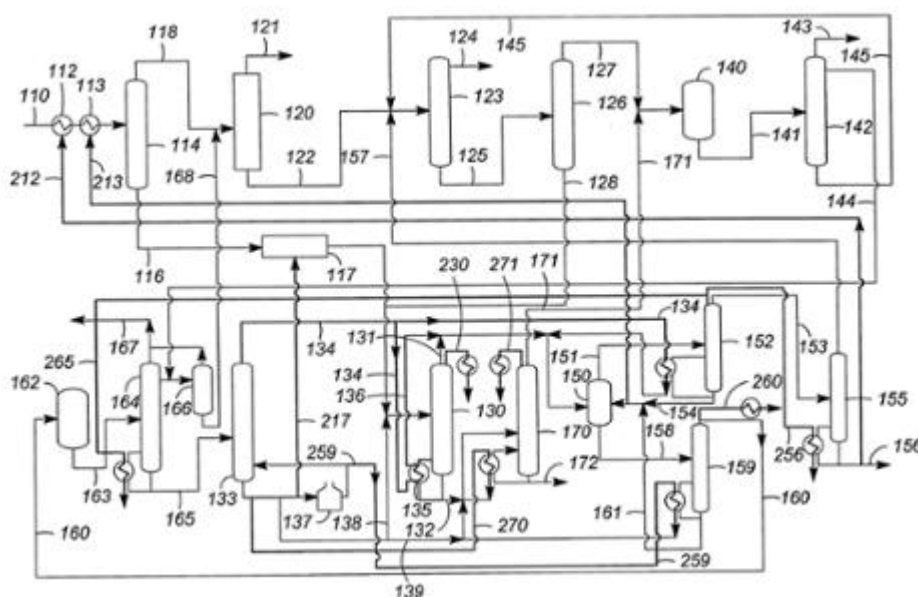


(74) Văn phòng Luật sư Ân Nam (ANNAM IP & LAW)



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình thu hồi các sản phẩm bằng cách phân tách nhờ hấp phụ cấu tử từ dòng nguyên liệu và cất phân đoạn. Cụ thể hơn, sáng chế đề cập đến thiết bị và phương pháp phân tách cấu tử được ưu tiên hấp phụ sử dụng một hoặc nhiều bơm để bơm dòng từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ đến tháp cất phân đoạn.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Para-xylen và meta-xylen là các nguyên liệu thô quan trọng trong các ngành công nghiệp hóa chất và tơ sợi. Axit terephthalic xuất phát từ para-xylen được sử dụng để sản xuất vải polyeste và các vật phẩm khác đang được sử dụng rộng rãi hiện nay. Meta-xylen là nguyên liệu thô dùng để sản xuất số lượng lớn các sản phẩm hữu dụng bao gồm các loại thuốc trừ sâu và axit isophthalic. Ortho-xylen được sử dụng để sản xuất anhydrit phtalic, một chất cung cấp với số lượng lớn nhưng thị trường đã tương đối chín muồi. Etylbenzen thường có mặt trong các hỗn hợp xylen và đôi khi được thu hồi để sản xuất styren, nhưng etylbenzen thường được xem như là cấu tử ít mong muốn của các hợp chất thơm C_8 . Một hoặc sự kết hợp của các phương pháp phân tách nhờ hấp phụ, kết tinh và chưng cất phân đoạn đã được sử dụng để thu được các đồng phân xylen này, với sự phân tách nhờ hấp phụ chiếm một phần lớn thị phần của các nhà máy mới được xây dựng cho đồng phân para-xylen là chính.

Trong số các hydrocarbon thơm, tầm quan trọng tổng thể của các xylen cạnh tranh so với các đồng phân benzen là làm nguyên liệu cho các hoá chất công nghiệp. Các xylen và benzen được sản xuất từ dầu mỏ bằng cách trùng chỉnh napta nhưng với lượng không đủ đáp ứng nhu cầu, do đó sự chuyển hoá các hydrocarbon khác là cần thiết để làm tăng sản lượng xylen và benzen. Thông thường, toluen được tách alkyl hoá để tạo ra benzen hoặc được thực hiện phản ứng dị ly chọn lọc để tạo ra benzen và các hợp chất thơm C_8 , từ đó thu hồi các đồng phân xylen cụ thể.

Mô hình lưu thông phức tạp các hợp chất thơm đã được Meyers bộc lộ trong

sổ tay Handbook of Petroleum Refining Processes, tái bản lần thứ 2 năm 1997 bởi McGraw-Hill, và được kết hợp ở đây để tham khảo.

Các nhà máy liên hợp chế biến các hợp chất thơm thường bao gồm một hoặc nhiều thùng phân tách nhờ hấp phụ để thực hiện một hoặc nhiều sự phân tách nhờ hấp phụ để phân tách một hoặc nhiều đồng phân xylen từ dòng nguyên liệu bao gồm đồng phân mong muốn và một hoặc nhiều đồng phân khác. Các quy trình phân tách nhờ hấp phụ được mô tả nhiều trong các tài liệu. Ví dụ, sự mô tả tổng quát hướng tới thu hồi para-xylen được thể hiện ở trang 70 của tạp chí Chemical Engineering Progress số tháng 9/ 1970 (Tập 66, Số 9). Các tài liệu tham khảo hiện có mô tả các chất hấp phụ và giải hấp phụ hữu ích đã có lịch sử lâu dài, các chi tiết cơ khí của hệ thống hấp phụ lớp di chuyển mô phỏng bao gồm các van quay để phân phối dòng chất lỏng, các chi tiết bên trong khoang hấp phụ và các hệ thống điều khiển. Nguyên lý sử dụng hệ thống hấp phụ lớp di chuyển mô phỏng để tách liên tục các thành phần của hỗn hợp chất lỏng nhờ tiếp xúc với chất hấp phụ rắn được mô tả trong tài liệu sáng chế số US 2,985,589. US 3,997,620 ứng dụng nguyên lý của hệ thống hấp phụ lớp di chuyển mô phỏng để thu hồi para-xylen từ dòng nguyên liệu chứa các hợp chất thơm C_8 , và US 4,326,092 đưa ra cách thu hồi meta-xylen từ dòng hợp chất thơm C_8 .

Các bộ phận phân tách nhờ hấp phụ xử lý các hợp chất thơm C_8 thường sử dụng sự di chuyển ngược chiều mô phỏng giữa chất hấp phụ và dòng nguyên liệu. Sự mô phỏng này được thực hiện sử dụng công nghệ thương mại đã được thiết lập trong đó chất hấp phụ được giữ cố định trong một hoặc nhiều khoang chứa chất hấp phụ hình trụ và các vị trí tại đó các dòng tham gia vào việc đi vào và đi ra khỏi các khoang được chuyển dịch từ từ dọc theo chiều dài của lớp chất hấp phụ. Bộ phận phân tách nhờ hấp phụ thông thường được minh họa trên Fig.6 và bao gồm ít nhất bốn dòng (dòng nguyên liệu, dòng chất giải hấp phụ, dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại) được sử dụng trong quy trình này và vị trí tại đó dòng nguyên liệu và các dòng chất giải hấp phụ đi vào khoang hấp phụ và dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại đi ra khỏi khoang hấp phụ được dịch chuyển đồng thời cùng chiều tại các khoảng thời gian định trước. Mỗi sự dịch chuyển vị trí của các điểm chuyển khối dẫn hoặc tháo chất lỏng vào hoặc ra khỏi lớp chất hấp phụ khác trong khoang hấp phụ. Thông thường, để mô phỏng chuyển động ngược chiều của chất hấp phụ tương đối so với dòng chất lỏng trong khoang hấp phụ, các dòng dịch chuyển theo chiều

của dòng chất lưu, tức là hướng đi xuống, trong khoang hấp phụ để mô phỏng chất hấp phụ rắn di chuyển theo hướng ngược lại, tức là hướng đi lên.

Người ta nhận thấy rằng sự có mặt của các hợp chất còn dư trong các ống dẫn có thể có các ảnh hưởng bất lợi cho quy trình hấp phụ lớp di chuyển mô phỏng. US 3,201,491; US 5,750,820; US 5,884,777; US 6,004,518; và US 6,149,874 chỉ ra việc rửa đầy ống dẫn được sử dụng để dẫn dòng nguyên liệu vào khoang hấp phụ như là một cách thức để làm tăng độ tinh khiết của dòng sản phẩm tách được thu hồi hoặc thành phần chất bị hấp phụ. Các dòng rửa đầy bổ sung cũng có thể có mặt trong quy trình hoặc bộ phận phân tách nhờ hấp phụ bên cạnh bốn dòng chính được đề cập ở trên.

Các nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm sản xuất các xylen là những nhà máy tiêu dùng năng lượng đáng kể, đặc biệt là trong các hoạt động chưng cất/cắt phân đoạn để chuẩn bị nguyên liệu và tách các sản phẩm từ các quy trình chuyển hoá. Sự phân tách các xylen từ các hợp chất thơm nặng đặc biệt có khả năng tiết kiệm năng lượng đáng kể.

Hiện nay, các nhà máy phức hợp chế biến hợp chất thơm đã đạt được hiệu quả năng lượng nhờ sự thay đổi các sơ đồ dòng chảy hợp chất thơm truyền thống. Sự bảo toàn năng lượng trong các quy trình như thế không chỉ giảm chi phí xử lý mà còn giải quyết được các mối quan tâm hiện nay về sự phát tán cacbon. Các đơn yêu cầu cấp bằng độc quyền sáng chế Hoa kỳ số 12/868,286; 12/868,309; 12/868,179; và 12/868,123, được kết hợp toàn bộ ở đây để tham khảo, đề xuất các quy trình và thiết bị để bảo toàn năng lượng trong chưng cất hydrocarbon nặng, bao gồm phân tách các đồng phân xylene thông qua sự phân tách nhờ hấp phụ.

Các hệ thống được mô tả trong các đơn nêu trên thu được hiệu quả năng lượng ít nhất một phần từ sự tích hợp nhiệt giữa các tháp cắt phân đoạn. Để có điều này, một hoặc nhiều tháp chưng cất trong nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm hoạt động ở các áp suất tương đối so với thiết kế nhà máy liên hợp có trước hoặc tương đối so với tháp khác, bao gồm, theo một số phương án, các tháp chưng cất sản phẩm tách và/hoặc dịch còn lại, khác nhau. Cần lưu ý rằng sự chưng cất và cắt phân đoạn được sử dụng thay thế cho nhau trong tài liệu này. Cũng có thể có nhiều bộ trao đổi nhiệt ở các vị trí khác nhau trong nhà máy liên hợp, bao gồm đường ống dẫn nguyên

liệu vào tháp tách sản phẩm tách. Cụ thể hơn, bằng cách vận hành các tháp chưng cất ở các áp suất khác nhau, nhiệt từ tháp này có thể được sử dụng để cấp nhiệt để đun sôi lại một hoặc nhiều tháp khác. Theo một số phương án, sự trao đổi nhiệt trực tiếp có thể được sử dụng. Ví dụ, tháp chưng cất sản phẩm tách đã điều áp có thể cấp nhiệt để đun sôi lại một hoặc nhiều tháp cất phân đoạn benzen và tháp hoàn thiện. Tháp chưng cất dịch còn lại đã điều áp có thể cấp nhiệt để đun sôi lại một hoặc nhiều bộ tách sản phẩm trùng chỉnh, tháp chưng cất toluen và tháp tách heptan. Theo các phương án tương tự hoặc phương án khác, sự trao đổi nhiệt gián tiếp cũng có thể được đề xuất thông qua sự tạo ra dòng áp suất trung bình. Ví dụ, tháp tách xylen áp suất cao 133 có thể cấp nhiệt để đun sôi lại tháp tách xylen áp suất thấp 130 và tháp tách sản phẩm tách 152, mà sau đó đun sôi lại tháp tách benzen 123 và tháp hoàn thiện 155.

Liên quan đến vấn đề này, đã phát hiện được rằng mặc dù hoạt động của tháp chưng cất sản phẩm tách và/hoặc tháp chưng cất dịch còn lại ở áp suất cao, cùng với bao gồm các bộ trao đổi nhiệt bổ sung trong đường ống cấp nguyên liệu vào tháp tách sản phẩm tách và/hoặc dịch còn lại có thể tiết kiệm năng lượng, áp suất cao thường quá cao đối với sự chênh lệch áp suất giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và tháp cất phân đoạn để cung cấp cơ cấu dẫn động để di chuyển chất dịch từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ, qua đường ống hoặc ống dẫn, và đi vào tháp cất phân đoạn nơi bộ phận phân tách nhờ hấp phụ được vận hành dưới các điều kiện và quy trình theo truyền thống. Áp suất hoạt động của bộ phận hấp phụ được đặt theo truyền thống để đảm bảo dịch xử lý trong các khoang còn lại ở pha lỏng và sao cho các dòng ra chẳng hạn như dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại có thể được nén vào các tháp chưng cất phía sau mà không cần bơm. Các dòng này được điều khiển cẩn thận tại tất cả thời gian vận hành thích hợp của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ. Sự chênh lệch áp suất giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và các tháp chưng cất sản phẩm tách và dịch còn lại dẫn hướng chuyển dịch dòng sản phẩm tách và dịch còn lại. Liên quan đến vấn đề này, áp suất trong bộ phận phân tách nhờ hấp phụ phải cao hơn áp suất vận hành theo thực tế để tạo ra sự chênh lệch áp suất để chuyển dịch dòng chất lỏng, có xét đến áp suất hao tổn mà dòng chất lỏng trải qua giữa việc ra khỏi bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và chảy qua đường ống hoặc ống dẫn nối với bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và tháp cất phân đoạn và thiết bị khác gặp phải dọc

đường ống.

Để duy trì thiết kế truyền thống của bộ phận hấp phụ trong các mô hình mới, các áp suất hoạt động của các khoang phân tách nhờ hấp phụ phải được tăng lên. Trong khi các bơm hiện tại ở đáy các tháp tách sản phẩm tách và tháp tách dịch còn lại như được thể hiện trên Fig.6, và các bơm khác trong các thiết kế hiện tại, có thể được thay đổi để tạo ra áp suất cao, điều này là không mong muốn vì ít nhất các lý do sau đây. Thứ nhất, điều này làm tăng áp suất trong toàn bộ nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm, bao gồm bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và các khoang. Vì bộ phận phân tách nhờ hấp phụ được định cỡ cẩn thận để cung cấp sự phân tách tối đa đồng phân xylen mong muốn, sự thay đổi áp suất hoạt động này có thể có tác động tiêu cực lên hoạt động của khoang phân tách nhờ hấp phụ. Thứ hai, việc tăng áp suất trong các khoang phân tách nhờ hấp phụ và toàn bộ hệ thống cùng với sự bất lợi về năng lượng có thể bù lại sự bất lợi về mặt năng lượng gây ra bởi các mô hình mới được đề cập ở trên. Thứ ba, việc chế tạo trang thiết bị có thể chịu được áp suất tăng và các nền móng cần thiết để hỗ trợ trang thiết bị đã gia cường làm tăng vật liệu và sự khó khăn trong chế tạo, và do đó làm tăng chi phí vốn của nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm.

