/051679 23/07/2013

(87) WO2014/031274 27/02/2014

(30) 61/691,452 21/08/2012 US

(45) 27/07/2020 388

(43) 25/06/2015 327A

(73) CATALYTIC DISTILLATION TECHNOLOGIES (US)

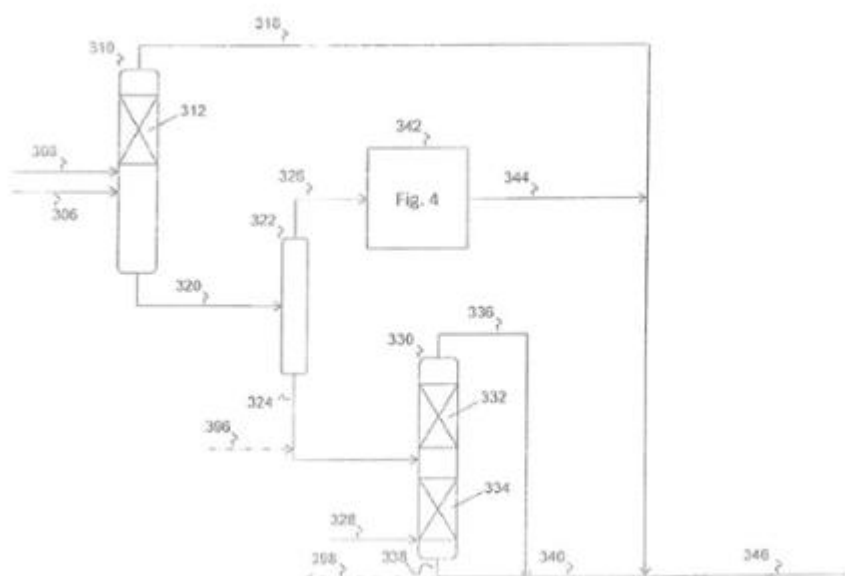
10100 Bay Area Blvd., Pasadena, TX 77507, United States of America

(72) PODREBARAC, Gary, G. (CA).

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

(54) QUY TRÌNH VÀ HỆ THỐNG LÀM GIẢM HÀM LƯỢNG LƯU HUỖNH TRONG DÒNG HYDROCACBON

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của dòng hydrocacbon. Dòng naphta đã cracking hoàn toàn được cho tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất một phần dien và mercaptan thành thioete và để hydro hóa ít nhất một phần dien. Dòng naphta đã cracking hoàn toàn được cắt phân đoạn thành phân đoạn naphta nhẹ, phân đoạn naphta trung bình, và phân đoạn naphta nặng. Phân đoạn naphta nặng được loại lưu huỳnh bằng hydro. Phân đoạn naphta trung bình được trộn với hydro và dầu đốt để tạo ra hỗn hợp, hỗn hợp này được cho tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm. Sau đó, phân đoạn naphta nhẹ, nặng và trung bình có thể được gộp lại để tạo ra sản phẩm đã được loại lưu huỳnh bằng hydro có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn 10ppm theo một số phương án.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập chung đến quy trình làm giảm hàm lượng lưu huỳnh trong dòng hydrocacbon. Cụ thể hơn, sáng chế đề cập đến quy trình loại lưu huỳnh bằng hydro làm giảm một cách chọn lọc hàm lượng lưu huỳnh trong nguyên liệu xăng naphta FCC đến giá trị thấp hơn 10ppm.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Dòng chưng cất dầu mỏ chứa nhiều thành phần hóa học hữu cơ khác nhau. Nói chung, các dòng này được xác định tính chất bằng khoảng nhiệt độ sôi của chúng, khoảng nhiệt độ này quyết định thành phần. Quá trình xử lý dòng chưng cất này cũng ảnh hưởng đến thành phần. Ví dụ, sản phẩm thu được từ các quá trình cracking xúc tác hoặc cracking nhiệt chứa hợp chất olefin với nồng độ cao cũng như hợp chất no (alkan) và hợp chất không no (diolefin). Ngoài ra, các thành phần này có thể là chất đồng phân bất kỳ trong số các chất đồng phân khác nhau của các hợp chất.

Thành phần của naphta chưa được xử lý khi nó có nguồn gốc từ naphta chưng cất thô hoặc naphta không chế biến, chủ yếu bị ảnh hưởng bởi nguồn dầu thô. Naphta từ nguồn parafin thô chứa hợp chất mạch thẳng hoặc mạch vòng nhiều hơn. Phần chủ yếu của dầu thô và naphta “ngọt” (hàm lượng lưu huỳnh thấp) là parafin. Dầu thô naphten chứa nhiều hợp chất không no, vòng và đa vòng nhiều hơn. Dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao hơn thường là naphten. Việc xử lý các naphta không chế biến khác nhau có thể hơi khác nhau phụ thuộc vào thành phần của chúng do nguồn dầu thô.

Naphta chuyển hóa hoặc chất chuyển hóa, nói chung, thường không cần xử lý thêm ngoại trừ có thể chưng cất hoặc chiết dung môi để loại bỏ sản phẩm thơm có giá trị. Về cơ bản, naphta chuyển hóa không chứa tạp chất lưu huỳnh do điều kiện nghiêm ngặt của việc xử lý chúng đối với quy trình và chính bản thân quy trình này.

Naphta cracking, ngay khi nó ra khỏi thiết bị cracking xúc tác, có chỉ số octan tương đối cao do các hợp chất olefin và hợp chất thơm có mặt trong đó. Trong một số

trường hợp, phân đoạn này có thể chiếm nhiều tới một nửa lượng xăng trong sản phẩm tinh chế cùng với một phần đáng kể octan.

Hiện nay, nguyên liệu có khoảng nhiệt độ sôi xăng thu được từ quá trình cracking xúc tác naphta tạo ra một phần đáng kể trong sản phẩm xăng ở Mỹ và là nguyên nhân chính dẫn tới lưu huỳnh được tìm thấy trong xăng. Tạp chất lưu huỳnh này có thể cần phải loại bỏ để tuân thủ các đặc điểm kỹ thuật của sản phẩm hoặc để đảm bảo tuân thủ các quy định về môi trường, như với lượng thấp như 10, 20 hoặc 50wppm, phụ thuộc vào quy định. Ví dụ, ở Mỹ, các quy định về xăng Tier II hiện nay đòi hỏi đạt được hàm lượng lưu huỳnh ở mức 50-60ppm trong xăng FCC, cần phải chuyển hóa khoảng 90%-97% lưu huỳnh. Hiện nay, EPA đang xem xét các quy định về xăng Tier III chứa hàm lượng lưu huỳnh siêu thấp, đòi hỏi dưới 10ppm lưu huỳnh. Điều này làm tăng nhu cầu chuyển hóa lên tới 98%-99,5%.

Phương pháp thông thường nhất để loại bỏ hợp chất lưu huỳnh là loại lưu huỳnh bằng hydro (HDS: hydrodesulfurization), trong đó phần chưng cất đầu vào được đi qua chất xúc tác dạng hạt rắn chứa kim loại hydro hóa được mang trên nền nhôm oxit. Ngoài ra, lượng lớn hydro có mặt trong dòng cấp. Phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro tạo ra sản phẩm hydro sulfua theo phản ứng sau: $RSH + H_2 \leftrightarrow R' + H_2S$. Các điều kiện hoạt động thông thường đối với thiết bị HDS tầng cố định một chiều chuẩn, như trong thiết bị phản ứng tầng nhỏ giọt, là nhiệt độ nằm trong khoảng từ 315,56°C (600°F) đến 415,56°C (780°F), áp suất nằm trong khoảng từ (4137kPa) (600psig) đến 20684kPa (3000psig), hệ số tuần hoàn hydro nằm trong khoảng từ 500 đến 3000scf/bbl, và lượng hydro sạch bổ sung nằm trong khoảng từ 100 đến 1000scf/bbl.

Sau khi hoàn thành bước xử lý hydro, sản phẩm có thể được cất phân đoạn hoặc đơn giản là làm bay hơi nhanh để giải phóng hydro sulfua và thu hồi naphta đã được loại lưu huỳnh. Ngoài việc cung cấp các thành phần pha trộn có chỉ số octan cao, phương pháp cracking xúc tác thường được sử dụng làm nguồn olefin trong các quy trình khác như ete hóa, oligome hóa, và alkyl hóa. Các điều kiện được sử dụng để xử lý hydro là xử lý phân đoạn naphta để loại bỏ lưu huỳnh cũng sẽ làm bão hòa một số hợp chất olefin trong phân đoạn này, làm giảm chỉ số octan và gây thất thoát nguồn olefin. Không may là, các điều kiện hoạt động nghiêm ngặt do sự tồn tại của các hệ thống thiết bị để đạt

được hàm lượng lưu huỳnh bằng 10ppm sẽ gây thất thoát octan cao hơn nhiều. Sự thất thoát olefin bằng cách hydro hóa ngẫu nhiên ở các điều kiện nghiêm ngặt là có hại, làm giảm chỉ số octan của naphta và làm giảm lượng olefin đối với các mục đích sử dụng khác.

Nhiều đề xuất khác đã được thực hiện để loại bỏ lưu huỳnh đồng thời giữ lại olefin nhiều hơn. Do olefin trong naphta đã cracking chủ yếu trong phân đoạn có nhiệt độ sôi thấp của naphta này và tạp chất chứa lưu huỳnh có xu hướng tập trung trong phân đoạn có nhiệt độ sôi cao nên giải pháp thông thường nhất là cất phân đoạn sơ bộ trước khi xử lý hydro mạnh. Quá trình cất phân đoạn sơ bộ tạo ra naphta có khoảng nhiệt độ sôi thấp mà sôi trong khoảng C₅ đến khoảng 150°F (65,5°C) và naphta có khoảng nhiệt độ sôi cao mà sôi trong khoảng 250°F (121,1 °C)-475°F (246,1°C).

Hai quy trình đã biết trong lĩnh vực này đã được sử dụng để làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của xăng đến 10ppm được minh họa trên Fig.1 và Fig.2. Sơ đồ khối của quy trình đơn giản hóa trên Fig.1 và Fig.2 minh họa các bộ phận chính của quy trình và các bộ phận bổ sung có thể có mặt, như bơm, bộ trao đổi nhiệt, thiết bị ngưng tụ, nồi hơi, trống nóng, trống lạnh, V.V., sẽ được hiểu bởi chuyên gia trong lĩnh vực này.

Một số patent Mỹ mô tả quá trình chưng cất và loại bỏ lưu huỳnh trong naphta hiện hành, bao gồm các patent Mỹ số 5,597,476; 5,779,883; 6,083,378; 6,303,020; 6,416,658; 6,444,118; 6,495,030 và 6,678,830. Theo mỗi patent trong số các patent này, naphta được tách thành hai hoặc ba phân đoạn dựa trên nhiệt độ sôi hoặc khoảng nhiệt độ sôi. Hai quy trình được sử dụng để làm giảm hàm lượng lưu huỳnh trong xăng đến 10ppm được minh họa trên Fig.1 và Fig.2. Sơ đồ khối của quy trình đơn giản hóa trên Fig.1 và Fig.2 minh họa các bộ phận chính của quy trình và các bộ phận bổ sung có thể có mặt, như bơm, bộ trao đổi nhiệt, thiết bị ngưng tụ, nồi hơi, trống nóng, trống lạnh, v.v., sẽ được hiểu bởi chuyên gia trong lĩnh vực này.

