



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

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

CỤC SỞ HỮU TRÍ TUỆ

(11) 

1-0021770

(51)⁷ F25J 3/00

(13) B

(21) 1-2011-03541

(22) 17.05.2010

(86) PCT/US2010/035121 17.05.2010

(87) W02010/144217 16.12.2010

(30) 61/186,361 11.06.2009 US

12/689,616 19.01.2010 US

12/717,394 04.03.2010 US

12/750,862 31.03.2010 US

12/772,472 03.05.2010 US

12/781,259 17.05.2010 US

(45) 25.09.2019 378

(43) 25.04.2012 289

(73) 1. ORTLOFF ENGINEERS, LTD. (US)

415 W. Wall, Suite 2000, Midland, TX 79701, United States of America

2. S.M.E PRODUCTS LP (US)

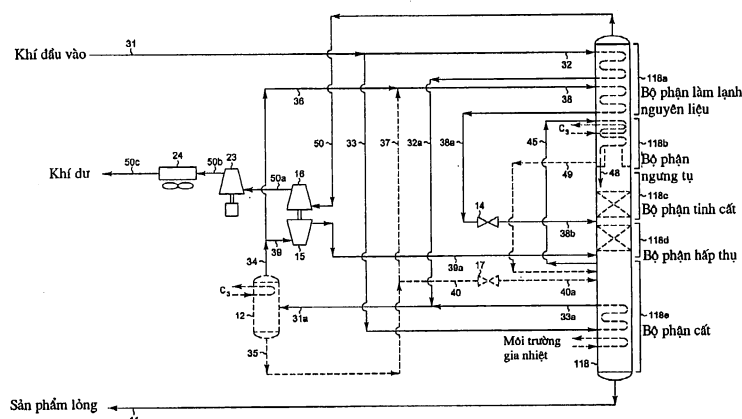
6715 Theall Houston, TX 77066, United States of America

(72) JOHNKE, Andrew, F. (US), LEWIS, W., Larry (US), LYNCH, Joe, T. (US),
CUELLAR, Kyle, T. (US), HUDSON, Hank, M. (US), WILKINSON, John, D. (US)

(74) Công ty Cổ phần Sở hữu công nghiệp INVESTIP (INVESTIP)

(54) QUY TRÌNH TÁCH DÒNG KHÍ CHỨA HYDROCACBON VÀ THIẾT BỊ THỰC HIỆN QUY TRÌNH NÀY

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình và thiết bị để tách các thành phần hydrocacbon nặng hơn từ dòng khí hydrocacbon nhờ thiết bị xử lý gọn nhẹ. Dòng khí này được làm lạnh, được ngưng tụ, và được làm giãn nở đến áp suất thấp hơn và được cung cấp ở dạng nguyên liệu vào phương tiện hấp thụ bên trong thiết bị xử lý. Dòng chất lỏng chung cất được thu gom từ phương tiện hấp thụ và được dẫn phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bên trong thiết bị xử lý để cất tách ra các thành phần dễ bay hơi của nó trong khi làm lạnh dòng khí. Dòng hơi chung cất được thu gom từ phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối và được làm lạnh đủ ngưng tụ ít nhất một phần dòng hơi này, tạo thành dòng hơi dư và dòng được ngưng tụ. Các lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu là ở nhiệt độ mà tại nhiệt độ này các thành phần chủ yếu của các thành phần mong muốn được thu hồi trong dòng chung cất lỏng đã được tách cất.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình và thiết bị dùng để tách dòng khí chứa hydrocacbon.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Etylen, etan, propylen, propan, và/hoặc hydrocacbon nặng hơn có thể được thu hồi từ nhiều loại khí khác nhau, như khí tự nhiên, khí nhà máy tinh luyện dầu và các dòng khí tổng hợp thu được từ các nguyên liệu hydrocacbon khác như than đá, dầu thô, naphta, diệp thạch dầu, cát dính nhựa và lignit. Khí tự nhiên thường chứa phần lớn là metan và etan, tức là metan và etan cùng chiếm ít nhất 50 phần trăm mol của khí. Khí này còn chứa lượng tương đối ít hơn của các hydrocacbon nặng hơn như propan, butan, pentan và các thành phần tương tự, kể cả hydro, nitơ, cacbon dioxit và các khí khác.

Nhìn chung, sáng chế đề cập đến sự thu hồi etylen, etan, propylen, propan, và hydrocacbon nặng hơn từ các dòng khí. Phương pháp phân tích điển hình cho dòng khí được tiến hành theo sáng chế này cho kết quả là, phần trăm mol xấp xỉ, 90,3% metan, 4,0% etan và các thành phần C_2 khác, 1,7% propan và các thành phần C_3 khác, 0,3% iso-butan, 0,5% butan mạch thẳng và hơn 0,8% pentan, phần còn lại là nitơ và cacbon dioxit. Đôi khi, các khí chứa lưu huỳnh cũng có mặt.

Các thay đổi thất thường mang tính chu kỳ về giá của cả khí tự nhiên và thành phần khí tự nhiên dạng lỏng (natural gas liquid-NGL) đôi khi làm giảm giá trị gia tăng của các thành phần etan, etylen, propan, propylen và các thành phần nặng hơn để làm các sản phẩm lỏng. Điều này dẫn đến nhu cầu cần có các quy trình có thể cho phép thu hồi hiệu quả hơn các sản phẩm này, quy trình mà cho phép thu hồi hữu hiệu với vốn đầu tư thấp hơn, và quy trình mà có thể được làm thích ứng hoặc điều chỉnh một cách dễ dàng để thay đổi việc thu hồi một thành phần cụ thể trên phạm vi rộng. Các quy trình có sẵn dùng để tách các nguyên liệu này gồm có các quy trình dựa vào sự làm mát và làm lạnh khí, sự hấp thụ dầu và sự hấp thụ dầu đã được làm lạnh. Hơn nữa, các quy trình làm đông lạnh trở nên phổ biến vì tính lợi ích của thiết bị về mặt kinh tế đó

là tạo thành năng lượng khi đồng thời giãn nở và thu hồi nhiệt từ khí đang được xử lý. Phụ thuộc vào áp suất của nguồn khí, độ giàu (hàm lượng etan, etylen và các hydrocacbon nặng hơn) của khí và các sản phẩm cuối mong muốn, mà từng quy trình riêng lẻ hoặc sự kết hợp của các quy trình này có thể được sử dụng.

Ngày nay, quy trình giãn nở ở nhiệt độ thấp thường được ưu tiên để thu hồi các khí tự nhiên dạng lỏng bởi vì nó rất đơn giản, dễ dàng khởi động, linh hoạt trong vận hành, hiệu suất tốt, độ an toàn và độ tin cậy tốt. Các Bằng độc quyền sáng chế Mỹ số 3,292,380; 4,061,481; 4,140,504; 4,157,904; 4,171,964; 4,185,978; 4,251,249; 4,278,457; 4,519,824; 4,617,039; 4,687,499; 4,689,063; 4,690,702; 4,854,955; 4,869,740; 4,889,545; 5,275,005; 5,555,748; 5,566,554; 5,568,737; 5,771,712; 5,799,507; 5,881,569; 5,890,378; 5,983,664; 6,182,469; 6,578,379; 6,712,880; 6,915,662; 7,191,617; 7,219,513; Bằng độc quyền sáng chế Mỹ được cấp lại số 33,408; các đơn đang thẩm định số 11/430,412; 11/839,693; 11/971,491; và 12/206,230 bộc lộ các quy trình phù hợp (mặc dù phần mô tả của sáng chế này trong một số trường hợp là dựa vào các điều kiện xử lý khác nhau khác với các điều kiện được đề cập trong các tài liệu sáng chế Mỹ được trích dẫn này).

Trong quy trình thu hồi bằng cách giãn nở ở nhiệt độ thấp điển hình, dòng khí nguyên liệu dưới áp suất được làm lạnh bằng sự trao đổi nhiệt với các dòng khác của quy trình và/hoặc các nguồn lạnh bên ngoài khác như hệ thống nén-lạnh propan. Khi khí được làm lạnh, các chất lỏng có thể ngưng tụ và được gom lại trong một hoặc nhiều thiết bị tách dưới dạng các chất lỏng cao áp chứa một số thành phần C_2+ mong muốn. Phụ thuộc vào độ giàu của khí và lượng chất lỏng được tạo thành, các chất lỏng cao áp có thể giãn nở đến áp suất thấp hơn và được cất phân đoạn. Sự bay hơi xảy ra trong suốt quá trình giãn nở của các chất lỏng dẫn đến sự làm lạnh tiếp dòng chất lỏng. Dưới một số điều kiện, sự làm lạnh sơ bộ các chất lỏng cao áp trước khi giãn nở có thể được mong muốn để hạ thấp tiếp nhiệt độ phát sinh từ sự giãn nở. Dòng đã giãn nở chứa hỗn hợp của chất lỏng và hơi, được cất phân đoạn trong cột chưng cất (thiết bị tách metan hoặc etan). Trong cột này, (các) dòng đã giãn nở lạnh được chưng cất để tách metan, nitơ, và các khí dễ bay hơi khác còn sót lại dưới dạng hơi cất đỉnh ra khỏi các thành phần C_2 , các thành phần C_3 , và các thành phần hydrocacbon nặng hơn dưới dạng các sản phẩm lỏng phía dưới đáy, hoặc để tách metan, các thành phần C_2 , nitơ,

các khí dễ bay hơi khác còn sót lại dưới dạng hơi cất đỉnh ra khỏi các thành phần C_3 mong muốn và các thành phần hydrocacbon nặng hơn dưới dạng sản phẩm lỏng phía dưới đáy.

Nếu khí nguyên liệu không ngưng tụ hoàn toàn (thường là không), hơi sót lại từ quá trình ngưng tụ một phần có thể chia thành hai dòng. Một phần hơi này được đi qua máy hoặc động cơ giãn nở hoặc van giãn nở, đến áp suất thấp hơn tại đó các chất lỏng bổ sung được ngưng tụ do kết quả của việc tiếp tục làm lạnh dòng này. Về cơ bản, áp suất sau khi giãn nở là bằng áp suất mà tại đó cột chưng cất hoạt động. Các pha hơi lỏng phối hợp thu được từ quá trình giãn nở được nạp vào cột dưới dạng nguyên liệu.

Phần hơi còn lại được làm lạnh đến khi ngưng tụ gần như hoàn toàn bằng sự trao đổi nhiệt với các dòng xử lý khác, ví dụ, phần đỉnh tháp cất phân đoạn lạnh. Một số hoặc tất cả chất lỏng cao áp có thể được gộp chung với phần hơi này trước khi làm lạnh. Sau đó, dòng đã được làm lạnh thu được được làm giãn nở qua cơ cấu làm giãn nở phù hợp như van giãn nở, đến áp suất ở đó thiết bị tách metan hoạt động. Trong suốt quá trình giãn nở, một phần chất lỏng sẽ bay hơi, dẫn đến làm lạnh dòng tổng. Sau đó, dòng đã được giãn nở nhanh được nạp dưới dạng nguyên liệu đỉnh vào thiết bị tách metan. Nhìn chung, phần hơi của dòng được giãn nở nhanh và hơi cất đỉnh của thiết bị tách metan hòa trộn ở phần tách phía trên của tháp cất phân đoạn thành khí thành phẩm chứa metan dư. Theo cách khác, dòng đã được giãn nở và làm lạnh có thể được cấp vào thiết bị tách để tạo thành dòng hơi và dòng lỏng. Hơi được hòa trộn với phần đỉnh tháp và chất lỏng được nạp vào cột dưới dạng nguyên liệu đỉnh phía trên cột.

Trong sự vận hành lý tưởng của quy trình tách này, khí dư rời khỏi quy trình về cơ bản sẽ chứa tất cả metan trong khí nguyên liệu và gần như không chứa các thành phần hydrocacbon nặng hơn và phần cất ở đáy rời thiết bị tách metan về cơ bản chứa toàn bộ các thành phần hydrocacbon nặng hơn và gần như không chứa metan hoặc các thành phần dễ bay hơi hơn. Tuy nhiên, trên thực tế, tình huống lý tưởng này không đạt được vì thiết bị tách metan thông thường chủ yếu hoạt động như cột cất. Do đó, sản phẩm metan của quy trình, thường chứa hơi rời khỏi công đoạn cất phân đoạn đỉnh của cột, cùng với hơi không đi vào bước tinh cất. Sự hao hụt đáng kể các thành phần C_3 và

C₄+ xảy ra bởi vì nguyên liệu lỏng trên đỉnh chủ yếu chứa các thành phần này và các thành phần hydrocacbon nặng hơn, đem lại các lượng cân bằng tương ứng các thành phần C₃, các thành phần C₄ và các thành phần hydrocacbon nặng hơn trong hơi rời khỏi công đoạn cất phân đoạn phần đỉnh của thiết bị tách metan. Sự hao hụt các thành phần mong muốn này có thể giảm đáng kể nếu các hơi đi lên có thể được cho tiếp xúc với một lượng lớn chất lỏng (hồi lưu) có khả năng hấp thụ các thành phần C₃, các thành phần C₄, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn từ các hơi này.

Trong những năm gần đây, các quy trình được ưu tiên để tách hydrocacbon sử dụng bộ phận hấp thụ phía trên để tạo thành sự tinh cất bổ sung các hơi đi lên. Một phương pháp tạo thành dòng hồi lưu cho bộ phận tinh cất phía trên là sử dụng sức hút bên hông tháp đối với hơi đi lên trong phần dưới của tháp. Vì nồng độ tương đối cao của các thành phần C₂ trong hơi phần dưới tháp, một lượng chất lỏng đáng kể có thể được ngưng tụ trong dòng hút bên hông này mà không làm tăng áp suất của nó, thường chỉ sử dụng khả năng làm đông lạnh sẵn có trong hơi lạnh rời khỏi bộ phận tinh cất phía trên. Sau đó, chất lỏng đã được ngưng tụ này, mà chủ yếu là metan và etan lỏng, có thể được dùng để hấp thụ các thành phần C₃, các thành phần C₄, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn từ hơi đi lên thông qua bộ phận tinh cất phía trên và nhờ đó mà thu được các thành phần có giá trị này trong sản phẩm lỏng ở đáy từ thiết bị tách metan. Bằng độc quyền sáng chế Mỹ số 7,191,617 là một ví dụ về quy trình thuộc loại này.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Sáng chế sử dụng phương tiện mới thực hiện các bước khác nhau đã được đề cập trên đây một cách hiệu quả hơn và sử dụng ít thiết bị hơn. Điều này đạt được bằng cách gộp các thiết bị riêng lẻ đã biết vào một thiết bị chung, nhờ đó giảm diện tích cần dùng cho nhà máy xử lý và giảm chi phí đầu tư cho các phương tiện. Bất ngờ là, các tác giả sáng chế đã phát hiện ra rằng sự bố trí gọn nhẹ hơn còn làm giảm đáng kể sự tiêu thụ năng lượng cần để đạt được mức thu hồi đã định, do đó làm tăng hiệu quả xử lý và giảm giá thành hoạt động của phương tiện. Hơn nữa, sự bố trí gọn nhẹ hơn còn hạn chế nhiều đường ống được dùng để nối các thiết bị riêng biệt trong các nhà máy truyền thống, làm giảm hơn nữa khoản tiền đầu tư và cũng làm giảm các mối nối ống

có gờ kèm theo. Do các gờ nổi ống là các nguồn rò rỉ tiềm năng đối với hydrocacbon (là các hợp chất hữu cơ dễ bay hơi, VOCs, mà đóng góp vào các khí nhà kính và còn có thể là các tiền chất để tạo thành ozon khí quyển), việc hạn chế các gờ nổi này giảm tiềm năng phát tán ra không khí mà có thể hủy hoại môi trường.