Cuối cùng, một số bộ phận phân tách nhờ hấp phụ mô phỏng bao gồm van quay để hướng các chất dịch vào các cửa khác nhau của các khoang phân tách nhờ hấp phụ, như được mô tả ví dụ trong US 3,040,777 và US 3,422,848, được kết hợp ở đây để tham khảo. Các van quay này bao gồm tấm bít kín van quay. Đã phát hiện rằng tuổi thọ của tấm bít kín giảm dưới áp suất cao trong khoang phân tách nhờ hấp phụ.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Quy trình phân tách các cấu tử trong dòng nguyên liệu nhờ phân tách nhờ hấp phụ mô phỏng ngược chiều bao gồm các bước: dẫn dòng nguyên liệu, bao gồm ít nhất một cấu tử được ưu tiên hấp phụ và ít nhất một cấu tử không được ưu tiên hấp phụ, và dòng chất giải hấp phụ vào hai cửa khác nhau thông qua hai ống dẫn tương ứng khác nhau dọc bộ phận phân tách nhờ hấp phụ nhiều lớp và tháo dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại qua hai cửa khác nhau của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ nhiều lớp; hướng một trong số các dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại qua

đường ống chạy từ cửa ra của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ tới cửa vào của tháp cất phân đoạn áp suất cao sao cho xuất hiện độ giảm áp suất do một trong hai dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại được hướng qua đường ống; vận hành tháp cất phân đoạn áp suất cao ở áp suất cao hơn áp suất của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ trừ đi độ giảm áp suất xảy ra trong một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại; và bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại để tăng áp suất trong dòng để đẩy một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại qua cửa vào của tháp cất phân đoạn.

Thiết bị dùng để phân tách các cấu tử trong dòng nguyên liệu bằng phân tách nhờ hấp phụ mô phỏng ngược chiều bao gồm: bộ phận phân tách nhờ hấp phụ có áp suất hoạt động của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ với các cửa để nhận dòng nguyên liệu và dòng chất giải hấp phụ và cửa tháo dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại, bộ phận phân tách nhờ hấp phụ được kết cấu để nhận dòng nguyên liệu và để tạo ra dòng sản phẩm tách, bao gồm ít nhất một cấu tử được ưu tiên hấp phụ, và dòng dịch còn lại, bao gồm ít nhất một cấu tử không được ưu tiên hấp phụ; tháp cất phân đoạn có áp suất hoạt động của tháp cất phân đoạn để tách chất giải hấp phụ ra khỏi một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại để tạo ra dòng sản phẩm; đường ống thông giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và tháp cất phân đoạn để mang một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ tới tháp cất phân đoạn và có sự tổn hao áp suất xảy ra dọc đường ống giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và tháp cất phân đoạn, trong đó áp suất của hoạt động của tháp cất phân đoạn lớn hơn áp suất của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ trừ đi độ giảm áp suất xảy ra dọc đường ống; và bơm dọc đường ống để bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại qua đường ống và vào tháp cất phân đoạn.

Dòng nguyên liệu cho quy trình và thiết bị theo sáng chế thường bao gồm các hydrocarbon alkyl thơm có công thức tổng quát là $C_6H_{(6-n)}R_n$, với n là số nguyên từ 0 đến 5 và mỗi nhóm R có thể là CH_3 , C_2H_5 , C_3H_7 , hoặc C_4H_9 , theo sự kết hợp bất kỳ. Dòng nguyên liệu giàu hợp chất thơm cho quy trình theo sáng chế có thể được xuất phát từ nhiều nguồn, bao gồm nhưng không giới hạn trùng chình xúc tác, nhiệt phân hơi dầu mỏ, sản phẩm chưng cất hoặc các hydrocarbon khác để tạo ra các olefin nhẹ và các sản phẩm phụ giàu hợp chất thơm nặng hơn (bao gồm cả các chất nằm trong khoảng cacbon xăng thường được gọi là "pygas" (Pyrolysis gasoline)), và cracking

xúc tác hoặc cracking nhiệt sản phẩm chưng cất và dầu nặng để tạo ra các sản phẩm nằm trong khoảng xăng. Các sản phẩm từ các hoạt động nhiệt phân hoặc cracking khác thường được xử lý hydro theo các quy trình đã biết trong công nghiệp trước khi được nhập vào nhà máy liên hợp để loại bỏ lưu huỳnh và các hợp chất khác có thể gây ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm và/hoặc gây hại đến các xúc tác được sử dụng khi xử lý các nguyên liệu đó. Dầu mạch vòng nhẹ từ sự cracking xúc tác cũng có thể được xử lý hydro và/hoặc hydrocracking thuận lợi theo công nghệ đã biết để tạo ra các sản phẩm nằm trong khoảng xăng; việc xử lý hydro tốt nhất là cũng bao gồm trùng chỉnh xúc tác để tạo ra dòng nguyên liệu giàu hợp chất thơm. Nếu dòng nguyên liệu là sản phẩm trùng chỉnh xúc tác, thiết bị trùng chỉnh tốt nhất là được vận hành ở điều kiện có độ khắc nghiệt cao để đạt được sản lượng hợp chất thơm cao với nồng độ các hợp chất không thơm trong sản phẩm thấp.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là sơ đồ đơn giản hoá của nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm và quy trình với tiết kiệm năng lượng;

Fig.2 thể hiện ứng dụng tiết kiệm năng lượng trong chưng cất các hợp chất thơm C_8 từ các hợp chất thơm nặng;

Fig.3 minh hoạ các ví dụ về các bộ phận cụ thể trong nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm trong đó sự trao đổi nhiệt trực tiếp có thể đạt được sự tiết kiệm năng lượng;

Fig.4 minh hoạ nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm trong đó một số khái niệm tiết kiệm năng lượng được mô tả ở đây được áp dụng dưới dạng bổ sung hoặc thay thế cho các cách tiết kiệm năng lượng khác;

Fig.5 minh hoạ sự tạo ra hơi từ các bộ phận cụ thể trong nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm;

Fig.6 là sơ đồ đơn giản hoá của nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm truyền thống bao gồm bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và các tháp cất phân đoạn dịch còn lại và sản phẩm tách;

Fig.7 là hình vẽ dạng tách rời của van quay với đầu van đã được tháo ra;

Fig.8 là sơ đồ đơn giản hoá của nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm bao gồm ít nhất một bơm giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và tháp cất phân đoạn; và

Fig.9 là sơ đồ đơn giản hoá của nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm trên Fig.8 minh hoạ các hệ thống nhiều bơm.

Những người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này sẽ đánh giá rằng các chi tiết trên các hình vẽ được minh họa nhằm mục đích làm rõ và đơn giản và không cần thiết phải được vẽ đúng tỷ lệ. Ví dụ, kích thước và/hoặc vị trí tương đối của một số chi tiết trên các hình vẽ có thể được phóng đại tương đối so với các chi tiết khác để giúp hiểu rõ hơn về các phương án khác nhau của sáng chế. Đồng thời, các chi tiết chung nhưng được hiểu rằng chúng hữu dụng hoặc cần thiết trong phương án có tính khả thi trong thương mại thường không được mô tả để ít làm lu mờ các phương án khác nhau của sáng chế. Người ta cũng đánh giá rằng các hành động và/hoặc các bước nhất định có thể được mô tả theo thứ tự xuất hiện cụ thể trong khi những người có trình độ trung bình trong lĩnh vực này sẽ hiểu rằng sự cụ thể về thứ tự như thế là không thực sự cần thiết. Sáng chế cũng sẽ được hiểu rằng các khái niệm và các cách phát biểu được sử dụng ở đây có ý nghĩa kỹ thuật thuần túy như đã được những người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực kỹ thuật này chấp nhận đối với các khái niệm và các cách phát biểu như đã được thiết lập ở trên trừ các ý nghĩa cụ thể khác được thiết lập ở đây.

Mô tả chi tiết sáng chế

Dòng nguyên liệu cho quy trình và thiết bị theo sáng chế thường bao gồm các hydrocarbon alkyl thơm có công thức tổng quát là $C_6H_{(6-n)}R_n$, với n là số nguyên từ 0 đến 5 và mỗi nhóm R có thể là CH_3 , C_2H_5 , C_3H_7 , hoặc C_4H_9 , theo sự kết hợp bất kỳ. Dòng nguyên liệu giàu hợp chất thơm cho quy trình theo sáng chế có thể được xuất phát từ nhiều nguồn, bao gồm nhưng không giới hạn trùng chĩnh xúc tác, nhiệt phân hơi dầu mỏ, sản phẩm chưng cất hoặc các hydrocarbon khác để tạo ra các olefin nhẹ và các sản phẩm phụ giàu hợp chất thơm nặng hơn (bao gồm cả các chất nằm trong khoảng cacbon xăng thường được gọi là "pygas" (Pyrolysis gasoline)), và cracking xúc tác hoặc cracking nhiệt sản phẩm chưng cất và dầu nặng để tạo ra các sản phẩm nằm trong khoảng xăng. Các sản phẩm từ các hoạt động nhiệt phân hoặc cracking khác thường được xử lý hydro theo các quy trình đã biết trong công nghiệp trước khi

được nhập vào nhà máy liên hợp để loại bỏ lưu huỳnh và các hợp chất khác có thể gây ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm và/hoặc gây hại đến các xúc tác được sử dụng khi xử lý các nguyên liệu đó. Dầu mạch vòng nhẹ từ sự cracking xúc tác cũng có thể được xử lý hydro và/hoặc hydrocracking thuận lợi theo công nghệ đã biết để tạo ra các sản phẩm nằm trong khoảng xăng; việc xử lý hydro tốt nhất là cũng bao gồm trùng chĩnh xúc tác để tạo ra dòng nguyên liệu giàu hợp chất thơm. Nếu dòng nguyên liệu là sản phẩm trùng chĩnh xúc tác, thiết bị trùng chĩnh tốt nhất là được vận hành ở điều kiện có độ khắc nghiệt cao để đạt được sản lượng hợp chất thơm cao với nồng độ các hợp chất không thơm trong sản phẩm thấp.

Quy trình và thiết bị theo sáng chế bao gồm bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 để tách các cấu tử của dòng hydrocarbon. Sự phân tách nhờ hấp phụ được áp dụng để thu hồi nhiều hydrocarbon khác nhau và các sản phẩm hóa chất khác. Sự phân tách hóa học sử dụng phương án này đã được bộc lộ bao gồm phân tách các hỗn hợp hợp chất thơm thành các đồng phân thơm riêng biệt của các hydrocarbon mạch thẳng từ các hydrocarbon béo mạch nhánh và olefin, các đồng phân của các parafin hoặc hợp chất thơm từ hỗn hợp nguyên liệu bao gồm cả các hợp chất thơm và parafin, hoặc các đồng phân của các hợp chất không đối xứng để sử dụng trong dược phẩm và hóa chất tinh khiết, các đồng phân của các sản phẩm oxy hóa chẳng hạn như rượu và ete, và các đồng phân của các cacbohyđrat chẳng hạn như đường. Sự phân tách hợp chất thơm bao gồm hỗn hợp của các chất thơm đơn vòng được thế dialkyl và các dimetyl naphtalen.

Ứng dụng thương mại chính, tạo nên mục tiêu của các giải pháp kỹ thuật tiên thân và phần mô tả sau đây của sáng chế mà không giới hạn nó, là thu hồi para-xylen và/hoặc meta-xylen từ các hỗn hợp hợp chất thơm C_8 , do thường có các yêu cầu độ tinh khiết cao cho các sản phẩm này. Các hợp chất thơm C_8 này thường có nguồn gốc từ trong nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm bằng cách trùng chĩnh xúc tác napta sau đó chiết tách và cất phân đoạn, hoặc nhờ phản ứng chuyển nhóm alkyl hóa và đồng phân hóa các dòng giàu hợp chất thơm trong các nhà máy liên hợp đó; các hợp chất thơm C_8 thường bao gồm hỗn hợp các đồng phân xylen và etylbenzen. Việc xử lý các hợp chất thơm C_8 sử dụng hấp phụ lớp di chuyển mô phỏng thường được hướng tới thu hồi para-xylen có độ tinh khiết cao hoặc meta-xylen có độ tinh khiết cao; độ tinh khiết cao thường được xác định là ít nhất 99,5% trọng lượng sản phẩm

mong muốn, và tốt hơn là 99,7% trọng lượng. Cần hiểu rằng, trong khi phần mô tả sau đây tập trung vào sự thu hồi para-xylen có độ tinh khiết cao từ dòng xylen và etylbenzen hỗn hợp, sáng chế không bị giới hạn ở đó, và cũng có thể áp dụng để phân tách các cấu tử khác từ dòng bao gồm hai hoặc nhiều cấu tử. Như được sử dụng ở đây, khái niệm cấu tử được ưu tiên hấp phụ là cấu tử hoặc các cấu tử của dòng nguyên liệu được hấp phụ ưu tiên hơn so với một hoặc nhiều cấu tử không được ưu tiên hấp phụ của dòng nguyên liệu.

Fig.1 là nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm có hiệu quả về mặt năng lượng ví dụ theo các phương án khác nhau của sáng chế. Dòng nguyên liệu được dẫn qua các đường ống hoặc ống dẫn 110 thông qua các bộ trao đổi nhiệt 112 và 113 tới bộ tách dòng sản phẩm trùng chĩnh 114, trong đó các bộ trao đổi nhiệt làm tăng nhiệt độ của dòng nguyên liệu. Sự trao đổi nhiệt được cung cấp thông qua các ống dẫn 212 và 213 lần lượt từ sản phẩm para-xylen khô và chất giải hấp phụ được thu hồi từ quy trình phân tách nhờ hấp phụ như được thảo luận sau trong phần này.

Theo một ví dụ, các hợp chất thơm C_8 và nặng hơn được tháo ra dưới dạng dòng đáy trong ống dẫn 116 trong khi toluen và các hydrocarbon nhẹ hơn được thu hồi ở đỉnh thông qua ống dẫn 118 được gửi tới bộ xử lý cất chiết 120 để phân tách dịch còn lại béo trong ống dẫn 121 từ dòng hợp chất thơm chứa benzen-toluen trong ống dẫn 122. Dòng hợp chất thơm trong ống dẫn 122 được phân tách, cùng với sản phẩm chuyển nhóm alkyl hóa giải hấp trong ống dẫn 145 và dòng đỉnh từ tháp hoàn thiện para-xylen trong ống dẫn 157, trong bộ cất phân đoạn 123 thành dòng benzen trong ống dẫn 124 và dòng toluen và các hợp chất thơm nặng ống dẫn 125 mà sẽ được gửi tới tháp tách toluen 126. Toluene được thu hồi ở đỉnh của tháp này trong ống dẫn 127 và có thể được gửi một phần hoặc hoàn toàn tới bộ chuyển nhóm alkyl hóa 140 như được thể hiện và thảo luận sau đây.

Dòng đáy từ tháp tách toluen 126 được dẫn qua ống dẫn 128, cùng với các dòng đáy từ bộ tách dòng sản phẩm trùng chĩnh trong ống dẫn 116, sau khi xử lý qua bộ xử lý bằng đất sét 117, và dòng thải chứa các hợp chất thơm nặng trong ống dẫn 138, tới tháp tách xylen thứ nhất ở áp suất thấp 130. Dòng nguyên liệu cho tháp này được đặc trưng là dòng nguyên liệu có điểm sôi cao hơn và thường chứa nhiều hơn 5% trọng lượng các hợp chất thơm C_9+ và thường nhiều hơn 10% trọng lượng các hợp chất thơm C_9+ . Các dòng chứa hợp chất thơm C_8 khác có hàm lượng các hợp

chất thơm C_9 và nặng hơn đáng kể, bao gồm các dòng thu được từ các nguồn bên ngoài nhà máy liên hợp, cũng có thể được bổ sung vào dòng nguyên liệu có điểm sôi cao hơn này; một phần dòng đáy của bộ loại heptan trong dòng 165 cũng có thể được bao gồm phụ thuộc vào cân bằng năng lượng tổng thể. Tháp tách xylen ở áp suất thấp tập trung dòng hợp chất thơm C_8 thứ nhất dưới dạng dòng đỉnh trong ống dẫn 131 từ dòng hợp chất thơm C_9 và nặng hơn thứ nhất có điểm sôi cao bao gồm các hợp chất thơm C_9 , C_{10} và nặng hơn dưới dạng dòng đáy trong ống dẫn 132.