Một quy trình được minh họa trên Fig.1. Dòng naphta đã cracking hoàn toàn 10 được nạp vào cột chưng cất xúc tác thứ nhất 12 có đệm 14 chứa chất xúc tác thioete hóa ở phần phía trên của cột. Naphta đã cracking hoàn toàn được cất phân đoạn để tạo ra phân đoạn nặng 16 (bao gồm naphta cracking trung bình và naphta cracking nặng) và

phân đoạn nhẹ 18 (naphta cracking nhẹ), và dien và mercaptan được phản ứng trong đệm 14 để tạo ra thioete mà được thu hồi cùng với phân đoạn nặng. Sau đó, phân đoạn nặng 16 được nạp vào cột chưng cất xúc tác thứ hai 20, có các đệm 22, 24 chứa chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro, tại đó các phân đoạn naphta cracking trung bình và nặng được tách ra và loại lưu huỳnh bằng hydro. Naphta cracking nặng và trung bình, sau khi loại lưu huỳnh, được thu hồi dưới dạng các phân đoạn đỉnh tháp 26 và đáy tháp 28 được nạp vào thiết bị tách 30 để loại bỏ hydro sulfua hòa tan 32, và sau đó nạp qua dòng chảy 34 vào thiết bị phản ứng tầng cố định 36 chứa đệm 38 chứa chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro để các phân đoạn naphta nặng và trung bình phản ứng và khử tiếp lưu huỳnh có trong các phân đoạn thu gom này. Để làm giảm đáng kể hàm lượng lưu huỳnh của các phân đoạn naphta cracking nặng và trung bình để đạt được điểm kỹ thuật 10ppm S, ở thiết bị phản ứng 36 thường đòi hỏi điều kiện nghiêm ngặt, các điều kiện này có thể gây ra thất thoát olefin đáng kể và làm giảm chỉ số octan một cách không mong muốn ở sản phẩm thu gom 40.

Như được minh họa trên Fig.2, naphta đã cracking hoàn toàn 50 và hydro 52 có thể được nạp vào bộ phận hydro hóa chọn lọc 54 để hydro hóa dien và cho mercaptan phản ứng với dien để tạo ra thioete. Sau đó, dòng chảy thoát 56 được nạp vào thiết bị tách 58 để tách naphta đã cracking hoàn toàn thành phân đoạn naphta cracking nhẹ 60 và phân đoạn naphta cracking nặng 62 (bao gồm naphta cracking trung bình và nặng). Sau đó, hydro 63 và phân đoạn nặng 62 được nạp vào thiết bị phản ứng tầng cố định 64 có đệm 66 chứa chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro để phản ứng các phân đoạn naphta nặng và trung bình và khử tiếp hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn thu gom. Để làm giảm đáng kể hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn naphta cracking nặng và trung bình để đạt được tính kỹ thuật 10ppm S, ở thiết bị phản ứng 64 thường đòi hỏi điều kiện khắc nghiệt, các điều kiện này có thể gây ra sự thất thoát olefin đáng kể và làm giảm chỉ số octan một cách không mong muốn ở sản phẩm thu gom 68.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Các phương án được mô tả ở đây đề cập đến quy trình làm giảm chọn lọc hàm lượng lưu huỳnh trong xăng đến giá trị nhỏ hơn hoặc bằng 10ppm. Quy trình “chọn lọc”

ở đây có thể làm giảm hàm lượng lưu huỳnh để đạt đặc tính kỹ thuật lưu huỳnh rất thấp trong lúc đó bảo toàn được lượng olefin đáng kể và duy trì chỉ số octan cao của sản phẩm.

Theo một khía cạnh, các phương án được mô tả ở đây đề cập đến quy trình làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của dòng hydrocacbon. Quy trình này có thể bao gồm các bước: cho naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất một phần dien và mercaptan thành thioete và để hydro hóa ít nhất một phần dien; cắt phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành phân đoạn naphta nhẹ, phân đoạn naphta trung bình, và phân đoạn naphta nặng; loại lưu huỳnh bằng hydro phân đoạn naphta nặng; trộn phân đoạn naphta trung bình với hydro và dầu đốt để tạo ra hỗn hợp; cho hỗn hợp này tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng thoát của thiết bị phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm; và tách thành phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm ra khỏi dầu đốt, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua.

Theo khía cạnh khác, các phương án được mô tả ở đây đề cập đến hệ thống làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của dòng hydrocacbon tới giá trị nhỏ hơn khoảng 10ppm. Hệ thống này có thể bao gồm: thiết bị phản ứng hydro hóa để naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất một phần dien và mercaptan thành thioete và để hydro hóa ít nhất một phần dien; hệ thống tách để cắt phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành phân đoạn naphta nhẹ, phân đoạn naphta trung bình, và phân đoạn naphta nặng; thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để loại lưu huỳnh bằng hydro phân đoạn naphta nặng; thiết bị trộn để trộn phân đoạn naphta trung bình với hydro và dầu đốt để tạo ra hỗn hợp; thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để hỗn hợp này tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng thoát của thiết bị phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm; hệ thống tách để tách thành phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm ra khỏi dầu đốt, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua.

Theo khía cạnh khác, các phương án được mô tả ở đây đề cập đến quy trình làm

giảm hàm lượng lưu huỳnh của dòng hydrocacbon. Quy trình này có thể bao gồm các bước: cho naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất một phần dien và mercaptan thành thioete và để hydro hóa ít nhất một phần dien; cất phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành: phân đoạn naphta nhẹ có điểm cuối của khoảng nhiệt độ sôi nằm trong khoảng từ 49°C (120°F) đến 88°C (190°F) và hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 15ppm, phân đoạn naphta trung bình có khoảng nhiệt độ sôi, nhiệt độ điểm cuối trừ nhiệt độ điểm sôi đầu, nhỏ hơn 65,5°C (150°F), và phân đoạn naphta nặng có điểm sôi đầu nằm trong khoảng từ 110°C (230°F) đến 132°C (270°F); loại lưu huỳnh bằng hydro phân đoạn naphta nặng để tạo ra phân đoạn naphta nặng được loại lưu huỳnh bằng hydro có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 12ppm; trộn phân đoạn naphta trung bình với hydro và dầu đốt để tạo ra hỗn hợp; gia nhiệt hỗn hợp; cho hỗn hợp đã được gia nhiệt này tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng thoát của thiết bị phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm; tách phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm ra khỏi dầu đốt, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua để tạo ra phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 5ppm; trộn phân đoạn naphta nhẹ, phân đoạn naphta trung bình có nồng độ lưu huỳnh giảm, và phân đoạn naphta nặng đã được loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra sản phẩm naphta đã cracking hoàn toàn có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn hoặc bằng khoảng 10ppm.

Các khía cạnh và lợi ích khác sẽ rõ ràng từ phần mô tả dưới đây và các yêu cầu bảo hộ kèm theo.

Vấn đề
Mô tả chi tiết các hình vẽ

Fig.1 và Fig.2 là sơ đồ khối của quy trình được đơn giản hóa minh họa các quy trình đã biết trong lĩnh vực này để loại lưu huỳnh bằng hydro nguyên liệu hydrocacbon.

Fig.3, Fig.4, Fig.5 và Fig.6 là sơ đồ khối của quy trình được đơn giản hóa minh họa các quy trình loại lưu huỳnh bằng hydro nguyên liệu hydrocacbon theo các phương án được mô tả ở đây.

Mô tả chi tiết sáng chế

Các phương án được mô tả ở đây đề cập chung đến quy trình làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của dòng hydrocacbon. Cụ thể hơn, các phương án được mô tả ở đây đề cập đến các quy trình loại lưu huỳnh bằng hydro một cách chọn lọc để làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của nguyên liệu xăng naphta FCC xuống thấp hơn 10ppm lưu huỳnh. Các quy trình “chọn lọc” ở đây có thể làm giảm hàm lượng lưu huỳnh để đạt đặc tính kỹ thuật lưu huỳnh rất thấp trong lúc đó bảo toàn được lượng olefin đáng kể và duy trì được chỉ số octan cao của sản phẩm.

Trong phạm vi của đơn này, thuật ngữ “hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác” là thiết bị trong đó phản ứng xúc tác và tách sản phẩm xảy ra ít nhất đồng thời một phần. Thiết bị này có thể bao gồm thiết bị phản ứng dạng cột chung cất xúc tác thông thường, tại đó phản ứng và quá trình chưng cất xảy ra một cách đồng thời ở điều kiện điểm sôi, hoặc cột chưng cất phối hợp với ít nhất một thiết bị phản ứng phụ, tại đó thiết bị phản ứng phụ này có thể được hoạt động dưới dạng thiết bị phản ứng pha lỏng hoặc thiết bị phản ứng điểm sôi. Trong lúc đó cả hai hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác được mô tả có thể được ưu tiên trên phản ứng pha lỏng thông thường tiếp đó là bước tách, thiết bị phản ứng chưng cất dạng cột xúc tác có thể có lợi ở chỗ làm giảm số lượng bộ phận, giảm vốn đầu tư cơ bản, loại bỏ nhiệt một cách hiệu quả (nhiệt của phản ứng có thể được hấp thụ thành nhiệt bay hơi của hỗn hợp), và có khả năng dịch chuyển sự cân bằng. Cột chưng cất thành chia, tại đó ít nhất một phần của cột chưng cất thành chia bao gồm cấu trúc chưng cất xúc tác, cũng có thể được sử dụng, và ở đây được gọi là “hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất xúc tác”.

Nguyên liệu hydrocacbon cho quy trình này được bộc lộ ở đây có thể là phân đoạn dầu mỏ chứa lưu huỳnh sôi trong khoảng nhiệt độ sôi của xăng, bao gồm xăng FCC, pentan/hexan cốc hóa, naphta cốc hóa, naphta FCC, xăng không chế biến, xăng nhiệt phân, và hỗn hợp chứa hai hoặc nhiều dòng trong số các dòng này. Các dòng xăng hỗn hợp này thường có điểm sôi bình thường nằm trong khoảng từ 0°C đến 260°C, như được xác định bởi tiêu chuẩn chưng cất ASTM D86 (được sử dụng đối với điểm sôi và khoảng nhiệt độ sôi bộc lộ ở đây). Nguyên liệu dạng này bao gồm naphta nhẹ thường có khoảng nhiệt độ sôi nằm trong khoảng từ C₆ đến 165°C (330°F); naphta đã cracking

hoàn toàn, thường có khoảng nhiệt độ sôi nằm trong khoảng từ C_5 đến 215°C (420°F), phân đoạn naphta nặng hơn sôi trong khoảng nhiệt độ từ 125°C đến 210°C (260°F đến 412°F), hoặc phân đoạn xăng nặng sôi trong khoảng nhiệt độ từ 165°C đến 260°C (330°F đến 500°F). Nói chung, nhiên liệu xăng sẽ được chưng cất trong khoảng nhiệt độ từ nhiệt độ trong phòng đến 260°C (500°F).

Hợp chất lưu huỳnh hữu cơ có mặt trong các phân đoạn xăng này chủ yếu là mercaptan, hợp chất dị vòng thơm, và disulfua. Lượng tương đối của mỗi hợp chất phụ thuộc vào nhiều yếu tố, các yếu tố trong số chúng là nhà máy lọc dầu, quy trình và nguyên liệu cụ thể. Nói chung, các phân đoạn nặng hơn chứa hợp chất lưu huỳnh với lượng lớn hơn, và các phân đoạn lớn hơn của các hợp chất lưu huỳnh này chứa hợp chất dị vòng thơm. Ngoài ra, một số dòng thường được trộn với xăng như, như nguyên liệu FCC, chứa lượng lớn các hợp chất dị vòng thơm. Dòng xăng chứa lượng đáng kể các hợp chất dị vòng này thường khó xử lý khi sử dụng các quy trình đã biết trong lĩnh vực này. Các điều kiện hoạt động rất nghiêm ngặt đã được xác định như vẫn quy ước đối với quy trình xử lý hydro để loại lưu huỳnh trong dòng xăng, gây bất lợi lớn cho chỉ số octan. Các quy trình hấp phụ, được sử dụng là quy trình thay thế cho quy trình hydro, có hiệu quả loại lưu huỳnh rất thấp, do hợp chất lưu huỳnh dị vòng thơm có các tính chất hấp phụ tương tự các hợp chất thơm trong nền hydrocacbon.

