



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

(19) **Cộng hòa xã hội chủ nghĩa Việt Nam (VN)**

(11) 

CỤC SỞ HỮU TRÍ TUỆ

1-0022666

(51)⁷ **B01D 15/18, C07C 7/12**

(13) **B**

(21) 1-2014-00887

(22) 14.09.2012

(86) PCT/US2012/055355 14.09.2012

(87) WO2013/085586 13.06.2013

(30) 13/310,954 05.12.2011 US

(45) 27.01.2020 382

(43) 25.09.2014 318

(73) UOP LLC (US)

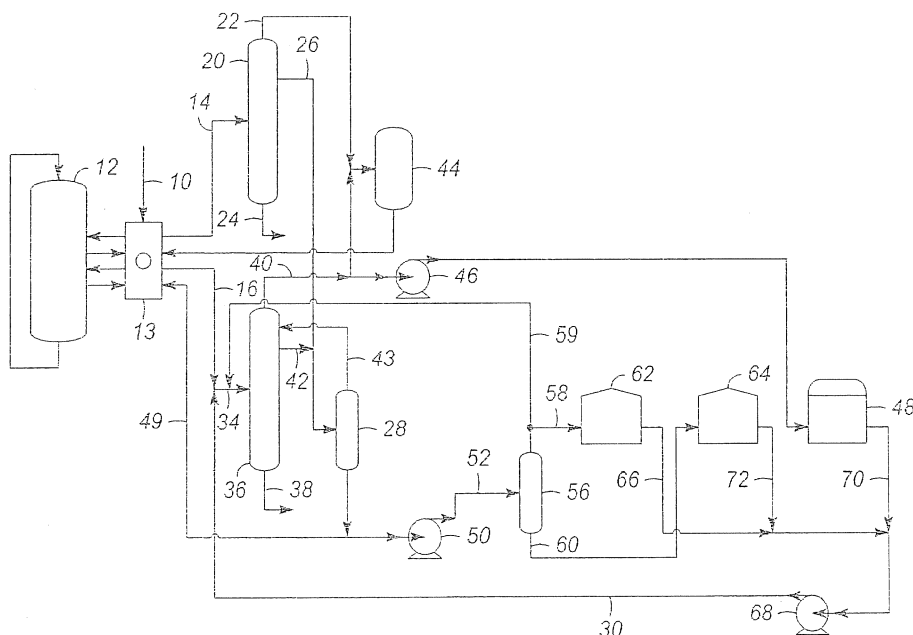
25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017, United States of America

(72) Jeffrey L. PIEPER (US), Cynthia K. ZIMMERMAN (US), Stephen W. SOHN (US), Steven P. LANKTON (US)

(74) Văn phòng Luật sư Ân Nam (ANNAM IP & LAW)

(54) **QUY TRÌNH PHÂN TÁCH VẬT LIỆU RỬA THỨ HAI RA KHỎI HỖN HỢP GIẢI HẤP PHỤ TRONG HỆ THỐNG PHÂN TÁCH NHỜ HẤP PHỤ**

(57) Sáng chế đề cập đến hệ thống phân tách nhờ hấp phụ để tách các parafin thường ra khỏi dòng cấp hydrocacbon, quy trình chuyển đổi sự phân tách nhờ hấp phụ từ hệ thống giải hấp phụ tách ba lần thành hệ thống giải hấp phụ tách hai lần, và ngược lại. Việc chuyển đổi diễn ra bằng cách tách và/hoặc đưa vật liệu rửa thứ hai vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Việc chuyển đổi này có thể diễn ra trong suốt các quá trình hoạt động bình thường.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Cụ thể hơn, sáng chế đề cập đến việc điều khiển hệ thống phân tách nhờ hấp phụ bằng cách phân tách vật liệu rửa ra khỏi hệ thống.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Việc sản xuất các parafin thường tạo khả năng nâng cấp các sản phẩm từ việc chưng cất trực tiếp các dòng cấp hydrocacbon được lấy từ sự cất phân đoạn dầu thô. Ví dụ, dầu lửa chưng cất trực tiếp có thể được xử lý thêm để tách ra các parafin thường với các sản phẩm có giá trị cao hơn, chẳng hạn như được sử dụng trong sản xuất các alkyl benzen mạch thẳng (Linear alkyl benzene - LAB). Các parafin thường trong khoảng cụ thể (ví dụ, từ 10 đến 13 nguyên tử cacbon) là các tiền chất quan trọng để sản xuất LAB, mà sau đó được sử dụng để tạo ra alkyl benzen sulfonat mạch thẳng (linear alkyl benzene sulfonate - LAS). LAS là chất hoạt động bề mặt quan trọng được sử dụng để sản xuất các chất tẩy rửa.

Tiện ích lớn của các chất tẩy rửa và các loại chất làm sạch khác đã dẫn đến sự phát triển rộng rãi trong các lĩnh vực sản xuất chất tẩy rửa và chế phẩm tẩy rửa. Trong khi các chất tẩy rửa có thể được điều chế từ rất nhiều hợp chất khác nhau, nhiều chất tẩy rửa của các nhà cung cấp trên thế giới được điều chế từ các hóa chất được lấy từ các alkylbenzen. Các hợp chất được sản xuất trong các khu công nghiệp liên hợp hóa dầu liên hợp trong đó các hydrocacbon thơm, thường là benzen, được alkyl hóa với olefin có cấu trúc và số lượng nguyên tử cacbon mong muốn để làm chuỗi phụ. Thông thường olefin thực sự là hỗn hợp của các olefin khác nhau tạo ra một dãy đồng đẳng có khoảng từ ba đến năm nguyên tử cacbon. (Các) Olefin có thể được lấy từ một số nguồn khác nhau. Ví dụ, chúng có thể được lấy từ quá trình oligome hóa propylen hoặc các buten từ quá trình polyme hóa etylen. Kinh tế đã dẫn đến việc sản xuất các olefin, sự tách hydro của các parafin tương ứng là con đường ưu tiên để tạo ra olefin.

Việc thu hồi các paraffin thường mong muốn từ hydrocacbon ví dụ như dầu lửa được thực hiện bằng quy trình phân tách nhờ hấp phụ, đây là một quy trình sản xuất

LAB tổng thể. Theo quy trình phân tách nhờ hấp phụ thông thường, các parafin được chọn được tách khỏi các hydrocacbon mạch nhánh hoặc mạch vòng nhờ hấp phụ. Sau đó, các parafin được chuyển đến khu vực tách hydro có chất xúc tác, tại đó một số parafin được biến đổi thành các olefin. Sau đó, hỗn hợp thu được bao gồm các parafin và các olefin được chuyển vào khu vực alkyl hóa trong đó các olefin được phản ứng với các chất nền thơm. Quy trình tổng thể này được thể hiện trong patent Mỹ số 5,276,231 với toàn bộ nội dung được kết hợp ở đây nhằm mục đích tham khảo, hướng tới sự cải tiến liên quan đến sự phân tách nhờ hấp phụ đối với các hydrocacbon thơm là sản phẩm phụ từ dòng sản phẩm của khu vực phản ứng tách hydro. Công bố đơn quốc tế số WO 99/07656 chỉ ra rằng các parafin được sử dụng trong quy trình tổng thể này có thể được thu hồi qua việc sử dụng các khu vực phân tách nhờ hấp phụ nối tiếp, với một khu vực tạo ra các parafin thường và khu vực khác tạo ra các mono-metyl parafin.

Theo quy trình phân tách nhờ hấp phụ minh họa, dòng cấp hydrocacbon (ví dụ, dầu lửa) được đi qua bộ phân tách nhờ hấp phụ của hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Các ví dụ không giới hạn về các bộ phân tách nhờ hấp phụ sử dụng kỹ thuật lớp di chuyển mô phỏng trong hệ thống lớp cố định. Bộ phân tách nhờ hấp phụ sử dụng chất hấp phụ thích hợp (pha tĩnh) và chất giải hấp (pha động) để tách các parafin thường ra khỏi dung dịch tinh chế. Cụ thể hơn, bộ phân tách nhờ hấp phụ tạo ra dòng dịch chiết bao gồm các parafin thường nằm trong khoảng mong muốn và hỗn hợp giải hấp phụ, cũng như dung dịch tinh chế bao gồm các parafin không thông thường (ví dụ, các hydrocacbon mạch nhánh và mạch vòng) và hỗn hợp giải hấp phụ.

Ví dụ không giới hạn về hỗn hợp giải hấp phụ trong quy trình chiết tách các parafin thường ra khỏi dòng cấp hydrocacbon bao gồm chất giải hấp ví dụ như pentan thường, và cũng thường bao gồm một hoặc nhiều vật liệu rửa. Các vật liệu rửa này được chọn để di chuyển qua hệ thống phân tách nhờ hấp phụ để rửa sạch chất ra khỏi dòng cấp hydrocacbon không bị hấp phụ trước khi đi qua khu vực giải hấp. Vật liệu rửa cũng giữ cho chất giải hấp không bị phá hỏng trong khu vực hấp phụ, ngăn tổn thất cho sản phẩm parafin thường. Ví dụ không giới hạn về các vật liệu rửa bao gồm iso-octan và hỗn hợp iso-octan và chất thơm, chẳng hạn như paraxylene (p-xylene). Một trong số các vật liệu rửa (hoặc chỉ có vật liệu rửa nếu chỉ sử dụng một chất), ví dụ, iso-octan, kết hợp với chất giải hấp phụ để tạo ra hỗn hợp giải hấp phụ, mà được sử dụng

như là chất giải hấp trong khu vực giải hấp của quy trình phân tách nhờ hấp phụ.