Đồng thời, dòng hợp chất thơm C_8 đã đồng phân hóa được dẫn qua ống dẫn 165 tới tháp tách xylen thứ hai ở áp suất cao 133. Điều này được đặc trưng ở dòng nguyên liệu có điểm sôi thấp hơn chứa nồng độ các hợp chất nặng phải trải qua sự phân hủy thấp hơn nguyên liệu của tháp 130, áp suất của tháp thứ hai do đó có thể được tăng lên để thực hiện tiết kiệm năng lượng. Các dòng chứa hợp chất thơm C_8 khác tương tự có hàm lượng thấp các hợp chất thơm C_9 và nặng hơn, bao gồm các dòng thu được từ các nguồn bên ngoài nhà máy liên hợp, cũng có thể được chứa trong dòng nguyên liệu của tháp này. Tháp tách xylen thứ hai phân tách dòng các hợp chất thơm C_8 thứ hai dưới dạng dòng đỉnh trong ống dẫn 134 từ dòng hợp chất thơm C_9 và nặng hơn thứ hai trong ống dẫn 132. Ít nhất một phần hơi đỉnh từ tháp tách xylen áp suất cao trong ống dẫn 134 tốt nhất là được sử dụng để đun sôi lại tháp tách xylen ở áp suất thấp 130 trong nồi hơn 135, để lại chất lỏng ngưng tụ cho quy trình phân tách xylen 150 trong ống dẫn 136 cũng như dòng hồi lưu (không được thể hiện) vào tháp 133. Ngoài ra, dòng đỉnh trong ống dẫn 134 có thể được sử dụng để cấp năng lượng cho nồi hơi của tháp tách 152 hoặc các dịch vụ khác được mô tả sau hoặc sẽ rõ ràng đối với người có trình độ trung bình trong lĩnh vực này.

Dòng đáy C_9+ đi vào nồi hơi 137 có thể cấp năng lượng thông qua một hoặc cả hai dòng trước ống dẫn 270 và dòng được đun nóng từ nồi hơi trong ống dẫn 259 để đun sôi lại một hoặc cả hai tháp tách các hợp chất thơm nặng 170 và tháp tách dịch còn lại 159 tương ứng; dòng đáy sau khi trao đổi nhiệt sẽ được gửi tới tháp tách các hợp chất thơm nặng 170. Các dịch vụ trao đổi nhiệt tương tự khác sẽ rõ ràng đối với người có trình độ trung bình trong lĩnh vực này. Dòng đáy thực trong ống dẫn 138 thường được dẫn qua tháp 130 hoặc có thể trong ống dẫn 139 được kết hợp trực tiếp với dòng trong ống dẫn 132 tới tháp tách các hợp chất nặng 170. Tháp tách các hợp chất nặng cấp dòng đỉnh trong ống dẫn 171 chứa các hợp chất thơm C_9 và ít nhất

một số chất trong số các hợp chất thơm C_{10} , với các hợp chất có điểm sôi cao hơn, chủ yếu là các hợp chất thơm C_{11} và các alkyl thơm cao hơn, được tháo ra dưới dạng dòng đáy thông qua ống dẫn 172. Tháp này có thể được đun sôi lại bằng các dòng đáy của tháp tách xylen trong ống dẫn 270, như được đề cập ở trên. Hơi đỉnh từ các tháp 130 và 170 cũng có thể được tạo ra lần lượt thông qua các ống dẫn 230 và 271 như được chỉ ra, với các chất lỏng ngưng tụ hoặc là sử dụng dưới dạng dòng hồi lưu tới mỗi tháp hoặc là dưới dạng dòng đỉnh thực tương ứng trong các dòng 131 hoặc 171.

Các hợp chất thơm C_9+ từ tháp tách các hợp chất nặng trong ống dẫn 171 được kết hợp với dòng đỉnh chứa toluen chứa trong ống dẫn 127 như là nguyên liệu cho thiết bị phản ứng chuyển nhóm alkyl hóa 140 để tạo ra sản phẩm chuyển nhóm alkyl hóa có chứa các xylen. Sản phẩm chuyển nhóm alkyl hóa trong ống dẫn 141 được tách trong bộ tách 142 để loại bỏ các khí trong ống dẫn 143 và các chất lỏng C_7 và nhẹ hơn được đưa trở lại thông qua ống dẫn 144 tới tháp cất chiết 120 để thu hồi các hợp chất thơm nhẹ tiếp theo ổn định hóa trong bộ tách sản phẩm đồng phân hóa 166. Dòng đáy từ bộ tách được gửi đi trong ống dẫn 145 tới tháp tách benzen 123 để thu hồi sản phẩm benzen và toluen chưa chuyển hóa.

Các dòng hợp chất thơm C_8 thứ nhất và thứ hai được cấp bởi các tháp tách xylen 130 và 133, chứa para-xylen, meta-xylen, ortho-xylen và etylbenzen, được dẫn qua các ống dẫn 131 và 136 tới quy trình phân tách đồng phân xylen 150. Phần mô tả ở đây có thể được áp dụng cho sự thu hồi một hoặc nhiều đồng phân xylen ngoài para-xylen; tuy nhiên, phần mô tả này được thể hiện với para-xylen để dễ hiểu. Quy trình phân tách diễn ra trong bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150, hoạt động thông qua quy trình hấp phụ lớp di chuyển để cung cấp hỗn hợp thứ nhất của para-xylen và chất giải hấp phụ thông qua ống dẫn 151 tới tháp tách sản phẩm tách 152, tháp này phân tách para-xylen thông qua ống dẫn 153 ra khỏi chất giải hấp phụ được thu lại trong ống dẫn 154. Theo một phương án, bộ phận phân tách nhờ hấp phụ là bộ phận phân tách nhờ hấp phụ mô phỏng ngược chiều 150 như được mô tả rõ hơn dưới đây.

Theo một phương án, tháp tách sản phẩm tách 152 tốt nhất là được vận hành ở áp suất cao, ít nhất 300 kPa và tốt hơn là 500 kPa hoặc cao hơn, sao cho dòng đỉnh từ tháp ở áp suất và nhiệt độ đủ để đun sôi lại tháp hoàn thiện 155 thông qua ống dẫn 256 hoặc bộ loại heptan 164 thông qua ống dẫn 265. Nhiệt được cấp để đun sôi lại

tháp hoàn thiện thông qua các ống dẫn 256 và 265 dẫn đến sự ngưng tụ chất chiết được trong các dòng này hoặc là được hồi lưu về tháp 152 (không được thể hiện trên hình vẽ) hoặc là được gửi dưới dạng dòng thực trong ống dẫn 153 tới tháp hoàn thiện 155 hoặc cả hai. Para-xylen được tinh chế trong tháp hoàn thiện 155, tạo ra sản phẩm para-xylen thông qua ống dẫn 156 và vật liệu nhẹ được đưa trở lại tháp benzen 123 thông qua ống dẫn 157.

Hỗn hợp thứ hai của dịch còn lại, là hỗn hợp không cân bằng của các hợp chất thơm C_8 , và chất giải hấp phụ từ quy trình phân tách 150 được gửi qua ống dẫn 158 tới tháp tách dịch còn lại 159, để phân tách dịch còn lại để đồng phân hóa trong ống dẫn 160 ra khỏi chất giải hấp phụ được đưa trở lại trong ống dẫn 161. Tháp tách dịch còn lại có thể được vận thành ở áp suất cao hơn để tạo ra hơi trong ống dẫn 260 hoặc để trao đổi nhiệt trong các khu vực khác của nhà máy liên hợp; các chất lỏng ngưng tụ từ sự trao đổi nhiệt này hoặc là sử dụng làm chất hồi lưu vào tháp tách dịch còn lại hoặc là dòng đỉnh thực trong ống dẫn 160. Theo một phương án, tháp tách dịch còn lại được vận hành ở áp suất cao, ít nhất là 300 kPA và tốt hơn là 500 kPA hoặc cao hơn. Chất giải hấp phụ được thu hồi trong các ống dẫn 154 và 161 và dòng đáy của tách hoàn thiện có thể làm nóng dòng nguyên liệu vào trong ống dẫn 110 thông qua các ống dẫn 213 và 212, tương ứng.

Dịch còn lại, bao gồm hỗn hợp không cân bằng của các đồng phân xylen và etylbenzen, được gửi qua ống dẫn 160 tới thiết bị phản ứng đồng phân hóa 162. Trong thiết bị đồng phân hóa 162, dịch còn lại được đồng phân hóa để cung cấp sản phẩm gần với các nồng độ cân bằng của các đồng phân hợp chất thơm C_8 . Sản phẩm được dẫn qua ống dẫn 163 tới bộ loại heptan 164, để loại bỏ các hợp chất C_7 và nhẹ hơn và tốt hơn là được đun sôi lại sử dụng dòng đỉnh trong ống dẫn 265 từ tháp tách sản phẩm tách 152. Dòng đáy từ bộ loại heptan được dẫn qua ống dẫn 165 tới tháp tách xylen 133 để phân tách các chất C_9 và nặng hơn khỏi các hợp chất thơm C_8 được đồng phân hóa. Chất lỏng đỉnh từ bộ loại heptan 164 được gửi tới bộ tách 166, để tách các chất nhẹ trong ống dẫn 167 khỏi các chất C_6 và C_7 được gửi qua ống dẫn 168 tới bộ cất chiết 120 để thu hồi và tinh chế các chất có giá trị là benzen và toluen. Áp suất của bộ loại heptan 164 và bộ tách 166 được chọn lọc để tạo đổi nhiệt hoặc tạo ra hơi theo cách tương tự với các tháp tách xylen được mô tả theo sáng chế.

Fig.2 thể hiện chi tiết hơn sự trao đổi nhiệt theo sáng chế giữa các tháp chưng

cất xylen 130 và 133 song song. Nguyên liệu cho tháp tách xylen áp suất thấp 130 bao gồm dòng đáy của tháp tách toluen thông qua ống dẫn 128, dòng đáy đã xử lý qua đất sét từ bộ tách sản phẩm trùng chỉnh trong ống dẫn 116, và các hợp chất thơm C_8 sạch trong ống dẫn 138 và có thể bao gồm các dòng chứa các hợp chất thơm C_8 khác không thích hợp để xử lý trong tháp tách xylen ở áp suất cao cũng như một phần của dòng đã loại heptan 165 nếu thích hợp cho sự cân bằng năng lượng. Nguyên liệu kết hợp của sản phẩm trùng chỉnh nặng và dòng đáy của tháp tách toluen có thể chứa các hợp chất thơm nặng dễ bị phân hủy ở nhiệt độ cao, và hoạt động ở áp suất thấp hơn 800 kPa cho phép nhiệt độ được duy trì ở đáy của tháp và nồi hồ để tránh sự phân hủy đó. Tháp tách xylen ở áp suất thấp tách các hợp chất thơm C_8 được tập trung trong dòng đỉnh trong ống dẫn 131 từ dòng có điểm sôi cao chứa các hợp chất thơm C_9 , C_{10} và nặng hơn dưới dạng dòng đáy trong ống dẫn 132. Dòng đỉnh từ tháp 130 có thể được sử dụng ít nhất một phần thông qua ống dẫn 230 trên Fig.1 để tạo ra hơi hoặc đun sôi các tháp khác như được đề cập ở trên và do đó được ngưng tụ để tạo ra dòng hồi lưu vào tháp cũng như dòng đỉnh thực để phân tách xylen trong ống dẫn 131.

Đồng thời, dòng hợp chất thơm C_8 đã đồng phân hóa được dẫn qua ống dẫn 165 tới tháp tách xylen ở áp suất cao 133; dòng này chứa nồng độ các chất nặng phải dễ phân hủy thấp hơn nguyên liệu cho tháp 130; áp suất của tháp được tăng lên so với áp suất của tháp tách xylen ở áp suất thấp theo sáng chế, như được đề cập ở trên, để có tác dụng tiết kiệm năng lượng thông qua nhiệt độ cao hơn kèm theo có thể được sử dụng để trao đổi nhiệt ở các mức hữu dụng. Nhiệt độ của hơi đỉnh từ tháp tách xylen ở áp suất cao 133 do đó đủ để cung cấp năng lượng hữu dụng cho các dịch vụ khác trong nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm. Như được thể hiện, nhiệt độ của hơi đỉnh đủ để đun sôi lại tháp tách xylen ở áp suất thấp 130 trong nồi hơi 135, cung cấp dòng hồi lưu cho tháp 133 và dòng thực trong ống dẫn 136. Dòng đáy thực, nhỏ trong ống dẫn 138 tốt nhất là được gửi tới tháp tách xylen ở áp suất thấp 130 để thu hồi các hợp chất thơm C_8 còn lại.

Ngoài ra, nhiệt độ của hơi đỉnh từ tháp tách xylen ở áp suất cao 133 đủ để tạo ra hơi hữu dụng trong việc làm nóng các bộ phận khác hoặc để đun sôi lại các tháp trong các bộ xử lý khác. Hơi nêu trên được tạo ra thông thường ở áp suất lớn hơn 300 kPa, tốt hơn là ít nhất 500 kPa, và tốt nhất là 1000 kPa hoặc cao hơn. Dòng đỉnh có

thể được trao đổi nhiệt gián tiếp với mạch nước là nguyên liệu của bao hơi. Thông thường nhất là, nước nguyên liệu của nồi hơi được đun nóng trong các bộ trao đổi nhiệt được tách ra từ bao hơi. Nhiều vòng tuần hoàn nước sử dụng các bộ trao đổi nhiệt khác nhau được bố trí song song với nhau và cấp nước cho bao hơi đơn lẻ để cung cấp hơi ở áp suất mong muốn để chỉ cần một bộ trang thiết bị. Các hệ thống hơi như thế đã được biết rõ, và các chi tiết có thể được bổ sung thông qua tài liệu US 7,730,854 được kết hợp ở đây để tham khảo.

Sự phục hồi năng lượng theo sáng chế thường liên quan mật thiết đến các khía cạnh nhiệt độ giữa các dòng chất lưu của quy trình, được nâng cao thông qua việc sử dụng các bộ trao đổi nhiệt có bề mặt sôi hạt nhân nâng cao. Bề mặt sôi nâng cao như thế có thể bị ảnh hưởng theo nhiều cách khác nhau như được mô tả, ví dụ, trong các tài liệu US 3,384,154; US 3,821,018; US 4,064,914; US 4,060,125; US 3,906,604; US 4,216,826; US 3,454,081; US 4,769,511 và US 5,091,075, mà tất cả các tài liệu này được kết hợp ở đây để tham khảo. Hệ thống ống thông lượng cao như thế đặc biệt thích hợp cho sự trao đổi nhiệt giữa dòng đỉnh của tháp tách xylen ở áp suất cao thứ hai và nồi hơi của tháp tách xylen ở áp suất thấp thứ nhất hoặc để tạo ra hơi từ dòng đỉnh của tháp tách xylen.