Theo sáng chế này, đã phát hiện ra rằng, sự thu hồi các thành phần C_3 và các thành phần C_4+ vượt quá 99% là có thể đạt được mà không cần phải bơm dòng hồi lưu cho thiết bị tách metan nên không tổn hao trong quá trình thu hồi thành phần C_2 . Sáng chế đem lại ưu điểm khác nữa là có thể duy trì mức thu hồi vượt quá 99% các thành phần C_3 và các thành phần C_4+ khi mà việc thu hồi các thành phần C_2 được điều chỉnh từ trị số cao xuống trị số thấp. Hơn nữa, về cơ bản sáng chế cho phép có thể tách 100% metan (hoặc các thành phần C_2) và các thành phần nhẹ hơn từ các thành phần C_2 (hoặc các thành phần C_3) và các thành phần nặng hơn với sự đòi hỏi về năng lượng ít hơn so với tình trạng kỹ thuật đã biết trong khi vẫn duy trì được mức thu hồi giống nhau. Mặc dù vậy, sáng chế có thể áp dụng ở áp suất thấp hơn và nhiệt độ ấm hơn, đặc biệt có lợi nếu xử lý khí nguyên liệu ở phạm vi nằm trong khoảng từ 400 đến 1500 psia [2,758 đến 10,342 kPa(a)] hoặc cao hơn dưới các điều kiện nhiệt độ của phần cất đỉnh cột thu hồi NGL vào khoảng -50°F [-46°C] hoặc lạnh hơn.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Để hiểu sáng chế một cách rõ ràng hơn, có thể tham khảo các ví dụ thực hiện sáng chế và hình vẽ kèm theo.

FIG.1 là sơ đồ của nhà máy xử lý khí tự nhiên theo Bằng độc quyền sáng chế Mỹ số 7,191,617;

FIG.2 là sơ đồ của nhà máy xử lý khí tự nhiên theo sáng chế này; và

FIG.3 đến FIG.9 là sơ đồ minh họa các phương án thay thế của việc ứng dụng sáng chế cho dòng khí tự nhiên.

Mô tả chi tiết sáng chế

Trong phần giải thích sau đây về các hình vẽ ở trên, các bảng trình bày tóm tắt tốc độ dòng được tính toán đối với các điều kiện xử lý điển hình. Trên các bảng xuất hiện ở đây, các giá trị về tốc độ dòng (mol trên giờ) được làm tròn đến số nguyên gần nhất để cho thuận tiện. Tốc độ dòng tổng được thể hiện trong các bảng bao gồm cả các thành phần không-hydrocacbon và do đó thường lớn hơn tổng các tốc độ dòng của các thành phần hydrocacbon. Nhiệt độ được thể hiện là các giá trị gần đúng được làm tròn đến nhiệt độ gần nhất. Cần phải lưu ý rằng các phép tính toán cho quy trình xử lý được thực hiện với mục đích so sánh các quy trình được thể hiện trên các hình vẽ là dựa trên giả thiết rằng không có sự rò rỉ nhiệt từ (hoặc ra) xung quanh đến (hoặc từ) quy trình. Chất lượng của các nguyên liệu cách nhiệt có bán trên thị trường làm cho giả thiết này trở nên rất hợp lý và rằng nó thường được thực hiện bởi người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực kỹ thuật này.

Để thuận tiện, các thông số của quy trình được ghi lại theo cả đơn vị đo Anh truyền thống và theo cả đơn vị đo của Système International d'Unités (SI). Tốc độ chảy theo mol được thể hiện trên các bảng có thể được hiểu là cả pao mol trên giờ hoặc kilogam mol trên giờ. Sự tiêu thụ năng lượng được thể hiện dưới dạng mã lực (HP) và/hoặc nghìn British Thermal Units trên giờ (MBTU/giờ) tương ứng với tốc độ chảy theo mol tính theo pao mol trên giờ. Sự tiêu thụ năng lượng được thể hiện dưới dạng kilôoat (kW) tương ứng với tốc độ chảy theo mol tính theo kilogam mol trên giờ.

Mô tả giải pháp kỹ thuật đã biết

FIG. 1 là sơ đồ xử lý thể hiện mô hình thiết kế của nhà máy xử lý để thu hồi các thành phần C_2+ từ khí tự nhiên sử dụng quy trình theo Bằng độc quyền sáng chế Mỹ số 7,191,617. Theo sự mô phỏng của quy trình này, khí đầu vào đi vào nhà máy ở 110°F [43°C] và 915 psia [6,307 kPa(a)] dưới dạng dòng 31. Nếu khí đầu vào chứa các hợp chất lưu huỳnh là hợp chất ngăn cản các dòng sản phẩm đạt được các đặc tính kỹ thuật, thì các hợp chất lưu huỳnh này được loại bỏ bằng cách xử lý sơ bộ phù hợp của khí nguyên liệu (không được thể hiện). Hơn nữa, dòng nguyên liệu thường được khử hydrat để ngăn sự tạo thành hydrat (nước đá) dưới các điều kiện đông lạnh. Chất làm khô dạng rắn thường được sử dụng cho mục đích này.

Dòng nguyên liệu 31 được chia thành hai phần, các dòng 32 và 33. Dòng 32 được làm lạnh xuống -32°F [-36°C] trong bộ trao đổi nhiệt 10 bằng cách trao đổi nhiệt với dòng khí dư 50a, trong khi dòng 33 được làm lạnh xuống -18°F [-28°C] trong bộ trao đổi nhiệt 11 bằng cách trao đổi nhiệt với các chất lỏng nổi hơi của thiết bị tách metan ở 50°F [10°C] (dòng 43) và các chất lỏng nổi hơi bên cạnh ở -36°F [-38°C] (dòng 42). Các dòng 32a và 33a phối hợp để tạo thành dòng 31a, dòng này đi vào thiết bị tách 12 ở -28°F [-33°C] và 893 psia [6,155 kPa(a)] tại đó hơi (dòng 34) được tách ra từ chất lỏng được ngưng tụ (dòng 35). Chất lỏng thiết bị tách (dòng 35) được giãn nở đến áp suất vận hành (401 psia [2.765 kPa(a)]) của tháp cất phân đoạn 18 bằng van giãn nở 17, làm lạnh dòng 35a xuống -52°F [-46°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn 18 ở điểm nạp liệu giữa cột dưới.

Hơi (dòng 34) từ thiết bị tách 12 được chia thành hai dòng, 38 và 39. Dòng 38, chứa khoảng 32% hơi tổng đi qua bộ trao đổi nhiệt 13 để trao đổi nhiệt với dòng khí dư lạnh 50 tại đó nó được làm lạnh để ngưng tụ gần như hoàn toàn. Sau đó, dòng ngưng tụ gần như hoàn toàn thu được 38a ở -130°F [-90°C] được làm giãn nở nhanh qua van giãn nở 14 đến áp suất vận hành của tháp cất phân đoạn 18. Trong suốt quá trình giãn nở, một phần dòng này bị bay hơi, dẫn đến làm nguội dòng tổng. Theo quy trình được mô tả trên FIG. 1, dòng đã được giãn nở 38b rồi van giãn nở 14 có nhiệt độ -140°F [-96°C] và được cấp vào tháp cất phân đoạn 18 tại điểm nạp liệu giữa cột trên.

68% hơi còn lại đi ra từ thiết bị tách 12 (dòng 39) đi vào máy làm giãn nở 15 tại đó năng lượng cơ học được thu lại từ phần này của nguyên liệu cao áp. Máy 15 làm giãn nở hơi gần như đẳng entropy đến áp suất vận hành tháp, với việc làm giãn nở này làm nguội dòng đã được giãn nở 39a đến nhiệt độ xấp xỉ -94°F [-70°C]. Các bộ giãn nở điển hình có bán trên thị trường có khả năng thu hồi với mức 80-85% sản phẩm về mặt lý thuyết theo sự giãn nở đẳng entropy lý tưởng. Chẳng hạn, sản phẩm được thu hồi thường được dùng để dẫn động máy nén ly tâm (như cơ cấu 16) là thiết bị được dùng để tái nén dòng khí dư nóng (dòng 50b). Sau đó, dòng đã được giãn nở ngưng tụ một phần 39a được cấp dưới dạng nguyên liệu vào tháp cất phân đoạn 18 tại điểm nạp liệu giữa cột dưới.

Thiết bị tách metan trong tháp 18 là cột chưng cất thông thường chứa nhiều đĩa chưng cất đặt cách nhau theo phương thẳng đứng, một hoặc nhiều tầng đĩa nạp độn, hoặc sự phối hợp của đĩa chưng cất với nạp độn. Giống như trường hợp thường xuyên trong các nhà máy xử lý khí tự nhiên, tháp tách metan gồm hai bộ phận: bộ phận hấp thụ (tinh cất) trên 18a chứa đĩa chưng cất và/hoặc nạp độn để đem lại sự tiếp xúc cần thiết giữa phần hơi của các dòng đã được làm giãn nở 38b và 39a bay lên và chất lỏng lạnh rơi xuống để ngưng tụ và hấp thụ các thành phần C_2 , các thành phần C_3 , và các thành phần nặng hơn; và bộ phận cất (tách metan) phía dưới 18b chứa các đĩa chưng cất và/hoặc các chất độn để tạo thành sự tiếp xúc cần thiết giữa chất lỏng rơi xuống dưới và hơi đi lên trên. Bộ phận tách metan 18b còn bao gồm các nồi hơi (như nồi hơi và nồi hơi bên cạnh như đã đề cập ở trên) nồi hơi này gia nhiệt và làm bay hơi một phần chất lỏng chảy xuống cột để tạo thành các hơi cất phần nhẹ mà sẽ đi lên trên cột để giải hấp sản phẩm lỏng (dòng 44) gồm metan và các thành phần nhẹ hơn. Dòng sản phẩm lỏng 44 thoát ra từ đáy tháp ở 74°F [23°C], dựa vào đặc điểm kỹ thuật điển hình của tỷ lệ metan trên etan bằng 0,010:1 trên cơ sở về khối lượng trong sản phẩm phía dưới đáy.

Phần hơi chưng cất (dòng 45) được hút từ vùng trên của bộ phận cất 18b. Sau đó, dòng này được làm lạnh từ -109°F [-78°C] xuống -134°F [-92°C] và được ngưng tụ một phần (dòng 45a) trong bộ trao đổi nhiệt 20 bằng cách trao đổi nhiệt với dòng đỉnh của thiết bị tách metan lạnh 41 thoát ra ở phần đỉnh của thiết bị tách metan lạnh 18 ở -139°F [-95°C]. Dòng đỉnh của thiết bị tách metan lạnh được làm ấm nhẹ lên -134°F [-92°C] (dòng 41a) khi mà nó làm lạnh và ngưng tụ ít nhất một phần dòng 45.

Áp suất vận hành trong thiết bị tách hồi lưu 21 (398 psia [$2,748\text{ kPa(a)}$]) được duy trì ở mức hơi thấp hơn áp suất vận hành của thiết bị tách metan 18. Điều này tạo thành lực dẫn động làm cho dòng hơi chưng cất 45 chảy qua bộ trao đổi nhiệt 20 và nhờ đó, đi vào thiết bị tách hồi lưu 21 trong đó chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng 47) được tách khỏi hơi chưa được ngưng tụ bất kỳ (dòng 46). Sau đó, dòng 46 kết hợp với dòng đỉnh của thiết bị tách metan đã được làm ấm 41a từ bộ trao đổi nhiệt 20 để tạo thành dòng khí dư lạnh 50 ở -134°F [-92°C].

Dòng chất lỏng 47 từ thiết bị tách hồi lưu 21 được bơm bằng bơm 22 đến áp suất hơi cao hơn áp suất vận hành của thiết bị tách metan 18, và sau đó, dòng 47a được cấp ở dạng nguyên liệu đỉnh cột lạnh (hồi lưu) vào thiết bị tách metan 18. Dòng hồi lưu chất lỏng lạnh này hấp thụ và ngưng tụ các thành phần gồm ba cacbon và các thành phần nặng hơn đi lên trong vùng tinh cất phía trên của bộ phận hấp thụ 18a của thiết bị tách metan 18.

Dòng hơi chưng cất hình thành ở phần đỉnh tháp (dòng 41) được làm ẩm trong bộ trao đổi nhiệt 20 khi nó cung cấp hơi lạnh cho dòng chưng cất 45 như được mô tả trên đây, sau đó, kết hợp với dòng 46 để tạo thành dòng khí dư lạnh 50. Khí dư di chuyển ngược dòng với khí nguyên liệu đi vào trong bộ trao đổi nhiệt 13 tại đây, nó được gia nhiệt lên -46°F [-44°C] (dòng 50a) và trong bộ trao đổi nhiệt 10 tại đây, nó được gia nhiệt lên 102°F [39°C] (dòng 50b) khi nó tạo thành hơi lạnh như được mô tả trên đây. Sau đó, khí dư được tái nén thành hai giai đoạn. Giai đoạn thứ nhất là ở thiết bị nén 16 được dẫn động bằng máy giãn nở 15. Giai đoạn thứ hai là ở thiết bị nén 23 được dẫn động bằng nguồn năng lượng bổ sung có tác dụng nén khí dư (dòng 50d) đến áp suất đường ống chứa sản phẩm. Sau khi làm lạnh đến 110°F [43°C] trong bộ phận làm lạnh khí thoát ra 24, dòng khí dư 50e chảy vào đường ống dẫn khí thành phẩm ở 915 psia [6,307 kPa(a)], đủ để thỏa mãn các yêu cầu của đường ống (thường là áp suất đầu vào).

Tóm tắt về tốc độ dòng và sự tiêu thụ năng lượng cho quy trình được minh họa trên FIG.1 được thể hiện trên bảng sau:

21770

Bảng I

(FIG. 1)

Tóm tắt dòng chảy - Lb. Mol/giờ [kg mol/giờ]

Dòng	Metan	Etan	Propan	Butan+	Tổng
31	12.398	546	233	229	13.726
32	8.431	371	159	156	9.334
33	3.967	175	74	73	4.392
34	12.195	501	179	77	13.261
35	203	45	54	152	465
38	3.963	163	58	25	4.310
39	8.232	338	121	52	8.951
41	11.687	74	2	0	11.967
45	936	34	2	0	1.000
46	702	8	0	0	723
47	234	26	2	0	277
50	12.389	82	2	0	12.690
44	9	464	231	229	1.036

Khả năng thu hồi*

Etan	85,00%
Propan	99,11%
Butan+	99,99%

Năng lượng

Sức nén khí dư	5,548HP	[9,121kW]
Bơm hồi lưu	1HP	[2kW]
Tổng cộng	5,549HP	[9,123kW]

*(Dựa trên các tốc độ dòng không làm tròn số)

Mô tả các phương án thực hiện sáng chế

FIG. 2 minh họa sơ đồ quy trình xử lý theo sáng chế. Thành phần khí nguyên liệu và các điều kiện được sử dụng trong quy trình được thể hiện trên FIG. 2 là giống

như được đề xuất cho quy trình được thể hiện trên FIG. 1. Vì vậy, quy trình trên FIG. 2 có thể được so sánh với quy trình được thể hiện trên FIG. 1 để chứng minh các ưu điểm của sáng chế.

