



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

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

(11)



1-0032002

(51)⁷

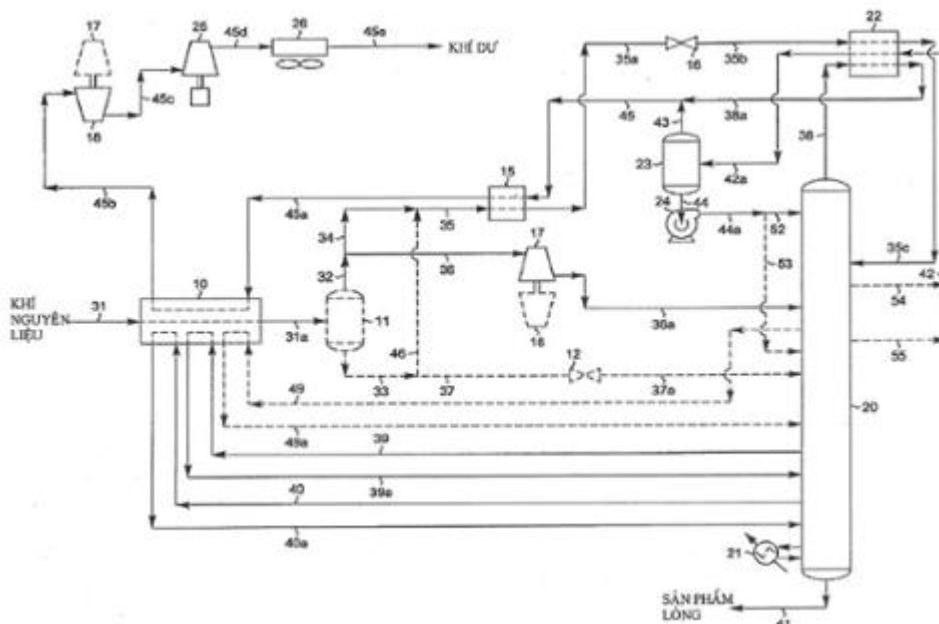
F25J 3/00

(13) B

- (21) 1-2012-00946 (22) 27/08/2010
(86) PCT/US2010/046953 27/08/2010 (87) WO/2011/034709 24/03/2011
(30) 61/244,181 21/09/2009 US; 61/346,150 19/05/2010 US; 61/351,045 03/06/2010 US;
12/869,007 26/08/2010 US; 12/868,993 26/08/2010 US; 12/869,139 26/08/2010 US
(45) 25/05/2022 410 (43) 25/03/2013 300A
(73) UOP LLC (US)
25 East Algonquin Road, Des Plaines, Illinois 60017-5017, US
(72) WILKINSON, John, D. (US); LYNCH, Joe, T. (US); CUELLAR, Kyle, T. (US);
MARTINEZ, Tony, L. (US); HUDSON, Hank, M. (US).
(74) Công ty Cổ phần Sở hữu công nghiệp INVESTIP (INVESTIP)

(54) QUY TRÌNH TÁCH DÒNG KHÍ CHỨA METAN, CÁC THÀNH PHẦN CÓ HAI NGUYÊN TỬ CACBON, CÁC THÀNH PHẦN CÓ BA NGUYÊN TỬ CACBON VÀ CÁC THÀNH PHẦN HYDROCACBON NẶNG HƠN

(57) Sáng chế đề xuất quy trình để thu hồi etan, etylen, propan, propylen, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn từ dòng khí hydrocacbon. Dòng khí được làm lạnh và được chia thành dòng khí thứ nhất và dòng khí thứ hai. Dòng khí thứ nhất được tiếp tục làm lạnh để ngưng tụ hầu như hoàn toàn nó và sau đó được làm giãn nở tiếp đến áp suất của tháp cất phân đoạn, được gia nhiệt, và được cấp vào tháp cất phân đoạn ở vị trí cấp cho nửa cột trên. Dòng khí thứ hai được làm giãn nở đến áp suất của tháp này và tiếp đó được cấp vào cột ở vị trí cấp giữa cột. Dòng hơi chung cất được rút ra khỏi cột bên trên vị trí cấp của dòng khí thứ hai và sau đó được cho trao đổi nhiệt với dòng khí thứ nhất đã được làm lạnh và được giãn nở và dòng hơi đỉnh tháp để giảm nhiệt độ dòng hơi chung cất và làm ngưng tụ ít nhất một phần của nó, tạo ra dòng ngưng tụ.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

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

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Etylen, etan, propylen, propan, và/hoặc các hydrocacbon nặng có thể được thu hồi từ nhiều loại khí, 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, dầu thô, dầu mỏ nhẹ, đá phiến dầu, cát hắc ín, và than non. Khí tự nhiên chủ yếu thường chứa metan và etan, tức là metan và etan cùng chiếm ít nhất 50 phần trăm mol của khí này. Khí này còn chứa các hydrocacbon nặng như propan, butan, pentan, và các hydrocacbon tương tự, với lượng tương đối ít hơn, cũng như hydro, nitơ, cacbon đioxit, và các khí khác.