Dòng dịch chiết được chuyển vào tháp tách dịch chiết, ví dụ tháp cất phân đoạn. Để cung cấp sản phẩm parafin thường, tháp tách dịch chiết tách sản phẩm parafin thường ra khỏi hỗn hợp giải hấp phụ. Dòng dung dịch tinh chế được đi qua tháp tách dung dịch tinh chế, ví dụ, tháp cất phân đoạn. Tháp tách dung dịch tinh chế tách dung dịch tinh chế ra khỏi hỗn hợp giải hấp phụ.

Hỗn hợp giải hấp phụ từ tháp tách dịch chiết và tháp tách dung dịch tinh chế được xử lý để tách chất giải hấp ra khỏi vật liệu rửa. Nếu hệ thống phân tách nhờ hấp phụ sử dụng hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp (ví dụ, pentan thường) và vật liệu rửa duy nhất (ví dụ, iso-octan), hệ thống giải hấp phụ tách hai lần được tạo ra. Mặt khác, nếu hệ thống phân tách nhờ hấp phụ sử dụng hỗn hợp giải hấp phụ gồm có chất giải hấp và hai vật liệu rửa (ví dụ, iso-octan và chất thơm, ví dụ paraxylen), hệ thống giải hấp phụ tách ba lần được tạo ra.

Hệ thống giải hấp phụ tách ba lần tạo ra lượng các chất thơm thấp hơn trong sản phẩm parafin thường, ví dụ, nhỏ hơn 1500 phần triệu (ppm) tính theo trọng lượng hợp chất thơm, so với hệ thống giải hấp phụ tách hai lần. Tuy nhiên, hệ thống giải hấp phụ tách ba lần có nhược điểm là cần hạ tầng kỹ thuật cao hơn, ví dụ sự tiêu thụ điện năng và nhiên liệu cao hơn khoảng 10 đến 15%. Với nhiều ứng dụng, các chất thơm cao hơn so với được tạo ra bởi hệ thống giải hấp phụ tách ba lần là có thể chấp nhận được, ví dụ, nhỏ hơn 5000 phần triệu tính theo trọng lượng, và khoảng này dễ dàng đạt được nhờ hệ thống giải hấp phụ tách hai lần.

Do đó, bởi hệ thống giải hấp phụ tách hai lần có thể ưu tiên với các chất thơm có thể chấp nhận được, và bởi hệ thống giải hấp phụ tách ba lần có thể ưu tiên khi đòi hỏi các chất thơm thấp hơn. Tuy nhiên, hiện tại không có cách nào để chuyển đổi dễ dàng hệ thống giải hấp phụ tách hai lần thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần, hoặc ngược lại.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Các phương án theo sáng chế đề xuất các quy trình chuyển đổi hệ thống phân tách nhờ hấp phụ từ hệ thống giải hấp phụ tách hai lần thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần, hoặc ngược lại. Quy trình này được thực hiện bằng cách phân tách và/hoặc đưa vật liệu rửa thứ hai vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ.

Phương án ví dụ của sáng chế đề xuất quy trình phân tách vật liệu rửa thứ hai ra khỏi hỗn hợp giải hấp phụ trong hệ thống hấp phụ. Hệ thống phân tách nhờ hấp phụ bao gồm bộ phân tách nhờ hấp phụ, tháp tách dịch chiết, và tháp tách dung dịch tinh chế.

Để tách vật liệu rửa thứ hai, ít nhất một trong số dòng biên của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ (nói cách khác, chỉ có dòng biên của tháp tách dịch chiết, chỉ có dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế, hoặc cả dòng biên của tháp tách dịch chiết và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế) được chuyển vào tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ. Hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai. Chất giải hấp phụ được tách ra khỏi các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai để cho dòng đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ. Vật liệu rửa thứ hai được tách ra khỏi vật liệu rửa thứ nhất. Vật liệu rửa thứ nhất tách được đưa lại vào hệ thống hấp phụ, và vật liệu rửa thứ hai tách được tích trữ trong bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai mà không được đưa lại vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Vật liệu rửa thứ nhất tách được theo các phương án ví dụ cụ thể được đưa lại vào hệ thống hấp phụ trong dòng bổ sung hỗn hợp giải hấp phụ. Theo các phương án ví dụ cụ thể, vật liệu rửa thứ nhất được tách lại được đưa vào tháp tách dung dịch tinh chế.

Trong quy trình ví dụ, bộ phân tách nhờ hấp phụ tiếp nhận dòng cấp hydrocacbon và đưa dòng dịch chiết vào tháp tách dịch chiết và dòng dung dịch tinh chế vào tháp tách dung dịch tinh chế. Dòng dịch chiết bao gồm các parafin thường và hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai, và dòng dung dịch tinh chế bao gồm dung dịch tinh chế và hỗn hợp giải hấp phụ. Tháp tách dịch chiết tách các paraffin thường ra khỏi dòng dịch chiết và đưa ra dòng đáy của tháp tách dịch chiết bao gồm các parafin thường, dòng đỉnh của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất, và dòng biên của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ. Tháp tách dung dịch tinh chế tách dung dịch tinh chế ra khỏi dòng dung dịch tinh chế và đưa ra dòng đáy của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm dung dịch tinh chế, dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ, và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ.

Theo các phương án ví dụ, chất giải hấp phụ bao gồm pentan thường, vật liệu rửa thứ nhất bao gồm các iso-octan, và vật liệu rửa thứ hai bao gồm các hợp chất thơm.

Phương án ví dụ khác theo sáng chế đề xuất quy trình đưa vật liệu rửa thứ hai vào hỗn hợp giải hấp phụ trong hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Ít nhất một trong số các dòng biên của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ được chuyển vào tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ. Hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai. Chất giải hấp phụ được tách ra khỏi các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai để tạo ra dòng đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ. Vật liệu rửa thứ hai được tách ra khỏi vật liệu rửa thứ nhất và được giữ trong bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai. Vật liệu rửa thứ nhất tách được và vật liệu rửa thứ hai trong bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai lại được đưa vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Theo các phương án ví dụ cụ thể, vật liệu rửa thứ nhất và vật liệu rửa thứ hai được đưa lại vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ dưới dạng dòng giải hấp phụ bổ sung. Theo các phương án ví dụ cụ thể, vật liệu rửa thứ nhất và vật liệu rửa thứ hai được đưa lại vào tháp tách dung dịch tinh chế.

Theo quy trình ví dụ, bộ phân tách nhờ hấp phụ nhận dòng cấp hydrocacbon và chuyển dòng dịch chiết vào tháp tách dịch chiết và dòng dung dịch tinh chế vào tháp tách dung dịch tinh chế. Dòng dịch chiết bao gồm các paraffin thường và hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai, và dòng dung dịch tinh chế bao gồm dung dịch tinh chế và hỗn hợp giải hấp phụ. Tháp tách dịch chiết tách các paraffin thường từ dòng dịch chiết và đưa ra dòng đáy của tháp tách dịch chiết bao gồm các paraffin thường, dòng đỉnh của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất, và dòng biên của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ. Tháp tách dung dịch tinh chế tách từ dòng dung dịch tinh chế và đưa ra dòng đáy của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm dung dịch tinh chế, dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ, và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ.

Theo các phương án ví dụ, chất giải hấp phụ bao gồm pentan thường, vật liệu rửa thứ nhất bao gồm các iso-octan, và vật liệu rửa thứ hai bao gồm hợp chất thơm.

Các quy trình này cho phép người điều khiển chuyển đổi hệ thống phân tách nhờ hấp phụ từ hệ thống giải hấp phụ tách hai lần thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần, và ngược lại, sử dụng các cách vận hành tiêu chuẩn, và với các sửa đổi hạn chế ở các hệ thống phân tách nhờ hấp phụ đang có. Quy trình theo sáng chế cho tính linh hoạt trong vận hành, cho phép cả hệ thống giải hấp phụ tách hai lần và hệ thống giải hấp phụ tách ba lần, cùng với độ ổn định khi chuyển đổi giữa các chế độ này trong khi vẫn vận hành liên tục hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Hệ thống tối ưu đối với các yêu cầu về các chất thơm cụ thể có thể được chọn và được sử dụng.