Thông thường, các bề mặt sôi hạt nhân nâng cao này được kết hợp trên các ống của bộ trao đổi nhiệt kiểu chùm ống vỏ. Các ống nâng cao này được tạo ra theo nhiều cách khác nhau đã được biết đến đối với người có trình độ trung bình trong lĩnh vực tương ứng. Ví dụ, các ống này có thể bao gồm khoang tròn hoặc xoắn kéo dài dọc bề mặt ống được tạo ra bằng cách gia công cơ khí ống. Ngoài ra, các cánh có thể được bố trí trên bề mặt. Đồng thời, các ống có thể được khía rạch để tạo ra các gân, rãnh, lớp xốp và tương tự.

Thông thường, các ống nâng cao có hiệu quả hơn là các ống có lớp xốp trên mặt sôi của ống. Lớp xốp có thể được cung cấp theo một số cách khác nhau đã biết đối với người có trình độ trung bình trong lĩnh vực tương ứng. Hiệu quả nhất là các bề mặt xốp này có các khoang lõm để giữ hơi trong các khoang của lớp thông qua các lỗ hở của khoang hạn chế. Theo một phương pháp, như được mô tả trong US 4,064,914, lớp sôi xốp được liên kết với một phía của thành dẫn nhiệt. Đặc trưng cơ bản của lớp bề mặt xốp là các mao quản thông nhau ở kích thước mao dẫn, một số mao quản thông ra bề mặt ngoài. Chất lỏng cần sôi đi vào các khoang dưới bề mặt

thông qua các mao quản ngoài và các mao quản thông nhau dưới bề mặt, và được đun nóng bởi kim loại tạo ra thành của các khoang. Ít nhất một phần của chất lỏng được hóa hơi trong khoang và dẫn đến bọt phát triển lớn lên từ thành khoang. Một phần của nó cuối cùng nổi lên từ khoang qua các mao quản bên ngoài và sau đó dâng lên thông qua màng chất lỏng ngoài lớp xốp để thoát vào không gian khí qua màng chất lỏng. Chất lỏng còn chảy vào khoang từ các mao quản thông nhau và cơ chế đó tiếp tục được lặp lại. Ống nâng cao chứa lớp sôi xốp như thế có sẵn trên thị trường dưới tên thương mại là Hệ ống thông lượng cao (High Flux Tubing) do công ty UOP LLC, Des Plaines, Illinois sản xuất.

Fig.3 minh họa các ví dụ về các bộ phận cụ thể trong nhà máy liên hợp chế biến hợp chất thơm trong đó hướng trực tiếp tới sự trao đổi nhiệt của dòng đỉnh từ một hoặc nhiều tháp có nhiệt độ cao hơn tới các nồi hơi của một hoặc nhiều tháp có nhiệt độ thấp có thể đạt được sự tiết kiệm năng lượng, sử dụng thiết kế hàng loạt của các quy trình trên Fig.1. Dòng đỉnh trong ống dẫn 134 từ tháp tách xylen ở áp suất cao 133 có nhiệt độ đủ để cấp năng lượng để đun sôi lại tháp tách sản phẩm tách 152 thông qua nồi hơi 235, ngưng tụ dòng xylen đỉnh trong ống dẫn 236 để trở lại tháp 133 dưới dạng dòng hồi lưu hoặc dòng đỉnh thực. Tháp tách sản phẩm tách có thể được nén sao cho dòng đỉnh trong ống dẫn 256 có nhiệt độ đủ để đun sôi lại tháp hoàn thiện 155 thông qua nồi hơi 257, ngưng tụ dòng đỉnh của tháp tách sản phẩm tách trong ống dẫn 258. Như ở trên, sản phẩm para-xylen được thu hồi trong ống dẫn 156.

Fig.4 tóm tắt một số, không đầy đủ hoặc loại trừ, các khả năng trao đổi nhiệt trực tiếp liên quan đến Fig.1. Tháp tách xylen ở áp suất cao 133 có thể cấp nhiệt để đun sôi lại một hoặc nhiều trong số tháp tách xylen ở áp suất thấp 130, tháp tách sản phẩm tách 152, và tháp tách dịch còn lại 159. Tháp tách xylen ở áp suất thấp 130 có thể cấp nhiệt để đun sôi lại tháp cất chiết 120. Tháp tách sản phẩm tách nén 152 có thể cấp nhiệt để đun sôi lại một hoặc nhiều trong số tháp tách benzen 123 và tháp hoàn thiện 155. Tháp tách dịch còn lại nén 159 có thể cấp nhiệt để đun sôi lại một hoặc nhiều trong số bộ tách sản phẩm trùng chỉnh 159, tháp tách toluen 126 và bộ loại heptan 164.

Fig.5 tóm tắt các ví dụ không đầy đủ về các khả năng trao đổi nhiệt gián tiếp qua sự tạo ra hơi ở áp suất trung bình. Dòng hơi đỉnh 230 (Fig.1) từ các tháp tách

xylen ở áp suất thấp 130 và 260 (Fig.1) từ tháp tách dịch còn lại nén 159 có thể tạo ra hơi ở áp suất trung bình trong vòi phun 100 ở áp suất từ 0,6 đến 2 MPa, và tốt hơn là từ 0,7 đến 1,5 MPa có thể được sử dụng để đun sôi lại một hoặc nhiều trong số bộ tách sản phẩm trùng chỉnh 114, tháp cất chiết 120 và tháp tách toluen 126 với tiềm năng là xuất hơi đến các bộ phận khác. Việc tạo ra và sử dụng hơi như thế có thể được xem là bổ sung hoặc thay thế đối với các cách tiết kiệm năng lượng khác chẳng hạn như cách được mô tả trên Fig.4. Ví dụ, tháp tách xylene ở áp suất cao 133 có thể cấp nhiệt để đun sôi lại tháp tách xylene ở áp suất thấp 130 và tháp tách sản phẩm tách 152, và trở lại đun sôi lại tháp tách benzen 123 và tháp hoàn thiện 155.

Như được đề cập từ trước, các hệ thống và thiết bị theo sáng chế bao gồm ít nhất một bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 để phân tách para-xylene. Fig.6 minh họa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ thông thường đơn giản trong mô hình quy trình thu hồi các hợp chất thơm trên Fig.1, đã thể hiện bởi các tháp tách phân đoạn sản phẩm tách và dịch còn lại.

Theo một phương án, bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 mô phỏng chuyển động ngược chiều của chất hấp phụ và dịch bao quanh, nhưng có thể được thực hiện theo quy trình đồng dòng liên tục, tương tự quy trình được mô tả trong US 4,402,832 và US 4,478,721. Các chức năng và đặc tính của các chất hấp phụ và chất giải hấp phụ trong hình ảnh phân tích sắc ký của các thành phần chất lỏng đã biết và sự tham khảo có thể được thực hiện đối với US 4,642,397, mà tất cả nội dung được kết hợp ở đây, để mô tả thêm về các nguyên tắc hấp phụ cơ bản này. Các hệ dòng ngược chiều lớp di chuyển ngược chiều hoặc lớp di chuyển mô phỏng có hiệu quả phân tách tốt hơn nhiều đối với phân tách bằng các hệ thống lớp cố định, do các hoạt động hấp phụ và giải hấp phụ diễn ra liên tục với dòng nguyên liệu liên tục và sự tạo ra sản phẩm tách và dịch tàn dư liên tục. Sự giải thích kỹ về các quy trình lớp di chuyển mô phỏng được cho trong phần *Phân tách nhờ hấp phụ* của Kirk-Othmer Encyclopedia của Chemical Technology ở trang 563.

Quy trình phân tách nhờ hấp phụ của bộ 150 có sự tiếp xúc liên tục giữa dòng nguyên liệu 5 và chất hấp phụ được chứa trong các thùng và dòng chất giải hấp phụ 10 để phân tách dòng sản phẩm tách 15 và dòng dịch còn lại 20. Trong hệ thống chảy ngược chiều lớp di chuyển mô phỏng, tiến trình dịch chuyển của nguyên liệu lỏng và sản phẩm đến các điểm hoặc các cửa 25 xuống dưới các khoang chứa chất hấp phụ

30 và 35 mô phỏng chuyển động lên trên của chất hấp phụ được chứa trong khoang. Chất hấp phụ trong quy trình hấp phụ lớp di chuyển mô phỏng được chứa trong các lớp trong một hoặc nhiều thùng hoặc khoang; hai khoang 30 và 35 nối tiếp được thể hiện trên Fig.6, mặc dù một khoang đơn lẻ hoặc một số khoang liên tiếp có thể được sử dụng. Mỗi khoang 30 và 35 chứa nhiều lớp chất hấp phụ trong không gian xử lý. Mỗi khoang có số lượng cửa 25 liên quan đến số lượng lớp chất hấp phụ, và vị trí của dòng nguyên liệu 5, dòng chất giải hấp phụ 10, dòng sản phẩm tách 15 và dòng dịch còn lại 20 được dịch dọc theo các cửa 25 để mô phỏng sự chuyển động của lớp chất hấp phụ. Chất lỏng lưu thông bao gồm các dòng tuần hoàn chất giải hấp phụ, sản phẩm tách và dịch còn lại trong các khoang thông qua các bơm 40 và 45, tương ứng. Các hệ thống để điều khiển dòng chảy của chất lỏng lưu thông được mô tả trong US 5,595,665, nhưng chi tiết về các hệ thống này không phải là dấu hiệu cơ bản của sáng chế. Van kiểu đĩa quay 300, như được đặc trưng ví dụ trong các tài liệu US 3,040,777 và US 3,422,848, ảnh hưởng đến việc dịch chuyển các dòng dọc khoang chứa chất hấp phụ để minh họa dòng ngược chiều. Mặc dù van đĩa quay 300 được mô tả ở đây, các hệ thống và thiết bị khác dùng để dịch chuyển các dòng dọc các khoang chứa chất hấp phụ cũng được dự định ở đây, bao gồm các hệ thống sử dụng nhiều van để điều khiển dòng chảy của các dòng đến và đi từ khoang chứa chất hấp phụ 30 và/hoặc 35 như, ví dụ, được mô tả trong US 6,149,874.

Tham chiếu trên Fig.7, sơ đồ dạng tách rời đơn giản của van quay ví dụ 300 để sử dụng trong hệ thống và quy trình phân tách nhờ hấp phụ được mô tả. Tấm đế 474 bao gồm một số cửa 476. Số lượng cửa 476 bằng tổng số lượng ống dẫn trên (các) khoang. Tấm đế 474 cũng bao gồm một số rãnh 478. Số lượng rãnh 478 bằng số lượng cửa vào, cửa ra và đường ống rửa thực dùng cho bộ phận phân tách nhờ hấp phụ (không được thể hiện trên Fig.7). Mỗi cửa vào, cửa ra và đường ống rửa thực thông với rãnh 478 được dành riêng. Đường ống chuyển 470 đưa rãnh 478 đã cho thông với cửa 476 đã cho. Theo một ví dụ, các cửa vào thực bao gồm cửa vào nguyên liệu và cửa vào chất giải hấp phụ, các cửa ra thực bao gồm cửa ra sản phẩm tách và cửa ra dịch còn lại, và đường ống rửa bao gồm giữa một và bốn đường ống rửa. Do động cơ 480 quay khi mỗi rãnh 478 được dành riêng được đặt thông với cửa kế tiếp 476 nhờ đường ống chuyển 470. Tấm bịt kín 472 cũng được bố trí để bịt kín các dòng trong van quay 300 trong khi hoạt động do van quay quay theo kiểu từng

bước di chuyển ống dẫn 470 tới các cửa 476 khác nhau. Van quay cũng bao gồm nắp 305 được minh họa trên Fig.6 để đóng kín van quay. Nắp 305 được ép để duy trì tấm bịt kín 472 đè lên tấm đế 474. Như được đề cập từ trước, đã có phát hiện rằng việc vận hành bộ phận phân tách nhờ hấp phụ ở các áp suất cao yêu cầu áp suất trong nắp 305 để cũng được vận hành ở áp suất cao dẫn đến sự biến dạng của tấm bịt kín 472.

Các điều kiện hấp phụ nói chung bao gồm nhiệt độ nằm trong khoảng từ 20° đến 250°C, với từ 60° đến 200°C được ưu tiên cho phân tách para-xylen. Các điều kiện hấp phụ cũng bao gồm áp suất đủ để duy trì pha lỏng, có thể ở áp suất từ khí quyển đến 2 MPa. Các điều kiện giải hấp phụ thường bao gồm khoảng nhiệt độ và áp suất tương tự như được sử dụng đối với các điều kiện hấp phụ. Các điều kiện khác nhau có thể được ưu tiên cho các hợp chất sản phẩm tách khác.

Các dòng khác nhau liên quan trong hấp phụ lớp di chuyển mô phỏng như được minh họa trên các hình vẽ và được thảo luận thêm dưới đây với các khía cạnh khác nhau của sáng chế được mô tả ở đây có thể được đặc trưng như sau. "Dòng nguyên liệu" là hỗn hợp chứa một hoặc nhiều cấu tử cần tách hoặc các cấu tử được ưu tiên hấp phụ và một hoặc nhiều cấu tử dịch còn lại hoặc các cấu tử không được ưu tiên hấp phụ để được phân tách nhờ quy trình. "Dòng sản phẩm tách" bao gồm cấu tử cần tách, thường là sản phẩm mong muốn, được hấp phụ chọn lọc hơn hoặc ưu tiên hơn bởi chất hấp phụ. "Dòng dịch còn lại" bao gồm một hoặc nhiều cấu tử dịch còn lại ít được chọn lọc hấp phụ hoặc không ưu tiên hấp phụ. "Chất giải hấp phụ" là vật liệu có khả năng giải hấp phụ cấu tử cần tách, thường trơ đối với các cấu tử của dòng nguyên liệu và dễ dàng tách ra khỏi sản phẩm tách và dịch còn lại, ví dụ, thông qua chưng cất.

Dòng sản phẩm tách 15 và dòng dịch còn lại 20 trong các mô hình được minh họa chứa chất giải hấp phụ ở các nồng độ tương đối so với sản phẩm tương ứng từ quy trình là giữa 0% và 100%. Chất giải hấp phụ thường được tách ra khỏi các cấu tử dịch còn lại và cấu tử cần tách bằng cất phân đoạn thông thường trong, lần lượt, tháp tách dịch còn lại 159 và tháp tách sản phẩm tách 152 như được minh họa trên Fig.6 và được hồi lưu dòng 10' bởi bơm 60 ở đáy tháp tách dịch còn lại và bơm 65 ở đáy của tháp tách sản phẩm tách để được đưa trở lại quy trình. Fig.6 thể hiện chất giải hấp phụ như là dịch đáy từ tháp tương ứng, tuy nhiên, trong một số ứng dụng, chất giải hấp phụ có thể được tách ở vị trí khác dọc các tháp cất phân đoạn 152 và 159.

Sản phẩm dịch còn lại 70 và sản phẩm tách 75 từ quy trình được thu hồi từ dòng dịch còn lại và dòng sản phẩm tách trong các tháp 159 và 152 tương ứng; sản phẩm tách 75 từ sự phân tách các hợp chất thơm C_8 thường bao gồm chủ yếu là một hoặc cả hai para-xylen và meta-xylen, với sản phẩm dịch còn lại 70 chủ yếu là các hợp chất thơm C_8 không được hấp phụ.