Hợp chất dị vòng thơm mà có thể được loại bỏ bằng các quy trình được bộc lộ ở đây bao gồm thiophen được thế bằng alkyl, thiophenol, alkylthiophen và benzothiophen. Trong số các hợp chất dị vòng thơm, được quan tâm đặc biệt là thiophen, 2-metylthiophen, 3-metylthiophen, 2-etylthiophen, benzothiophen và metylbenzothiophen. Các hợp chất dị vòng thơm này được gọi chung là “thiophen”. Mercaptan có thể được loại bỏ bằng quy trình này được mô tả ở đây thường chứa từ 2 đến 10 nguyên tử cacbon, và được minh họa bằng các hợp chất như 1-ethanthiol, 2-propanthiol, 2-butanthiol, 2-metyl-2-propanthiol, pentanthiol, hexanthiol, heptanthiol, octanthiol, nonanthiol, và thiophenol.

Nói chung, dòng xăng thích hợp để xử lý bằng cách sử dụng các quy trình được mô tả ở đây chứa hợp chất thiophen với lượng trên 10ppm. Thông thường, các dòng

chứa hợp chất thiophen với lượng trên 40ppm, như chứa hợp chất thiophen với lượng lên tới 2000ppm và cao hơn, có thể được xử lý bằng cách sử dụng các quy trình được mô tả ở đây. Tổng hàm lượng lưu huỳnh của dòng xăng cần được xử lý bằng cách sử dụng các quy trình được mô tả ở đây nói chung là lớn hơn 50ppm trọng lượng, và thường nằm trong khoảng từ 150ppm tới vài nghìn ppm lưu huỳnh. Đối với các phân đoạn chứa ít nhất 5% thể tích có điểm sôi trên 193°C (380°F), thì hàm lượng lưu huỳnh có thể lớn hơn khoảng 1000ppm trọng lượng, và có thể cao từ 4000 đến 7000ppm trọng lượng hoặc thậm chí cao hơn.

Ngoài hợp chất lưu huỳnh, nguyên liệu naphta, bao gồm FCC naphta, có thể chứa parafin, naphten, và hợp chất thơm, cũng như olefin mạch hở và mạch vòng, dien, và hydrocacbon mạch vòng có mạch nhánh olefin. Nguyên liệu naphta cracking có thể được sử dụng trong các quy trình được mô tả ở đây có thể có nồng độ olefin tổng cộng nằm trong khoảng từ 5 đến 60% trọng lượng theo một số phương án; từ 25 đến 50% trọng lượng theo các phương án khác.

Chất xúc tác có thể được sử dụng là chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong vùng phản ứng của các phương án ở đây có thể bao gồm kim loại nhóm VIII, như coban, niken, paladi, riêng rẽ hoặc phối hợp với các kim loại khác, như molybden hoặc tungsten, trên chất mang thích hợp, có thể là nhôm oxit, silic oxit-nhôm oxit, titan oxit-ziricon oxit hoặc các chất tương tự. Chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro cũng có thể chứa các thành phần thuộc nhóm VB và nhóm VIB trên bảng tuần hoàn các nguyên tố hoặc hỗn hợp của chúng. Chất xúc tác chứa kim loại nhóm VIB, như molybden, và kim loại nhóm VIII, như coban hoặc niken, là được ưu tiên. Chất xúc tác thích hợp đối với phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro bao gồm coban-molybden, niken-molybden và niken-tungsten. Nói chung, các kim loại này thường có mặt dưới dạng oxit được mang trên nền trung tính như nhôm oxit, silic oxit-nhôm oxit hoặc các chất tương tự. Các kim loại này được khử thành sulfua hoặc khi sử dụng hoặc trước đó để sử dụng bằng cách tiếp xúc với hợp chất lưu huỳnh có trong dòng và hydro.

Chất xúc tác cũng có thể xúc tác phản ứng hydro hóa olefin có mặt trong dòng naphta nhẹ và đồng phân hóa một số mono-olefin. Phản ứng hydro hóa, đặc biệt là mono-olefin trong phân đoạn nhẹ hơn, có thể là không mong muốn.

Sau khi xử lý theo các quy trình được mô tả ở đây, hàm lượng lưu huỳnh trong dòng được xử lý có thể nhỏ hơn khoảng 15ppm theo một số phương án; nhỏ hơn 10ppm theo các phương án khác; nhỏ hơn 8ppm theo các phương án khác; nhỏ hơn 5ppm theo các phương án khác nữa, trong đó mỗi giá trị nêu trên được tính theo trọng lượng.

Về Fig.3, sơ đồ khối của quy trình được đơn giản hóa minh họa quy trình loại lưu huỳnh bằng hydro theo một phương án được bộc lộ ở đây. Hydro và dòng naphta đã cracking hoàn toàn hoặc các nguyên liệu hydrocacbon chứa lưu huỳnh khác có thể được nạp qua các dòng chảy 306, 308 vào hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 310 có một hoặc nhiều vùng chung cất hoạt động 312 để xử lý hydro nguyên liệu hydrocacbon. Như được minh họa, hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 310 chứa ít nhất một vùng chung cất hoạt động 312, nằm ở phần phía trên của cột 310, trên cửa nạp liệu, để xử lý các thành phần hydrocacbon nhẹ trong nguyên liệu.

Vùng hoạt động 312 có thể chứa một hoặc nhiều chất xúc tác để hydro hóa dien, phản ứng của mercaptan và dien (thioete hóa), đồng phân hóa bằng hydro, và loại lưu huỳnh bằng hydro. Ví dụ, các điều kiện trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác thứ nhất 310 có sử dụng để thioete hóa và/hoặc hydro hóa dien và loại bỏ lưu huỳnh trong mercaptan từ phần C₅/C₆ của nguyên liệu hydrocacbon.

Phân đoạn đỉnh tháp có thể được thu hồi từ hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 310 qua dòng chảy 318, và có thể chứa hydrocacbon nhẹ và hydro chưa phản ứng. Hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 310 có hệ đỉnh tháp (không được minh họa) để tách hydro sulfua và hydro chưa phản ứng ra khỏi phần naphta nhẹ của nguyên liệu, và có thể bao gồm trống nóng, trống lạnh, bộ trao đổi nhiệt, bơm, và thiết bị khác mà chuyên gia trong lĩnh vực này đã biết. Theo một số phương án, phần naphta nhẹ của nguyên liệu ngưng tụ trong hệ đỉnh tháp có thể được dẫn ngược trở lại cột 310 dưới dạng dòng hồi lưu hoàn toàn, và phần naphta nhẹ của nguyên liệu có thể được thu hồi từ hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 30 dưới dạng sản phẩm phụ thô.

Các thành phần có điểm sôi cao hơn, như phần naphta trung bình và nặng của nguyên liệu hydrocacbon, cũng như thioete bất kỳ được tạo ra trong vùng hoạt động 312 và các hợp chất lưu huỳnh khác có mặt trong nguyên liệu hydrocacbon, hướng ngang

xuống qua cột, và có thể được thu hồi dưới dạng phân đoạn đáy tháp qua dòng chảy 320. Hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất xúc tác 310 cũng có hệ nôi hơi (không được minh họa), để duy trì kiểm soát nhiệt độ và sự vận chuyển hơi/lỏng trong cột 310.

Điều kiện hoạt động trong cột 310 được chọn để đảm bảo rằng thiophen, có điểm sôi khoảng 82°C (180°F), được thu hồi cùng với phân đoạn đáy tháp 320. Do sự cuốn theo và tác dụng chưng cất khác, có thể cần thiết hoạt động cột 310 ở nhiệt độ đầu đỉnh nằm trong khoảng từ 49°C (120°F) đến 88°C (190°F) theo một số phương án, và nằm trong khoảng từ 60°C (140°F) đến 74°C (165°F) theo các phương án khác, như khoảng 65,5°C (150°F). Ví dụ, điểm cuối của khoảng nhiệt độ sôi của phân đoạn đỉnh tháp có thể nằm trong khoảng từ 60°C (140°F) đến 65,5°C (150°F), và có thể chiếm từ 15% trọng lượng đến 30% trọng lượng, như khoảng 25% trọng lượng, của nguyên liệu naphta đã cracking hoàn toàn. Trong các điều kiện này, sự phá hủy các hợp chất lưu huỳnh và sự hình thành thioete có thể làm cho phân đoạn đỉnh tháp 318 chứa lưu huỳnh với lượng nhỏ hơn 15ppm, như khoảng 10ppm lưu huỳnh.

Sau đó, phân đoạn đáy tháp 320 được nạp vào thiết bị tách naphta 322, tại đó phần naphta trung bình và nặng của nguyên liệu được tách ra. Phần nặng của nguyên liệu có thể được thu hồi dưới dạng phân đoạn đáy tháp qua dòng chảy 324 và phần naphta trung bình có thể được thu hồi dưới dạng phân đoạn đỉnh tháp qua dòng chảy 326.

Thiết bị tách 322 có thể được hoạt động để tạo ra phân đoạn naphta cracking trung bình có sự chênh lệch khoảng nhiệt độ sôi (điểm cuối trừ điểm đầu) nằm trong khoảng từ 26,7°C (80°F) đến 65,5°C (150°F), như nằm trong khoảng từ 32°C (90°F) đến 49°C (120°F), ví dụ từ 37,8°C (100°F) đến 65,5°C (150°F). Ví dụ, phân đoạn naphta cracking trung bình có thể có khoảng nhiệt độ sôi có điểm đầu nằm trong khoảng từ 60°C (140°F) đến 65,5°C (150°F) và điểm cuối nằm trong khoảng từ 110°C (230°F) đến 132°C (270°F) hoặc 137,8°C (280°F), như khoảng nhiệt độ sôi nằm trong khoảng từ 65,5°C (150°F) đến 110°C (230°F). Khoảng nhiệt độ sôi này sẽ bao quanh điểm sôi của thiophen và metyl thiophen đến nhiệt độ sôi của hydrocacbon khoảng 37,8°C (100°F) lớn hơn thiophen. Phân đoạn naphta cracking trung bình có thể có mặt với lượng nằm trong khoảng từ 10% trọng lượng đến 25% trọng lượng, như từ 15% trọng lượng đến

20% trọng lượng, của nguyên liệu naphta đã cracking hoàn toàn.

Do đó, dòng naphta cracking nặng thu hồi qua dòng chảy 324 này có thể bao gồm hydrocacbon sôi ở nhiệt độ lớn hơn khoảng 110°C (230°F) theo một số phương án, lớn hơn 211°C (250°F) theo các phương án khác, và lớn hơn khoảng 132°C (270°F) theo các phương án khác nữa. Điểm sôi ban đầu của phân đoạn naphta nặng có thể phụ thuộc vào khoảng nhiệt độ sôi của phân đoạn naphta cracking trung bình, và có thể chiếm từ 50% trọng lượng đến 65% trọng lượng nguyên liệu naphta đã cracking hoàn toàn, như từ 55% trọng lượng đến 60% trọng lượng nguyên liệu toàn phần.

Sau đó, phân đoạn đáy tháp 324 và hydro 328 có thể được nạp vào hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 330 chứa một hoặc nhiều vùng hoạt động để xử lý hydro phân đoạn naphta nặng. Như được minh họa, hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 330 chứa vùng hoạt động phía trên 332 và vùng hoạt động phía dưới 334, mỗi vùng chứa chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro, mà có thể giống hoặc khác nhau. Phần naphta nặng được đun sôi trong vùng phản ứng 332, tại đó hợp chất chứa lưu huỳnh phản ứng với hydro để tạo ra hydro sulfua. Phần nặng hơn của nguyên liệu naphta nặng hướng ngang xuống qua vùng hoạt động 334, hợp chất chứa lưu huỳnh phản ứng với hydro để tạo ra hydro sulfua. Hydro sulfua từ cả vùng hoạt động và phần nhẹ hơn của phần nguyên liệu naphta nặng được thu hồi dưới dạng phân đoạn đỉnh tháp qua dòng chảy 336, và phần nặng hơn của nguyên liệu naphta nặng được thu hồi dưới dạng phân đoạn đáy tháp qua dòng chảy 338. Hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 330 có hệ đỉnh tháp (không được minh họa) để tách hydro sulfua và hydro chưa phản ứng ra khỏi phần naphta nhẹ của nguyên liệu, và có thể bao gồm trống nóng, trống lạnh, bộ trao đổi nhiệt, bơm, và thiết bị khác mà chuyên gia trong lĩnh vực này đã biết. Hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 330 cũng có hệ nồi hơi (không được minh họa), để duy trì kiểm soát nhiệt độ và sự vận chuyển hơi/lỏng trong cột 330, và cũng có thể bao gồm thùng bốc hơi nhanh hoặc bộ phận khác để loại bỏ hydro và/hoặc hydro sulfua hòa tan ra khỏi phân đoạn đáy tháp.