Các phương án khác theo sáng chế đề xuất quy trình đưa dòng giải hấp phụ bổ sung vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ bao gồm bộ phân tách nhờ hấp phụ, tháp tách dịch chiết, và tháp tách dung dịch tinh chế. Ít nhất một trong số các dòng biên của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ được chuyển vào tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ. Hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ, vật liệu rửa thứ nhất, và một lượng vật liệu rửa thứ hai bằng không hoặc lớn hơn. Chất giải hấp phụ được tách ra khỏi các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai trong tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ để tạo ra dòng đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ. Nếu lượng vật liệu rửa thứ hai trong hỗn hợp giải hấp phụ lớn hơn không, vật liệu rửa thứ hai được tách ra khỏi vật liệu rửa thứ nhất.

Lượng được chọn vật liệu rửa thứ nhất tách được chuyển đi dưới dạng dòng vật liệu rửa thứ nhất, và lượng được chọn vật liệu rửa thứ hai tách được chuyển đi dưới dạng dòng cấp rửa thứ hai. Lượng được chọn vật liệu rửa thứ hai bằng không hoặc lớn hơn. Lượng được chọn hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất được chuyển đi dưới dạng dòng cấp hỗn hợp giải hấp phụ. Lượng được chọn của dòng cấp hỗn hợp giải hấp phụ bằng không hoặc lớn hơn. Các lượng được chọn vật liệu rửa thứ nhất, vật liệu rửa thứ hai, và hỗn hợp giải hấp phụ tạo ra dòng giải hấp phụ bổ sung. Dòng giải hấp phụ bổ sung được đưa vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ.

Theo quy trình ví dụ, bộ phân tách nhờ hấp phụ tiếp nhận dòng cấp hydrocacbon và chuyển dòng dịch chiết vào tháp tách dịch chiết và dung dịch tinh chế vào tháp tách dung dịch tinh chế. Dòng dịch chiết bao gồm các paraffin thường và hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai, và

dung dịch tinh chế bao gồm dung dịch tinh chế và hỗn hợp giải hấp phụ. Tháp tách dịch chiết tách các parafin thường từ dòng dịch chiết và đưa ra dòng đáy của tháp tách dịch chiết bao gồm các paraffin thường, dòng đỉnh của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất, và dòng biên của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ. Tháp tách dung dịch tinh chế tách dung dịch tinh chế từ dòng dung dịch tinh chế và đưa ra dòng đáy của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm dung dịch tinh chế, dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ, và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ. Một phần của tháp tách dung dịch tinh chế được chuyển vào bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ. Việc chuyển lượng được chọn hỗn hợp giải hấp phụ theo quy trình ví dụ này bao gồm chuyển lượng được chọn hỗn hợp giải hấp phụ từ bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ.

Theo các phương án ví dụ, chất giải hấp phụ bao gồm pentan thường, vật liệu rửa thứ nhất bao gồm các iso-octan, và vật liệu rửa thứ hai bao gồm hợp chất thơm.

Nếu lượng được chọn vật liệu rửa thứ hai bằng không, ví dụ, hệ thống phân tách nhờ hấp phụ có thể được chuyển đổi thành hệ thống giải hấp phụ tách hai lần. Nếu lượng được chọn vật liệu rửa thứ hai lớn hơn không, hệ thống phân tách nhờ hấp phụ có thể được chuyển đổi thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần. Lượng vật liệu rửa thứ nhất trong hệ thống giải hấp phụ tách hai lần cũng có thể được thay đổi bằng cách sử dụng quy trình ví dụ này.

Các mục đích, phương án bổ sung và chi tiết của sáng chế có thể đạt được nhờ các hình vẽ và phần mô tả chi tiết sáng chế dưới đây.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là sơ đồ thể hiện phương án thứ nhất của sáng chế dưới dạng quy trình ví dụ để tách các parafin thường từ dòng cấp hydrocarbon trong hệ thống phân tách nhờ hấp phụ; và

Fig.2 là sơ đồ thể hiện phương án thứ hai theo sáng chế.

Mô tả chi tiết sáng chế

Các phương án của sáng chế đề xuất cho hệ thống phân tách nhờ hấp phụ quy trình chuyển đổi hệ thống phân tách nhờ hấp phụ từ hệ thống giải hấp phụ tách ba lần

thành hệ thống giải hấp phụ tách hai lần, và ngược lại. Hệ thống phân tách nhờ hấp phụ có thể là, ví dụ, hệ thống để phân tách các parafin thường từ dòng cấp hydrocacbon. Bằng cách đề xuất các quy trình để chuyển đổi giữa hệ thống giải hấp phụ tách hai lần và hệ thống giải hấp phụ tách ba lần, hệ thống cụ thể có thể được chọn hoặc là đáp ứng yêu cầu có chi phí vận hành thấp hơn, ví dụ, giảm từ 10 đến 15% nhiên liệu và công suất cho hệ thống giải hấp phụ tách hai lần, hoặc giảm lượng hợp chất thơm trong sản phẩm parafin thường cho hệ thống giải hấp phụ tách ba lần. Việc chuyển đổi này có thể xảy ra trong suốt quá trình hoạt động bình thường và có thể hoàn tất trong vòng, ví dụ, từ 2 đến 4 ngày. Các phương án theo sáng chế cũng bao gồm quy trình cung cấp dòng giải hấp phụ bổ sung cho hệ thống phân tách nhờ hấp phụ.

Thông thường, việc chuyển đổi giữa hệ thống giải hấp phụ tách hai lần và hệ thống giải hấp phụ tách ba lần được đề xuất bằng cách tách vật liệu rửa thứ hai ra khỏi vật liệu rửa thứ nhất trong hỗn hợp giải hấp phụ. Việc chuyển đổi thường xảy ra bởi vật liệu rửa thứ hai hoặc là được loại bỏ hoặc là được đưa lại vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Ví dụ không giới hạn về hỗn hợp giải hấp phụ bao gồm chất giải hấp phụ, chẳng hạn như pentan thường, được kết hợp (ví dụ, trộn) với vật liệu rửa. Như được sử dụng ở bản mô tả này, “vật liệu rửa” được dự định để chỉ hoặc là vật liệu rửa thứ nhất hoặc là hỗn hợp các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai. Các ví dụ không giới hạn về vật liệu rửa thứ nhất là các iso-octan, và các ví dụ không giới hạn về vật liệu rửa thứ hai là các hợp chất thơm, ví dụ, paraxylene (p-xylene), mặc dù “thứ nhất” và “thứ hai” không cần được hiểu như là yêu cầu nhất thiết về thứ tự cụ thể đối với các vật liệu rửa.

Fig.1 thể hiện quy trình ví dụ trong hệ thống phân tách nhờ hấp phụ để đưa ra sản phẩm parafin thường (n-parafin) từ dòng cấp hydrocacbon 10, bao gồm các quy trình chuyển đổi giữa hệ thống giải hấp phụ tách hai lần và hệ thống giải hấp phụ tách ba lần và ngược lại. Dòng cấp hydrocacbon 10, được chọn vì hàm lượng các parafin thường, được chuyển vào bộ phân tách nhờ hấp phụ 12. Hệ thống van quay 13, một bộ phận của bộ phân tách nhờ hấp phụ 12, điều khiển vị trí của các dòng chảy vào và dòng chảy ra từ bộ phân tách nhờ hấp phụ.

Bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 bao gồm chất hấp phụ rắn (pha tĩnh), và các khu vực hấp phụ lỏng, lọc rửa, giải hấp phụ và vùng đệm (pha động). Ví dụ không giới hạn về bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 sử dụng kỹ thuật lớp di chuyển mô phỏng với chất hấp

phụ được chọn để tách các parafin thường mong muốn từ dòng cấp hydrocacbon 10.

Khu vực lọc rửa trong quy trình phân tách nhờ hấp phụ ví dụ được bao gồm trong khu vực rửa giải, khu vực này di chuyển qua hệ thống phân tách nhờ hấp phụ tương tự các khu vực hấp phụ và giải hấp phụ, và giữa các khu vực này. Khu vực rửa giải rửa sạch các chất trong dòng cấp hydrocacbon 10 không bị hấp phụ bởi bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 trước khi khu vực giải hấp phụ chuyển đi. Khu vực rửa giải cũng giữ chất giải hấp phụ không bị phá hỏng do khu vực hấp phụ, trong khi nếu chất giải hấp phụ bị hỏng bởi khu vực hấp phụ, quy trình ví dụ sẽ bị mất sản phẩm parafin mạch thẳng. Trong khu vực rửa giải hydrocacbon sẽ không thay thế chất bị hấp phụ trong khi thay thế phần không bị hấp phụ của dòng cấp hydrocacbon 10. Tốt hơn là, hydrocacbon trong khu vực rửa giải này là các hydrocacbon không phải mạch thẳng trung gian, chẳng hạn như iso-octan, hoặc hợp chất thơm trong khoảng từ 7 đến 8 nguyên tử cacbon, nhưng nó cũng có thể bao gồm các hydrocacbon không phải mạch thẳng ngoài phạm vi từ 7 đến 8 nguyên tử cacbon và có thể bao gồm các naphten và các chất thơm. Các ví dụ về các vật liệu rửa bao gồm vật liệu rửa thứ nhất hoặc hỗn hợp của các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai, tức là, các iso-octan hoặc hỗn hợp của các iso-octan và các chất thơm.