Theo sự mô phỏng của quy trình thể hiện trên FIG. 2, khí đầu vào đi vào nhà máy dưới dạng dòng 31 và được chia thành hai phần, các dòng 32 và 33. Phần thứ nhất, dòng 32, đi vào phương tiện trao đổi nhiệt nằm ở vùng phía trên của bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a nằm trong bộ phận xử lý 118. Phương tiện trao đổi nhiệt này có thể bao gồm bộ trao đổi nhiệt dạng lá tản nhiệt hoặc dạng ống, bộ trao đổi nhiệt dạng tấm, bộ trao đổi nhiệt dạng nhôm tráng đồng, hoặc các dạng cơ cấu truyền nhiệt khác, gồm có bộ trao đổi nhiệt nhiều rãnh và/hoặc bộ trao đổi nhiệt đa ứng dụng. Phương tiện trao đổi nhiệt được kết cấu để tạo thành sự trao đổi nhiệt giữa dòng 32 chảy qua một rãnh của các bộ trao đổi nhiệt và dòng khí dư từ bộ phận ngưng tụ 118b bên trong bộ phận xử lý 118 vừa được gia nhiệt trong các bộ trao đổi nhiệt ở vùng dưới của bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a. Dòng 32 được làm lạnh trong khi gia nhiệt tiếp dòng khí dư, với dòng 32a rời các bộ trao đổi nhiệt ở -30°F [-35°C].

Phần thứ hai, dòng 33, đi vào phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e bên trong bộ phận xử lý 118. Phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối này có thể gồm có bộ trao đổi nhiệt dạng lá tản nhiệt và dạng ống, bộ trao đổi nhiệt dạng tấm, bộ trao đổi nhiệt dạng nhôm tráng đồng, hoặc các dạng khác của cơ cấu truyền nhiệt, bao gồm các bộ trao đổi nhiệt nhiều rãnh và/hoặc bộ trao đổi nhiệt đa ứng dụng. Phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được kết cấu để tạo thành sự trao đổi nhiệt giữa dòng 33 chảy qua một rãnh của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối và dòng chất lỏng chung cất chảy xuống dưới từ bộ phận hấp thụ 118d bên trong bộ phận xử lý 118, sao cho dòng 33 được làm lạnh đồng thời gia nhiệt dòng chất lỏng chung cất, làm lạnh dòng 33a đến -42°F [-41°C] trước khi nó rời phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối. Do dòng chất lỏng chung cất được gia nhiệt, một phần của nó bị bay hơi để tạo thành các hơi cất phần nhẹ đi lên phía trên còn chất lỏng còn lại tiếp tục chảy xuống phía dưới qua phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối. Phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối tạo thành sự tiếp xúc liên tục giữa các hơi cất phần nhẹ và dòng chất lỏng chung cất vì vậy nó còn có chức năng chuyển khối giữa các pha hơi và lỏng, cất phần nhẹ dòng sản phẩm lỏng 44 chứa metan và các thành phần nhẹ hơn.

Các dòng 32a và 33a hòa trộn để tạo thành dòng 31a, dòng này đi vào bộ phận tách 118f bên trong bộ phận xử lý 118 ở -34°F [-37°C] và 900 psia [6,203 kPa(a)], sau đó, hơi (dòng 34) được tách khỏi chất lỏng ngưng tụ (dòng 35). Bộ phận tách 118f có đầu trong hoặc các cơ cấu khác để tách biệt nó ra khỏi bộ phận cất 118e, vì vậy, hai phần bên trong bộ phận xử lý 118 có thể vận hành ở áp suất khác nhau.

Hơi (dòng 34) và chất lỏng (dòng 35) từ bộ phận tách 118f thì mỗi loại lần lượt được chia thành hai dòng, là các dòng 36 và 39, và các dòng 37 và 40. Dòng 36, chứa khoảng 31% hơi tổng, được hòa trộn với dòng 37, chứa 50% tổng lượng chất lỏng, và dòng được hòa trộn 38 đi vào các phương tiện trao đổi nhiệt ở vùng phía dưới của bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a bên trong bộ phận xử lý 118. Tương tự như vậy, các bộ trao đổi nhiệt này có thể bao gồm bộ trao đổi nhiệt dạng lá tản nhiệt và dạng ống, bộ trao đổi nhiệt dạng tấm, bộ trao đổi nhiệt dạng nhôm tráng đồng, hoặc các dạng khác của cơ cấu truyền nhiệt, bao gồm các bộ trao đổi nhiệt nhiều rãnh và/hoặc bộ trao đổi nhiệt đa ứng dụng. Phương tiện trao đổi nhiệt được kết cấu để tạo thành sự trao đổi nhiệt giữa dòng 38 chảy qua một rãnh của các bộ trao đổi nhiệt và dòng khí dư từ bộ phận ngưng tụ 118b, vì vậy, dòng 38 được làm lạnh để ngưng tụ gần như hoàn toàn trong khi gia nhiệt dòng khí dư.

Sau đó, dòng ngưng tụ gần như hoàn toàn 38a thu được ở -128°F [-89°C] được làm giãn nở nhanh qua van giãn nở 14 đến áp suất vận hành (xấp xỉ 402 psia [2,772 kPa(a)]) của bộ phận tinh cất 118c (phương tiện hấp thụ) và bộ phận hấp thụ 118d (các phương tiện hấp thụ khác) bên trong bộ phận xử lý 118. Trong quá trình làm giãn nở một phần dòng này có thể bị bay hơi, dẫn đến làm nguội dòng tổng. Theo quy trình được minh họa trên FIG. 2, dòng đã được giãn nở 38b rồi van giãn nở 14 đạt được nhiệt độ -139°F [-95°C] và được cấp vào bộ phận xử lý 118 giữa bộ phận tinh cất 118c và bộ phận hấp thụ 118d.

69% hơi còn lại thoát ra từ bộ phận tách 118f (dòng 39) đi vào máy làm giãn nở 15 tại đó năng lượng cơ học được thu hồi từ phần này của nguyên liệu cao áp. Máy 15 làm giãn nở hơi gần như đẳng entropy đến áp suất vận hành của bộ phận hấp thụ 118d, với việc làm giãn nở này làm nguội dòng đã được giãn nở 39a đến nhiệt độ xấp xỉ -100°F [-73°C]. Sau đó, dòng đã được giãn nở ngưng tụ một phần 39a này được cấp

dưới dạng nguyên liệu vào vùng dưới của bộ phận hấp thụ 118d bên trong bộ phận xử lý 118 sẽ được cho tiếp xúc với chất lỏng được cung cấp vào vùng trên của bộ phận hấp thụ 118d. 50% chất lỏng còn lại từ bộ phận tách 118f (dòng 40) được làm giãn nở đến áp suất vận hành của bộ phận cất 118e bên trong thiết bị xử lý 118 bằng van giãn nở 17, làm lạnh dòng 40a xuống -60°F [-51°C]. Phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e được kết cấu trong phần trên và phần dưới sao cho có thể đưa dòng chất lỏng giãn nở 40a vào bộ phận cất 118e giữa hai phần này.

Một phần của hơi chung cất (dòng hơi chung cất thứ nhất 45) được hút từ vùng trên của bộ phận cất 118e ở -95°F [-71°C] và được dẫn vào phương tiện trao đổi nhiệt trong bộ phận ngưng tụ 118b bên trong thiết bị xử lý 118. Tương tự, các bộ trao đổi nhiệt còn có thể bao gồm bộ trao đổi nhiệt dạng lá tản nhiệt và dạng ống, bộ trao đổi nhiệt dạng tấm, bộ trao đổi nhiệt dạng nhôm tráng đồng, hoặc các dạng khác của cơ cấu truyền nhiệt, kể cả các bộ trao đổi nhiệt nhiều rãnh và/hoặc bộ trao đổi nhiệt đa ứng dụng. Các phương tiện trao đổi nhiệt được kết cấu để tạo thành sự trao đổi nhiệt giữa dòng hơi chung cất thứ nhất 45 chảy qua một rãnh của các bộ trao đổi nhiệt và dòng hơi chung cất thứ hai từ bộ phận tinh cất 118c bên trong thiết bị xử lý 118 sao cho dòng hơi chung cất thứ hai được gia nhiệt trong khi nó làm lạnh dòng hơi chung cất thứ nhất 45. Dòng 45 được làm lạnh xuống -134°F [-92°C] và được làm ngưng tụ ít nhất một phần, và sau đó, thoát ra khỏi bộ trao đổi nhiệt và được tách thành pha hơi và pha lỏng tương ứng của nó. Pha hơi (nếu có) kết hợp với dòng hơi chung cất thứ hai nóng thoát ra khỏi bộ trao đổi nhiệt để tạo thành dòng khí dư cung cấp hơi lạnh trong bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a như được mô tả trên đây. Pha lỏng (dòng 48) được cấp dưới dạng nguyên liệu đỉnh cột lạnh (hồi lưu) vào vùng trên của bộ phận tinh cất 118c bên trong thiết bị xử lý 118 bằng dòng chảy nhờ trọng lực.

Bộ phận tinh cất 118c và bộ phận hấp thụ 118d, mỗi bộ phận gồm có các phương tiện hấp thụ chứa nhiều đĩa chung cất đặt cách nhau theo phương thẳng đứng, một hoặc nhiều tầng đã nạp độn, hoặc một số dạng kết hợp của đĩa chung cất và chất độn. Đĩa chung cất và/hoặc chất độn trong bộ phận tinh cất 118c và bộ phận hấp thụ 118d tạo thành sự tiếp xúc cần thiết giữa các hơi đi lên phía trên và chất lỏng lạnh rơi xuống phía dưới. Phần chất lỏng của dòng đã được giãn nở 39a hòa lẫn với các chất lỏng rơi xuống dưới từ bộ phận hấp thụ 118d và các chất lỏng được hòa trộn này tiếp

tục đi xuống dưới đến bộ phận cất 118e. Các hơi cất phần nhẹ đi lên từ bộ phận cất 118e hòa trộn với phần hơi của dòng đã được giãn nở 39a và đi lên phía trên qua bộ phận hấp thụ 118d, để được tiếp xúc với chất lỏng lạnh rơi xuống dưới để làm ngưng tụ và hấp thụ hầu hết các thành phần C₂, các thành phần C₃, và các thành phần nặng hơn từ các hơi này. Các hơi đi lên từ bộ phận hấp thụ 118d hòa trộn với phần hơi bất kỳ của dòng đã được giãn nở 38b và đi lên phía trên qua bộ phận tinh cất 118c, để được tiếp xúc với chất lỏng lạnh (dòng 48) rơi xuống dưới để làm ngưng tụ và hấp thụ hầu hết các thành phần C₃, và các thành phần nặng hơn còn sót lại trong các hơi này. Phần chất lỏng này của dòng đã được giãn nở 38b hòa trộn với các chất lỏng rơi xuống từ bộ phận tinh cất 118c và chất lỏng đã hòa trộn này tiếp tục đi xuống dưới đi vào bộ phận hấp thụ 118d.

Chất lỏng chung cất rơi xuống dưới từ phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e bên trong bộ phận xử lý 118 đã được cất phần nhẹ metan và các thành phần nhẹ hơn. Sản phẩm lỏng tạo thành (dòng 44) rời khỏi vùng phía dưới của bộ phận cất 118e và rời khỏi bộ phận xử lý 118 ở 74°F [23°C]. Dòng hơi chung cất thứ hai đi lên từ bộ phận tinh cất 118c được làm ẩm trong bộ phận ngưng tụ 118b khi nó đồng thời làm lạnh dòng 45 như được mô tả trên đây. Dòng hơi chung cất thứ hai ẩm kết hợp với hơi bất kỳ được tách khỏi dòng hơi chung cất thứ nhất đã được làm lạnh 45 như được mô tả trên đây. Dòng khí dư thu được được gia nhiệt trong bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a đồng thời nó làm lạnh các dòng 32 và 38 như đã được đề cập trên đây, sau đó, dòng khí dư 50 rời bộ phận xử lý 118 ở 104°F [40°C]. Sau đó, dòng khí dư lại được nén trong hai giai đoạn, máy nén 16 được dẫn động bằng máy làm giãn nở 15 và máy nén 23 được dẫn động bằng nguồn năng lượng bổ sung. Sau khi làm nguội xuống 110°F [43°C] trong bộ phận làm lạnh khí thoát ra 24, dòng khí dư 50c chảy vào đường ống dẫn khí thành phẩm ở 915 psia [6,307 kPa(a)], đủ để thỏa mãn các yêu cầu của đường ống (thường là áp suất đầu vào).

Tóm tắt tốc độ chảy của dòng và sự tiêu thụ năng lượng đối với quy trình được minh họa trên FIG. 2 được thể hiện trên bảng dưới đây:

Bảng II

(FIG. 2)

Tóm tắt dòng chảy - Lb. Mol/giờ [kg mol/giờ]

Dòng	Metan	Etan	Propan	Butan+	Tổng
31	12.398	546	233	229	13726
32	8.679	382	163	160	9608
33	3.719	164	70	69	4118
34	12.150	492	171	69	13190
35	248	54	62	160	536
36	3.791	153	53	21	4.115
37	124	27	31	80	268
38	3.915	180	84	101	4.383
39	8.359	339	118	48	9.075
40	124	27	31	80	268
45	635	34	2	0	700
48	302	30	2	0	357
49	0	0	0	0	0
50	12.389	82	2	0	12.688
44	9	464	231	229	1.038

Thu hồi*

Etan	85,03%
Propan	99,16%
Butan+	99,98%

Năng lượng

Nén khí dư 5274 HP [8.670 kW]

*(Dựa trên tốc độ dòng không làm tròn số)

So sánh các bảng I và II cho thấy rằng, so với giải pháp kỹ thuật đã biết, về cơ bản, sáng chế vẫn duy trì được cùng một mức thu hồi etan (85,03% so với 85,00% của giải pháp kỹ thuật đã biết), cải thiện một chút mức thu hồi propan từ 99,11% lên 99,16%, và về cơ bản, duy trì được cùng một mức thu hồi butan+ (99,98% so với 99,99% của giải pháp kỹ thuật đã biết). Tuy nhiên, so sánh tiếp các bảng I và II cho thấy rằng hiệu suất sản phẩm đạt được bằng cách sử dụng ít năng lượng hơn nhiều so

với giải pháp kỹ thuật đã biết. Xét về hiệu suất thu hồi (được xác định bằng lượng etan thu hồi trên đơn vị năng lượng), sáng chế cải thiện hơn 5% so với quy trình của giải pháp kỹ thuật đã biết được thể hiện trên FIG. 1.

Sự cải thiện về hiệu suất thu hồi của sáng chế so với quy trình thuộc giải pháp kỹ thuật đã biết được thể hiện trên FIG. 1 chủ yếu là do hai yếu tố. Thứ nhất, sự bố trí sát nhau của các bộ trao đổi nhiệt trong bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a và bộ phận ngưng tụ 118b và phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e bên trong bộ phận xử lý 118 hạn chế sự tụt áp do đường ống nối trong các nhà máy xử lý thông thường. Kết quả là, khí dư đi vào thiết bị nén 16 là có áp suất cao hơn trong sáng chế này so với giải pháp kỹ thuật đã biết, sao cho khí dư đi vào thiết bị nén 23 là ở mức áp suất cao hơn đáng kể, do đó theo sáng chế, giảm năng lượng cần thiết để giữ khí dư đến áp suất đường ống.