Toàn bộ các điều kiện trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 330 nên được chọn lọc thích hợp đối với khoảng nhiệt độ sôi của nguyên liệu naphta cracking

nặng và để đạt được mức khử lưu huỳnh mong muốn. Hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 330 có thể được hoạt động nhiệt độ đáy tháp nhỏ hơn khoảng 360°C (680°F), như nằm trong khoảng từ 343°C (650°F) đến 360°C (680°F). Áp suất cột có thể được điều chỉnh để giới hạn nhiệt độ cần thiết trong nồi hơi. Các điều kiện trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 330 có thể được chọn lựa sao cho dòng chảy thoát thu gom 340 có thể có hàm lượng lưu huỳnh nằm trong khoảng từ 10 đến 15ppm lưu huỳnh, như khoảng 12ppm lưu huỳnh.

Các phân đoạn naphta nặng, cả phân đoạn đỉnh tháp và đáy tháp, sau khi tách ra khỏi hydro sulfua và hydro chưa phản ứng, sau đó có thể được trộn để tạo ra phân đoạn naphta nặng có hàm lượng lưu huỳnh giảm, dòng chảy 340. Theo một số phương án, phân đoạn đỉnh tháp và phân đoạn đáy tháp có thể được đồng xử lý trong hệ thống ngưng tụ/tách để tách hydrocacbon ra khỏi hydro và hydro sulfua và để thu hồi các phân đoạn naphta nặng hỗn hợp.

Phân đoạn đỉnh tháp 326 được nạp vào bộ phận loại lưu huỳnh chọn lọc bằng hydro 342, được mô tả trên Fig.4 dưới đây, để xử lý hydro một cách chọn lọc phân đoạn naphta cracking trung bình của nguyên liệu 308. Sau khi xử lý hydro trong bộ phận loại lưu huỳnh chọn lọc bằng hydro 342, phân đoạn naphta cracking trung bình có hàm lượng lưu huỳnh giảm được thu hồi qua dòng chảy 344.

Các phân đoạn đã được xử lý, phân đoạn naphta nhẹ trong dòng chảy 318, phân đoạn naphta trung bình trong dòng chảy 344, và phân đoạn naphta nặng trong dòng chảy 340, mỗi phân đoạn có hàm lượng lưu huỳnh giảm so với phần tương ứng của nguyên liệu, sau đó có thể được gộp lại để tạo ra naphta đã được loại lưu huỳnh bằng hydro 346.

Fig.4 minh họa hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro chọn lọc 342. Phân đoạn naphta trung bình 326 có thể được nạp cùng với hydro 350 vào thiết bị phản ứng tầng cố định 352 bao gồm vùng hoạt động 354 chứa chất xúc tác hydro hóa chọn lọc. Trong vùng hoạt động 354, hydro và dien trong phân đoạn naphta cracking trung bình được phản ứng để tạo ra olefin và parafin. Dòng chảy thoát từ thiết bị phản ứng 352 có thể được thu hồi qua dòng chảy 356.

Sau đó, dòng chảy thoát 356, có hàm lượng dien giảm, có thể được trộn với phân

đoạn dầu nặng 358 và hydro 360. Sau đó, nguyên liệu thu gom được gia nhiệt qua bộ trao đổi nhiệt gián tiếp, như trong bộ trao đổi nhiệt 362. Sau đó, dòng nguyên liệu đã được gia nhiệt 364 được nạp vào thiết bị phản ứng tầng cố định 366 bao gồm vùng hoạt động 368 chứa chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro. Trong vùng hoạt động 368, hợp chất chứa lưu huỳnh được phản ứng với hydro để tạo ra hydro sulfua.

Dòng chảy thoát từ thiết bị phản ứng 366 có thể được thu hồi qua dòng chảy 370, và nạp vào vùng tách 372 để tách hydro chưa phản ứng và hydro sulfua ra khỏi hydrocacbon và để tách phân đoạn dầu nặng ra khỏi phân đoạn naphta cracking trung bình. Như được minh họa, dòng chảy thoát trong dòng chảy 370 có thể được làm nguội nhờ bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ trao đổi nhiệt 374 và nạp vào thiết bị tách 376, ví dụ, có thể là nồi chưng nhanh hoặc tháp cất phân đoạn. Trong thiết bị tách 376, hydro chưa phản ứng có thể được thu hồi dưới dạng phân đoạn hơi 378, được nén qua máy nén 380, và tuần hoàn qua dòng chảy 382 để trộn với nguyên liệu hydro sạch 384 để tạo ra nguyên liệu hydro 360. Phân đoạn lỏng được thu hồi từ thiết bị tách 376 sau đó có thể được nạp vào cột cất phân đoạn 386 để tách hydro và hydro sulfua hòa tan bất kỳ, thu hồi dưới dạng dòng đỉnh tháp 388, ra khỏi phân đoạn naphta cracking trung bình và phân đoạn dầu nặng, thu hồi dưới dạng dòng đáy tháp 390.

Sau đó, dòng 390 có thể được nạp vào cột cất phân đoạn 392 để tách phân đoạn naphta cracking; trung bình ra khỏi phân đoạn dầu nặng. Phân đoạn naphta cracking trung bình có thể được thu hồi từ cột cất phân đoạn 392 dưới dạng phân đoạn đỉnh tháp, hoặc như được minh họa, dòng phụ, tại đó hệ đỉnh tháp (không được minh họa) của cột chứa dòng hồi lưu lỏng hoàn toàn, cho phép hydro sulfua hòa tan thêm bất kỳ được loại bỏ ra khỏi phân đoạn sản phẩm naphta trung bình 344. Phân đoạn dầu nặng có thể được thu hồi dưới dạng sản phẩm đáy tháp 394, phần lớn sản phẩm này có thể được tuần hoàn qua dòng chảy 358 để tái sử dụng như được nêu trên. Phần còn lại của phân đoạn dầu nặng có thể được thu hồi dưới dạng dòng tách khí 396, và dầu sạch có thể được thêm vào qua dòng chảy 398, khi cần thiết.

Vì bằng quy trình loại lưu huỳnh bằng hydro bất kỳ, mercaptan tái hợp có thể tạo ra trong vùng tách 372, cũng như trong thiết bị phản ứng 366. Tuy nhiên, khi lượng mercaptan tạo ra tăng lên thì điểm sôi của hợp chất tạo ra bằng khoảng 54,4°C (130°F),

mercaptan tái hợp bất kỳ được tạo ra trong vùng tách 372 sẽ được thu hồi cùng với phân đoạn dầu trong dòng đáy tháp 394. Mercaptan này có thể được tuần hoàn qua dòng chảy 358 (và 396 nếu được nạp vào thiết bị phản ứng HCN) để phá hủy sau đó hoặc tách khí ra khỏi hệ qua dòng chảy 396. Do đó, mercaptan tái hợp không tác động tiêu cực đến toàn bộ kết quả của quá trình loại lưu huỳnh bằng hydro trong hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro chọn lọc 342, cho phép thu hồi phân đoạn naphta cracking trung bình có hàm lượng lưu huỳnh rất thấp, như khoảng 1ppm.

Thiết bị phản ứng 366 có thể là thiết bị phản ứng tầng nhỏ giọt dòng chảy xuống tiêu chuẩn, và có thể được hoạt động ở nhiệt độ đủ để chuyển hóa phần lớn hợp chất lưu huỳnh hữu cơ trong phân đoạn naphta cracking trung bình thành hydro sulfua. Theo một số phương án, phân đoạn dầu nặng có thể là dầu đốt, như dầu diesel, và phân đoạn naphta cracking nặng, hoặc các phân đoạn hydrocacbon nặng khác có nhiệt độ điểm cuối của khoảng nhiệt độ sôi lớn hơn nhiệt độ tại đó thiết bị phản ứng 366 được hoạt động. Chất làm loãng dầu đốt có thể có tác dụng duy trì chất xúc tác ở trạng thái được thấm ướt, giữ hai pha trong điều kiện loại lưu huỳnh bằng hydro. Dầu đốt cũng có thể làm loãng nguyên liệu naphta cracking trung bình, bằng cách đó làm giảm thiểu phản ứng của olefin và làm giảm sự tăng nhiệt độ của thiết bị phản ứng. Theo cách này hàm lượng olefin của phân đoạn naphta cracking trung bình không bị giảm mạnh, trong lúc đó hàm lượng lưu huỳnh được giảm đi đáng kể.

Về Fig.3, theo một số phương án, một phần phân đoạn naphta nặng được thu hồi qua dòng đáy tháp 338 có thể được nạp qua dòng chảy 398 để sử dụng trong hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro chọn lọc 342 dưới dạng phân đoạn dầu nặng 358 hoặc một phần của nó, hoặc dưới dạng dòng dầu đốt bổ sung. Dòng đã được tách khí 396, là phân đoạn naphta nặng, cũng có thể được phối hợp với phân đoạn naphta nặng 324 để cấp vào cột 330. Theo cách này, phân đoạn dầu nặng được cung cấp và xử lý bên trong toàn bộ hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro, không cần đến nguồn cấp dầu nặng từ bên ngoài. Mặc dù dầu nặng như được mô tả trên đây có thể được sử dụng trong quy trình này, nguyên liệu dầu nặng bên ngoài cũng có thể được sử dụng, riêng rẽ hoặc phối hợp với các dòng theo quy trình nêu trên.

Thiết bị phản ứng 366 có thể được hoạt động ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ

249°C (480°F) đến 371°C (700°F), như nằm trong khoảng từ 274°C (525°F) đến 357°C (675°F) theo một số phương án, và lớn hơn khoảng 315,5°C (600°F) theo các phương án khác nữa. Áp suất trong thiết bị phản ứng là khá thấp, như nhỏ hơn khoảng 2068kPa (300psig), với áp suất hydro riêng phần nằm trong khoảng từ 275,8kPa (40psig) đến 1034,2kPa (150 psi). Phân đoạn dầu đốt có thể có mặt trong hỗn hợp cùng với phân đoạn naphta cracking trung bình ở tỷ lệ thể tích nằm trong khoảng từ 0,5:1 đến 5:1, như từ 0,75:1 đến 2:1 hoặc 1:1 đến 1,5:1. Kết quả chung của bước phản ứng và bước tách trong hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro chọn lọc 342 có thể làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn naphta cracking trung bình đến giá trị nhỏ hơn 5ppm. Theo một số phương án, hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn naphta cracking trung bình có thể được giảm đến nhỏ hơn 2ppm hoặc thậm chí nhỏ hơn 1ppm. Theo một số phương án, hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro chọn lọc 342 có thể làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn naphta cracking trung bình bằng khoảng 99,5% hoặc lớn hơn, trong lúc đó mức thất thoát olefin nhỏ hơn 30%, chẳng hạn.

Như nêu trên, khoảng nhiệt độ sôi của phân đoạn naphta cracking trung bình được giới hạn đến 37,8°C (100°F); việc tăng đáng kể khoảng nhiệt độ sôi của phân đoạn naphta cracking trung bình lớn hơn khoảng 37,8°C (100°F) hoặc 48,9°C (120°F) có thể đưa các hợp chất lưu huỳnh được che dấu vào hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro chọn lọc 342, như benzothiophen và metylbenzothiophen, gây tác động bất lợi đến sự khử toàn bộ lưu huỳnh có thể đạt được trong hệ 342. Do đó, có lợi nếu giới hạn khoảng nhiệt độ sôi của phân đoạn naphta cracking trung bình, để cấp hợp chất lưu huỳnh được che dấu vào cột 330, hoạt động trong các điều kiện nghiêm ngặt hơn cho phép loại bỏ lưu huỳnh trong các hợp chất này.