Khu vực giải hấp phụ sử dụng hỗn hợp giải hấp phụ, bao gồm hỗn hợp chất giải hấp phụ (ví dụ, pentan thường) và vật liệu rửa thứ nhất (ví dụ, iso-octan). Các ví dụ không giới hạn về tỷ lệ của hỗn hợp giải hấp phụ này nằm trong khoảng từ 50/50 đến 70/30 (thể tích/thể tích) chất giải hấp phụ so với vật liệu rửa thứ nhất. Như được sử dụng ở bản mô tả này, “hỗn hợp giải hấp phụ” được dự định để chỉ hỗn hợp chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất được sử dụng dưới dạng vật liệu rửa trong khu vực giải hấp phụ, mặc dù thành phần cụ thể của chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất có thể thay đổi ở các thời điểm khác nhau trong toàn bộ quy trình phân tách nhờ hấp phụ. Ngoài ra, khu vực tinh chế sử dụng vật liệu rửa thứ nhất (ví dụ, iso-octan) trong hệ thống giải hấp phụ tách hai lần hoặc hỗn hợp vật liệu rửa thứ nhất (ví dụ, iso-octan) và vật liệu rửa thứ hai (ví dụ, paraxylene) trong hệ thống giải hấp phụ tách ba lần. Các ví dụ không hạn chế về tỷ lệ của hỗn hợp rửa giải kết hợp nằm trong khoảng từ 90/10 đến 30/70 (thể tích/thể tích) vật liệu rửa thứ nhất so với vật liệu rửa thứ hai. Các vật liệu rửa kết hợp (ví dụ, trộn) với chất giải hấp phụ để tạo ra hỗn hợp giải hấp phụ. “Hỗn hợp giải hấp phụ” như được sử dụng ở bản mô tả này thường để chỉ hỗn hợp

chất giải hấp phụ và các vật liệu rửa (tức là, các lượng vật liệu rửa thứ nhất và vật liệu rửa thứ hai, nếu có mặt vật liệu rửa thứ hai) có trong quy trình phân tách nhờ hấp phụ, mặc dù các thành phần cụ thể của chất giải hấp phụ, vật liệu rửa thứ nhất, và vật liệu rửa thứ hai có thể thay đổi ở các thời điểm khác nhau trong quy trình phân tách nhờ hấp phụ.

Bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 tạo ra dòng dịch chiết 14 bao gồm các parafin thường (n-parafin) trong phạm vi được chọn và hỗn hợp giải hấp phụ. Bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 cũng tạo ra dòng dung dịch tinh chế 16 bao gồm các parafin không thông thường và hỗn hợp giải hấp phụ. Dòng dịch chiết 14 cũng được chuyển vào tháp tách dịch chiết 20, được hoạt động ở các điều kiện phân tách giải hấp phụ để tạo ra dòng đỉnh của tháp tách dịch chiết 22 (hoặc dòng giải hấp phụ khô) bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ, ví dụ, hỗn hợp của pentan thường và iso-octan. Tháp tách dịch chiết 20 cũng tạo ra dòng đáy của tháp tách dịch chiết 24 bao gồm các parafin thường trong phạm vi cacbon được chọn (sản phẩm n-parafin).

Hơn nữa, tháp tách dịch chiết 20 tạo ra dòng biên của tháp tách dịch chiết 26 bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ. Dòng biên của tháp tách dịch chiết 26 này được chuyển vào tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28. Tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28 hoạt động dưới các điều kiện phân tách giải hấp phụ thích hợp để tách chất giải hấp phụ ra khỏi các vật liệu rửa (tức là, vật liệu rửa thứ nhất, hoặc hỗn hợp các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai) trong hỗn hợp giải hấp phụ.

Để đưa vào, hoặc đưa vào lại chất giải hấp phụ vào hệ thống giải hấp phụ đa nhiệm, dòng dung dịch tinh chế 16 được kết hợp với dòng giải hấp phụ bổ sung 30 để tạo ra dòng dung dịch tinh chế trung gian 34. Dòng dung dịch tinh chế trung gian 34 này được chuyển vào tháp tách dung dịch tinh chế 36. Tháp tách dung dịch tinh chế 36 được vận hành ở các điều kiện phân tách giải hấp phụ để tạo ra dòng đáy của tháp tách dung dịch tinh chế 38 bao gồm dung dịch tinh chế, dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 40 (hoặc dòng giải hấp phụ khô) bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ, và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế 42 bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ. Hỗn hợp giải hấp phụ trong dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 40 có thể có thành phần khác nhau chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất như hỗn hợp giải hấp phụ trong dòng đỉnh của tháp chiết 22. Dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế 42 được chuyển cùng với dòng biên của tháp tách dịch chiết 26 vào tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28.

Tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28 mẫu là tháp có khoảng 20 khay (ví dụ, khay sàng). Đáy của tháp được đun nóng nhờ nồi hơi kiểu xiphông nhiệt, theo một số phương án sử dụng dòng dung dịch tinh chế 38 làm môi trường nung nóng nhưng cũng có thể là dòng nhiệt khác hoặc môi trường nung nóng khác (ví dụ dầu nóng) để đun sôi, hoặc làm bay hơi, chất lỏng ở đáy của tháp để tạo ra dòng hơi bay lên. Thành phần của hỗn hợp đáy ví dụ chứa từ 30 đến 90% trọng lượng iso-octan và từ 10 đến 70% trọng lượng paraxylen cho hệ thống giải hấp phụ tách ba lần và ít nhất là 95% trọng lượng iso-octane cho hệ thống giải hấp phụ tách hai lần. Nhiệt độ đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28 là giữa từ 135 đến 185°C (từ 275 đến 360°F). Áp suất hoạt động tại đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28 là từ 1,4 bar đến 1,7 bar (từ 0,14 Mpa đến 0,17 Mpa) với ống dẫn hơi đỉnh nối với phần giữa của tháp tách dung dịch tinh chế. Dòng biên của tháp tách dịch chiết 26 và dòng biên của tháp dung dịch tinh chế 42 được kết hợp và được cấp vào khay trên cùng. Tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28 tách chất giải hấp phụ, tạo ra dòng đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 43, bao gồm chất giải hấp phụ (ví dụ, pentan thường), dòng này sẽ được chuyển vào tháp dung dịch tinh chế 36.

Một phần của dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 40 được chuyển cùng với dòng đỉnh của tháp tách dịch chiết 22 vào thùng gom chất giải hấp phụ 44 để gom hỗn hợp giải hấp phụ. Thùng gom chất giải hấp phụ 44 cung cấp không gian để cấp hỗn hợp giải hấp phụ (ví dụ, thông qua bơm hỗn hợp giải hấp phụ (không được thể hiện trên hình vẽ)) tới bộ phân tách nhờ hấp phụ 12. Phần khác của dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 40 chuyển tới bơm dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 46, để bơm dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế vào bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ 48 để tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ. Theo các phương án ví dụ khác, bơm dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế (không được thể hiện trên hình vẽ) được sử dụng để hồi lưu vào tháp tách dung dịch tinh chế 36 và bơm dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 40 vào bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ 48. Bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ 48 và bơm dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 46 chuyển (ví dụ, hút) chất giải hấp phụ ra khỏi dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 36 để duy trì mức hỗn hợp giải hấp phụ ở mức hoạt động hợp lý.

Bên cạnh dòng đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 43, tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28 tạo ra dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ thứ nhất 49 bao

gồm các vật liệu rửa, dòng này được chuyển vào bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 cho khu vực rửa giải. Ngoài ra, bơm hút dịch rửa 50, ví dụ bơm áp suất thấp, ở đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28 tháo một phần vật liệu rửa dưới dạng dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ thứ hai 52 và chuyển nó vào tháp tách dịch rửa 56 để tách các dòng cấp các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai. Bơm hút dịch rửa 50 ví dụ là bơm áp suất đẩy thấp (ví dụ, bơm kiểu ly tâm) có áp suất đẩy nằm trong khoảng áp suất thiết kế và nhiệt độ định mức của ống dẫn tới tháp tách dịch rửa 56 và tới các bình tích trữ. Ngược lại, bơm (không được thể hiện trên hình vẽ) để dẫn dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ thứ nhất 49 tới bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 theo phương án ví dụ là bơm áp suất cao nhiều giai đoạn.

Tháp tách dịch rửa 56 được vận hành ở các điều kiện thích hợp để tách các dòng cấp vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai, ví dụ, các dòng cấp iso-octan và paraxylen, ra khỏi (hỗn hợp) các vật liệu rửa.