Thứ hai, bằng việc sử dụng phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e để đồng thời gia nhiệt chất lỏng chung cất rời khỏi bộ phận hấp thụ 118d trong khi cho phép các hơi tạo thành được tiếp xúc với chất lỏng và cất phần nhẹ các thành phần dễ bay hơi của nó là hiệu quả hơn khi sử dụng cột chưng cất thông thường với các nồi hơi bên ngoài. Các thành phần dễ bay hơi được cất khỏi chất lỏng này một cách liên tục, làm giảm nồng độ của các thành phần dễ bay hơi trong các hơi cất phần nhẹ một cách nhanh hơn và do đó cải thiện hiệu suất cất phần nhẹ đối với sáng chế.

Ngoài việc làm tăng hiệu suất xử lý, sáng chế có hai ưu điểm khác nữa so với giải pháp kỹ thuật đã biết. Thứ nhất, sự bố trí sát nhau của bộ phận xử lý 118 theo sáng chế thay thế tám thiết bị tách biệt trong giải pháp kỹ thuật đã biết (các bộ trao đổi nhiệt 10, 11, 13 và 20; thiết bị tách 12; thiết bị tách hồi lưu 21, bơm hồi lưu 22 và tháp cất phân đoạn 18 trên FIG. 1) bằng một thiết bị (bộ phận xử lý 118 trên FIG. 2). Điều này giảm diện tích cần thiết, hạn chế đường ống kết nối, và loại trừ vấn đề tiêu thụ điện của bơm hồi lưu, giảm chi phí đầu tư và chi phí vận hành của nhà máy xử lý sử dụng sáng chế này so với giải pháp kỹ thuật đã biết. Thứ hai, việc hạn chế đường ống kết nối có nghĩa là nhà máy xử lý sử dụng sáng chế có ít hơn các mối nối so với giải pháp kỹ thuật đã biết, giảm lượng nhiên liệu rò rỉ tiềm tàng trong nhà máy. Hydrocacbon là

các hợp chất hữu cơ dễ bay hơi (VOCs), một số trong chúng được phân loại là các khí nhà kính và một số khác có thể là các tiền chất để tạo thành ozon khí quyển, điều đó có nghĩa là sáng chế làm giảm sự phát thải ra khí quyển mà có thể hủy hoại môi trường.

Các phương án khác của sáng chế

Như được mô tả trên đây về phương án của sáng chế được thể hiện trên FIG. 2, dòng hơi chung cất thứ nhất 45 được ngưng tụ một phần và chất ngưng tụ thu được được sử dụng để hấp thụ các thành phần C_3 quý giá và các thành phần nặng hơn từ hơi bay lên qua bộ phận tinh cất 118c của thiết bị xử lý 118. Tuy nhiên, sáng chế không bị giới hạn ở phương án này. Có thể là thuận lợi, ví dụ, khi xử lý chỉ một phần của các hơi này theo phương thức này, hoặc chỉ sử dụng một phần của chất ngưng tụ làm chất hấp thụ, trong các trường hợp mà các cân nhắc về thiết kế cho thấy rằng các phần của hơi hoặc chất ngưng tụ cần phải đi vòng qua bộ phận tinh cất 118c và/hoặc bộ phận hấp thụ 118d của thiết bị xử lý 118. Một số trường hợp có thể thuận lợi cho phương thức ngưng tụ toàn bộ, hơn là ngưng tụ một phần, dòng hơi chung cất thứ nhất 45 trong bộ phận ngưng tụ 118b. Các tình huống khác có thể thuận lợi cho việc dòng hơi chung cất thứ nhất 45 là dòng hơi hút bên hông tổng từ bộ phận cất 118e hơn là dòng hơi hút bên hông một phần. Cũng cần phải lưu ý rằng, tùy thuộc vào thành phần của dòng khí nguyên liệu, có thể là thuận lợi khi sử dụng hình thức làm lạnh bên ngoài để cung cấp sự làm lạnh một phần đối với dòng hơi chung cất thứ nhất 45 trong bộ phận ngưng tụ 118b.

Nếu khí nguyên liệu loãng hơn, thì lượng chất lỏng được tách trong dòng 35 có thể đủ nhỏ nên vùng chuyển khối bổ sung trong bộ phận cất 118e giữa dòng đã được làm giãn nở 39a và dòng chất lỏng đã được làm giãn nở 40a được thể hiện trên các FIG. 2, 4, 6 và 8 là không cần thiết. Trong các trường hợp này, phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e có thể được kết cấu ở dạng bộ phận đơn, với việc dòng chất lỏng đã được làm giãn nở 40a được đưa vào trên phương tiện chuyển khối như được thể hiện trên các FIG. 3, 5, 7 và 9. Một số trường hợp có thể thuận lợi cho việc kết hợp dòng chất lỏng đã được làm giãn nở 40a với dòng đã được làm giãn nở 39a và sau đó, cung cấp dòng hỗn hợp vào vùng phía dưới của bộ phận hấp thụ 118d dưới dạng nguyên liệu đơn. Một số trường hợp có thể thuận lợi cho việc cung cấp tất cả dòng chất lỏng 35 trực tiếp vào bộ phận cất 118e thông qua dòng 40,

hoặc hòa trộn tất cả dòng chất lỏng 35 với dòng 36 thông qua dòng 37. Trong trường hợp trước, không có dòng chảy nào trong dòng 37 (như được thể hiện bằng cách đường nét đứt trên các FIG. 2 đến 9) và chỉ có hơi trong dòng 36 từ bộ phận tách 118f (các FIG. 2 đến 5) hoặc thiết bị tách 12 (các FIG. 6 đến 9) đi vào dòng 38. Trong trường hợp sau, cơ cấu giãn nở dùng cho dòng 40 (như van giãn nở 17) là không cần thiết (như được thể hiện bằng cách đường nét đứt trên các FIG. 3, 5, 7, và 9).

Trong một số trường hợp, có thể là thuận lợi khi sử dụng thùng tách bên ngoài để tách dòng nguyên liệu đã được làm lạnh 31a, hơn là có bộ phận tách 118f trong thiết bị xử lý 118. Như được thể hiện trên các FIG. 6 đến 9, thiết bị tách 12 có thể được sử dụng để tách dòng nguyên liệu đã được làm lạnh 31a thành dòng hơi 34 và dòng chất lỏng 35.

Một số trường hợp có thể thuận lợi cho việc sử dụng phần thứ hai đã được làm lạnh (dòng 33a trên các FIG. 2 đến 9) thay cho phần thứ nhất (dòng 36) của dòng hơi 34 để tạo thành dòng 38 đi vào phương tiện trao đổi nhiệt trong vùng phía dưới của bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a. Trong các trường hợp này, chỉ có phần thứ nhất đã được làm lạnh (dòng 32a) được cấp vào bộ phận tách 118f (các FIG. 2 đến 5) hoặc thiết bị tách 12 (các FIG. 6 đến 9), và tất cả dòng hơi thu được 34 được cấp vào máy giãn nở sinh công 15.

Phụ thuộc vào hydrocarbon nặng hơn trong khí nguyên liệu và áp suất khí nguyên liệu, dòng nguyên liệu đã được làm lạnh 31a đi vào bộ phận tách 118f trên các FIG. 3 và 5 hoặc thiết bị tách 12 trên các FIG. 7 và 9 có thể không chứa bất kỳ một chất lỏng nào (bởi vì nó cao hơn điểm sương của nó, hoặc bởi vì nó cao hơn áp suất tới hạn của nó). Trong các trường hợp như vậy, sẽ không có chất lỏng trong các dòng 35 và 37 (như được thể hiện bằng các đường nét đứt), vì vậy chỉ hơi từ bộ phận tách 118f trong dòng 36 (các FIG. 3 và 5), hoặc hơi từ thiết bị tách 12 trong dòng 36 (các FIG. 7 và 9) đi vào dòng 38 để trở thành dòng ngưng tụ gần như hoàn toàn đã được giãn nở 38b cấp vào bộ phận xử lý 118 giữa bộ phận tinh cất 118c và bộ phận hấp thụ 118d. Trong các tình huống như vậy, bộ phận tách 118f trong bộ phận xử lý 118 (các FIG. 3 và 5) hoặc thiết bị tách 12 (các FIG. 7 và 9) có thể không cần đến.

Các điều kiện về khí nguyên liệu, tầm cỡ nhà máy, trang thiết bị sẵn có, hoặc các yếu tố khác có thể chỉ ra rằng sự loại bỏ máy làm giãn nở 15, hoặc sự thay thế bằng một cơ cấu làm giãn nở thay thế (như van giãn nở), là có thể thực hiện được. Mặc dù sự giãn nở dòng cụ thể là được mô tả trong các cơ cấu giãn nở cụ thể, thì các phương tiện làm giãn nở thay thế khác có thể được sử dụng nếu phù hợp. Ví dụ, các điều kiện có thể đảm bảo sự giãn nở của phần đã ngưng tụ gần như hoàn toàn của dòng nguyên liệu (dòng 38a).

Theo sáng chế này, việc sử dụng sự làm lạnh bên ngoài để bổ sung sự làm lạnh có thể cho khí đầu vào thoát ra từ hơi chưng cất và các dòng chất lỏng có thể được sử dụng, đặc biệt trong trường hợp khí đầu vào giàu. Trong các trường hợp như vậy, các phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối có thể được đưa vào trong bộ phận tách 118f (hoặc các phương tiện thu gom khí trong các trường hợp mà dòng nguyên liệu đã được làm lạnh 31a không chứa chất lỏng) như được thể hiện bằng các đường nét đứt trên các FIG. 2 đến 5 hoặc các phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối có thể được đưa vào trong thiết bị tách 12 như được thể hiện bằng các đường nét đứt trên các FIG. 6 đến 9. Các phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối này có thể gồm có bộ trao đổi nhiệt dạng lá tản nhiệt và dạng ống, bộ trao đổi nhiệt dạng tấm, bộ trao đổi nhiệt dạng nhôm tráng đồng, hoặc các dạng khác của cơ cấu truyền nhiệt, kể cả bộ trao đổi nhiệt nhiều rãnh và/hoặc đa ứng dụng. Phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được kết cấu để tạo thành sự trao đổi nhiệt giữa dòng chất làm lạnh (ví dụ, propan) chảy qua một rãnh của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối và phần hơi của dòng 31a đi lên phía trên, vì vậy, chất làm lạnh làm lạnh tiếp hơi và làm ngưng tụ thêm chất lỏng, là chất rơi xuống dưới để trở thành một phần của chất lỏng lấy ra trong dòng 35. Theo cách khác, (các) thiết bị sinh hàn khí thông thường có thể được sử dụng để làm lạnh dòng 32a, dòng 33a, và/hoặc dòng 31a bằng chất làm lạnh trước khi dòng 31a đi vào bộ phận tách 118f (các FIG. 2 đến 5) hoặc thiết bị tách 12 (các FIG. 6 đến 9).

Phụ thuộc vào nhiệt độ và độ giàu của khí nguyên liệu và lượng các thành phần C₂ được thu hồi trong dòng sản phẩm lỏng 44, có thể không đạt được sự gia nhiệt đầy đủ từ dòng 33 để làm cho chất lỏng rời bộ phận cất 118e đạt được các đặc tính kỹ thuật của sản phẩm. Trong các trường hợp như vậy, phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e có thể bao gồm các phương tiện dự phòng để tạo thành sự gia

nhật bổ sung bằng môi trường gia nhiệt như được thể hiện bằng các đường nét đứt trong các FIG. 2 đến 9. Theo cách khác, các phương tiện gia nhiệt và chuyển khối khác có thể được đặt ở vùng phía dưới của bộ phận cất 118e để tạo thành sự gia nhiệt bổ sung, hoặc dòng 33 có thể được gia nhiệt bằng môi trường gia nhiệt trước khi nó được cấp vào phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e .

Phụ thuộc vào loại thiết bị truyền nhiệt được chọn cho các bộ trao đổi nhiệt trong các vùng phía trên và dưới của bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a và/hoặc trong bộ phận ngưng tụ 118b, có thể kết hợp các bộ trao đổi nhiệt này trong một bộ phận truyền nhiệt nhiều rãnh và/hoặc đa ứng dụng. Trong các trường hợp như vậy, bộ truyền nhiệt nhiều rãnh và/hoặc đa ứng dụng sẽ bao gồm các phương tiện phù hợp để phân phối, cô lập, và thu gom dòng 32, dòng 38, dòng 45, hơi bất kỳ được tách khỏi dòng đã được làm lạnh 45, và dòng hơi chưng cất thứ hai để hoàn thành việc làm lạnh và gia nhiệt mong muốn.

Một số trường hợp có thể ưu tiên tạo thành sự chuyển khối bổ sung ở vùng phía trên của bộ phận cất 118e. Trong các trường hợp như vậy, các phương tiện chuyển khối có thể đặt phía dưới nơi dòng đã được giãn nở 39a đi vào vùng dưới của bộ phận hấp thụ 118d và phía trên nơi đó phần đã được làm lạnh thứ hai 33a rời khỏi phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối trong bộ phận cất 118e .

Một lựa chọn ít được ưu tiên hơn đối với các phương án được thể hiện trên các FIG. 2 đến 5 của sáng chế là đề xuất thùng tách dùng cho phần thứ nhất đã được làm lạnh 32a và thùng tách dùng cho phần đã được làm lạnh thứ hai 33a, hòa trộn các dòng hơi được tách ra ở đó để tạo thành dòng hơi 34, và hòa trộn các dòng chất lỏng được tách ra ở đó để tạo thành dòng chất lỏng 35. Một lựa chọn ít được ưu tiên hơn nữa đối với sáng chế là làm lạnh dòng 37 trong các bộ trao đổi nhiệt tách biệt bên trong bộ phận làm lạnh nguyên liệu 118a (hơn là hòa trộn dòng 37 với dòng 36 để tạo thành dòng hỗn hợp 38), làm giãn nở dòng đã được làm lạnh trong cơ cấu làm giãn nở tách biệt, và cấp dòng đã được giãn nở đến vùng giữa trong bộ phận hấp thụ 118d .

Trong một số trường hợp, đặc biệt là khi muốn thu hồi mức thấp hơn của thành phần C₂, có thể thuận lợi khi bố trí cơ cấu hồi lưu cho vùng phía dưới của bộ phận cất 118e. Trong các trường hợp này, pha lỏng của dòng đã được làm lạnh 45 rời phương

tiện trao đổi nhiệt trong bộ phận ngưng tụ 118b có thể được chia thành hai phần, dòng 48 và dòng 49. Dòng 48 được cấp vào bộ phận tinh cất 118c dưới dạng nguyên liệu đỉnh của nó, trong khi dòng 49 được cấp vào vùng phía dưới của bộ phận cất 118e sao cho nó có thể tinh cất một phần hơi chung cất trong bộ phận này của thiết bị xử lý 118 trước khi dòng hơi chung cất thứ nhất 45 được hút. Trong một số trường hợp, dòng chảy nhờ trọng lực của các dòng 48 và 49 có thể là thích hợp (các FIG. 2, 3, 6 và 7), trong khi theo các trường hợp khác, việc bơm pha lỏng (dòng 47) bằng bơm hồi lưu 22 có thể là thích hợp (các FIG. 4, 5, 8 và 9). Lượng tương đối của pha lỏng mà được chia tách giữa các dòng 48 và 49 sẽ phụ thuộc vào một vài yếu tố, trong đó có áp suất khí, thành phần khí nguyên liệu, mức thu hồi thành phần C_2 mong muốn và công suất sẵn có. Nhìn chung, không thể dự đoán được mức chia tách tối ưu mà không đánh giá các tình huống cụ thể của ứng dụng cụ thể của sáng chế. Một số trường hợp có thể thuận lợi cho việc nạp tất cả pha lỏng dưới dạng nguyên liệu đỉnh vào bộ phận tinh cất 118c trong dòng 48 và không nạp gì vào vùng phía dưới của bộ phận cất 118e trong dòng 49, như được thể hiện bằng các đường nét đứt đối với dòng 49.