Các dòng chảy sản phẩm tách và dịch còn lại từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ quan trọng trong hoạt động của quy trình phân tách nhờ hấp phụ. Cụ thể, sự phân tách nhờ hấp phụ nhờ vào việc đạt được biên dạng thành phần trong khoang phân tách nhờ hấp phụ giữa các cấu tử khác nhau trong khoang, bao gồm ít nhất cấu tử được ưu tiên hấp phụ, một hoặc nhiều cấu tử không được ưu tiên hấp phụ, và chất giải hấp phụ. Biên dạng thành phần dịch chuyển dọc (các) khoang với các dòng nguyên liệu và thu hồi dịch chuyển trong suốt hoạt động của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150. Các dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại được tháo khỏi khoang ở các cửa 25 khác nhau phụ thuộc vào biên dạng thành phần ở cửa cụ thể để đạt được dòng có độ tinh khiết cao. Ví dụ, dòng sản phẩm tách được tháo ra khỏi các khoang phân tách nhờ hấp phụ 30 và 35 từ vị trí dọc khoang nơi thành phần của chất dịch bao gồm một lượng cao cấu tử được ưu tiên hấp phụ và một lượng thấp cấu tử không được ưu tiên hấp phụ. Hệ thống dựa vào các phương tiện thụ động, tức là sự chênh lệch áp suất giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 và các tháp cất phân đoạn sau đó 159 và 152 để đạt được dòng chảy của các dòng sản phẩm tách và dịch còn lại ra khỏi bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 để tránh các vấn đề về việc đạt được độ tinh khiết của sản phẩm nếu phương tiện chủ động để tạo ra và điều khiển dòng chảy được sử dụng mà đã có khả năng bị lỗi hoặc sự cố. Điều này được coi là quan trọng để phân tách thành công trong bộ phận phân tách 150 vì sự dồn lại của các dòng sản phẩm tách và/hoặc dịch còn lại có thể làm thay đổi mô hình dòng chảy, và do đó thay đổi biên dạng thành phần, trong bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150. Điều này có thể ảnh hưởng đến năng suất và độ tinh khiết sản phẩm đạt được bởi hệ thống. Vì nhiều hệ thống phân tách nhờ hấp phụ yêu cầu độ tinh khiết cao, nên điều này có thể tác động bất lợi cho việc kinh doanh.

Theo một khía cạnh, bơm 550 được bố trí để bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 tới tháp cất phân đoạn tương ứng. Trở lại sơ đồ trên Fig.8, một phần của thiết bị và quy trình theo một

khía cạnh của sáng chế được minh họa, thể hiện bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 và tháp cất phân đoạn 510. Để dễ giải thích, thiết bị và quy trình sẽ được mô tả khái quát về mặt chất dịch được chuyển giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 và tháp cất phân đoạn 510, tuy nhiên, cần hiểu rằng sáng chế có thể được áp dụng đối với một hoặc cả hai dòng sản phẩm tách chảy qua ống dẫn 15' tới tháp cất phân đoạn sản phẩm tách 152 và dòng dịch còn lại chảy qua ống dẫn 20' tới tháp cất phân đoạn dịch còn lại 159. Ống dẫn hoặc đường ống 505 được bố trí giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 và tháp cất phân đoạn 510 để chuyển dòng. Theo một khía cạnh, với bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 bao gồm van quay 300, đường ống 505 được ghép giữa van quay 300 và cửa vào tháp cất phân đoạn 515 sao cho dòng sản phẩm tách được chuyển qua đường ống 505 giữa ống dẫn dòng sản phẩm tách của van quay 300 và cửa vào tháp cất 515. Cần hiểu rằng đường ống 505 có thể bao gồm một hoặc nhiều đường ống hoặc ống dẫn thông giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 và tháp cất phân đoạn 510. Cũng cần hiểu rằng tháp cất phân đoạn 510 có thể bao gồm một hoặc nhiều tháp cất phân đoạn được đặt nối tiếp hoặc song song. Đồng thời, trang thiết bị hoặc thiết bị bổ sung có thể được đặt dọc đường ống 505 trong khi vẫn thuộc phạm vi của sáng chế. Ví dụ, một hoặc nhiều bộ trao đổi nhiệt hoặc nồi hơi 555 có thể được đặt dọc đường ống 505 để làm tăng nhiệt độ của dòng đi vào tháp cất phân đoạn 510 như được minh họa trên Fig.8 hoặc để chuyển nhiệt tới hoặc khỏi dòng.

Theo một phương án, như được đề cập từ trước, tháp cất phân đoạn 510 được vận hành ở áp suất tăng so với các hệ thống truyền thống để cung cấp sự bảo toàn năng lượng. Theo một phương án, vì áp suất bên trong tăng của tháp cất phân đoạn 510, áp suất ở cửa vào tháp cất phân đoạn inlet 515 được tăng lên sao cho các dòng từ bộ phận hấp phụ sẽ không chảy hoặc sẽ không chảy với tốc độ thích hợp, vào tháp cất phân đoạn. Áp suất hoạt động ở bộ phận hấp phụ sẽ có cao hơn tổng áp suất ở cửa vào tháp cất phân đoạn 515 và áp suất rơi dọc đường ống 505. Sự rơi áp suất dọc đường ống 505 thường xảy ra do sự ma sát giữa dòng chất lỏng và thành, ống dẫn, ống, van và các thiết bị khác dọc đường ống hoặc ống dẫn 505, tương tự, ví dụ, các bộ trao đổi nhiệt hoặc nồi hơi 555 được đặt dọc đường ống 505. Cần hiểu rằng dòng sẽ luôn chảy theo hướng từ áp suất cao hơn đến áp suất thấp hơn. Áp suất thấp hơn trong bộ phận hấp phụ tương đối so với áp suất ở cửa vào tháp 515 nghĩa là dòng

chảy của chất lỏng trong đường ống 505 sẽ theo hướng ngược lại. Áp suất thấp hơn sẽ có thể dẫn đến dòng chảy của dòng từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 vào tháp cất phân đoạn 510. Điều này có thể bao gồm tháp cất phân đoạn 510 hoạt động ở áp suất cao hơn so với một hoặc nhiều vị trí dọc ống dẫn 505, bao gồm cửa vào 515, dẫn đến kết quả là dòng trải qua sự rơi áp suất khi dòng đi dọc đường ống 505. Điều này cũng xảy ra với tháp cất phân đoạn 510 được vận hành ở áp suất cao hơn so với bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150, bao gồm (các) khoang 30 và 35.

Trở lại cụ thể hơn, tháp cất phân đoạn 510 có thể có áp suất hoạt động giữa áp suất khí quyển và 2 MPa. Theo một ví dụ, tháp cất phân đoạn 510 có áp suất hoạt động cao hơn 300 kPa. Theo ví dụ khác, tháp cất phân đoạn 510 có áp suất hoạt động cao hơn 500 kPa. Theo ví dụ khác nữa, tháp cất phân đoạn 510 có áp suất hoạt động giữa 550 kPa và 2 MPa. Theo ví dụ khác nữa, tháp cất phân đoạn 510 có áp suất hoạt động giữa 550 kPa và 600 kPa.

Các điều kiện hấp phụ trong bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 bao gồm áp suất đủ để duy trì pha lỏng, có thể nằm trong khoảng từ áp suất khí quyển đến 2 MPa. Theo ví dụ khác, bộ phận phân tách nhờ hấp phụ có áp suất hoạt động giữa 800 kPa và 1100 kPa. Theo ví dụ khác nữa, bộ phận phân tách nhờ hấp phụ có áp suất hoạt động giữa 850 kPa và 900 kPa. Theo một phương án, sự rơi áp suất giữa các khoang phân tách nhờ hấp phụ 30 và 35 và tháp cất phân đoạn 510 là giữa 600 và 800 kPa. Theo phương án khác, sự rơi áp suất là giữa 700 và 750 kPa. Do đó, điều được xác định là áp suất từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 là không đủ để cung cấp dòng chảy của dòng vào tháp cất phân đoạn 510, vì tổng độ rơi áp suất trong đường ống 505 và áp suất cửa vào 515 vượt quá áp suất ở bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150.

Theo một phương án, để khắc phục áp suất tăng trong tháp cất phân đoạn 510 sao cho dòng chảy qua đường ống 505 giữa khoang phân tách nhờ hấp phụ 150 và tháp cất phân đoạn 510, bơm 550 được bố trí dọc ống dẫn dòng sản phẩm tách 505. Bơm 550 được đặt dọc đường ống 505 giữa khoang phân tách nhờ hấp phụ 150 và tháp cất phân đoạn 510. Bơm 550 về cơ bản tách riêng tháp cất phân đoạn 510 ra khỏi khoang phân tách nhờ hấp phụ 150 để khắc phục các khó khăn của việc có tháp 510 hoạt động ở áp suất cao hơn. Bơm 550 cần cung cấp đủ áp suất đầu để vượt qua sự chênh lệch áp suất giữa khoang phân tách nhờ hấp phụ và tháp cất phân đoạn 510

dọc đường ống 505 để bơm dòng vào tháp cất phân đoạn 510. Nói cách khác, bơm 550 cần cung cấp đủ năng lượng để dòng trong đường ống 505 nâng áp suất của nó lên trên áp suất của tháp tách phía sau. Điều này thường được gọi là cột áp. Sự nâng cấp thiết bị sẽ ảnh hưởng đến áp suất thủy tĩnh giữa tháp cất phân đoạn 510 và bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150, cũng được bao gồm trong cột áp. Theo một phương án, bơm 550 được lắp đặt để hút trực tiếp từ các khoang chứa chất hấp phụ 30 và 35. Về mặt này, theo một phương án, khi bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 bao gồm van quay 300, như được minh họa trên Fig.6, bơm 550 được kết cấu để hút thông qua van quay 300, từ ống dẫn dịch sản phẩm tách hoặc ống dẫn dịch còn lại phụ thuộc vào cách thực hiện sáng chế.

Theo một phương án, bơm 550, có thể bao gồm nhiều hơn một bơm, làm tăng áp suất dòng lên 50 kPa đến 2,5 MPa để bơm dòng vào tháp cất phân đoạn. Theo phương án khác, bơm 550 làm tăng áp suất dòng lên 150-500 kPa. Theo phương án khác, bơm 550 làm tăng áp suất dòng lên 200-400 kPa. Theo phương án khác nữa, bơm 550 làm tăng áp suất dòng lên 250-350 kPa.

Như được đề cập ở trên, điều quan trọng là dòng chảy liên tục qua đường ống 505 tới tháp cất phân đoạn 510. Về mặt này, bơm cần duy trì hoạt động ở mọi thời điểm, vì thế việc điều khiển quy trình bổ sung có thể là cần thiết. Theo một phương án, bơm 550 bao gồm nhiều hơn một bơm để hạn chế sự chảy ngược của dòng hoặc các gián đoạn khác trong dòng chảy của dòng theo hướng xuôi dòng nếu một bơm bị lỗi hoặc nếu không thì không đang hoạt động. Sự chảy ngược của dòng trở lại khoang phân tách nhờ hấp phụ 150 hoặc sự gián đoạn trong dòng chảy của dòng có thể làm giảm độ tinh khiết của sản phẩm và hoặc năng suất như được đề cập từ trước. Theo phương án này, các bơm được bố trí song song. Đồng thời, nhiều hơn một bơm có thể được kết cấu theo các cách thức sắp xếp vận hành khác nhau như được mô tả chi tiết hơn sau đây để cung cấp dòng chảy không gián đoạn, ngay cả trong khi xảy ra sự cố hoặc lỗi bơm.

Theo một phương án, một hoặc nhiều bơm dọc đường ống 505 là các bơm chính và một hoặc nhiều bơm khác dọc đường ống 505 là các bơm dự phòng ở chế độ chờ trong khi hoạt động bình thường. Ví dụ, tham chiếu trên Fig.9, với hai bơm được sử dụng, bơm thứ nhất 605 là bơm chính và bơm thứ hai 610 là bơm dự phòng. Bơm chính thứ nhất 605 sẽ thường hoạt động để bơm dòng dịch lỏng dọc đường ống

505 và đưa vào tháp cất phân đoạn 510 trong khi hoạt động bình thường, trong khi bơm dự phòng thứ hai 610 có thể được kết cấu để hoạt động khi bơm thứ nhất không hoạt động hoặc hoạt động với năng suất giảm. Về mặt này, bơm thứ hai 610 có thể được kết cấu để bật chế độ tự động khi bơm thứ nhất dừng hoạt động hoặc để bật chế độ bằng tay trước khi người vận hành tắt bơm thứ nhất 605. Ngoài ra, các bơm thứ nhất và thứ hai 605 và 610 có thể luân phiên là các bơm chính và phụ ngay cả khi bơm thứ nhất không bị lỗi, ví dụ, để duy trì tuổi thọ của cả hai bơm.

Theo phương án khác, hai hoặc nhiều bơm đều có thể cung cấp tỉ lệ phần trăm của tổng khối lượng công việc. Tham chiếu trên Fig.9, cả hai bơm thứ nhất và thứ hai 605 và 610 có thể được sử dụng như là các bơm chính với mỗi bơm hoạt động dưới 100% khả năng hoạt động mong muốn để điều khiển một phần dòng chảy. Ví dụ, các bơm thứ nhất và thứ hai có thể đều cung cấp 50 phần trăm tổng năng suất hoạt động. Bơm thứ ba 615 tùy ý có thể được sử dụng như là bơm dự phòng như được mô tả ở trên đối với phương án trước. Bơm thứ ba 615 có thể bắt đầu hoạt động khi hoặc là bơm thứ nhất 605 hoặc bơm thứ hai 610 dừng hoạt động, và bơm thứ ba có thể cung cấp phần trăm năng suất mà trước đây được cung cấp bởi bơm không còn hoạt động nữa. Theo cách này, hoạt động bơm của các bơm chính sẽ không dừng hoàn toàn trong thời gian giữa khi một trong số các bơm chính 605 và 610 bị lỗi và bơm thứ cấp 615 bắt đầu hoạt động. Như sẽ được hiểu, theo phương án này, các bơm chính và bơm dự phòng bổ sung có thể được cung cấp, với mỗi bơm cung cấp một tỷ lệ phần trăm của tổng năng suất.

Theo các phương án khác nhau, với bơm 550 bao gồm nhiều hơn một bơm, mỗi bơm, ví dụ, 605 và 610 được minh họa trên Fig.9, có thể bao gồm bộ cấp điện riêng 620 và 625 của nó tương ứng. Theo cách này, nếu xảy ra lỗi đối với một trong số các bộ cấp điện 620 và 625 trong quá trình hoạt động, sao cho một trong số các bơm 605 và 610 không thể hoạt động, thì bộ cấp điện 620 hoặc 625 khác có thể tiếp tục cấp điện cho bơm 605 hoặc 610 khác sao cho dòng có thể được tiếp tục được bơm vào tháp cất phân đoạn 510.

Theo khía cạnh khác, một trong số các bộ cấp điện 625 có thể là kiểu vò cấp điện xoay chiều khác với kiểu bộ cấp điện của bộ cấp điện thứ nhất 620. Ví dụ, bộ cấp điện thứ hai 625 có thể là kiểu tua bin hơi. Theo cách này, nếu bộ cấp điện thứ nhất 620 bị lỗi do gặp sự cố hoặc các vấn đề khác, bộ phát động kiểu tua bin hơi thứ

hai có thể tiếp tục cấp điện cho bơm thứ hai 610. Phương án bơm vận hành bằng hơi sẽ có tính kinh tế nhất ở vị trí hoạt động với hệ thống ngưng tụ bề mặt tồn tại cho thiết bị theo quy trình khác và có thể được định cỡ để chứa tải gia tăng từng đợt từ trực quay bơm phụ trợ. Các kiểu khác của các bộ cấp điện xoay chiều cũng được dự định và có thể bao gồm, ví dụ, bộ phát động tua bin khí, năng lượng liên tục từ pin hoặc thiết bị lưu điện cục bộ tương tự, hoặc lưới điện sinh hoạt.