Ví dụ tháp tách dịch rửa 56 tạo ra dòng đỉnh của tháp tách dịch rửa 59 bao gồm vật liệu rửa thứ nhất, chẳng hạn như dòng giàu iso-octan, và dòng đáy của tháp tách dịch rửa 60 bao gồm vật liệu rửa thứ hai, chẳng hạn như dòng giàu paraxylen. Ví dụ, tháp tách dịch rửa 56 là tháp tách phân đoạn có khoảng 20 khay (ví dụ các khay sàng). Tháp được gia nhiệt bởi nồi hơi kiểu xiphông nhiệt sử dụng môi trường gia nhiệt (ví dụ dầu nóng) hoặc dòng nhiệt khác có hiệu quả năng lượng để đun sôi, hoặc hóa hơi, chất lỏng ở đáy của tháp để tạo ra dòng hơi bay lên. Thành phần của dịch đáy chứa ít nhất 90% trọng lượng paraxylen. Nhiệt độ đáy nằm trong khoảng từ 155 đến 185°C (từ 310 đến 365°F). Hệ thống ngưng tụ đỉnh sử dụng bộ ngưng tụ làm lạnh bằng không khí được sử dụng để ngưng tụ hơi trong dòng đỉnh của tháp để hồi lưu vào tháp. Áp suất hoạt động tại đỉnh của tháp là giữa 1,4 bar đến 1,7 bar (từ 0,14 Mpa đến 0,17 Mpa). Thành phần của hơi đỉnh sẽ chứa ít nhất là 95% trọng lượng iso-octan.

Dòng đỉnh của tháp tách dịch rửa 59 được thu hồi về tháp tách dung dịch tinh chế 38 để cấp lại vật liệu rửa thứ nhất tách được vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Một phần hoặc toàn bộ dòng đỉnh của tháp tách dịch rửa 59 cũng có thể được chuyển hướng vào dòng đỉnh của tháp tách dịch rửa 58 khác và được chuyển vào bình tích trữ vật liệu rửa thứ nhất 62, ví dụ, bình tích trữ iso-octan, để tích trữ vật liệu rửa thứ nhất. Dòng đáy của tháp tách dịch rửa 60 được chuyển vào bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai 64, ví dụ, bình tích trữ paraxylen, để tích trữ vật liệu rửa thứ hai. Các bình tích trữ vật

liệu rửa thứ nhất 62 và thứ hai 64 theo ví dụ không giới hạn có thể là các bình tích trữ kiểu mui kín trong khí quyển. Bộ phận cất giữ ví dụ trong hệ thống phân tách nhờ hấp phụ bao gồm các bình tích trữ vật liệu rửa thứ nhất 62 và thứ hai 64, bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ 48 tích hỗn hợp giải hấp phụ, và bình chứa chất giải hấp phụ tinh khiết riêng biệt (không được thể hiện trên hình vẽ) để chứa chất giải hấp phụ (ví dụ, pentan thường).

Đồng thời với hoạt động của bộ phân tách nhờ hấp phụ 12, tháp tách dịch chiết 20, tháp tách dung dịch tinh chế 36, tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28, và tháp tách dịch rửa 56, dòng giải hấp phụ bổ sung 30 được chuyển vào tháp tách dung dịch tinh chế 36. Để cung cấp dòng giải hấp phụ bổ sung 30, dòng cấp rửa thứ nhất 66 được chuyển từ bình tích trữ vật liệu rửa thứ nhất 62 vào bơm bổ sung chất giải hấp phụ 68.

Hơn nữa, vật liệu rửa thứ hai có thể bổ sung một cách chọn lọc vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ bằng cách chuyển dòng cấp vật liệu rửa thứ hai 72 từ bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai 64 để cung cấp dòng giải hấp phụ bổ sung 30. Hỗn hợp giải hấp phụ cũng có thể được bổ sung một cách chọn lọc vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ bằng cách chuyển dòng cấp hỗn hợp giải hấp phụ 70 từ bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ 48 để cung cấp dòng giải hấp phụ bổ sung 30.

Ngoài ra, dòng cấp chất giải hấp phụ tinh khiết (không được thể hiện trên hình vẽ) từ bình chứa chất giải hấp phụ tinh khiết (không được thể hiện trên hình vẽ) có thể được sử dụng cho dòng giải hấp phụ bổ sung 30. Theo phương án ví dụ, phân tích trong phòng thử nghiệm đối với chất trong thùng gom chất giải hấp phụ 44 có thể được sử dụng để xác định nếu có hỗn hợp giải hấp phụ mong muốn.

Các lượng được chọn của dòng cấp vật liệu rửa thứ nhất 66, dòng cấp vật liệu rửa thứ hai 72, dòng cấp hỗn hợp giải hấp phụ 70, và/hoặc dòng nguyên liệu giải hấp phụ tinh khiết (không được thể hiện trên hình vẽ) được bơm riêng biệt bởi bơm bổ sung chất giải hấp phụ 68, và được chuyển dưới dạng dòng giải hấp phụ bổ sung 30 vào tháp tách dung dịch tinh chế 36. Điều này chuyển dòng giải hấp phụ bổ sung 30 vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Dưới dạng các lượng được chọn, và không nhất thiết phải tất cả, vật liệu rửa thứ nhất tách được, vật liệu rửa thứ hai tách được, hỗn hợp giải hấp phụ tách được, và/hoặc chất giải hấp phụ tinh khiết có thể được đưa vào lại, cần hiểu rằng, như được sử dụng ở bản mô tả này, việc lại đưa vào chất hoặc hỗn

hợp tách được cần không yêu cầu lại đưa vào tất cả chất hoặc hỗn hợp tách được trước đó vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ.

Do đó, hệ thống phân tách nhờ hấp phụ có thể được chuyển từ hệ thống giải hấp phụ tách ba lần thành hệ thống giải hấp phụ tách hai lần bằng cách tách vật liệu rửa thứ hai ra khỏi hỗn hợp giải hấp phụ và lại đưa vật liệu rửa thứ nhất vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ. Điều này có thể được thực hiện bằng cách tách chất giải hấp phụ ra khỏi các vật liệu rửa trong hỗn hợp giải hấp phụ sử dụng tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28, chuyển (ví dụ, hút thông qua bơm hút dịch rửa 50) các vật liệu rửa từ đáy của thiết bị tách chất giải hấp phụ để tạo ra dòng đáy của thiết bị tách chất giải hấp phụ thứ hai 52 vào tháp tách dịch rửa 56, tách vật liệu rửa thứ hai ra khỏi vật liệu rửa thứ nhất sử dụng thiết bị tách dịch rửa, thu hồi vật liệu rửa thứ nhất vào tháp tách dung dịch tinh chế 36 hoặc tích một phần của vật liệu rửa thứ nhất vào bình tích trữ vật liệu rửa thứ nhất 62, tích vật liệu rửa thứ hai tách được trong bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai 64, và cấp lại dòng cấp vật liệu rửa thứ nhất 66 vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ (ví dụ, thông qua dòng đỉnh của tháp tách dịch rửa 59 và/hoặc vào tháp tách dung dịch tinh chế 36 thông qua dòng giải hấp phụ bổ sung 30), mà không đưa vào vật liệu rửa thứ hai. Vật liệu rửa thứ nhất có thể được cấp lại một mình hoặc các chất giải hấp phụ kết hợp được bổ sung riêng vào tháp tách dung dịch tinh chế 36 để tạo ra hỗn hợp giải hấp phụ mong muốn. Việc chuyển đổi này có thể là một phần của quy trình liên tục của hệ thống phân tách nhờ hấp phụ, và có thể diễn ra như là một phần của hoạt động bình thường.

Hệ thống phân tách nhờ hấp phụ có thể được chuyển đổi từ hệ thống giải hấp phụ tách hai lần thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần bằng cách đưa vật liệu rửa thứ hai đã tích trữ vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ để cung cấp hỗn hợp giải hấp phụ. Điều này có thể được thực hiện bằng cách chuyển dòng cấp vật liệu rửa thứ hai 72 từ bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai 64 để cung cấp dòng giải hấp phụ bổ sung 30.

Trong khi bổ sung vật liệu rửa thứ hai, các mức hỗn hợp giải hấp phụ (ví dụ, pentan thường và iso-octan) có thể được duy trì ở mức hoạt động hợp lý bằng cách hút chất giải hấp phụ từ dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 36 vào bình tích trữ chất giải hấp phụ 48 sử dụng bơm dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 46.

Đối với sự chuyển đổi từ hệ thống giải hấp phụ tách ba lần thành hệ thống giải

hấp phụ tách hai lần, vật liệu rửa thứ nhất, hỗn hợp giải hấp phụ, hoặc chất giải hấp phụ tinh khiết có thể được bổ sung theo cách tương tự nhờ dòng giải hấp phụ bổ sung 30 vào bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 để tạo ra hỗn hợp giải hấp phụ kết hợp mong muốn.

Cũng như sự chuyển đổi thành hệ thống giải hấp phụ tách hai lần, sự chuyển đổi thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần có thể là một phần của quy trình liên tục của hệ thống phân tách nhờ hấp phụ, và có thể diễn ra như là một phần của các hoạt động bình thường.