Sẽ nhận thấy rằng hàm lượng tương đối của nguyên liệu được phát hiện thấy trong mỗi nhánh của nguyên liệu hơi tách ra sẽ phụ thuộc vào một số yếu tố, gồm có áp suất khí, thành phần khí nguyên liệu, lượng nhiệt có thể thu được từ nguyên liệu và công suất sẵn có. Càng nhiều nguyên liệu hơn ở phía trên bộ phận hấp thụ 118d có thể làm gia tăng mức thu hồi trong khi làm giảm năng lượng thu hồi từ bộ giãn và do đó, gia tăng các yêu cầu về công suất nén. Gia tăng nguyên liệu phía dưới bộ phận hấp thụ 118d sẽ giảm sự tiêu thụ công lực nhưng cũng có thể giảm sự thu hồi sản phẩm.

Sáng chế cho phép thu hồi cải thiện hơn các thành phần C_2 , các thành phần C_3 , và các thành phần hydrocarbon nặng hơn hoặc thành phần C_3 và các thành phần hydrocarbon nặng hơn trên tổng mức tiêu thụ hữu ích cần để vận hành quy trình. Sự cải thiện về sự tiêu thụ hữu ích cần thiết để vận hành quy trình có thể xuất hiện dưới dạng các nhu cầu về năng lượng giảm để nén hoặc nén lại, các nhu cầu về năng lượng giảm đối với sự làm lạnh bên ngoài, các yêu cầu về năng lượng giảm đối với sự gia nhiệt bổ sung, các yêu cầu về năng lượng giảm đối với việc đun thắp sôi lại hoặc sự phối hợp của chúng.

Mặc dù ở đây mô tả các phương án được cho là các phương án được ưu tiên của sáng chế, người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực kỹ thuật này sẽ hiểu được rằng các biến đổi hoặc cải biến khác có thể có, ví dụ làm cho sáng chế thích ứng với các điều kiện khác nhau, các dạng nguyên liệu hoặc các yêu cầu khác nhau mà không chệch khỏi phạm vi bảo hộ của sáng chế được xác định trong các yêu cầu bảo hộ dưới đây.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình tách dòng khí (31) chứa metan, các thành phần C_2 , các thành phần C_3 , và các thành phần hydrocacbon nặng hơn phần khí còn lại dễ bay hơi (50) và phần tương đối kém bay hơi (44) chứa thành phần chủ yếu là các thành phần C_2 , các thành phần C_3 , và các thành phần hydrocacbon nặng hơn này hoặc các thành phần C_3 và các thành phần hydrocacbon nặng hơn nêu trên, trong đó:

(1) dòng khí (31) được chia thành các phần thứ nhất và thứ hai (32, 33);

(2) phần thứ nhất (32) được làm lạnh;

(3) phần thứ hai (33) được làm lạnh;

(4) phần thứ nhất đã được làm lạnh (32a) được hòa trộn với phần thứ hai đã được làm lạnh (33a) để tạo thành dòng khí được làm lạnh (31a, 34);

(5) dòng khí đã được làm lạnh (31a, 34) được chia thành dòng thứ nhất và dòng thứ hai (36, 39);

(6) dòng thứ nhất (36) được làm lạnh để ngưng tụ gần như hoàn toàn và sau đó được làm giãn nở đến áp suất thấp hơn nhờ đó được làm lạnh thêm;

(7) dòng thứ nhất đã được làm lạnh và giãn nở (38b) được cấp dưới dạng nguyên liệu giữa các phương tiện hấp thụ thứ nhất và thứ hai được lắp trong thiết bị xử lý (118), các phương tiện hấp thụ thứ nhất được đặt phía trên các phương tiện hấp thụ thứ hai;

(8) dòng thứ hai (39) được giãn nở đến áp suất thấp hơn nêu trên và được cấp dưới dạng nguyên liệu dưới đáy vào các phương tiện hấp thụ thứ hai;

(9) dòng chất lỏng chưng cất được thu gom từ vùng phía dưới của phương tiện hấp thụ thứ hai và được gia nhiệt trong phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được lắp trong thiết bị xử lý (118), nhờ đó, cung cấp ít nhất một phần làm lạnh của bước (3) trong khi cất tách đồng thời các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chưng cất, và sau đó tháo dòng chất lỏng chưng cất đã được gia nhiệt và cất tách từ thiết bị xử lý (118) này dưới dạng phần tương đối kém bay hơi (44);

(10) dòng hơi chung cất thứ nhất được thu gom từ vùng phía trên của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối và được làm lạnh đủ để ngưng tụ ít nhất một phần của nó, nhờ đó mà tạo thành dòng được ngưng tụ và dòng hơi dư chứa hơi chưa ngưng tụ bất kỳ còn lại sau khi dòng hơi chung cất thứ nhất được làm lạnh;

(11) ít nhất một phần của dòng được ngưng tụ được cấp dưới dạng nguyên liệu đỉnh vào phương tiện hấp thụ thứ nhất;

(12) dòng hơi chung cất thứ hai được thu gom từ vùng phía trên của phương tiện hấp thụ thứ nhất và được gia nhiệt;

(13) dòng hơi chung cất thứ hai đã được gia nhiệt được hòa trộn với dòng hơi dư bất kỳ để tạo thành dòng hơi hỗn hợp;

(14) dòng hơi hỗn hợp được gia nhiệt, sau đó, tháo dòng hơi hỗn hợp đã được gia nhiệt từ thiết bị xử lý (118) dưới dạng phân khí còn lại để bay hơi (50);

(15) việc gia nhiệt đối với dòng hơi chung cất thứ hai này và dòng hơi hỗn hợp được thực hiện trong một hoặc nhiều phương tiện trao đổi nhiệt lắp trong thiết bị xử lý (118), nhờ đó, cung cấp ít nhất một phần làm lạnh của các bước (2), (6), và (10); và

(16) các lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu cho phương tiện hấp thụ thứ nhất và phương tiện hấp thụ thứ hai là hữu hiệu trong việc duy trì nhiệt độ của vùng phía trên của phương tiện hấp thụ thứ nhất ở nhiệt độ mà nhờ đó các thành phần chủ yếu của các thành phần trong phân tương đối kém bay hơi (44) được thu hồi.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó:

(a) phần thứ nhất đã được làm lạnh (32a) được hòa trộn với phần thứ hai đã được làm lạnh (33a) để tạo thành dòng khí được ngưng tụ một phần (31a, 34);

(b) dòng khí được ngưng tụ một phần (31a) được cấp vào các phương tiện tách và được tách ở đó để tạo thành dòng hơi (34) và ít nhất một dòng chất lỏng (35);

(c) dòng hơi (34) được chia thành dòng thứ nhất và dòng thứ hai (36, 39); và

(d) ít nhất một phần (40) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) được làm giãn nở đến áp suất thấp hơn này và được cấp ở dạng nguyên liệu vào thiết bị xử lý (118) bên dưới phương tiện hấp thụ thứ hai này và bên trên phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

3. Quy trình theo điểm 2, trong đó:

(a) dòng thứ nhất (36) hòa trộn với ít nhất một phần (37) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) để tạo thành dòng hỗn hợp (38);

(b) dòng hỗn hợp (38) được làm lạnh để ngưng tụ gần như hoàn toàn và sau đó, được làm giãn nở đến áp suất thấp hơn mà nhờ đó được làm lạnh thêm;

(c) dòng hỗn hợp đã được làm lạnh và giãn nở (38b) được cấp dưới dạng nguyên liệu giữa phương tiện hấp thụ thứ nhất và phương tiện hấp thụ thứ hai;

(d) phần còn lại bất kỳ (40) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) được làm giãn nở đến áp suất thấp hơn và được cấp ở dạng nguyên liệu vào thiết bị xử lý (118) bên dưới phương tiện hấp thụ thứ hai và bên trên phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối; và

(e) việc gia nhiệt đối với dòng hơi chung cất thứ hai và dòng hơi hỗn hợp được thực hiện trong một hoặc nhiều phương tiện trao đổi nhiệt lắp trong thiết bị xử lý (118), nhờ đó, cung cấp ít nhất một phần làm lạnh của các bước (2), (13) và (b).

4. Quy trình theo điểm 2, trong đó phương tiện tách được lắp trong thiết bị xử lý (118).

5. Quy trình theo điểm 3, trong đó phương tiện tách được lắp trong thiết bị xử lý (118).

6. Quy trình theo điểm 2, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được bố trí ở vùng phía trên và vùng phía dưới; và

(2) ít nhất một phần đã được làm giãn nở (40a) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) được cấp vào thiết bị xử lý (118) để đi vào giữa vùng phía trên và vùng phía dưới này của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

7. Quy trình theo điểm 3, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được bố trí ở vùng phía trên và vùng phía dưới; và

(2) ít nhất một phần đã được làm giãn nở (40a) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) được cấp vào thiết bị xử lý (118) để đi vào giữa vùng phía trên và vùng phía dưới này của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

8. Quy trình theo điểm 4, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được bố trí ở vùng phía trên và vùng phía dưới; và

(2) ít nhất một phần đã được làm giãn nở (40a) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) được cấp vào thiết bị xử lý (118) để đi vào giữa vùng phía trên và vùng phía dưới của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

9. Quy trình theo điểm 5, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được bố trí ở vùng phía trên và vùng phía dưới; và

(2) phần còn lại bất kỳ đã được làm giãn nở của ít nhất một dòng chất lỏng được cấp vào thiết bị xử lý để đi vào giữa vùng phía trên và vùng phía dưới của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

10. Quy trình theo điểm 1, trong đó:

(1) phương tiện thu gom khí được lắp trong thiết bị xử lý (118);

(2) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung được lắp bên trong phương tiện thu gom, phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường làm lạnh bên ngoài;

(3) dòng khí đã được làm lạnh (31a) được cấp vào phương tiện thu gom khí và được dẫn vào phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung để được làm lạnh thêm bằng môi trường làm lạnh bên ngoài; và

(4) dòng khí đã được làm lạnh thêm (34) được chia thành dòng thứ nhất và dòng thứ hai.

11. Quy trình theo điểm 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, hoặc 9, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung được lắp bên trong phương tiện tách, phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường làm lạnh bên ngoài;

(2) dòng hơi này được dẫn vào phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung để được làm lạnh bằng môi trường làm lạnh bên ngoài để tạo thành chất ngưng tụ bổ sung; và

(3) chất ngưng tụ bổ sung trở thành một phần của ít nhất một dòng chất lỏng (35) được tách trong đó.

12. Quy trình theo điểm 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9 hoặc 10, trong đó:

(1) dòng được ngưng tụ được chia thành ít nhất là dòng hồi lưu thứ nhất và thứ hai (48, 49);

(2) dòng hồi lưu thứ nhất (48) được cấp dưới dạng nguyên liệu đỉnh vào phương tiện hấp thụ thứ nhất; và

(3) dòng hồi lưu thứ hai (49) được cấp ở dạng nguyên liệu vào thiết bị xử lý (118) bên dưới phương tiện hấp thụ thứ hai và bên trên phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

13. Quy trình theo điểm 11, trong đó:

(1) dòng được ngưng tụ được chia thành ít nhất là dòng hồi lưu thứ nhất và thứ hai (48, 49);

(2) dòng hồi lưu thứ nhất (48) được cấp dưới dạng nguyên liệu đỉnh vào phương tiện hấp thụ thứ nhất; và

(3) dòng hồi lưu thứ hai (49) được cấp ở dạng nguyên liệu vào thiết bị xử lý (118) bên dưới phương tiện hấp thụ thứ hai và bên trên phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

14. Quy trình theo điểm 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9 hoặc 10, trong đó phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường gia nhiệt bên ngoài để bổ sung nhiệt được cung cấp bởi phần thứ hai (33) cho việc cất tách đối với các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chưng cất.

15. Quy trình theo điểm 11, trong đó phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường gia nhiệt bên ngoài để bổ sung nhiệt được cung cấp bởi phần thứ hai (33) cho việc cất tách đối với các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chưng cất.

16. Quy trình theo điểm 12, trong đó phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường gia nhiệt bên ngoài để bổ sung nhiệt được cung cấp bởi phần thứ hai (33) cho việc cất tách đối với các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chưng cất.

17. Quy trình theo điểm 13, trong đó phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường gia nhiệt bên ngoài để bổ sung nhiệt được

cung cấp bởi phần thứ hai (33) cho việc cất tách đối với các thành phần dễ bay hơi hơn này từ dòng chất lỏng chung cất.

18. Thiết bị dùng cho việc tách dòng khí (31) chứa metan, các thành phần C_2 , các thành phần C_3 , và các thành phần hydrocacbon nặng hơn phần khí còn lại dễ bay hơi (50) và phần tương đối kém bay hơi (44) chứa thành phần chủ yếu là các thành phần C_2 , các thành phần C_3 và các thành phần hydrocacbon nặng hơn hoặc các thành phần C_3 và các thành phần hydrocacbon nặng hơn bao gồm:

(1) phương tiện phân chia thứ nhất để chia dòng khí (31) thành phần thứ nhất và phần thứ hai (32, 33);

(2) phương tiện trao đổi nhiệt lắp trong thiết bị xử lý (118) và được nối vào phương tiện phân chia thứ nhất để tiếp nhận phần thứ nhất (32) và làm lạnh nó;

(3) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được lắp trong thiết bị xử lý (118) và được nối vào phương tiện phân chia thứ nhất để tiếp nhận phần thứ hai (33) này và làm lạnh nó;

(4) phương tiện hòa trộn thứ nhất được nối vào phương tiện trao đổi nhiệt và phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối để tiếp nhận phần thứ nhất đã được làm lạnh (32a) và phần thứ hai đã được làm lạnh (33a) và tạo thành dòng khí được làm lạnh (31a, 34);

(5) phương tiện phân chia thứ hai được nối vào phương tiện hòa trộn thứ nhất để tiếp nhận dòng khí đã được làm lạnh (31a, 34) và chia nó thành dòng thứ nhất và dòng thứ hai (36, 39);

(6) phương tiện trao đổi nhiệt được nối thêm vào phương tiện phân chia thứ hai để tiếp nhận dòng thứ nhất (36) và làm lạnh nó đủ để ngưng tụ gần như hoàn toàn nó;

(7) phương tiện giãn nở thứ nhất được nối vào phương tiện trao đổi nhiệt để tiếp nhận dòng thứ nhất được ngưng tụ gần như hoàn toàn (38a) và làm giãn nở nó đến áp suất thấp hơn;

(8) phương tiện hấp thụ thứ nhất và phương tiện hấp thụ thứ hai được lắp trong thiết bị xử lý (118) và được nối vào phương tiện giãn nở thứ nhất để tiếp nhận dòng thứ nhất đã được làm lạnh và giãn nở (38b) dưới dạng nguyên liệu vào đó giữa phương tiện hấp thụ thứ nhất và phương tiện hấp thụ thứ hai, phương tiện hấp thụ thứ nhất được gắn bên trên phương tiện hấp thụ thứ hai;