Theo các phương án khác nhau, bơm 550, bao gồm một hoặc nhiều bơm với nhiều hơn một bơm được bao gồm, có thể bao gồm bơm có tốc độ thay đổi có các bộ phát động tốc độ thay đổi. Theo cách này, bơm 550 có thể được kết cấu để điều khiển dòng chảy động của dòng chất lỏng trong bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 mà không cần các van điều khiển. Về mặt này, van điều khiển truyền thống được bố trí dọc đường ống 505 để điều khiển lượng chất lỏng chảy trong đường ống 505 có thể được tháo bỏ, và tốc độ của bơm có tốc độ thay đổi có thể thay vào đó được điều chỉnh để điều khiển lưu lượng của dòng chất lỏng. Ngoài ra, van điều khiển có thể được bao gồm để điều khiển dòng chảy vật liệu giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 và tháp cất phân đoạn 550. Điều này có thể cung cấp lợi thế thương mại bằng cách giảm chi phí trang thiết bị và chế tạo và bảo trì được yêu cầu đối với van điều khiển.

Thùng dâng 630 cũng có thể được cung cấp và thông với đường ống 505. Thùng dâng 630 sẵn sàng để giữ lại chất lỏng từ đường ống 505 trong trường hợp bơm 550 bị lỗi trong một khoảng thời gian sao cho dòng không thể chảy vào tháp cất phân đoạn 510. Sự điều khiển chủ động hoặc bị động có thể được cung cấp để chuyển hướng ít nhất một phần của dòng vào thùng dâng 630. Ví dụ, van có thể ở trạng thái đóng trong khi hoạt động bình thường, nhưng được mở để cho phép dòng chảy qua đường ống 635 vào thùng dâng 630 nếu bơm bị lỗi. Ngoài ra, ví dụ, một lượng áp suất tăng trong đường ống 505 do sự dâng chất lỏng có thể cung cấp lực phát động để chuyển hướng dòng chảy của dòng qua đường ống 635 vào thùng dâng. Khi bơm hoạt động trở lại, chất lỏng được giữ trong thùng dâng có thể được bơm hoặc nếu không thì chảy trở lại vào và qua đường ống 505 và vào tháp cất phân đoạn 510.

Theo các phương án khác nhau, hệ thống điều khiển 640 có thể được cung cấp để điều khiển bơm 550, bao gồm một hoặc nhiều bơm như được mô tả ở trên. Với

nhiều hơn một bơm được sử dụng, như được minh họa trên Fig.9, hệ thống điều khiển 640 điều khiển hoạt động của mỗi bơm 605 và 610. Theo một ví dụ, với bơm thứ nhất là bơm chính và bơm thứ hai là bơm dự phòng, hệ thống điều khiển 640 có thể phát hiện lỗi của bơm thứ nhất và khởi động bơm thứ hai để tiếp tục bơm dòng qua đường ống 505 và vào tháp cất phân đoạn 510. Về mặt này, hệ thống điều khiển có thể bao gồm chức năng tự động khởi động tự động. trang thiết bị và phần cứng thích hợp, chẳng hạn như các van phân lập được kích hoạt kiểu solenoit, có thể được bao gồm để đưa bơm dự phòng thứ hai 610 vào hệ thống ngay trong trường hợp bơm chính bị lỗi.

Theo các phương án khác nhau được mô tả ở trên, bơm 550 có thể được bố trí để dẫn dòng từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 tới tháp cất phân đoạn 510 ngay cả trong trường hợp tháp cất phân đoạn được vận hành ở áp suất tăng, ví dụ, để tiết kiệm năng lượng hoặc vì các lý do khác. Qua việc bao gồm mô hình bảo vệ khi xảy ra lỗi ở bơm, bao gồm, ví dụ, bơm dự phòng, thùng nâng, các nguồn cấp điện khác và/hoặc các hệ thống điều khiển, nguy cơ xảy ra gián đoạn trong dòng chảy liên tục của dòng chảy từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 có thể được giảm xuống để tránh sự hoạt động gián đoạn của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150.

Theo một phương án, tháp cất phân đoạn 510 được minh họa trên Fig.9 là tháp cất phân đoạn sản phẩm tách 152 như được thể hiện trên các hình vẽ Fig.1 và Fig.6 và đường ống hoặc ống dẫn 505 mang dòng sản phẩm tách từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 tới tháp cất phân đoạn sản phẩm tách 152. Theo phương án khác, tháp cất phân đoạn 510 được minh họa trên Fig.9 là tháp cất phân đoạn dịch còn lại 159 như được thể hiện trên các hình vẽ Fig.1 và Fig.6 và đường ống hoặc ống dẫn 505 mang dòng dịch còn lại từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 tới tháp cất phân đoạn sản phẩm tách 152. Ngoài ra, sáng chế mô tả ở đây có thể được áp dụng cho cả hai dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại trong quy trình chuyển hóa hydrocarbon chẳng hạn như quy trình được minh họa trên các hình vẽ từ Fig.1 đến Fig.6.

Theo một phương án, quy trình được đề xuất để tách một hoặc nhiều cấu tử được hấp phụ ưu tiên từ dòng nguyên liệu bao gồm cấu tử được hấp phụ ưu tiên và một hoặc nhiều cấu tử không được ưu tiên hấp phụ. Quy trình bao gồm phân tách cấu tử được hấp phụ ưu tiên trong quy trình phân tách nhờ hấp phụ.

Quy trình có thể bao gồm phân tách cấu tử được hấp phụ ưu tiên sử dụng sự phân tách nhờ hấp phụ ngược chiều mô phỏng trong bộ phận phân tách nhờ hấp phụ. Theo một phương án, quy trình bao gồm chuyển một trong số các dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ tới tháp cất phân đoạn để tách một hoặc nhiều cấu tử trong dòng.

Quy trình cũng bao gồm vận hành tháp cất phân đoạn ở áp suất tăng. Theo phương án này, tháp cất phân đoạn được vận hành ở áp suất sao cho tổng áp suất cửa vào tháp và sự rơi áp suất trong ống dẫn và trang thiết bị giữa bộ phận hấp phụ và tháp cao hơn áp suất của bộ hấp phụ. Quy trình bao gồm bơm dòng dọc ống dẫn từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và vào tháp cất phân đoạn để vượt qua sự chênh lệch áp suất ở một hoặc nhiều vị trí dọc theo dòng và tháp cất phân đoạn. Quy trình có thể bao gồm sử dụng dòng áp suất cao từ tháp cất phân đoạn để làm nóng dòng khác, nổi hơi hoặc tháp hoặc bộ trao đổi nhiệt như được mô tả ở trên.

Theo một phương án quy trình bao gồm chuyển dòng sản phẩm tách từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ tới tháp cất phân đoạn sản phẩm tác để tách sản phẩm tách. Theo phương án này, quy trình bao gồm bơm dòng sản phẩm tách vào tháp cất phân đoạn sản phẩm tách. Theo phương án khác, quy trình bao gồm chuyển dòng dịch còn lại từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ tới tháp cất phân đoạn dịch còn lại để tách sản phẩm dịch còn lại. Theo phương án này, quy trình bao gồm bơm dòng dịch còn lại vào tháp cất phân đoạn dịch còn lại.

Trở lại cụ thể hơn, trong khi lựa chọn chất hấp phụ cho quy trình phân tách nhờ hấp phụ lớp di chuyển mô phỏng theo sáng chế, giới hạn duy nhất là hiệu lực của sự kết hợp chất hấp phụ/chất giải hấp phụ cụ thể trong sự phân tách mong muốn. Đặc điểm quan trọng của chất hấp phụ là tốc độ trao đổi của chất giải hấp phụ với cấu tử cần tách của hỗn hợp nguyên liệu, nói cách khác, tốc độ giải hấp phụ tương đối của cấu tử cần tách. Đặc điểm này liên quan trực tiếp đến lược chất giải hấp phụ phải được sử dụng trong quy trình để thu hồi cấu tử cần tách từ chất hấp phụ. Tốc độ trao đổi càng cao càng làm giảm lượng chất giải hấp phụ cần để tách cấu tử cần tách, và do đó, cho phép giảm chi phí vận hành quy trình. Với tốc độ trao đổi càng nhanh, thì càng ít vật liệu giải hấp phụ phải được bơm qua quy trình và được phân tách ra khỏi dòng sản phẩm tách để tái sử dụng trong quy trình.

Việc thực hiện sáng chế do đó không liên quan đến hoặc giới hạn việc sử dụng bất kỳ chất hấp phụ hoặc sự kết hợp chất hấp phụ/chất giải hấp phụ cụ thể nào, do các sự kết hợp rây phân tử/chất giải hấp phụ khác nhau được sử dụng cho các sự phân tách khác nhau. Chất hấp phụ có thể hoặc không có thể là zeolit. Các ví dụ về các chất hấp phụ có thể được sử dụng theo quy trình của sáng chế bao gồm rây phân tử không phải zeolit bao gồm rây phân tử gốc cacbon, silicanxit và rây phân tử nhôm silicat tinh thể được phân loại là các zeolit X và Y. Chi tiết về thành phần và tổng hợp của nhiều loại trong số các rây phân tử vi mao quản này được bộc lộ trong tài liệu sáng chế US 4,793,984, được kết hợp ở đây để tham khảo. Thông tin về các chất hấp phụ cũng có thể thu được từ các tài liệu US 4,385,994; US 4,605,492; US 4,310,440; và US 4,440,871.

Trong quy trình phân tách nhờ hấp phụ, thường được vận hành liên tục ở áp suất và nhiệt độ về cơ bản không đổi để đảm bảo pha lỏng, chất giải hấp phụ phải được lựa chọn thỏa mãn một số tiêu chuẩn. Thứ nhất, chất giải hấp phụ cần thay thế cấu tử cần tách trong chất hấp phụ với tốc độ chảy khối lượng hợp lý mà chính nó không bị hấp phụ mạnh để ngăn cấu tử cần tách không bị thay thế quá mức bằng chất giải hấp phụ trong chu trình hấp phụ sau đó. Với khái niệm độ chọn lọc, điều được ưu tiên là chất hấp phụ chọn lọc cao hơn cho tất cả các cấu tử cần tách đối với cấu tử dịch còn lại cao hơn so với độ chọn lọc của chất giải hấp phụ đối với cấu tử dịch còn lại. Thứ hai, chất giải hấp phụ phải tương thích với chất hấp phụ cụ thể và hỗn hợp nguyên liệu cụ thể. Cụ thể hơn, chúng không làm giảm hoặc phá hủy khả năng của chất hấp phụ hoặc độ chọn lọc của chất hấp phụ cho cấu tử cần tách đối với cấu tử dịch còn lại. Ngoài ra, chất giải hấp phụ cần không phản ứng hóa học với hoặc gây ra phản ứng hóa học của cấu tử cần tách hoặc cấu tử dịch còn lại. Cả hai dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại thường được lấy ra khỏi thể tích trống của chất hấp phụ trong hỗn hợp với chất giải hấp phụ và phản ứng hóa học bất kỳ liên quan đến chất giải hấp phụ và cấu tử cần tách hoặc cấu tử dịch còn lại hoặc cả hai sẽ làm phức tạp hoặc ngăn sự thu hồi sản phẩm. Chất giải hấp phụ cũng cần dễ tách ra khỏi các cấu tử cần tách và dịch còn lại, như nhờ cất phân đoạn. Cuối cùng, các chất giải hấp phụ cần phải luôn có sẵn và giá thành hợp lý. Chất giải hấp phụ có thể bao gồm chất giải hấp phụ nặng và nhẹ phụ thuộc vào ứng dụng cụ thể. Các khái niệm nặng và nhẹ là để nói đến điểm sôi của chất giải hấp phụ tương đối so với các hợp chất thơm C_8 , cụ

thể, ortho-, meta-, para-xylen và etylbenzen. Những người có trình độ chuyên môn trong lĩnh vực này sẽ đánh giá rằng "C₈" là chỉ các hợp chất bao gồm tám (8) nguyên tử cacbon. Theo các phương án nhất định, chất giải hấp phụ nặng được lựa chọn từ nhóm gồm có para-diethylbenzen, para-diisopropylbenzen, tetralin, và tương tự, và các sự kết hợp của chúng. Theo các phương án nhất định, toluen và tương tự có thể được sử dụng làm chất giải hấp phụ nhẹ. Para-diethylbenzen (p-DEB) có điểm sôi cao hơn các đồng phân thơm C₈ và, như thế, p-DEB là sản phẩm đáy (tức là, nặng) khi được phân tách khỏi các đồng phân C₈ trong tháp chưng cất phân đoạn. Tương tự, toluen có điểm sôi thấp hơn các đồng phân thơm C₈ và, như thế, toluen là sản phẩm đỉnh (tức là, nhẹ) khi được phân tách khỏi các đồng phân C₈ trong tháp chưng cất phân đoạn. p-DEB đã trở thành một tiêu chuẩn thương mại để sử dụng như một chất giải hấp phụ trong phân tách para-xylen.

Phần mô tả và các ví dụ nêu trên được dự định để minh họa của sáng chế mà không hạn chế phạm vi của nó. Trong khi minh họa và mô tả các phương án cụ thể của sáng chế, có thể đánh giá rằng rất nhiều thay đổi và sửa đổi có thể xảy ra đối với những người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực tương ứng, và điều đó được dự định trong những tuyên bố kèm theo để bao gồm tất cả các thay đổi và sửa đổi này đều nằm trong phạm vi của sáng chế.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Việc sử dụng bơm 550 để bơm dòng nguyên liệu vào tháp cất phân đoạn 510 như được mô tả ở trên đối với Fig.8 và Fig.9 được đánh giá cao về mặt thu hồi vốn đầu tư. Trường hợp cơ bản là dụng cụ như được mô tả trên Fig.1 và Fig.6, nhưng không bao gồm bơm 550 như được mô tả ở trên. Hệ thống trường hợp cơ bản thay vào đó hoạt động ở áp suất hoạt động suốt hệ thống, bao gồm trong bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 và (các) khoang 30 và 35 để sử dụng sự chênh lệch áp suất dương giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ 150 và tháp cất phân đoạn 510 để cung cấp lực phát động để di chuyển dòng vào tháp cất phân đoạn. Phân tích thương mại sơ bộ về sáng chế chỉ ra rằng sự tiết kiệm chi phí vốn trong nguyên liệu là khoảng \$500.000 USD. Việc lựa chọn các thay đổi trong các hệ thống bơm bị ảnh hưởng cũng sẽ rẻ hơn do áp lực cơ khí thiết kế thấp hơn. Việc tiết kiệm năng lượng ròng ước tính khoảng 50.000 USD mỗi năm. Chi phí về bơm hoặc các bơm được dự kiến là ít hơn 100.000 USD.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình phân tách các cấu tử trong dòng nguyên liệu bằng phân tách nhờ hấp phụ mô phỏng ngược chiều, quy trình này bao gồm các bước:

dẫn dòng nguyên liệu, bao gồm ít nhất một cấu tử được ưu tiên hấp phụ và ít nhất một cấu tử không được ưu tiên hấp phụ, và dòng chất giải hấp phụ vào hai cửa khác nhau thông qua hai ống dẫn tương ứng khác nhau dọc bộ phận phân tách nhờ hấp phụ nhiều lớp và tháo dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại qua hai cửa khác nhau của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ nhiều lớp;

hướng một trong số các dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại qua đường ống chạy từ cửa ra của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ tới cửa vào của tháp cất phân đoạn áp suất cao sao cho xuất hiện độ giảm áp suất do một trong hai dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại được hướng qua đường ống;

vận hành tháp cất phân đoạn áp suất cao ở áp suất cao hơn áp suất của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ trừ đi độ giảm áp suất xảy ra trong một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại; và

bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại để tăng áp suất trong dòng để đẩy một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại qua cửa vào của tháp cất phân đoạn.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó việc hướng một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại bao gồm việc hướng dòng sản phẩm tách vào tháp cất phân đoạn sản phẩm tách để tách cấu tử được ưu tiên hấp phụ ra khỏi chất giải hấp phụ trong dòng sản phẩm tách.