Nói chung, như được nêu trên, sản phẩm naphta cracking nhẹ có thể có hàm lượng lưu huỳnh khoảng 10ppm, và có thể có mặt với lượng 25% trọng lượng của nguyên liệu naphta đã cracking hoàn toàn. Sản phẩm cracking naphta trung bình có thể có hàm lượng lưu huỳnh khoảng 1ppm, và có thể có mặt với lượng 15% trọng lượng của nguyên liệu naphta đã cracking hoàn toàn. Sản phẩm naphta cracking nặng có thể có hàm lượng lưu huỳnh khoảng 12ppm, và có thể có mặt với lượng 60% trọng lượng của nguyên liệu naphta đã cracking hoàn toàn. Do đó, dòng sản phẩm thu gom 346 có thể có

hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 10ppm ($0,6 \cdot 12 + 0,15 \cdot 1 + 0,25 \cdot 10 = 9,85$ ppm lưu huỳnh). Hàm lượng lưu huỳnh của sản phẩm thu gom 346 có thể thay đổi phụ thuộc vào chế phẩm nguyên liệu hoàn toàn, khoảng nhiệt độ sôi được chọn đối với các phân đoạn tương ứng, và các điều kiện được sử dụng để xử lý mỗi phân đoạn; tuy nhiên, quy trình theo Fig.3 có thể được sử dụng dễ dàng để tạo ra sản phẩm naphta đã cracking hoàn toàn có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn hoặc bằng 10ppm, ngay cả khi hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn sản phẩm naphta nặng lớn hơn 10ppm.

Như được minh họa bằng các chế phẩm ví dụ và các kết quả trên đây, việc loại lưu huỳnh bằng hydro của dòng naphta cracking nặng có tác động lớn nhất lên hàm lượng lưu huỳnh của sản phẩm cuối cùng, vì là phân đoạn lớn nhất (thường lớn hơn 50% nguyên liệu). Nên mong muốn làm giảm hơn nữa hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn naphta cracking nặng, và ngoài ra dòng naphta cracking nặng 340 có thể được xử lý thêm trong thiết bị phản ứng làm sạch ở nhiệt độ cao để tạo ra sản phẩm naphta cracking nặng có hàm lượng lưu huỳnh nằm trong khoảng từ 5ppm đến 10ppm.

Fig.5 minh họa sơ đồ khối của quy trình được đơn giản hóa theo một phương án trong số các quy trình loại lưu huỳnh bằng hydro bộc lộ ở đây, trong đó các số chỉ tương tự là các phần tương tự. Theo phương án này, chức năng của hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 310 và thiết bị tách 322 (Fig.3) được gộp lại trong một hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác duy nhất 311, tại đó phân đoạn naphta cracking trung bình 560 được thu hồi dưới dạng dòng phụ và phân đoạn naphta nặng 324 được thu hồi dưới dạng phân đoạn đáy tháp. Vì cần kiểm soát khoảng nhiệt độ sôi của phân đoạn naphta cracking trung bình nạp vào hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro chọn lọc 342, dòng phụ 560 có thể ban đầu được nạp vào cột cất phụ 562. Hydrocacbon nhẹ và hydro hoặc hydro sulfua hòa tan bất kỳ có thể được thu hồi dưới dạng phân đoạn hơi và được cho quay trở lại hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác 311 qua dòng chảy 564, và phân đoạn naphta cracking trung bình, có điểm sôi ban đầu và/hoặc khoảng điểm sôi cần thiết, có thể được thu hồi qua dòng chảy 326 được xử lý tiếp tục. Các dòng còn lại được xử lý như được nêu trên Fig.3 và 4. Điều kiện hoạt động của cột 311 và vị trí của dòng phụ và nguyên liệu nên được chọn để đạt được khoảng nhiệt độ sôi cần thiết của các phân đoạn như được nêu trên và để giới hạn sự đưa các hợp chất lưu huỳnh nặng vào

phân đoạn naphta cracking trung bình. Như được minh họa trên Fig.5, theo một số phương án có thể cần thiết đặt dòng phụ trên vị trí nguyên liệu.

Khi so sánh với cách bố trí trên Fig.1, quy trình theo Fig.3 đưa một lượng nhỏ nguyên liệu vào hệ thống phản ứng chung cất loại lưu huỳnh bằng hydro xúc tác (cột 330 trên Fig.3 so với cột 20 trên Fig.1), chủ yếu do quá trình tách phân đoạn naphta cracking trung bình. Điều này cũng loại bỏ một lượng olefin đáng kể ra khỏi dòng cấp liệu của cột, làm giảm mức thất thoát olefin; hơn nữa, vì olefin được biết đến là có tác dụng ức chế phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro, nên nồng độ olefin thấp trong nguyên liệu có thể làm tăng hiệu quả loại lưu huỳnh bằng hydro. Mức nạp liệu giảm cũng có thể làm tăng thời gian ổn định trong cột, làm giảm tốc độ dòng chảy trong không gian. Điều này có thể làm tăng độ chuyển hóa lưu huỳnh ở nhiệt độ hoạt động tương tự. Tuy nhiên, do sự thay đổi về điều kiện hoạt động của cột, như tăng nhiệt độ đáy tháp và/hoặc nhiệt độ của vùng hoạt động phía trên cao hơn, độ chuyển hóa hoàn toàn trong cột có thể được tăng lên. Tác dụng hiệp đồng này, do sự tăng nhiệt độ cho phép và giảm tốc độ dòng chảy trong không gian, cũng như giảm nồng độ olefin trong nguyên liệu vào cột 330 cho phép hàm lượng lưu huỳnh trong dòng sản phẩm cột kết hợp 340 được giảm đến khoảng nêu trên, như từ 10ppm đến 12ppm lưu huỳnh.

Fig.6 là sơ đồ khối của quy trình được đơn giản hóa theo một phương án trong số các phương án của quy trình loại lưu huỳnh bằng hydro bộc lộ ở đây được minh họa. Theo phương án này, dòng naphta đã cracking hoàn toàn 602 và hydro 604 có thể được nạp vào bộ phân hydro hóa chọn lọc 606 để hydro hóa dien và phản ứng mercaptan. Dòng chảy thoát 608 sau đó được nạp vào hệ thống tách 610, mà có thể bao gồm một hoặc nhiều cột cất phân đoạn để tách dòng chảy thoát 608 thành phân đoạn naphta cracking nhẹ 612, phân đoạn naphta cracking trung bình 614, và phân đoạn naphta cracking nặng 616. Như được minh họa, hệ thống tách 610 có thể bao gồm hai cột cất phân đoạn 620, 622, tại đó cột 620 có thể được sử dụng để tách dòng naphta cracking nhẹ ra khỏi các phân đoạn naphta cracking trung bình và nặng và cột 622 có thể được sử dụng để tách các phân đoạn naphta cracking trung bình và nặng. Theo cách khác, cột duy nhất có dòng phụ có thể được sử dụng. Khoảng nhiệt độ sôi đối với các phân đoạn 612, 614, và 616 nên tương tự như khoảng nhiệt độ sôi được nêu trên đối với Fig.3. Sau

đó, hydro 630 và phân đoạn nặng 616 được nạp vào thiết bị phản ứng tầng cố định 632 có đệm 634 chứa chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro để làm giảm hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn naphta nặng, tạo ra sản phẩm naphta đã cracking nặng 636 (sau khi tách hydro và hydro sulfua).

Phân đoạn naphta cracking trung bình 614 có thể được xử lý trong hệ thống loại lưu huỳnh bằng hydro chọn lọc 642, tương tự với hệ thống được mô tả trên Fig.4 trên đây, để tạo ra sản phẩm cracking naphta trung bình 344 có hàm lượng lưu huỳnh giảm. Tuy nhiên, do nguyên liệu hoàn toàn được xử lý trong thiết bị phản ứng hydro hóa chọn lọc 606, phân đoạn naphta cracking trung bình 614 có thể được trộn với hydro và dầu đốt và nạp trực tiếp vào thiết bị gia nhiệt 362 (thiết bị phản ứng 352 không cần thiết có mặt trong phương án trên Fig.6 vì diện trong phân đoạn naphta cracking trung bình được khử trong thiết bị phản ứng 606, tại đó phần lớn phân đoạn naphta cracking trung bình chuyển dòng vùng hoạt động 312 theo phương án trên Fig.3).

Khi so sánh với cách bố trí trên Fig.2, quy trình theo Fig.6 đưa lượng nguyên liệu ít hơn vào thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro tầng cố định (thiết bị phản ứng 632 so với thiết bị phản ứng 66). Tương tự với các kết quả nêu trên đối với hệ thống thiết bị phản ứng chung cất xúc tác dòng naphta cracking nặng, quy trình tách phân đoạn naphta cracking trung bình có thể tạo ra nồng độ olefin thấp hơn được nạp vào thiết bị phản ứng, cũng như tăng thời gian ổn định và làm giảm tốc độ dòng chảy trong không gian trong thiết bị phản ứng 632, cho phép giảm hàm lượng lưu huỳnh của sản phẩm naphta cracking nặng đến giá trị nằm trong khoảng từ 10ppm đến 12ppm hoặc thấp hơn, cho phép toàn bộ quy trình nhận được sản phẩm thu gom có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn 10ppm.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Các sơ đồ khối trên Fig.3 và Fig.1 (không có thiết bị phản ứng 36) được mô phỏng và kết quả mô phỏng được minh họa trong Bảng 1 và 2 dưới đây. Điều kiện mô phỏng được điều chỉnh để tạo ra dòng sản phẩm có hàm lượng lưu huỳnh khoảng 10ppm.

Bảng 1. Kết quả mô phỏng đối với sơ đồ khối trên Fig.1

Dòng	10	16	40
Khoảng nhiệt độ sôi			
1% D86 (°F)	147	278	147
10%	156	293	156
30%	156	302	156
50%	198	324	198
70%	235	345	235
90%	340	365	340
99%	389	395	389
Hàm lượng S toàn phần (ppm)	530	672	10
Br#	68,5	56,4	49,6
Khối lượng riêng	0,7857		0,7857
Tốc độ dòng (lb/giờ)	728513	572623	728513
Mức thất thoát RON			3,2

Bảng 2. Kết quả mô phỏng đối với sơ đồ khối trên Fig.3

Dòng	308	326	324	346
Khoảng nhiệt độ sôi				
1% D86 (°F)	147	174	278	147
10%	156	190	293	156
30%	156	198	302	156
50%	198	209	324	198
70%	235	223	345	235

90%	340	250	365	340
99%	389	274	395	389
Hàm lượng S toàn phần (ppm)	530	478	843	10
Br#	68,5	84	32	53,1
Khối lượng riêng	0,7857	0,7773	0,8191	0,7857
Tốc độ dòng (lb/giờ)	728513	268680	303943	728513
Mức thất thoát RON				2,5

Như có thể nhận ra bằng cách so sánh kết quả thể hiện trong các bảng nêu trên, quy trình theo Fig.3 chọn lọc hơn quy trình theo Fig.1, làm thất thoát olefin ít hơn và sản phẩm có chỉ số octan cao hơn. Bảng nêu trên cũng cho biết tác dụng hiệp đồng có thể đạt được trong hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng cất dòng naphta cracking nặng, tại đó dòng 16 có tốc độ dòng chảy khoảng 572623lb/giờ so sánh với dòng 324 có tốc độ dòng chảy chỉ bằng 303943lb/giờ.

Trong lúc bản mô tả bao gồm một số các phương án có giới hạn, chuyên gia trong lĩnh vực này, có lợi từ bản mô tả này, sẽ nhận thấy rằng các phương án khác có thể được nghĩ ra mà không đi trệch khỏi phạm vi của bản mô tả này. Do đó, phạm vi bảo hộ không bị giới hạn chỉ ở các yêu cầu bảo hộ kèm theo.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình làm giảm hàm lượng lưu huỳnh trong dòng hydrocacbon, quy trình bao gồm các bước sau:

cho naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất là một phần các dien và mercaptan thành các thioete và để hydro hóa ít nhất là một phần dien này;

phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành phần naphta nhẹ và phần nặng;

khi không có mặt chất xúc tác, phân đoạn phần nặng thành phần naphta trung bình có nhiệt độ điểm cuối của khoảng sôi trừ đi nhiệt độ điểm sôi ban đầu, nhỏ hơn 150°F, và phần naphta nặng;

loại lưu huỳnh bằng hydro cho phần naphta nặng; trộn phần naphta trung bình với hydro và dầu khí để tạo thành hỗn hợp;

cho hỗn hợp này tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng ra khỏi thiết bị phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm;

tách riêng phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm khỏi dầu khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó phần naphta nhẹ có điểm cuối của khoảng sôi nằm trong khoảng từ khoảng 120°F đến khoảng 190°F.