(9) phương tiện giãn nở thứ hai được nối vào phương tiện phân chia thứ hai để tiếp nhận dòng thứ hai (39) và làm giãn nở nó đến áp suất thấp hơn, phương tiện giãn nở thứ hai được nối thêm vào phương tiện hấp thụ thứ hai để cung cấp dòng thứ hai đã được làm giãn nở ở dạng nguyên liệu dưới đáy vào đó;

(10) phương tiện thu gom chất lỏng được lắp trong thiết bị xử lý (118) và được nối vào phương tiện hấp thụ thứ hai để tiếp nhận dòng chất lỏng chung cất từ vùng phía dưới của phương tiện hấp thụ thứ hai;

(11) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được nối thêm vào phương tiện thu gom chất lỏng để tiếp nhận dòng chất lỏng chung cất và gia nhiệt nó, nhờ đó, cung cấp ít nhất một phần làm lạnh của bước (3) trong khi cất tách đồng thời các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chung cất, và sau đó tháo dòng chất lỏng chung cất đã được gia nhiệt và cất tách từ thiết bị xử lý (118) này dưới dạng phần tương đối kém bay hơi (44);

(12) phương tiện thu gom hơi thứ nhất được lắp trong thiết bị xử lý (118) và được nối vào phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối để tiếp nhận dòng hơi chung cất thứ nhất từ vùng phía trên của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối;

(13) phương tiện trao đổi nhiệt được nối thêm vào phương tiện thu gom hơi thứ nhất để tiếp nhận dòng hơi chung cất thứ nhất và làm lạnh nó đủ để ngưng tụ ít nhất một phần của nó; nhờ đó tạo thành dòng được ngưng tụ và dòng hơi dư chứa hơi chưa ngưng tụ bất kỳ còn lại sau khi dòng hơi chung cất thứ nhất được làm lạnh;

(14) phương tiện hấp thụ thứ nhất được nối thêm vào phương tiện trao đổi nhiệt để tiếp nhận ít nhất một phần của dòng được ngưng tụ ở dạng nguyên liệu đỉnh vào đó;

(15) phương tiện thu gom hơi thứ hai được lắp trong thiết bị xử lý (118) và được nối vào phương tiện hấp thụ thứ nhất để tiếp nhận dòng hơi chung cất thứ hai từ vùng phía trên của phương tiện hấp thụ thứ nhất;

(16) phương tiện trao đổi nhiệt được nối thêm vào phương tiện thu gom hơi thứ hai để tiếp nhận dòng hơi chung cất thứ hai và gia nhiệt nó, nhờ đó, cung cấp ít nhất một phần làm lạnh của bước (13);

(17) phương tiện hòa trộn thứ hai được nối vào phương tiện trao đổi nhiệt để tiếp nhận dòng hơi chung cất thứ hai đã được gia nhiệt và dòng hơi dư bất kỳ và tạo thành dòng hơi hỗn hợp;

(18) phương tiện trao đổi nhiệt được nối thêm vào phương tiện hòa trộn thứ hai để tiếp nhận dòng hơi hỗn hợp và gia nhiệt nó, nhờ đó, cung cấp ít nhất một phần làm lạnh của các bước (2) và (6), và sau đó tháo dòng hơi hỗn hợp đã được gia nhiệt từ thiết bị xử lý (118) dưới dạng phần khí còn lại dễ bay hơi; và

(19) phương tiện kiểm soát được làm thích ứng để điều tiết các lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu này vào phương tiện hấp thụ thứ nhất và phương tiện hấp thụ thứ hai để duy trì nhiệt độ của vùng phía trên này của phương tiện hấp thụ thứ nhất ở nhiệt độ mà nhờ đó các thành phần chủ yếu của các thành phần trong phân tương đối kém bay hơi (44) được thu hồi.

19. Thiết bị theo điểm 18, trong đó:

(a) phương tiện hòa trộn thứ nhất được lắp để tiếp nhận phần thứ nhất đã được làm lạnh (32a) và phần thứ hai đã được làm lạnh (33a) và tạo thành dòng khí được ngưng tụ một phần (31a);

(b) phương tiện tách được nối vào phương tiện hòa trộn thứ nhất để tiếp nhận dòng khí được ngưng tụ một phần (31a) và tách nó thành dòng hơi (34) và ít nhất một dòng chất lỏng (35);

(c) phương tiện phân chia thứ hai được nối vào phương tiện tách để tiếp nhận dòng hơi (34) này và chia nó thành dòng thứ nhất và dòng thứ hai (36, 39); và

(d) phương tiện giãn nở thứ ba được nối vào phương tiện tách để tiếp nhận ít nhất một phần (40) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) và làm giãn nở nó đến áp suất thấp hơn, phương tiện giãn nở thứ ba được nối thêm vào thiết bị xử lý (118) để cung cấp ít nhất một phần trong số ít nhất một dòng chất lỏng đã được làm giãn nở (40a) dưới dạng nguyên liệu vào đó bên dưới phương tiện hấp thụ thứ hai và bên trên phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

20. Thiết bị theo điểm 19, trong đó:

(a) phương tiện hòa trộn thứ ba được nối vào phương tiện phân chia thứ hai và phương tiện tách để tiếp nhận dòng thứ nhất và ít nhất một phần của ít nhất một dòng chất lỏng và tạo thành dòng hỗn hợp;

(b) phương tiện trao đổi nhiệt được nối thêm vào phương tiện hòa trộn thứ ba để tiếp nhận dòng hỗn hợp này và làm lạnh nó đủ để ngưng tụ gần như hoàn toàn nó;

(c) phương tiện giãn nở thứ nhất được nối vào phương tiện trao đổi nhiệt để tiếp nhận dòng hỗn hợp đã được ngưng tụ hầu như hoàn toàn (38a) và làm giãn nở nó đến áp suất thấp hơn;

(d) phương tiện hấp thụ thứ nhất và phương tiện hấp thụ thứ hai được nối vào phương tiện giãn nở thứ nhất để tiếp nhận dòng hỗn hợp đã được làm lạnh và giãn nở (38b) dưới dạng nguyên liệu vào đó giữa phương tiện hấp thụ thứ nhất và phương tiện hấp thụ thứ hai;

(e) phương tiện giãn nở thứ ba được nối vào phương tiện tách để tiếp nhận phần còn lại bất kỳ (40) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) và làm giãn nở nó đến áp suất thấp hơn, phương tiện giãn nở thứ ba được nối thêm vào thiết bị xử lý (118) để cung cấp phần còn lại bất kỳ của ít nhất một dòng chất lỏng đã được làm giãn nở (40a) dưới dạng nguyên liệu vào đó bên dưới phương tiện hấp thụ thứ hai và bên trên phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối; và

(f) phương tiện trao đổi nhiệt được nối thêm vào phương tiện hòa trộn thứ hai để tiếp nhận dòng hơi hỗn hợp và gia nhiệt nó, nhờ đó, cung cấp ít nhất một phần làm lạnh của các bước (2) và (b).

21. Thiết bị theo điểm 19, trong đó phương tiện tách được lắp trong thiết bị xử lý (118).

22. Thiết bị theo điểm 20, trong đó phương tiện tách được lắp trong thiết bị xử lý (118).

23. Thiết bị theo điểm 19, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được bố trí ở vùng phía trên và vùng phía dưới; và

(2) thiết bị xử lý (118) được nối vào phương tiện giãn nở thứ ba để tiếp nhận ít nhất một phần đã được làm giãn nở (40) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) và dẫn nó giữa vùng phía trên và vùng phía dưới của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

24. Thiết bị theo điểm 20, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được bố trí ở vùng phía trên và vùng phía dưới; và

(2) thiết bị xử lý (118) được nối vào phương tiện giãn nở thứ ba để tiếp nhận ít nhất một phần đã được làm giãn nở (40) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) và dẫn nó giữa vùng phía trên và vùng phía dưới của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

25. Thiết bị theo điểm 21, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được bố trí ở vùng phía trên và vùng phía dưới; và

(2) thiết bị xử lý (118) được nối vào phương tiện giãn nở thứ ba để tiếp nhận ít nhất một phần đã được làm giãn nở (40) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) và dẫn nó giữa vùng phía trên và vùng phía dưới của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

26. Thiết bị theo điểm 22, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được bố trí ở vùng phía trên và vùng phía dưới; và

(2) thiết bị xử lý (118) được nối vào phương tiện giãn nở thứ ba để tiếp nhận ít nhất một phần đã được làm giãn nở (40) của ít nhất một dòng chất lỏng (35) và dẫn nó giữa vùng phía trên và vùng phía dưới của phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối.

27. Thiết bị theo điểm 18, trong đó:

(1) phương tiện thu gom khí được lắp trong thiết bị xử lý (118);

(2) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung được lắp bên trong phương tiện thu gom khí, phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường làm lạnh bên ngoài;

(3) phương tiện thu gom khí được nối vào phương tiện hòa trộn thứ nhất này để tiếp nhận dòng khí đã được làm lạnh (31a) và dẫn nó vào phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung để được làm lạnh thêm bằng môi trường làm lạnh bên ngoài; và

(4) phương tiện phân chia thứ hai được làm thích ứng để nối được vào phương tiện thu gom khí để tiếp nhận dòng khí đã được làm lạnh thêm (34) và chia nó thành dòng thứ nhất và dòng thứ hai (36, 39).

28. Thiết bị theo điểm 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25 hoặc 26, trong đó:

(1) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung được lắp bên trong phương tiện tách, phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường làm lạnh bên ngoài;

(2) dòng hơi được dẫn vào phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bổ sung để được làm lạnh bằng môi trường làm lạnh bên ngoài để tạo thành chất ngưng tụ bổ sung; và

(3) chất ngưng tụ bổ sung trở thành một phần của ít nhất một dòng chất lỏng (35) được tách trong đó.

29. Thiết bị theo điểm 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, hoặc 27, trong đó:

(1) phương tiện phân chia thứ ba được nối vào phương tiện trao đổi nhiệt để tiếp nhận dòng được ngưng tụ và chia nó thành ít nhất là dòng hồi lưu thứ nhất và dòng hồi lưu thứ hai (48, 49);

(2) phương tiện hấp thụ thứ nhất được làm thích ứng để nối được vào phương tiện phân chia thứ ba để tiếp nhận dòng hồi lưu thứ nhất (48) ở dạng nguyên liệu đỉnh vào đó; và

(3) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được làm thích ứng để nối được vào phương tiện phân chia thứ ba để tiếp nhận dòng hồi lưu thứ hai (49) ở dạng nguyên liệu đỉnh vào đó.

30. Thiết bị theo điểm 28, trong đó:

(1) phương tiện phân chia thứ ba được nối vào phương tiện trao đổi nhiệt để tiếp nhận dòng được ngưng tụ và chia nó thành ít nhất là dòng hồi lưu thứ nhất và dòng hồi lưu thứ hai (48, 49);

(2) phương tiện hấp thụ thứ nhất được làm thích ứng để nối được vào phương tiện phân chia thứ ba để tiếp nhận dòng hồi lưu thứ nhất (48) ở dạng nguyên liệu đỉnh vào đó; và

(3) phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối được làm thích ứng để nối được vào phương tiện phân chia thứ ba để tiếp nhận dòng hồi lưu thứ hai (49) ở dạng nguyên liệu đỉnh vào đó.

31. Thiết bị theo điểm 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, hoặc 27, trong đó phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường gia nhiệt bên ngoài để bổ sung nhiệt được cung cấp bởi phần thứ hai cho việc cất tách đối với các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chưng cất.

32. Thiết bị theo điểm 28, trong đó phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường gia nhiệt bên ngoài để bổ sung nhiệt được cung cấp bởi phần thứ hai cho việc cất tách đối với các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chưng cất.

33. Thiết bị theo điểm 29, trong đó phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường gia nhiệt bên ngoài để bổ sung nhiệt được cung cấp bởi phần thứ hai cho việc cất tách đối với các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chưng cất.

34. Thiết bị theo điểm 30, trong đó phương tiện truyền nhiệt và chuyển khối bao gồm một hoặc nhiều rãnh dùng cho môi trường gia nhiệt bên ngoài để bổ sung nhiệt được cung cấp bởi phần thứ hai cho việc cắt tách đối với các thành phần dễ bay hơi hơn từ dòng chất lỏng chung cất.

+

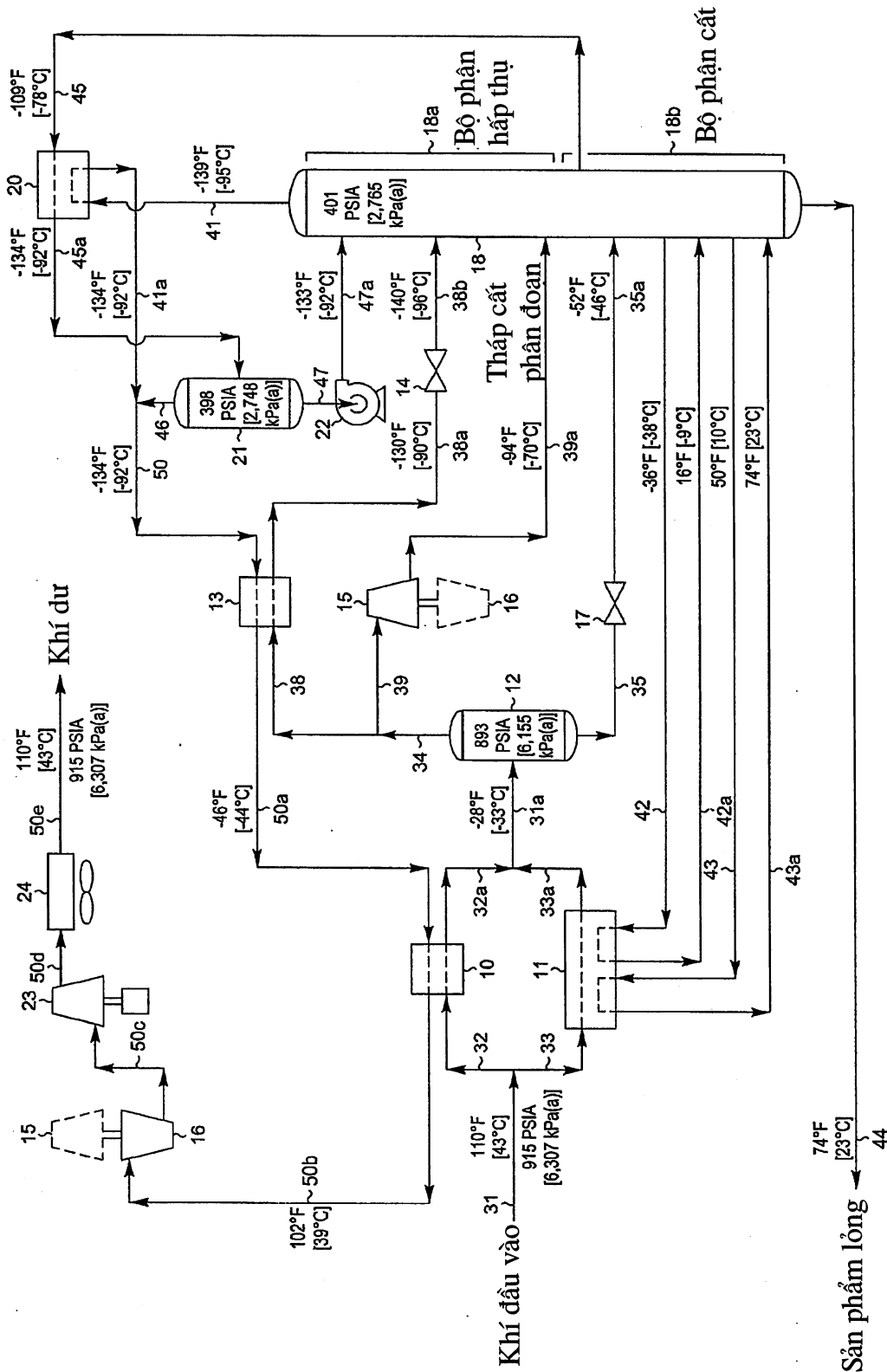


FIG. 1
(Giải pháp kỹ thuật đã biết)