3. Quy trình theo điểm 1, trong đó việc hướng một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại bao gồm việc hướng dòng dịch còn lại vào tháp cất phân đoạn dịch còn lại để tách cấu tử không được ưu tiên hấp phụ ra khỏi chất giải hấp phụ trong dòng dịch còn lại.

4. Quy trình theo điểm 1, trong đó việc bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại bao gồm việc bơm bằng bơm thứ nhất ở mức dưới 100% tổng công suất làm việc và bơm bằng bơm thứ hai ở mức dưới 100% tổng công suất làm việc.

5. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm việc bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại bằng bơm chính trong suốt thời gian hoạt động thông thường và bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại bằng bơm dự phòng trong khi gián đoạn hoạt động của bơm chính.

6. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm việc bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại ở các tốc độ có thể thay đổi.

7. Thiết bị dùng để phân tách các cấu tử trong dòng nguyên liệu bằng phân tách nhờ hấp phụ mô phỏng ngược chiều, thiết bị này bao gồm:

bộ phận phân tách nhờ hấp phụ có áp suất hoạt động của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ với các cửa để nhận dòng nguyên liệu và dòng chất giải hấp phụ và cửa tháo dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại, bộ phận phân tách nhờ hấp phụ được kết cấu để nhận dòng nguyên liệu và để tạo ra dòng sản phẩm tách, bao gồm ít nhất một cấu tử được ưu tiên hấp phụ, và dòng dịch còn lại, bao gồm ít nhất một cấu tử không được ưu tiên hấp phụ;

tháp cất phân đoạn có áp suất hoạt động của tháp cất phân đoạn để tách chất giải hấp phụ ra khỏi một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại để tạo ra dòng sản phẩm;

đường ống thông giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và tháp cất phân đoạn để mang một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại từ bộ phận phân tách nhờ hấp phụ tới tháp cất phân đoạn và có sự tổn hao áp suất xảy ra dọc đường ống giữa bộ phận phân tách nhờ hấp phụ và tháp cất phân đoạn, trong đó áp suất hoạt động của tháp cất phân đoạn lớn hơn áp suất của bộ phận phân tách nhờ hấp phụ trừ đi độ giảm áp suất xảy ra dọc đường ống; và

bơm dọc đường ống để bơm một trong số dòng sản phẩm tách và dòng dịch còn lại qua đường ống và vào tháp cất phân đoạn.

8. Thiết bị theo điểm 7, trong đó tháp cất phân đoạn bao gồm tháp cất phân đoạn sản phẩm tách và bơm di chuyển dòng sản phẩm tách qua đường ống và vào tháp cất phân đoạn sản phẩm tách.

9. Thiết bị theo điểm 7, trong đó tháp cất phân đoạn bao gồm tháp cất phân đoạn dịch

28114

còn lại và bơm di chuyển dòng dịch còn lại qua đường ống và vào tháp cất phân đoạn dịch còn lại.