Hơn nữa, đối với hệ thống giải hấp phụ tách hai lần (ví dụ, với hỗn hợp giải hấp phụ không bao gồm vật liệu rửa thứ hai), bơm hút dịch rửa 50 có thể được sử dụng để điều chỉnh lượng vật liệu rửa thứ nhất bằng cách rút vật liệu rửa ra khỏi tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28. Điều này có thể được thực hiện, ví dụ, bằng cách điều chỉnh lượng dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ thứ hai 52 được bơm bởi bơm hút dịch rửa 50 tương đối so với lượng dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ thứ nhất 49.

Theo phương án thứ hai như được thể hiện trên Fig.2, trong đó các phân tương tự nhau được minh họa bằng các dấu hiệu tham chiếu giống nhau, thiết kế của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28' được thay đổi để bổ sung dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 41 để loại bỏ yêu cầu đối với tháp tách dịch rửa 56 trên Fig.1.

Dòng biên của tháp tách dịch chiết 26 bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế 42 bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ được nạp vào tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28'. Dòng vật liệu rửa chính được lấy từ dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 41. Ở chế độ hoạt động bình thường của hệ thống giải hấp phụ tách ba lần, dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ giàu vật liệu rửa thứ hai 45 được kết hợp với dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 41 để cung cấp dòng vật liệu rửa 49.

Tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28' ví dụ là tháp có khoảng 30 khay (ví dụ khay sàng) với dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 41 được bổ sung. Đáy tháp được nung nóng bởi nồi hơi xiphông nhiệt để đun sôi hoặc hóa hơi chất lỏng ở đáy của tháp để tạo ra dòng hơi bay lên. Do nhiệt độ đáy cao hơn, ví dụ, ở vào khoảng từ 175 đến 185°C (từ 350 đến 365°F), nên khi được vận hành đối với hệ thống giải hấp

phụ tách ba lần, môi trường làm nóng được chọn là dầu nóng so với dung dịch tinh chế 38 được sử dụng theo phương án trên Fig.1 để tạo ra sự chênh lệch nhiệt độ đủ để làm nóng tách hỗn hợp giải hấp phụ 28'. Áp suất hoạt động ở đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28' ở vào khoảng 1,4 bar đến 1,7 bar (từ 0,14 Mpa đến 0,17 Mpa) với đường ống dẫn hơi đỉnh nối với phần giữa của tháp tách dung dịch tinh chế 36.

Theo một số phương án ví dụ, dòng đáy của tháp tách dung dịch tinh chế 38, không còn được sử dụng để làm nóng tách hỗn hợp giải hấp phụ 28', được sử dụng làm môi trường làm nóng trong bộ trao đổi nhiệt mới (không được thể hiện trên hình vẽ) được đặt nối tiếp với bộ gia nhiệt chất giải hấp phụ (không được thể hiện trên hình vẽ) để đun nóng chất giải hấp phụ từ thùng gom chất giải hấp phụ 44 tới bộ phân tách nhờ hấp phụ 12. Điều này cho phép bộ gia nhiệt chất giải hấp phụ nhỏ hơn.

Khi được vận hành với hệ thống giải hấp phụ tách ba lần, thành phần của dòng đáy của tháp phân tách giải hấp phụ chứa ít nhất là 90% trọng lượng paraxylen. Thành phần của dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 41 là từ 30 đến 90% trọng lượng iso-octan và từ 10 đến 70% trọng lượng paraxylen.

Khi được vận hành với hệ thống giải hấp phụ tách hai lần, dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 41 được dừng lại, và dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 45 cung cấp dòng vật liệu rửa 49. Thành phần của dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ là từ 30 đến 90% trọng lượng iso-octan và từ 10 đến 70% trọng lượng paraxylen.

Để chuyển đổi từ hệ thống giải hấp phụ tách ba lần thành hệ thống giải hấp phụ tách hai lần, dòng đáy được hút bởi bơm 47 giàu vật liệu rửa thứ hai (ví dụ paraxylen) được chuyển vào bơm hút dịch rửa 50 để loại bỏ vật liệu rửa thứ hai trong khi dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 45 được giảm xuống hoặc dừng lại. Bơm hút dịch rửa 50 chuyển dòng đáy được hút bởi bơm 47 thông qua dòng 52 tới bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai 64. Do lượng vật liệu rửa thứ hai đã hết, như được chỉ ra bởi sự hạ thấp nhiệt độ đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28' do thay đổi thành phần và cũng lấy mẫu và phân tích trong phòng thí nghiệm để xác định thành phần, dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 41 được dừng từ từ trong khi lượng dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 45 được tăng lên để duy trì dòng vật liệu rửa 49 không đổi như trước. Đích đến của dòng đáy được hút bởi bơm 47 có thể được chuyển hướng

tới bình tích trữ vật liệu rửa thứ nhất 62 bằng cách chuyển đổi đầu xả của bơm hút dịch rửa 50 từ dòng 52 thành dòng 58. Như được xác định bằng cách lấy mẫu, dòng đáy được hút bởi bơm 47 có thể được dừng lại khi lượng vật liệu rửa thứ hai được giảm xuống đến các mức thấp hoặc bằng không. Trong khi chuyển đổi, vật liệu rửa thứ nhất (ví dụ, iso-octan) có thể được bổ sung vào tháp tách dung dịch tinh chế 36 từ bình tích trữ vật liệu rửa thứ nhất 62.

Để chuyển đổi từ hệ thống giải hấp phụ tách hai lần thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần, vật liệu rửa thứ hai (ví dụ paraxylen) được bổ sung vào tháp tách dung dịch tinh chế 36 từ bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai 64. Do lượng vật liệu rửa thứ hai tăng lên trong dịch đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ, như được chỉ ra bởi sự tăng nhiệt độ dịch đáy, và việc lấy mẫu và phân tích trong phòng thí nghiệm để xác định thành phần của dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 41 được bắt đầu lại. Phần dư vật liệu rửa thứ nhất được hút từ hệ thống với chất giải hấp phụ bằng cách sử dụng bơm dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 46 và chuyển chất giải hấp phụ vào bình tích trữ chất giải hấp phụ 48.

Với cả hai phương án ví dụ theo sáng chế, hoạt động của cả hai tháp tách dịch chiết 20 và tháp tách dung dịch tinh chế 36 cần được theo dõi và điều chỉnh nếu cần khi chuyển đổi từ hệ thống giải hấp phụ tách ba lần thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần và ngược lại.

Ví dụ, tháp tách dịch chiết 20 có thể là cột cất phân đoạn có khoảng 60 khay (ví dụ khay sàng). Tháp có thể được gia nhiệt bởi nồi hơi kiểu xiphông nhiệt sử dụng môi trường gia nhiệt (ví dụ, dầu nóng). Theo ví dụ khác, tháp tách dịch chiết 20 có thể được gia nhiệt bởi nồi hơi đun nóng bằng lửa. Nhiệt độ đáy là từ 240 đến 270°C (từ 465 đến 520°C). Hệ thống ngưng tụ hơi đỉnh toàn phần (không được thể hiện trên hình vẽ) sử dụng bộ ngưng tụ làm lạnh bằng không khí được sử dụng để ngưng tụ hơi của dòng đỉnh tháp để tạo ra dòng hồi lưu cho tháp và dòng đỉnh của tháp tách dịch chiết 22 (dòng giải hấp phụ thực). Áp suất hoạt động tại đỉnh tháp là ở vào khoảng từ 1,4 bar đến 1,7 bar (từ 0,14 Mpa đến 0,17 Mpa). Thành phần đỉnh sẽ giàu chất giải hấp phụ hơn (ví dụ pentan thường).

Theo ví dụ khác, tháp tách dung dịch tinh chế 36 có thể là tháp cất phân đoạn có khoảng 60 khay (ví dụ, khay sàng). Tháp tách dung dịch tinh chế 36 có thể được gia

nhệt bằng nồi hơi kiểu xiphông nhệt sử dụng môi trường gia nhệt (ví dụ, dầu nóng). Theo ví dụ khác, tháp tách dung dịch tinh chế 36 có thể được gia nhệt bằng nồi hơi đun nóng bằng lửa. Nhiệt độ đáy là từ 240 đến 270°C (từ 465 đến 520°C). Hệ thống ngưng tụ hơi đỉnh toàn phần (không được thể hiện trên hình vẽ) sử dụng bộ ngưng tụ làm lạnh bằng không khí được sử dụng để ngưng tụ hơi của dòng đỉnh tháp để tạo ra dòng hồi lưu cho tháp và dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 40 (dòng giải hấp phụ thực). Áp suất hoạt động tại đỉnh tháp là giữa từ 1,4 bar đến 1,7 bar (từ 0,14 Mpa đến 0,17 Mpa). Thành phần đỉnh sẽ có sự khác cân bằng giữa lượng chất giải hấp phụ (ví dụ pentan mạch thẳng) và vật liệu rửa thứ nhất (ví dụ iso-octan).

Để tạo điều kiện tháo nhanh hơn vật liệu rửa thứ hai ra khỏi bộ phân tách nhờ hấp phụ 12 theo các phương án trên cả Fig.1 và Fig.2, đường ống tháo vật liệu rửa ở đỉnh mới (không được thể hiện trên hình vẽ) có thể được bổ sung vào các đầu trên và dưới của các khoang trong bộ phân tách nhờ hấp phụ 12.