+

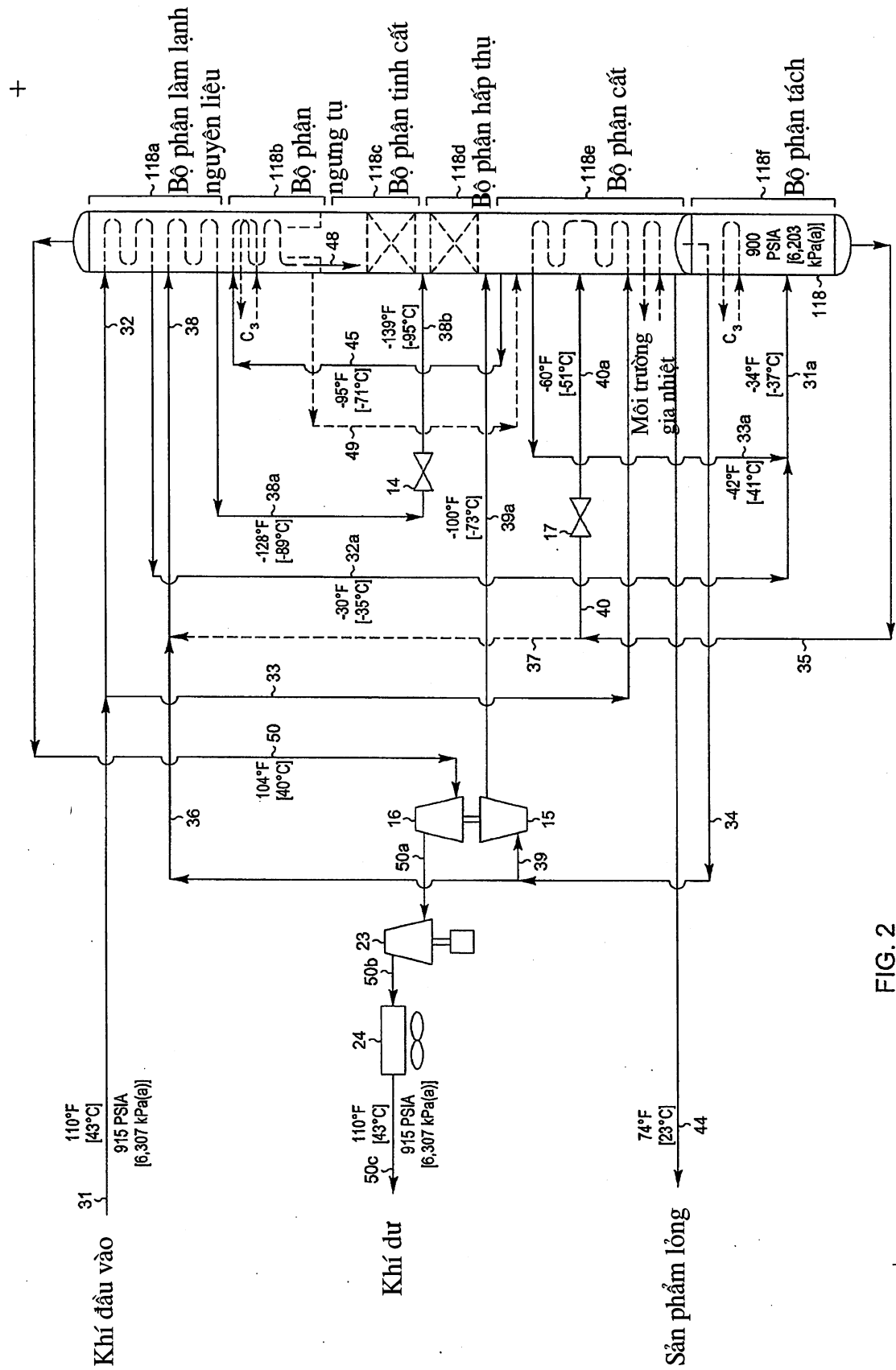


FIG. 2

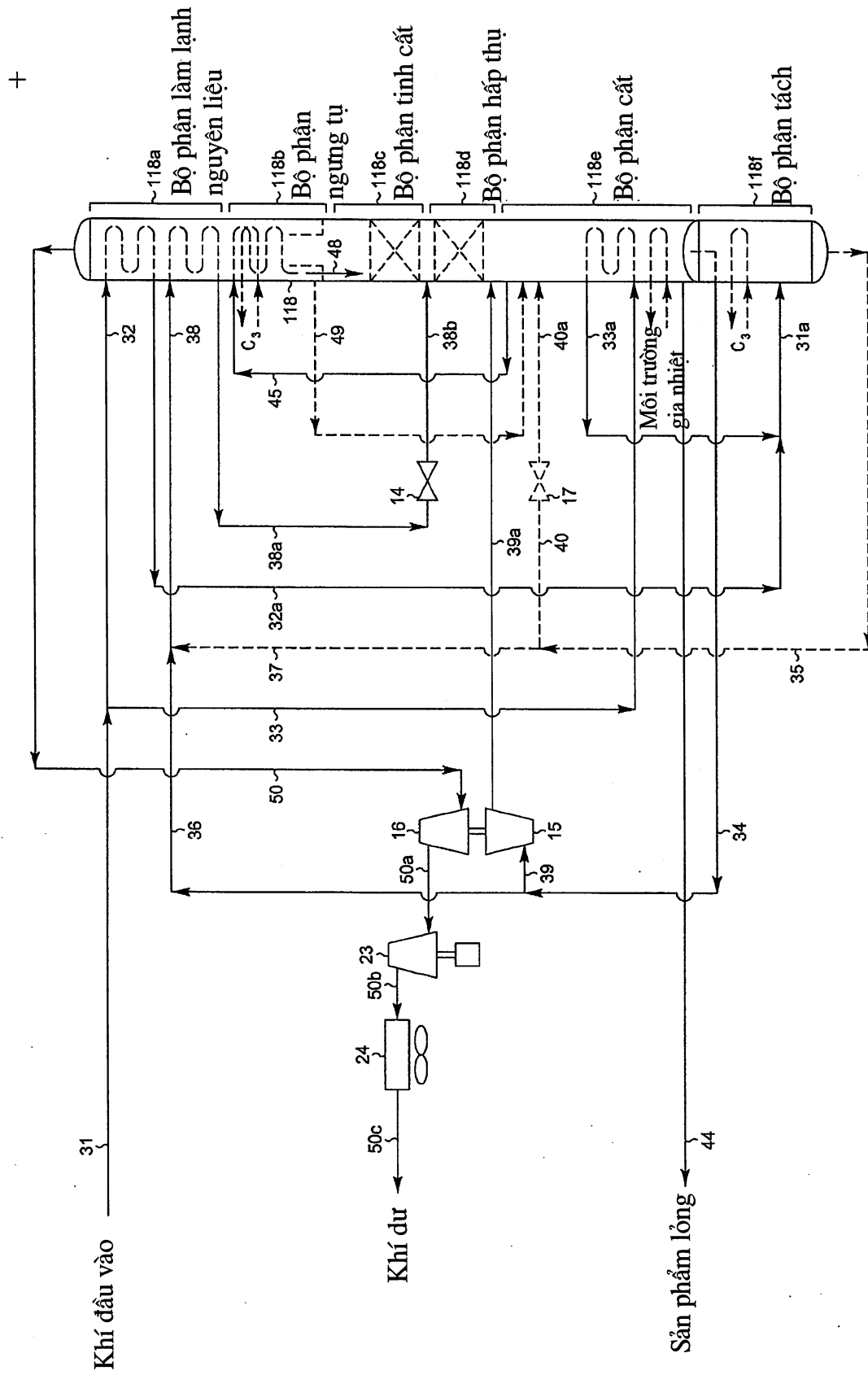


FIG. 3

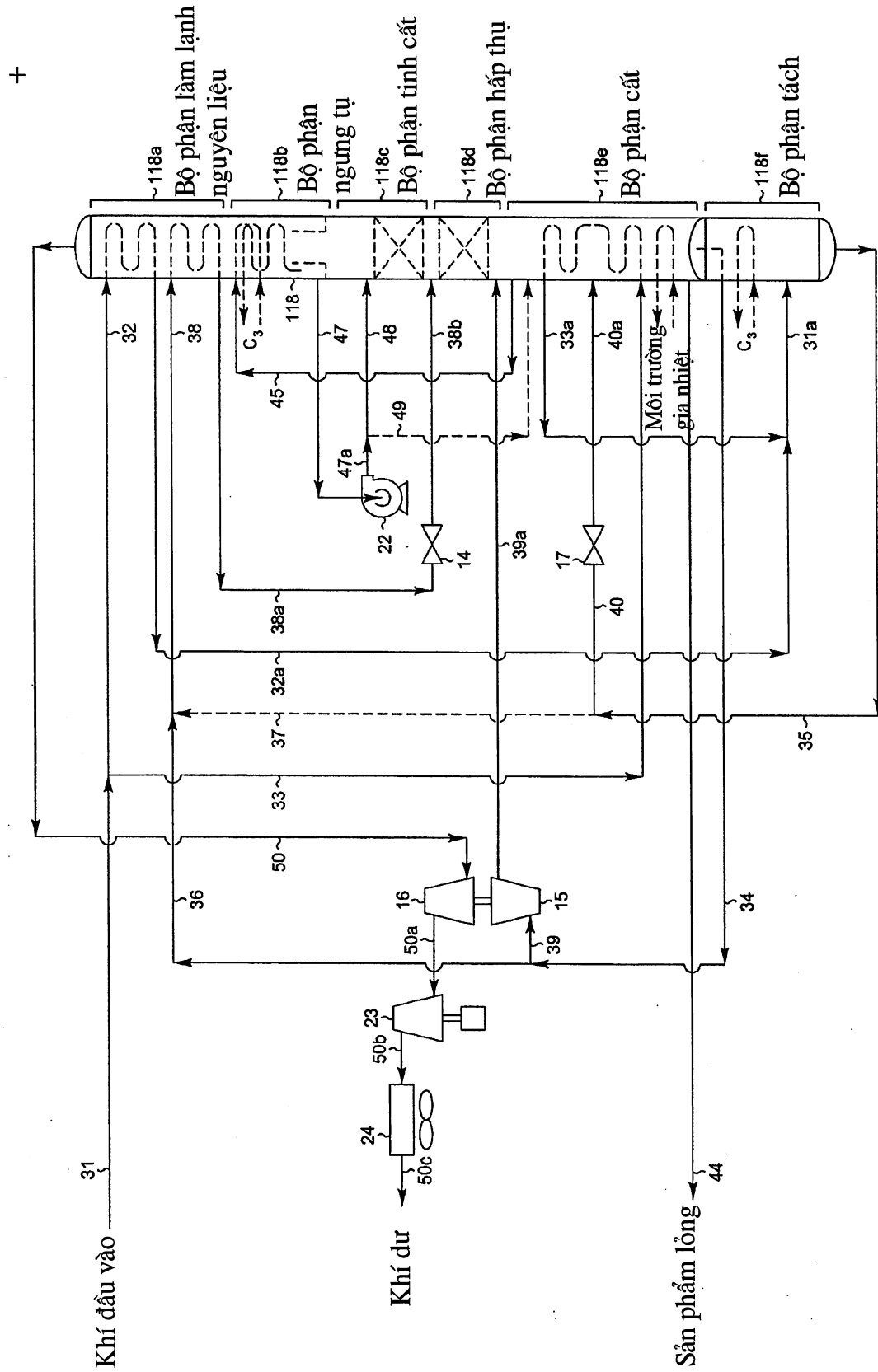


FIG. 4.