3. Quy trình theo điểm 1, trong đó phần naphta nặng có điểm bắt đầu sôi nằm trong khoảng từ khoảng 230°F đến khoảng 270°F.

4. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước tiếp xúc của naphta đã cracking hoàn toàn được thực hiện đồng thời với bước phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành phần naphta nhẹ và phần naphta nặng trong hệ thống thiết bị chưng cất xúc tác, trong đó phần naphta nặng còn chứa phần naphta trung bình.

5. Quy trình theo điểm 4, trong đó quy trình này còn bao gồm bước cho hydro và phần naphta trung bình tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa trước bước trộn.

6. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước tiếp xúc của naphta đã cracking hoàn toàn được thực hiện đồng thời với bước phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn trong hệ thống

thiết bị chung cất xúc tác.

7. Quy trình theo điểm 1, trong đó tỷ lệ thể tích của dầu khí so với phần naphta trung bình nằm trong khoảng từ khoảng 0.5:1 đến khoảng 5:1.

8. Quy trình theo điểm 1, trong đó phần naphta nhẹ có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 15 ppm và phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 12 ppm.

9. Quy trình theo điểm 8, trong đó quy trình này còn bao gồm trộn phần naphta nhẹ, phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm, và phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra sản phẩm naphta tinh khiết có hàm lượng lưu huỳnh bằng hoặc nhỏ hơn khoảng 10 ppm.

10. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước loại lưu huỳnh bằng hydro của phần naphta nặng bao gồm các công đoạn:

cấp hydro và phần naphta nặng vào hệ thống thiết bị chung cất xúc tác có khu vực phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro thứ nhất và khu vực phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro thứ hai, mỗi khu vực chứa chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro;

đồng thời:

phân đoạn phần naphta nặng thành phần nhẹ và phần nặng;

cho phần nhẹ và hydro tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong khu vực phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro thứ nhất để tạo ra các phần đỉnh chứa phần nhẹ có hàm lượng lưu huỳnh giảm, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua; và

cho phần nặng và hydro tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong khu vực loại lưu huỳnh bằng hydro thứ hai để tạo ra phần đáy chứa phần nặng có hàm lượng lưu huỳnh giảm;

tách riêng hydro chưa phản ứng và hydro sulfua khỏi phần đỉnh và phần đáy;

thu hồi phần nặng đã loại bỏ lưu huỳnh bằng hydro chứa phần nhẹ có hàm lượng lưu huỳnh giảm và phần nặng có hàm lượng lưu huỳnh giảm.

11. Quy trình theo điểm 10, còn bao gồm:

sử dụng phần phần nặng làm dầu khí;

tuần hoàn phần dầu khí đã tách riêng vào bước trộn; và
 cấp ít nhất là phần dầu khí đã tách riêng cho bước loại lưu huỳnh bằng hydro
 của phần naphta nặng dưới dạng khí rửa.

12. Quy trình theo điểm 1, trong đó thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro dùng
 cho bước tiếp xúc của hỗn hợp là thiết bị phản ứng tầng thấm giọt dòng xuôi.

13. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước tách riêng phần naphta trung bình có hàm
 lượng lưu huỳnh đã giảm khỏi dầu khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua bao gồm
 các công đoạn:

cấp dòng ra khỏi thiết bị phản ứng vào thiết bị tách thứ nhất, tạo ra phần hơi
 chứa hydro chưa phản ứng và phần chất lỏng;

cấp phần chất lỏng này vào cột phân đoạn, tạo ra dòng đỉnh chứa hydro hòa
 tan và hydro sulfua và dòng đáy chứa naphta đã cracking trung bình và
 naphta đã cracking nặng;

làm sạch dòng đỉnh từ hệ thống; và

cấp dòng đáy vào cột phân đoạn thứ hai, thu hồi phần naphta đã cracking
 trung bình có nhiệt độ điểm cuối của khoảng sôi trừ đi nhiệt độ điểm sôi
 ban đầu, nhỏ hơn 150°F và phần naphta đã cracking nặng.

14. Quy trình làm giảm hàm lượng lưu huỳnh trong dòng hydrocacbon, quy trình bao
 gồm các bước sau:

cho naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để
 chuyển hóa ít nhất là một phần các dien và mercaptan thành các thioete và
 hydro hóa ít nhất là một phần các dien;

phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành:

phần naphta nhẹ có điểm cuối của khoảng sôi nằm trong khoảng từ
 khoảng 140°F đến khoảng 150°F và hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn
 khoảng 15 ppm, và

phần nặng;

phân đoạn phần nặng thành:

phần naphta trung bình nhiệt độ điểm sôi ban đầu nằm trong khoảng từ
 khoảng 140°F đến khoảng 150°F và khoảng sôi, nhiệt độ điểm cuối
 nằm trong khoảng từ khoảng 230°F đến khoảng 270°F; và

phần naphta nặng có nhiệt độ điểm sôi ban đầu nằm trong khoảng từ khoảng 230°F đến khoảng 270°F;

loại lưu huỳnh bằng hydro của phần naphta nặng để tạo ra phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 12 ppm;

trộn phần naphta trung bình với hydro và dầu khí để tạo thành hỗn hợp; gia nhiệt hỗn hợp này;

cho hỗn hợp đã gia nhiệt tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng ra khỏi thiết bị phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm;

tách riêng phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm khỏi dầu khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua để tạo ra phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 5 ppm;

trộn phần naphta nhẹ, phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm, và phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra sản phẩm naphta tinh khiết có hàm lượng lưu huỳnh bằng hoặc nhỏ hơn khoảng 10 ppm.

15. Quy trình làm giảm hàm lượng lưu huỳnh trong dòng hydrocacbon, quy trình bao gồm các bước sau:

đồng thời trong hệ thống thiết bị chưng cất xúc tác:

cho naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất là một phần các dien và mercaptan thành các thioete và hydro hóa ít nhất là một phần các dien;

phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành phần naphta nhẹ và phần nặng ở nhiệt độ đỉnh nhỏ hơn 165°F;

phân đoạn phần nặng thành phần naphta trung bình có nhiệt độ điểm cuối của khoảng sôi trừ nhiệt độ điểm sôi ban đầu, nhỏ hơn 105°F, và phần naphta nặng;

loại lưu huỳnh bằng hydro của phần naphta nặng;

trộn phần naphta trung bình với hydro và dầu khí để tạo thành hỗn hợp;
 cho hỗn hợp này tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong
 thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng ra khỏi thiết bị
 phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phần naphta trung
 bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm;
 tách riêng phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm khỏi dầu
 khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua, trong đó phần naphta trung
 bình có hàm lượng lưu huỳnh giảm nhỏ hơn khoảng 5 ppm; và
 trộn phần naphta nhẹ, phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã
 giảm, và phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra sản
 phẩm naphta tinh khiết có hàm lượng lưu huỳnh bằng hoặc nhỏ hơn
 khoảng 10 ppm.

16. Hệ thống làm giảm hàm lượng lưu huỳnh trong dòng hydrocacbon, hệ thống này bao gồm:

thiết bị hydro hóa để cho naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc
 tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất là một phần các dien và mercaptan
 thành các thioete và hydro hóa ít nhất là một phần các dien;
 hệ thống phân tách để phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành phần
 naphta nhẹ và phần nặng;
 hệ thống phân tách để, khi không có mặt chất xúc tác, phân đoạn phần nặng
 thành phần naphta trung bình có nhiệt độ điểm cuối của khoảng sôi trừ đi
 nhiệt độ điểm sôi ban đầu, nhỏ hơn 150°F, và phần naphta nặng;
 thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để loại lưu huỳnh bằng hydro
 của phần naphta nặng;
 thiết bị trộn để trộn phần naphta trung bình với hydro và dầu khí để tạo thành
 hỗn hợp;
 thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để cho hỗn hợp nêu trên tiếp xúc
 với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng ra khỏi thiết bị
 phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phần naphta trung
 bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm;
 hệ thống phân tách để tách riêng phần naphta trung bình có hàm lượng lưu

huỳnh đã giảm khối dầu khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua.

17. Hệ thống theo điểm 16, trong đó phần naphta nhẹ điểm cuối của khoảng sôi nằm trong khoảng từ khoảng 120°F đến khoảng 190°F.

18. Hệ thống theo điểm 16, trong đó phần naphta trung bình có khoảng sôi, nhiệt độ điểm cuối trừ đi nhiệt độ điểm sôi ban đầu, nhỏ hơn 150°F.

19. Hệ thống theo điểm 16, trong đó phần naphta nặng có điểm bắt đầu sôi nằm trong khoảng từ khoảng 230°F đến khoảng 270°F.

20. Hệ thống theo điểm 16, trong đó hệ thống thiết bị chưng cất xúc tác được cung cấp dưới dạng đồng thời là thiết bị hydro hóa dùng cho việc tiếp xúc của naphta đã cracking hoàn toàn và hệ thống phân tách dùng để phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành phần naphta nhẹ và phần nặng.

21. Hệ thống theo điểm 20, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị hydro hóa dùng để cho hydro và phần naphta trung bình tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa.

22. Hệ thống theo điểm 16, trong đó tỷ lệ thể tích của dầu khí so với phần naphta trung bình nằm trong khoảng từ khoảng 0,5:1 đến khoảng 5:1.

23. Hệ thống theo điểm 16, trong đó phần naphta nhẹ hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 15 ppm, phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 5 ppm, và phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 12 ppm.

24. Hệ thống theo điểm 23, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị trộn để trộn phần naphta nhẹ, phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm, và phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra sản phẩm naphta tinh khiết có hàm lượng lưu huỳnh bằng hoặc nhỏ hơn khoảng 10 ppm.

25. Hệ thống theo điểm 16, trong đó thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro loại lưu huỳnh bằng hydro của phần naphta nặng bao gồm:

hệ thống thiết bị chưng cất xúc tác có khu vực phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro thứ nhất và khu vực phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro thứ hai, mỗi khu vực này chứa chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro, để đồng thời:

phân đoạn phần naphta nặng thành phần nhẹ và phần nặng;

cho phần nhẹ và hydro tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong khu vực phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro thứ nhất để tạo ra

phần đỉnh chứa phần nhẹ có hàm lượng lưu huỳnh giảm, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua; và

cho phần nặng và hydro tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro trong khu vực phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro thứ hai để tạo ra phần đáy chứa phần nặng có hàm lượng lưu huỳnh giảm;

hệ thống này còn bao gồm hệ thống phân tách để tách riêng hydro chưa phản ứng và hydro sulfua ra khỏi phần đỉnh;

đường chảy để thu hồi phần nặng đã loại bỏ lưu huỳnh bằng hydro dưới dạng hỗn hợp của phần nhẹ có hàm lượng lưu huỳnh giảm và phần nặng có hàm lượng lưu huỳnh giảm.

26. Hệ thống theo điểm 16, trong đó hệ thống này còn bao gồm:

đường chảy để sử dụng phần phần nặng làm dầu khí;

đường chảy để thu hồi dầu khí đã tách ra khỏi hệ thống phân tách để tách phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh giảm khỏi dầu khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua và tuần hoàn phần dầu khí đã tách riêng vào bước trộn; và

đường chảy để nạp ít nhất là phần dầu khí đã tách riêng vào thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro loại lưu huỳnh bằng hydro của phần naphta nặng dưới dạng khí rửa.