Theo một số phương án ví dụ, mỗi dòng cấp vật liệu rửa thứ nhất 66, dòng cấp vật liệu rửa thứ hai 72, dòng nguyên liệu giải hấp phụ hỗn hợp 70, và dòng nguyên liệu giải hấp phụ tinh khiết (không được thể hiện trên hình vẽ) có thể được đưa chọn lọc vào dòng giải hấp phụ bổ sung 30 hoặc ở một vị trí khác trong hệ thống phân tách nhờ hấp phụ, theo các tỷ lệ khác nhau bất kỳ. Để cung cấp bổ sung chất giải hấp phụ cho hệ thống phân tách nhờ giải hấp phụ, lượng được chọn vật liệu rửa thứ nhất tách được từ trước (ví dụ, nhờ tháp tách dịch rửa 56) và được tích trữ từ bình tích trữ vật liệu rửa thứ nhất 62 có thể được chuyển dưới dạng lượng được chọn dòng cấp vật liệu rửa thứ nhất 66. Lượng được chọn (có thể bằng không) của vật liệu rửa tách được từ trước (ví dụ, nhờ tháp tách dịch rửa 56) và được tích trữ từ bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai 64 có thể được chuyển dưới dạng dòng cấp vật liệu rửa thứ hai 72. Nếu hỗn hợp giải hấp phụ không bao gồm vật liệu rửa thứ hai (ví dụ, nếu hệ thống giải hấp phụ tách hai lần được sử dụng), vật liệu rửa thứ hai sẽ không được tách ra. Lượng được chọn (có thể bằng không) hỗn hợp giải hấp phụ tách được từ trước từ tháp tách dung dịch tinh chế 36, có thể được chuyển dưới dạng dòng nguyên liệu giải hấp phụ hỗn hợp 70. Ngoài ra, lượng được chọn chất giải hấp phụ có thể được cấp thông qua dòng nguyên liệu giải hấp phụ tinh khiết (không được thể hiện trên hình vẽ). Bơm bổ sung chất giải hấp phụ 68 chuyển các lượng được chọn này riêng biệt với mỗi dòng nguyên liệu 66, 72, 70 và riêng biệt với dòng nguyên liệu giải hấp phụ tinh khiết để tạo ra dòng giải hấp

phụ bổ sung 30 và đưa dòng giải hấp phụ bổ sung vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ, ví dụ, vào tháp tách dung dịch tinh chế 36.

Sự điều khiển các tỷ lệ này được kết hợp với hoạt động chọn lọc của bơm hút dịch rửa 50 (để tháo các vật liệu rửa ra khỏi tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ 28) và hoạt động chọn lọc của bơm dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế 46 (để tháo chất giải hấp phụ ra khỏi tháp tách dung dịch tinh chế 36 vào bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ 48) cho phép tùy biến hỗn hợp giải hấp phụ cũng như khả năng chuyển đổi giữa các hệ thống giải hấp phụ tách hai lần và ba lần. Hơn nữa, thậm chí đối với hệ thống giải hấp phụ tách hai lần không có chuyển đổi, lượng vật liệu rửa thứ nhất có thể được thay đổi trong hệ thống bằng cách tách vật liệu rửa thứ nhất và cấp lại một lượng ít hơn vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ.

Bằng cách đề xuất các quy trình chuyển đổi từ hệ thống giải hấp phụ tách hai lần thành hệ thống giải hấp phụ tách ba lần hoặc ngược lại theo các phương án của sáng chế, hệ thống cụ thể có thể được chọn theo điều kiện hoặc là phù hợp với các hợp chất thơm thấp hơn hoặc là có hiệu quả hơn. Vì các quy trình ví dụ có thể được thực hiện dưới dạng một phần của hoạt động liên tục của hệ thống phân tách nhờ hấp phụ, chúng có thể được tích hợp một cách thuận lợi vào hoạt động tổng thể để cân bằng các mục tiêu cạnh tranh này của chúng, mà không đòi hỏi thay đổi trang thiết bị. Sự cân bằng hợp lý giữa chất giải hấp phụ và các vật liệu rửa có thể được điều chỉnh khi cần và được hiệu chỉnh như là một phần của các hoạt động chuẩn.

Bên cạnh hệ thống phân tách nhờ hấp phụ liên tục được bộc lộ theo các phương án ví dụ cụ thể, các quy trình phân tách nhờ hấp phụ khác cũng có thể áp dụng để sử dụng theo sáng chế, và sáng chế được dự định bao gồm cả các hệ thống phân tách nhờ hấp phụ khác như thế.

Trong khi sáng chế đã được mô tả với các phương án ưu tiên, có thể hiểu rằng sáng chế không bị giới hạn ở các phương án được bộc lộ, mà được dự định bao hàm các sửa đổi khác nhau và các sự sắp xếp tương đương thuộc phạm vi của các điểm yêu cầu bảo hộ kèm theo.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình phân tách vật liệu rửa thứ hai ra khỏi hỗn hợp giải hấp phụ trong hệ thống phân tách nhờ hấp phụ bao gồm bộ phân tách nhờ hấp phụ (12), tháp tách dịch chiết (20), và tháp tách dung dịch tinh chế (36), quy trình này bao gồm các bước:

chuyển ít nhất một trong số các dòng biên của tháp tách dịch chiết (26) bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế (42) bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ vào tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ (28, 28'), hỗn hợp giải hấp phụ này bao gồm chất giải hấp phụ và các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai;

tách chất giải hấp phụ ra khỏi các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai trong tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ để tạo ra dòng đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ (43) bao gồm chất giải hấp phụ;

tách vật liệu rửa thứ hai ra khỏi vật liệu rửa thứ nhất;

tích trữ vật liệu rửa thứ hai tách được trong bình tích trữ vật liệu rửa thứ hai (64); và

đưa vật liệu rửa thứ nhất tách được vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ mà không đưa vào lại vật liệu rửa thứ hai tách được.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó bộ phân tách nhờ hấp phụ nhận dòng cấp hydrocacbon (10) và chuyển dòng dịch chiết (14) tới tháp tách dịch chiết và dòng dung dịch tinh chế (16) tới tháp tách dung dịch tinh chế, dòng dịch chiết bao gồm các paraffin thường và hỗn hợp giải hấp phụ, dòng dung dịch tinh chế bao gồm dung dịch tinh chế và hỗn hợp giải hấp phụ;

trong đó tháp tách dịch chiết tách các paraffin thường ra khỏi dòng dịch chiết và đưa ra dòng đáy của tháp tách dịch chiết (24) bao gồm các paraffin thường, dòng đỉnh của tháp tách dịch chiết (22) bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ chứa chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất, và dòng biên của tháp tách dịch chiết bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ;

trong đó tháp tách dung dịch tinh chế tách dung dịch tinh chế ra khỏi dòng dung dịch tinh chế và đưa ra dòng đáy của tháp tách dung dịch tinh chế (38) bao gồm dung dịch tinh chế, dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế (40) bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ, và dòng biên của tháp tách dung dịch tinh chế bao gồm hỗn hợp giải hấp phụ.

3. Quy trình theo điểm 2 còn bao gồm các bước:

chuyển lượng được chọn của dòng đỉnh của tháp tách dung dịch tinh chế để điều chỉnh tỷ lệ chất giải hấp phụ và vật liệu rửa thứ nhất trong hỗn hợp giải hấp phụ và tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ;

chuyển lượng được chọn của hỗn hợp giải hấp phụ trong bình tích trữ hỗn hợp giải hấp phụ dưới dạng dòng cấp hỗn hợp giải hấp phụ (70); và

chuyển dòng cấp hỗn hợp giải hấp phụ và ít nhất một phần dòng cấp vật liệu rửa thứ nhất tách được (66) để tạo ra dòng giải hấp phụ bổ sung (30);

trong đó việc đưa vào lại dòng giải hấp phụ bổ sung bao gồm việc chuyển dòng giải hấp phụ bổ sung vào tháp tách dung dịch tinh chế.

4. Quy trình theo điểm 1 còn bao gồm bước:

chuyển dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ (52) bao gồm các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai vào tháp tách dịch rửa (56);

trong đó việc tách vật liệu rửa thứ hai ra khỏi vật liệu rửa thứ nhất bao gồm việc tháp tách dịch rửa đưa ra dòng đáy của tháp tách dịch rửa (60) chứa vật liệu rửa thứ hai tách được và dòng đỉnh của tháp tách dịch rửa (59) bao gồm vật liệu rửa thứ nhất tách được.

5. Quy trình theo điểm 1 còn bao gồm các bước:

tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ đưa ra dòng đỉnh của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ (43) bao gồm chất giải hấp phụ, dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ (41) bao gồm các vật liệu rửa thứ nhất và thứ hai, và dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ (45, 47) bao gồm vật liệu rửa thứ hai;

chuyển dòng biên của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ;

trong đó việc tích trữ vật liệu rửa thứ hai tách được bao gồm tích trữ vật liệu rửa thứ hai từ dòng đáy của tháp tách hỗn hợp giải hấp phụ.