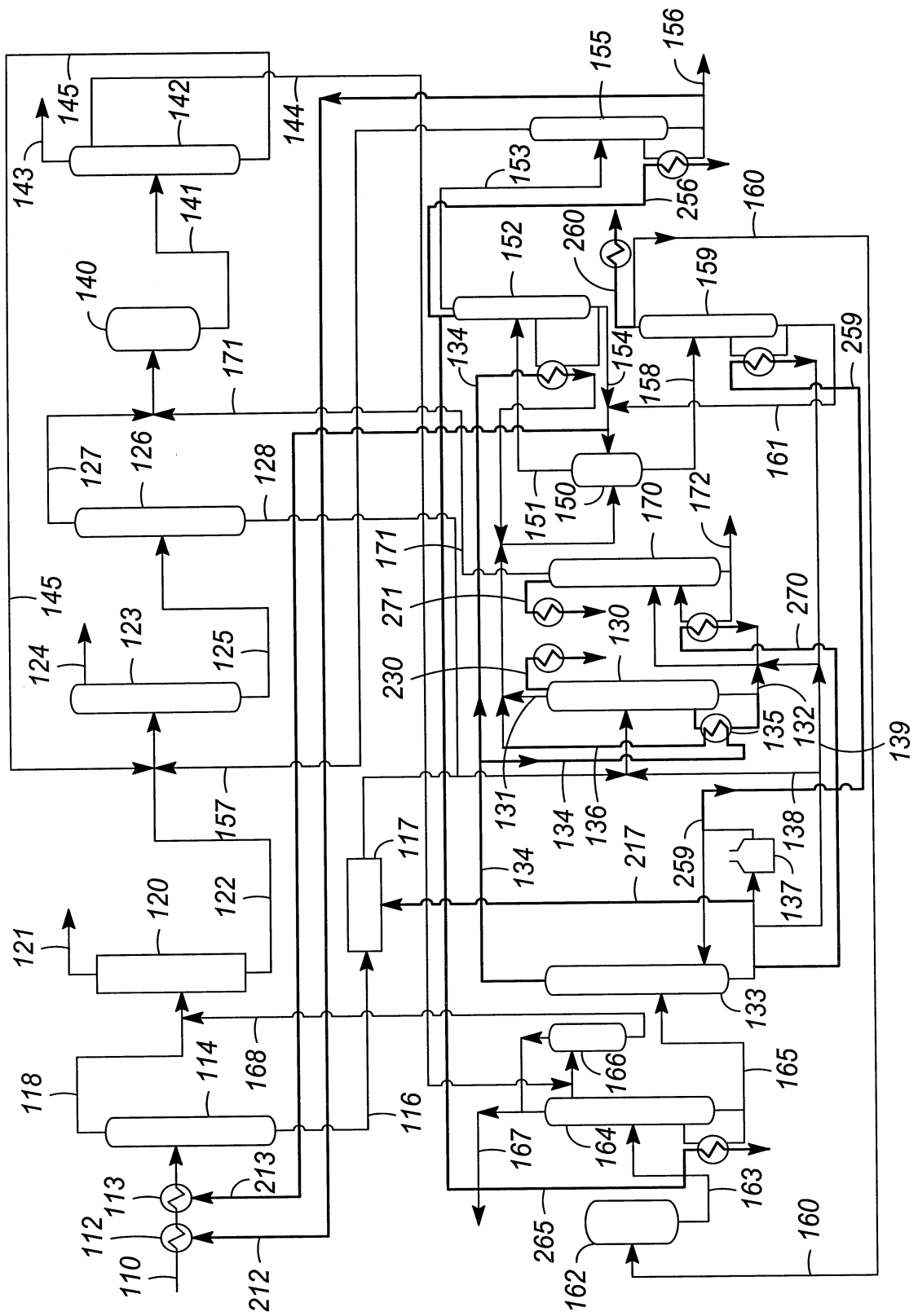


Fig.1

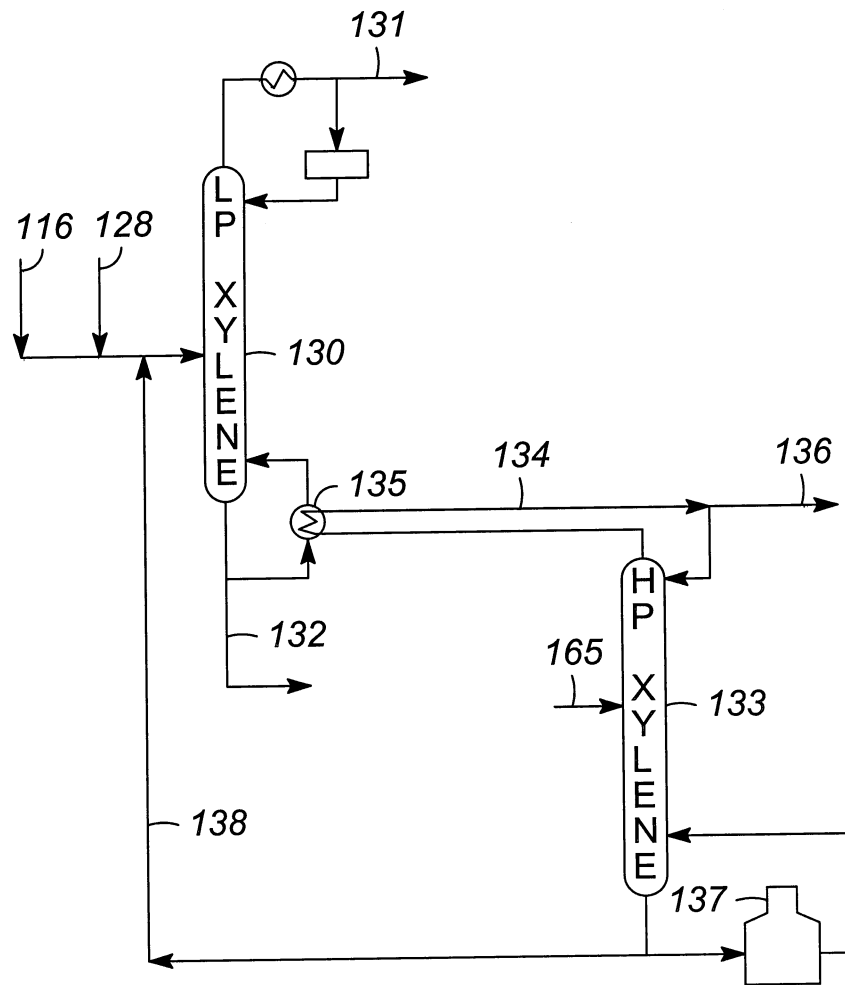


Fig.2

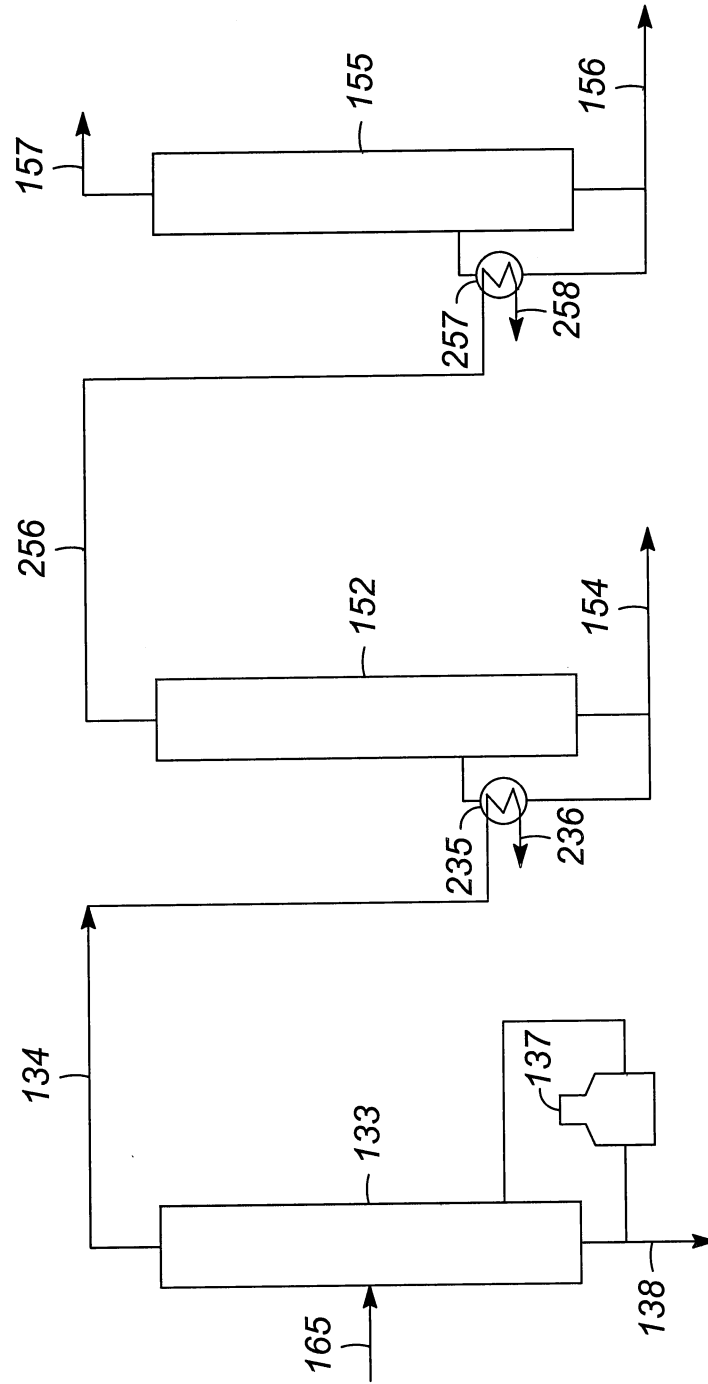


Fig.3

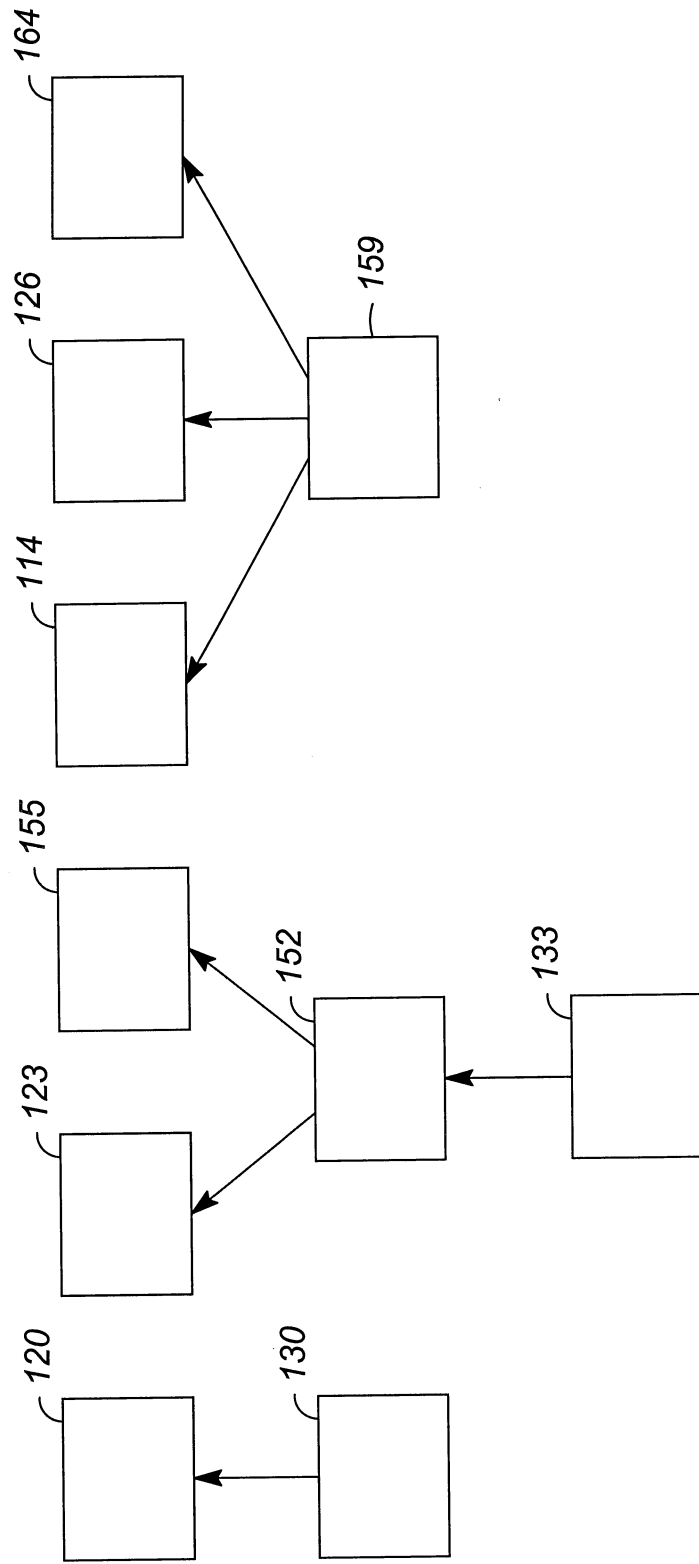


Fig.4

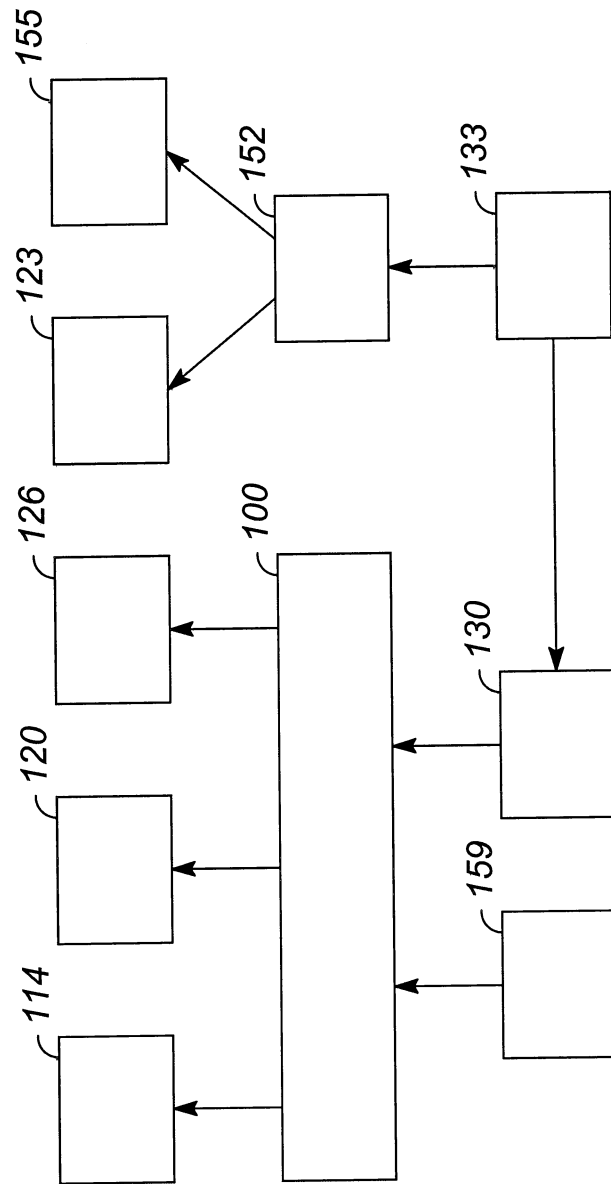


Fig.5

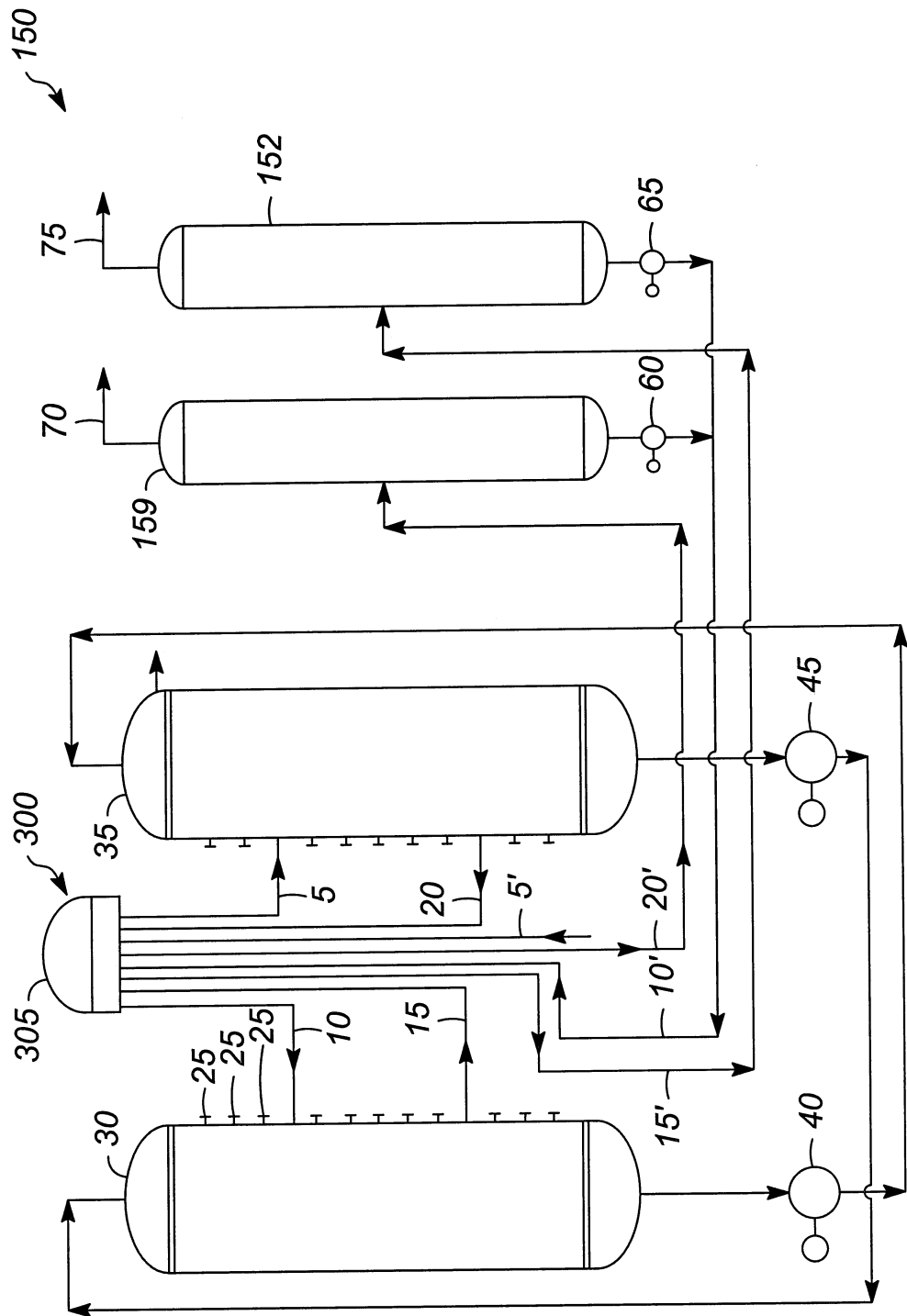


Fig.6

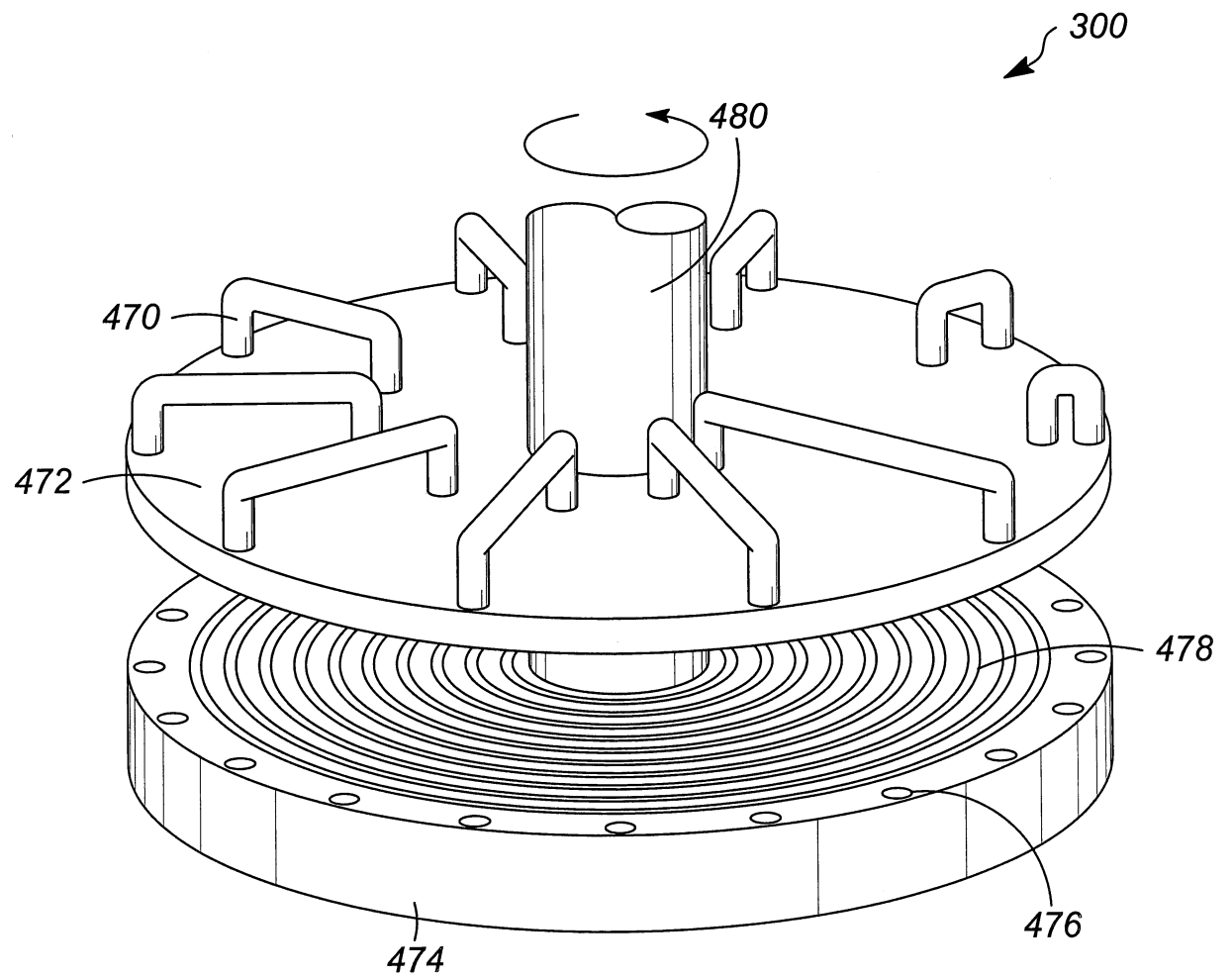


Fig. 7

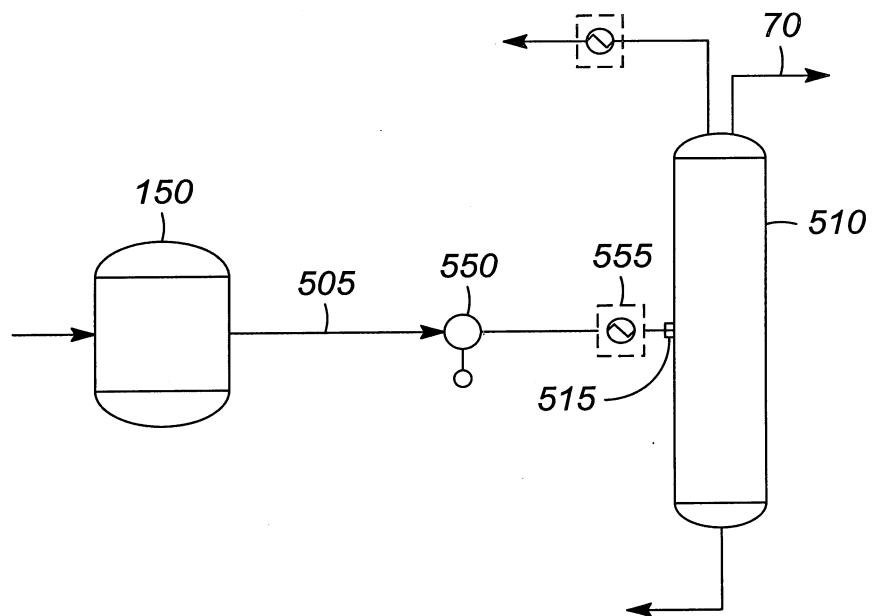


Fig. 8

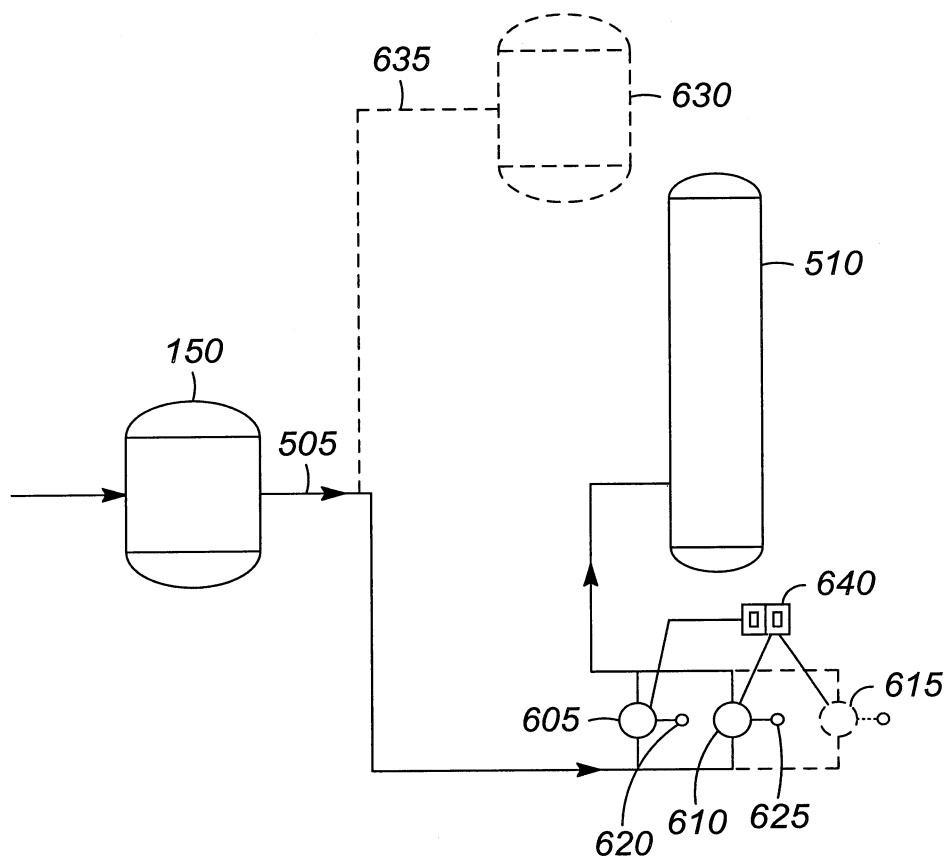


Fig. 9