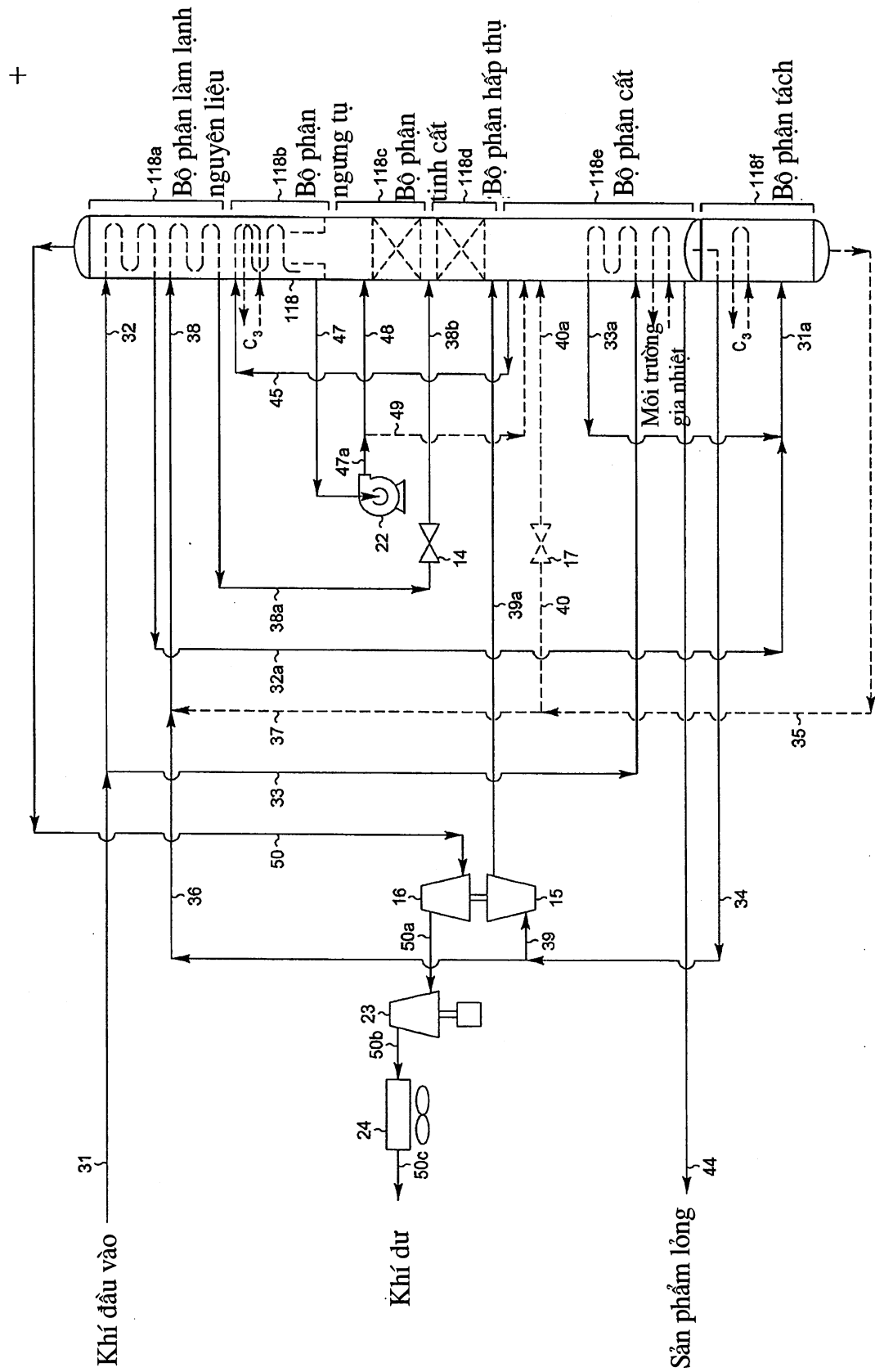


FIG. 5

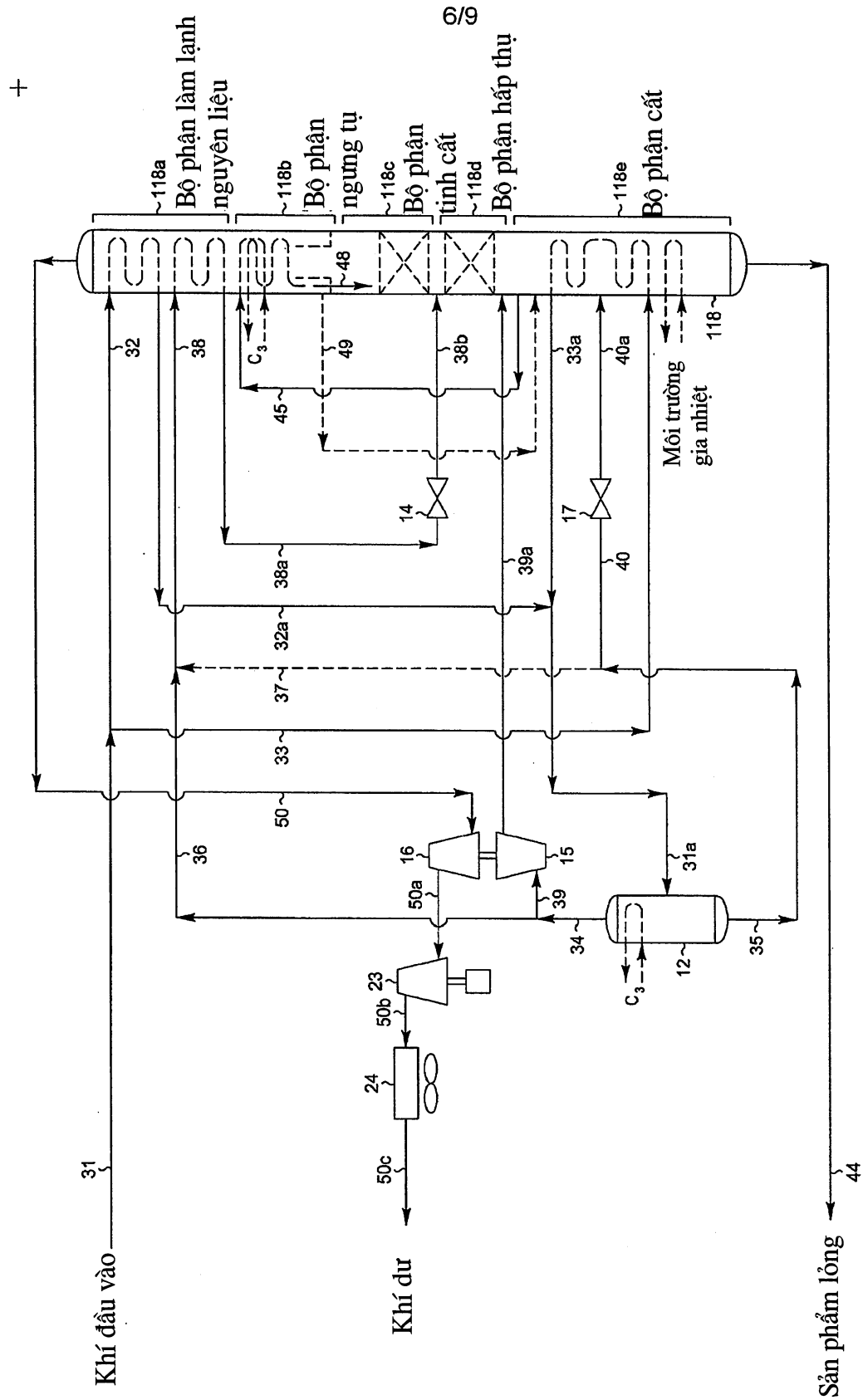


FIG. 6

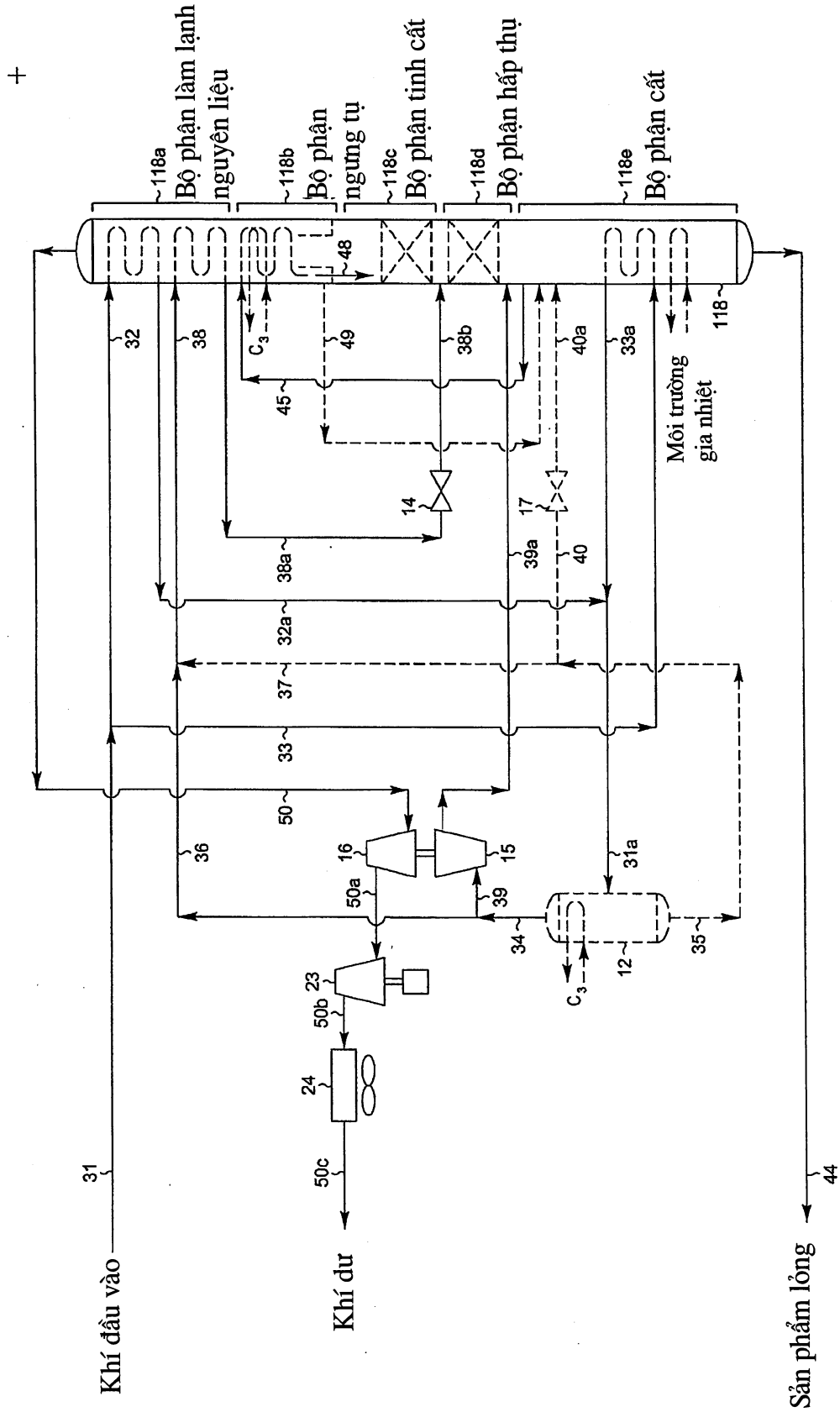


FIG. 7

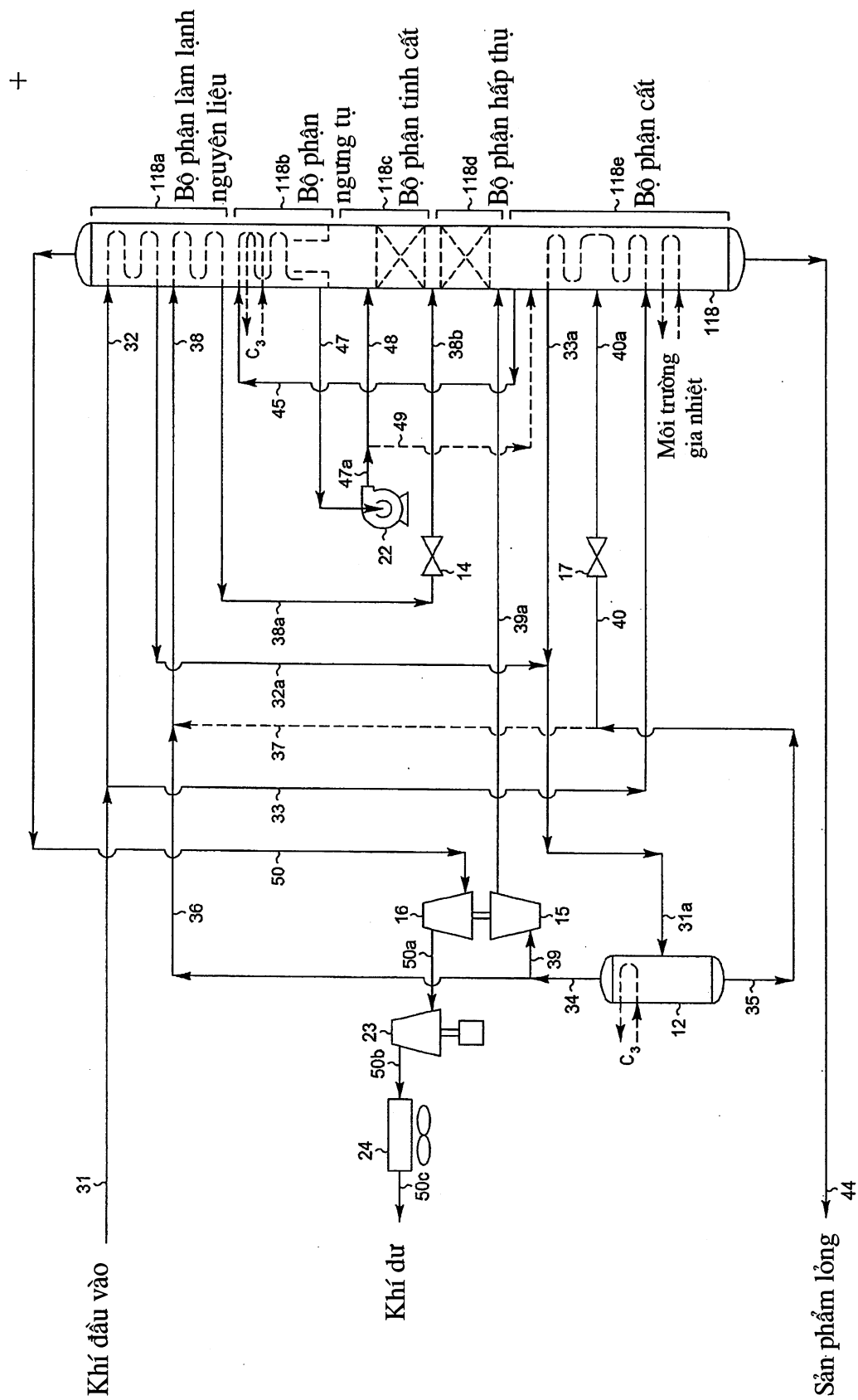


FIG. 8

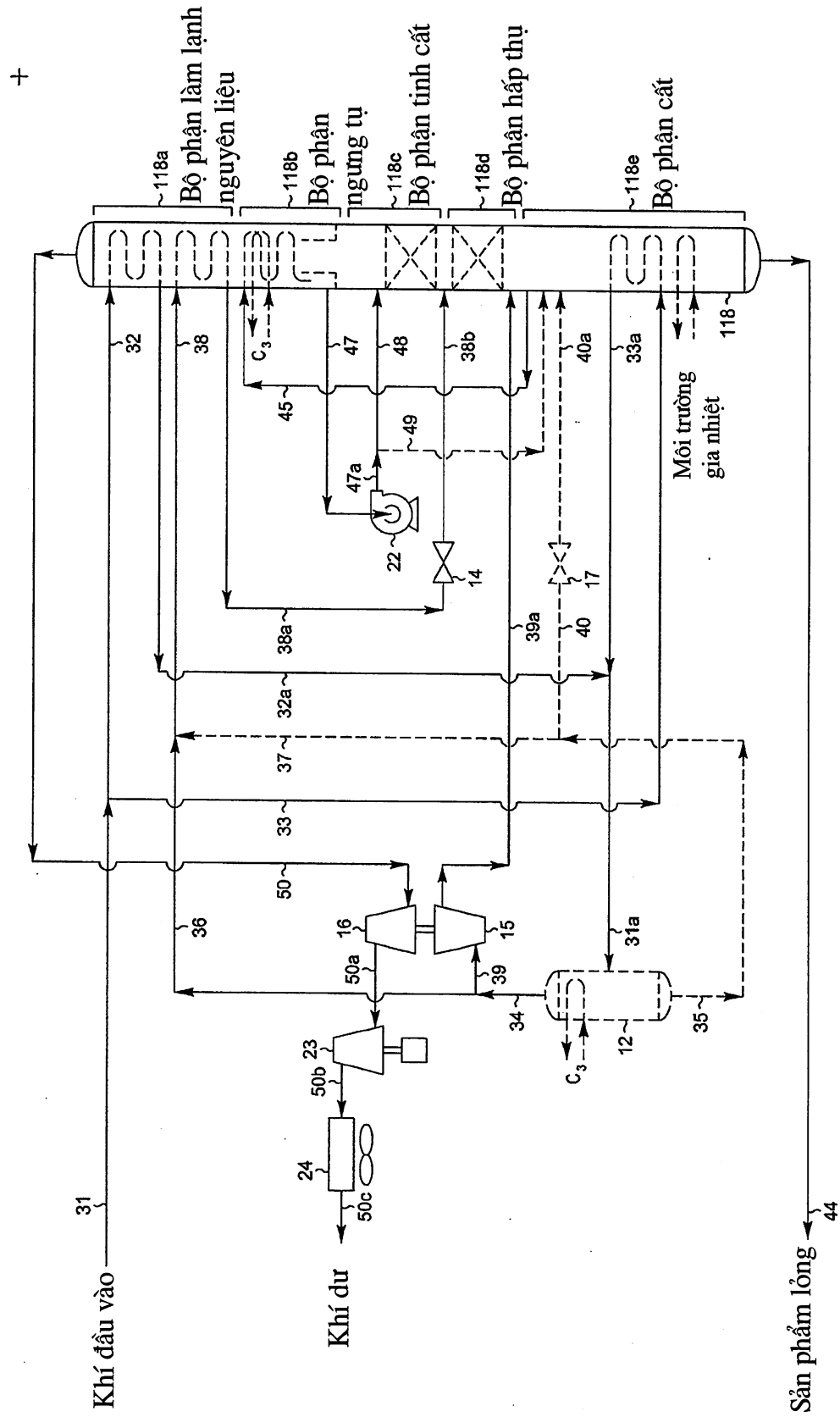


FIG. 9