6. Quy trình theo điểm 1, trong đó chất giải hấp phụ bao gồm pentan thường, vật liệu rửa thứ nhất bao gồm các iso-octan, và vật liệu rửa thứ hai bao gồm hợp chất thơm.

7. Quy trình theo điểm 1, trong đó vật liệu rửa thứ hai bao gồm paraxylene.

8. Quy trình theo điểm 1 còn bao gồm bước:

sau khi cấp vật liệu rửa thứ nhất tách được, cấp lại vật liệu rửa thứ hai tích trữ được vào hệ thống phân tách nhờ hấp phụ.

9. Quy trình theo điểm 8 còn bao gồm bước:

chuyển dòng cấp vật liệu rửa thứ nhất tách được và dòng cấp vật liệu rửa thứ hai tích trữ được (72) để tạo ra dòng giải hấp phụ bổ sung;

chuyển dòng giải hấp phụ bổ sung này vào tháp tách dung dịch tinh chế.

10. Quy trình theo điểm 1, trong đó việc cấp dòng cấp vật liệu rửa thứ nhất tách được và dòng cấp vật liệu rửa thứ hai tích trữ được nói trên là một phần của quy trình liên tục của hệ thống phân tách nhờ hấp phụ.

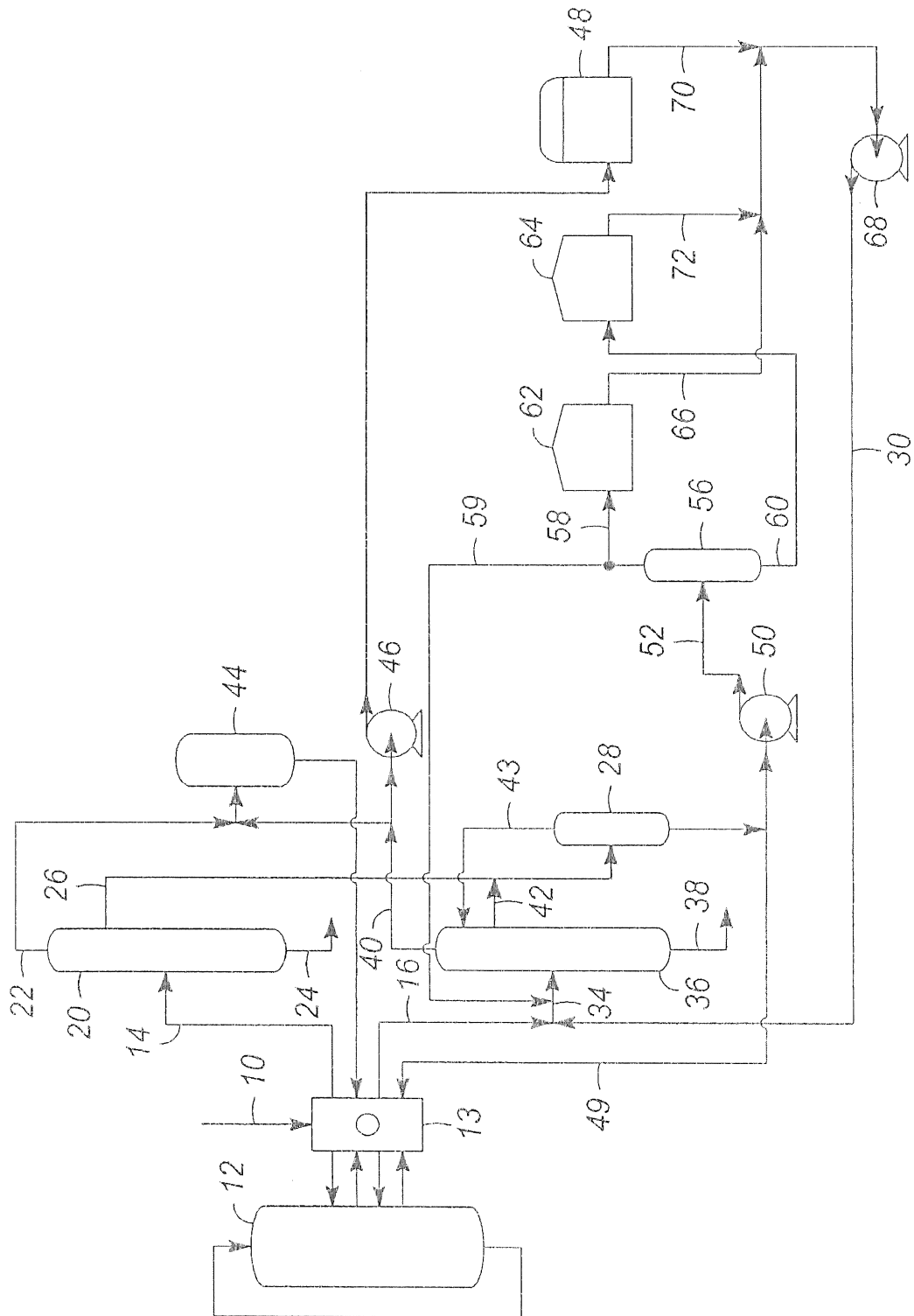


Fig.1

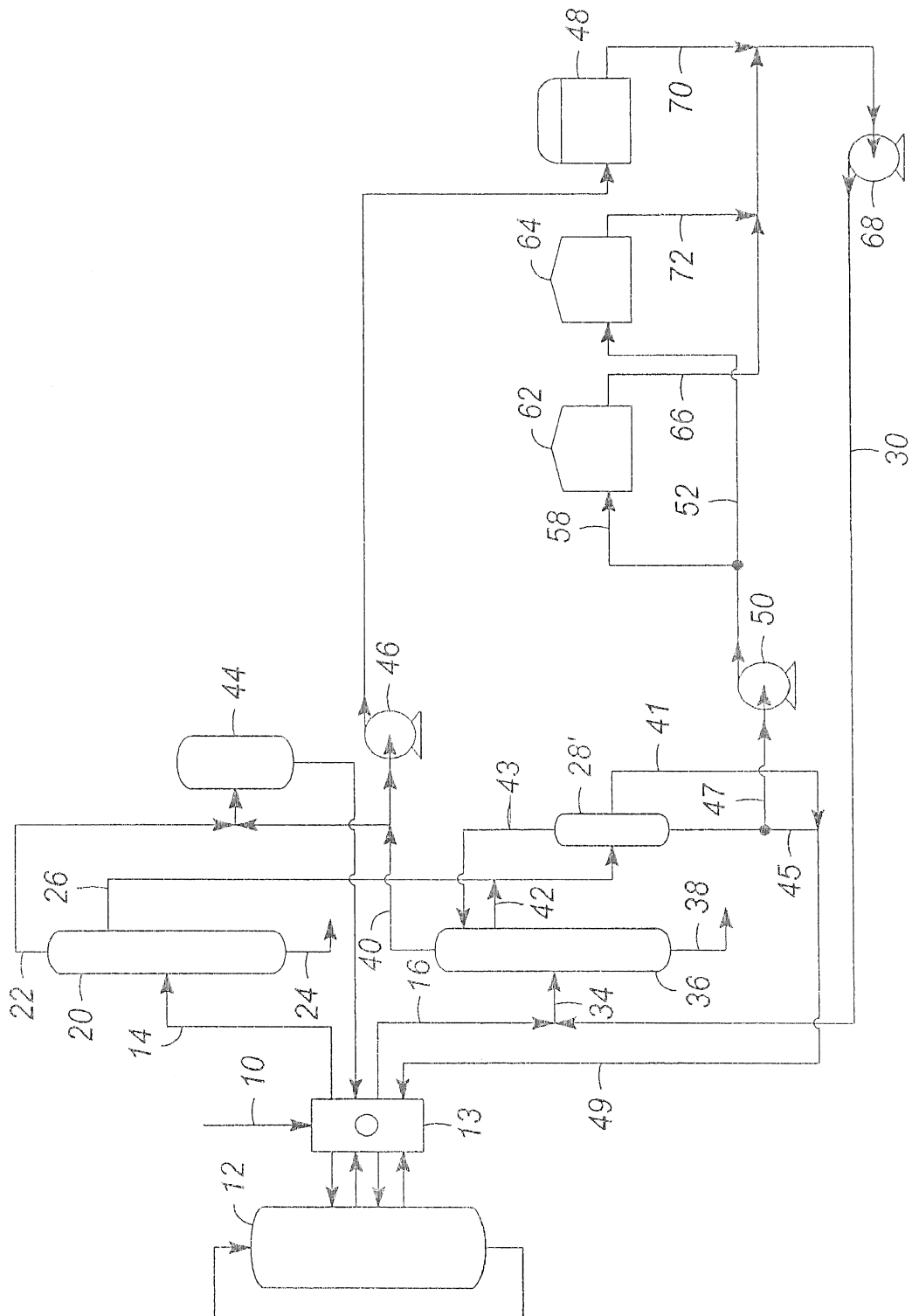


Fig.2