27. Hệ thống theo điểm 16, trong đó thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro dùng cho việc tiếp xúc của hỗn hợp là thiết bị phản ứng tầng thấm giọt dòng xuôi.

28. Hệ thống theo điểm 16, trong đó hệ thống phân tách dùng để tách riêng phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm ra khỏi dầu khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua bao gồm:

thiết bị phân tách thứ nhất nhận dòng ra khỏi thiết bị phản ứng, và tạo ra phần hơi chứa hydro chưa phản ứng và phần chất lỏng;

cột phân đoạn để nhận phần chất lỏng này, và tạo ra dòng đỉnh chứa hydro hòa tan và hydro sulfua và dòng đáy chứa naphta đã cracking trung bình và naphta đã cracking nặng;

đường chảy để làm sạch dòng đỉnh đi ra khỏi hệ thống này; và

đường chảy để cấp dòng đáy vào cột phân đoạn thứ hai để thu hồi phần naphta đã cracking trung bình có nhiệt độ điểm cuối của khoảng sôi trừ đi nhiệt độ điểm

sôi ban đầu, nhỏ hơn 150°F và phần naphta đã cracking nặng.

29. Hệ thống làm giảm hàm lượng lưu huỳnh trong dòng hydrocacbon, hệ thống này bao gồm:

thiết bị hydro hóa để cho naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất là một phần các dien và mercaptan thành các thioete và hydro hóa ít nhất là một phần các dien;

hệ thống phân tách để phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành:

phần naphta nhẹ có điểm cuối của khoảng sôi nằm trong khoảng từ khoảng 140°F đến khoảng 150°F và hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 15 ppm, và phần nặng;

hệ thống phân tách để, khi không có mặt chất xúc tác, phân đoạn phần nặng thành:

phần naphta trung bình có nhiệt độ điểm sôi ban đầu nằm trong khoảng từ khoảng 140°F đến khoảng 150°F và nhiệt độ điểm cuối của khoảng sôi nằm trong khoảng từ khoảng 230°F đến khoảng 270°F; và

phần naphta nặng có nhiệt độ điểm sôi ban đầu nằm trong khoảng từ khoảng 230°F đến khoảng 270°F;

thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để loại lưu huỳnh bằng hydro của phần naphta nặng để tạo ra phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 12 ppm;

thiết bị trộn để trộn phần naphta trung bình với hydro và dầu khí để tạo thành hỗn hợp;

thiết bị gia nhiệt để gia nhiệt hỗn hợp này;

thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để hỗn hợp đã gia nhiệt tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng ra khỏi thiết bị phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm;

hệ thống phân tách để tách riêng phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm khỏi dầu khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua để tạo ra phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn khoảng 5 ppm;

thiết bị trộn trộn phần naphta nhẹ, phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh

đã giảm, và phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra sản phẩm naphta tinh khiết có hàm lượng lưu huỳnh bằng hoặc nhỏ hơn khoảng 10 ppm.

30. Hệ thống làm giảm hàm lượng lưu huỳnh trong dòng hydrocacbon, hệ thống này bao gồm:

hệ thống thiết bị chưng cất xúc tác để đồng thời:

cho naphta đã cracking hoàn toàn tiếp xúc với chất xúc tác hydro hóa để chuyển hóa ít nhất là một phần các dien và mercaptan thành các thioete và hydro hóa ít nhất là một phần các dien;

phân đoạn naphta đã cracking hoàn toàn thành phần naphta nhẹ và phần nặng ở nhiệt độ đỉnh nhỏ hơn 165°F;

hệ thống phân tách để, khi không có mặt chất xúc tác, phân đoạn phần nặng thành phần naphta trung bình có nhiệt độ điểm cuối của khoảng sôi trừ đi nhiệt độ điểm sôi ban đầu, nhỏ hơn 105°F, và phần naphta nặng;

thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để loại lưu huỳnh bằng hydro của phần naphta nặng;

thiết bị trộn để trộn phần naphta trung bình với hydro và dầu khí để tạo thành hỗn hợp;

thiết bị phản ứng loại lưu huỳnh bằng hydro để hỗn hợp nêu trên tiếp xúc với chất xúc tác loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra dòng ra khỏi thiết bị phản ứng chứa hydro sulfua, hydro chưa phản ứng, và phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm;

hệ thống phân tách để tách riêng phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm khỏi dầu khí, hydro chưa phản ứng, và hydro sulfua, trong đó phần naphta trung bình hàm lượng lưu huỳnh giảm nhỏ hơn khoảng 5 ppm; và

thiết bị trộn trộn phần naphta nhẹ, phần naphta trung bình có hàm lượng lưu huỳnh đã giảm, và phần naphta nặng đã loại lưu huỳnh bằng hydro để tạo ra sản phẩm naphta tinh khiết có hàm lượng lưu huỳnh bằng hoặc nhỏ hơn khoảng 10 ppm.

FIG. 1

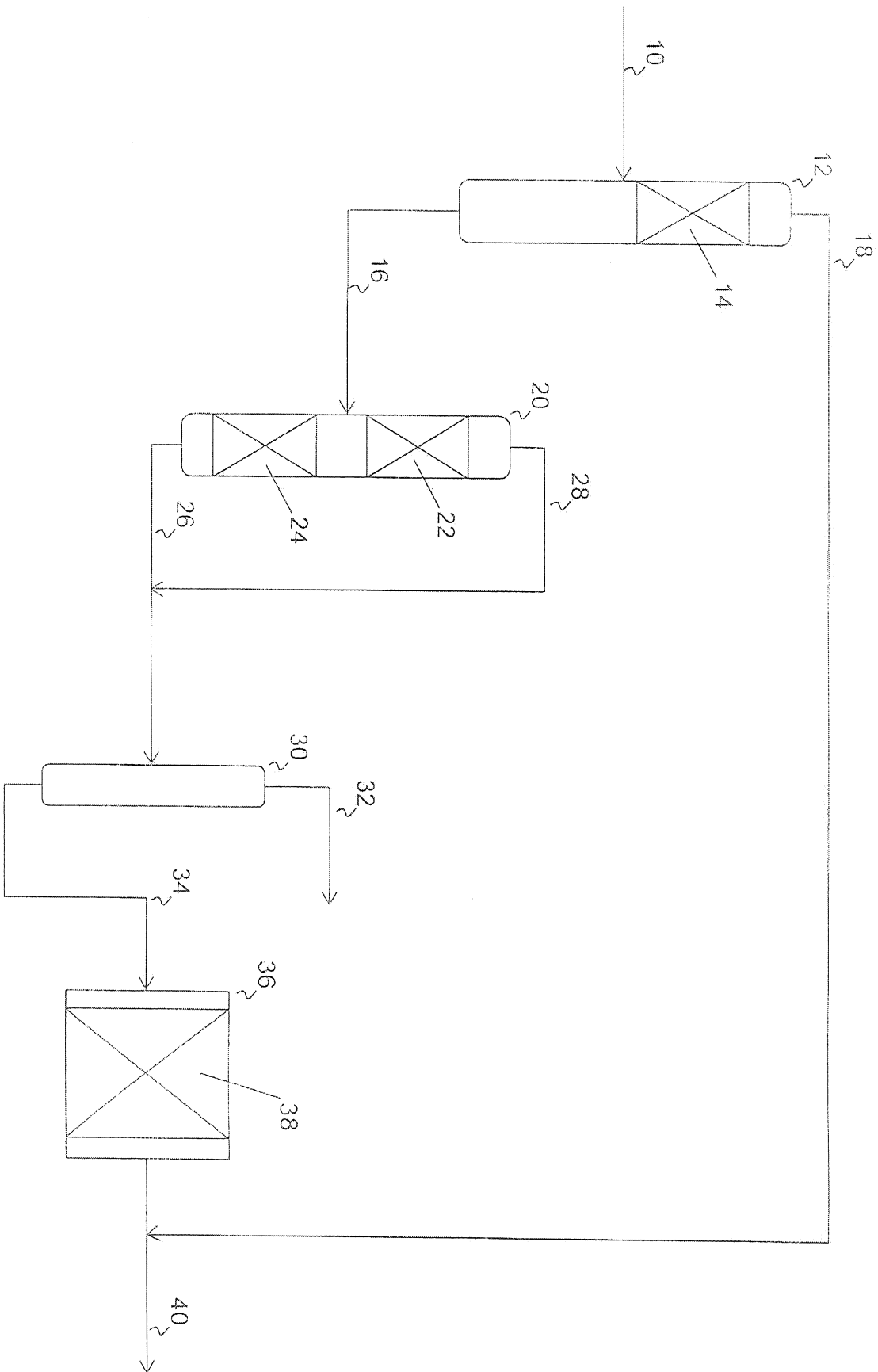


FIG. 2

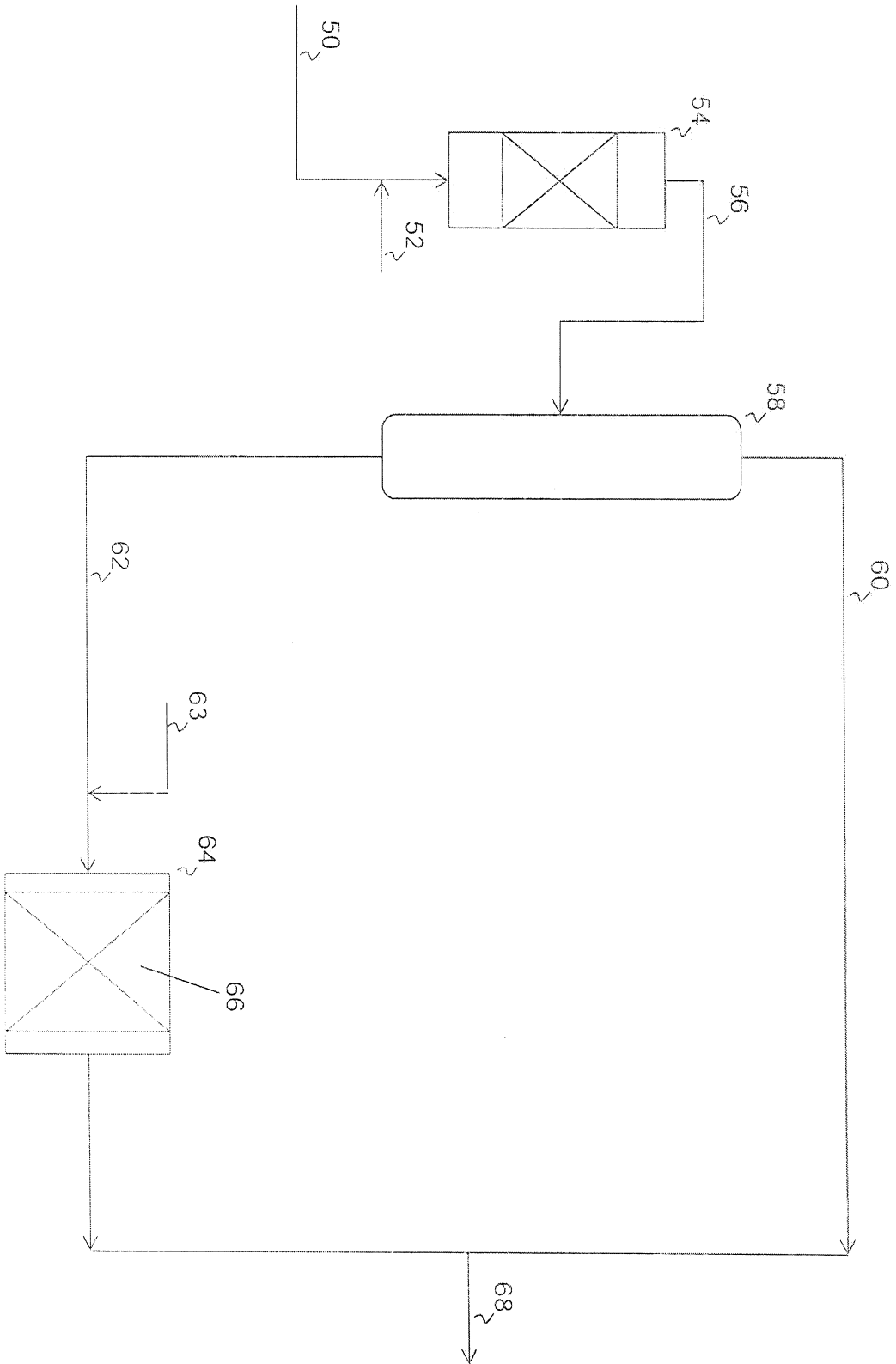


FIG. 3

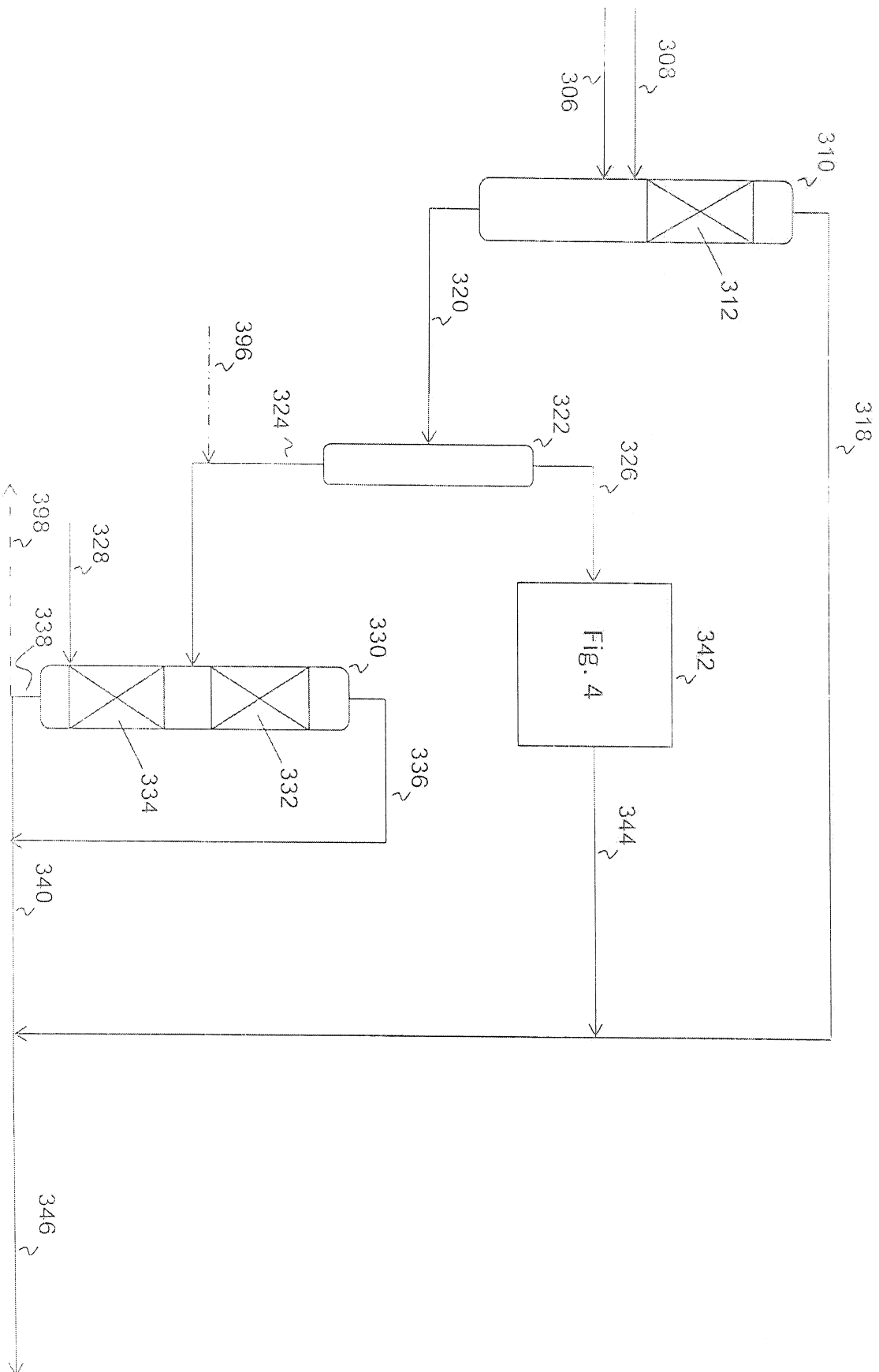


FIG. 4

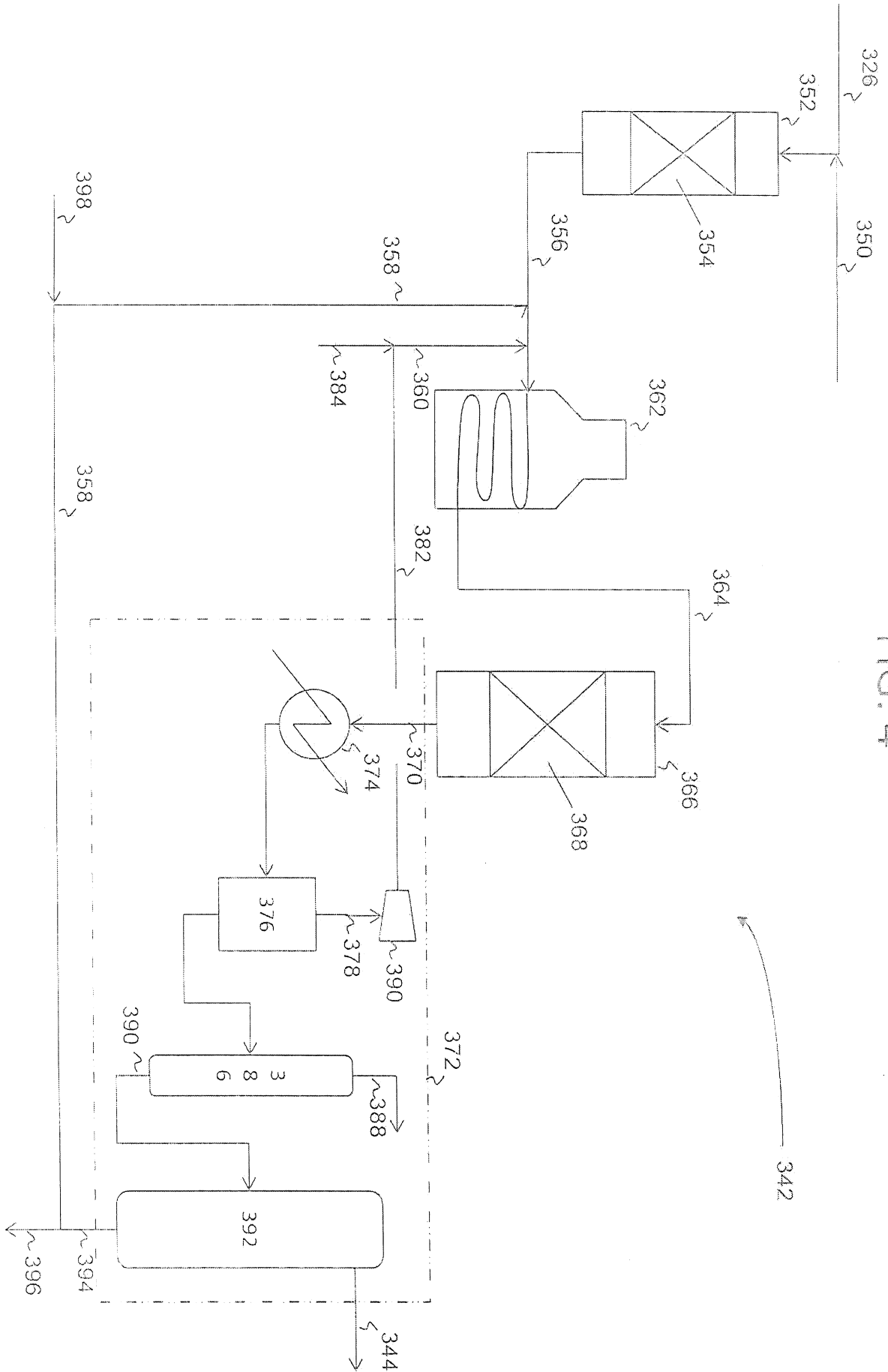


FIG. 5

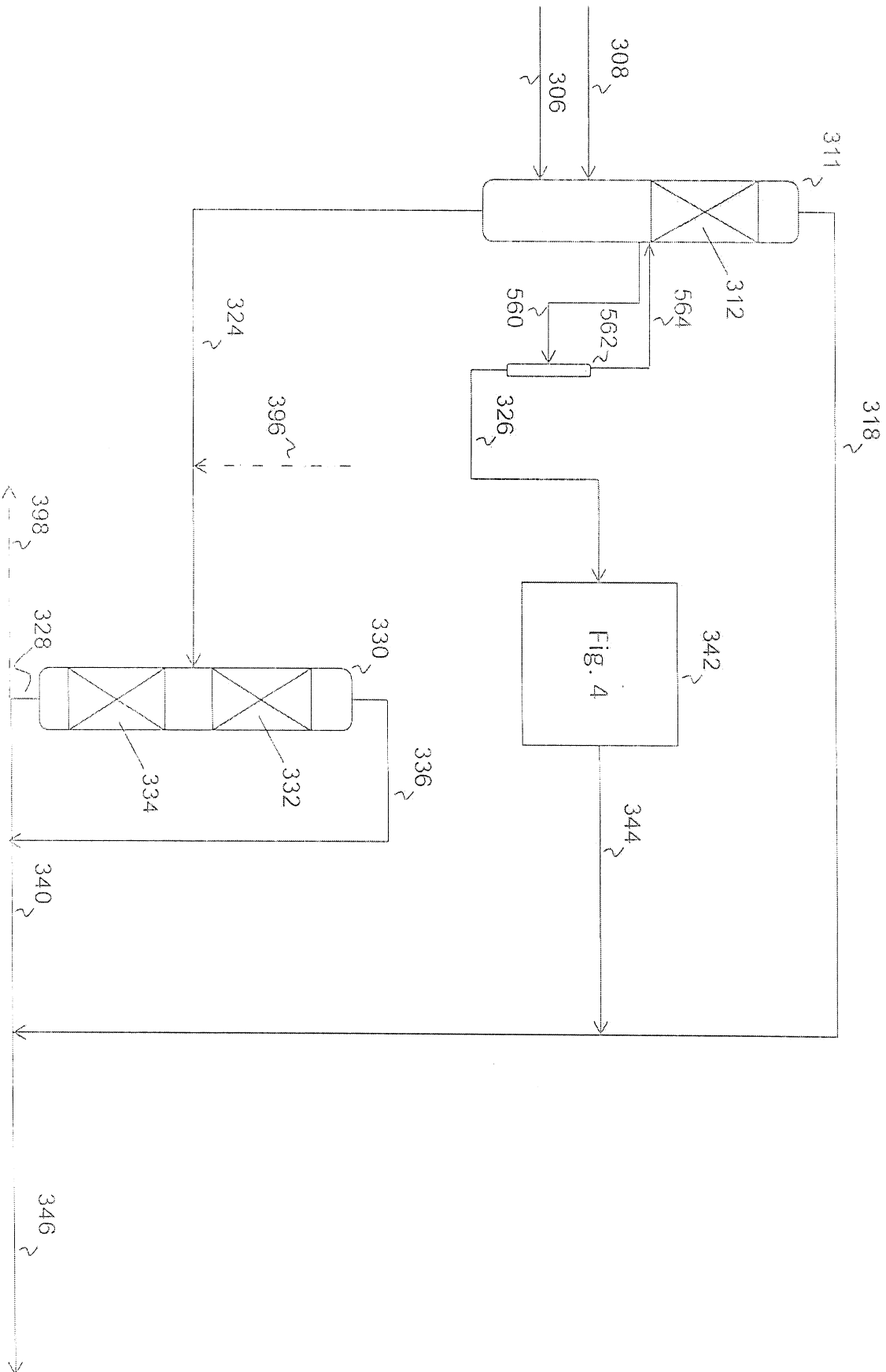


FIG. 6