Sự dao động theo chu kỳ trong lịch sử về giá của cả khí tự nhiên và các thành phần khí lỏng tự nhiên của nó (natural gas liquid - NGL) đã nhiều lần làm giảm giá trị lãi của etan, etylen, propan, propylen, và các thành phần nặng hơn như các sản phẩm lỏng. Điều đó dẫn đến nhu cầu về các quy trình để có thể thu hồi các sản phẩm này một cách có hiệu quả hơn, các quy trình để có thể thu hồi một cách có hiệu quả hơn với vốn đầu tư ít hơn, và các quy trình có thể dễ dàng được làm thích ứng hoặc điều chỉnh để có thể thay đổi việc thu hồi một thành phần cụ thể trong số nhiều thành phần. Các quy trình hiện có để tách các nguyên liệu này là các quy trình dựa trên việc làm nguội và làm lạnh khí, hấp thụ bằng dầu, và hấp thụ bằng dầu đã được làm lạnh. Ngoài ra, các quy trình ở nhiệt độ thấp đã trở nên phổ biến vì sự sẵn có của thiết bị có lợi về mặt kinh tế sinh ra năng lượng trong khi đồng thời làm giãn nở và thu nhiệt từ khí đang được xử lý. Tùy thuộc vào áp suất của nguồn khí, độ giàu (hàm lượng etan, etylen, và các hydrocacbon nặng) của khí, và các thành phẩm mong muốn, mỗi quy trình trong số các quy trình này hoặc tổ hợp của chúng có thể được áp dụng.

Quy trình làm giãn nở ở nhiệt độ thấp nói chung hiện đang được ưu tiên để thu hồi khí lỏng tự nhiên vì nó mang lại sự đơn giản tối đa với đặc tính dễ khởi động, vận

hành linh hoạt, hiệu quả tốt, an toàn, và độ tin cậy tốt. Các patent 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; patent Mỹ cấp lại số 33,408; và các đơn yêu cầu cấp bằng độc quyền sáng chế đang được thẩm định số 11/430,412; 11/839,693; 11/971,491; 12/206,230; 12/689,616; 12/717,394; 12/750,862; 12/772,472; và 12/781,259 bộc lộ các quy trình có liên quan (mặc dù bản mô tả của sáng chế trong một số trường hợp dựa trên các điều kiện xử lý khác với các điều kiện đã được bộc lộ trong các patent Mỹ được trích dẫn).

Theo quy trình thu hồi bằng cách làm giãn nở ở nhiệt độ thấp thông thường, dòng khí nguyên liệu dưới áp suất được làm lạnh bằng cách trao đổi nhiệt với các dòng khác của quy trình và/hoặc nguồn làm lạnh bên ngoài như hệ nén-lạnh propan. Khi khí này được làm lạnh, chất lỏng có thể được ngưng tụ và được gom trong một hoặc nhiều bộ tách dưới dạng chất lỏng áp suất cao chứa một vài trong số các thành phần có nhiều hơn hai nguyên tử cacbon mong muốn. Tùy thuộc vào độ giàu của khí và lượng chất lỏng tạo ra, chất lỏng áp suất cao có thể được làm giãn nở đến áp suất thấp hơn và được cất phân đoạn. Sự bay hơi xảy ra trong quá trình làm giãn nở chất lỏng này làm giảm tiếp nhiệt độ của dòng. Trong một số điều kiện, có thể nên làm giảm nhiệt độ của chất lỏng áp suất cao trước khi làm giãn nở để làm giảm tiếp nhiệt độ do việc làm giãn nở gây ra. Dòng đã được làm giãn nở, chứa hỗn hợp gồm chất lỏng và hơi, được cất phân đoạn trong cột chưng cất (thiết bị tách metan hoặc thiết bị tách etan). Trong cột này, (các) dòng đã được làm lạnh giãn nở được chưng cất để tách metan, nitơ, và các khí bay hơi khác còn sót lại dưới dạng hơi đỉnh thấp ra khỏi các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn mong muốn dưới dạng sản phẩm lỏng ở đáy, hoặc để tách metan, các thành phần có hai nguyên tử cacbon, nitơ, và các khí bay hơi khác còn sót lại dưới dạng hơi đỉnh thấp ra khỏi các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần hydrocacbon nặng hơn mong muốn dưới dạng sản phẩm lỏng ở đáy.

Nếu khí nguyên liệu không được ngưng tụ hoàn toàn (thường là không), thì phần hơi còn sót lại từ bước ngưng tụ không hoàn toàn này có thể được tách thành hai dòng.

Một phần hơi được cho đi qua động cơ hoặc máy làm giãn nở công tác, hoặc van làm giãn nở, đến áp suất thấp hơn mà ở đó chất lỏng được ngưng tụ thêm nhờ việc làm giảm tiếp nhiệt độ của dòng. Áp suất sau khi làm giãn nở gần bằng áp suất của cột khi vận hành. Các pha hơi-lỏng kết hợp thu được từ việc làm giãn nở được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu vào cột.

Phần hơi còn sót lại được làm lạnh để ngưng tụ đáng kể bằng cách trao đổi nhiệt với các dòng khác của quy trình, ví dụ, dòng lạnh đỉnh tháp của tháp cất phân đoạn. Một phần hoặc toàn bộ chất lỏng áp suất cao có thể được kết hợp với phần hơi này trước khi làm giảm nhiệt độ. Sau đó, dòng đã được làm lạnh thu được sẽ được làm giãn nở bằng cơ cấu làm giãn nở thích hợp, như van làm giãn nở, đến áp suất vận hành của thiết bị tách metan. Trong quá trình làm giãn nở, một phần chất lỏng này sẽ bay hơi, làm giảm nhiệt độ của dòng tổng. Sau đó, dòng đã được làm giãn nở nhanh được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu cấp vào đỉnh tháp thiết bị tách metan. Thông thường, phần hơi của dòng đã được làm giãn nở nhanh và hơi đỉnh tháp của thiết bị tách metan kết hợp trong vùng tách trên của tháp cất phân đoạn thành sản phẩm khí metan dư. Theo cách khác, dòng đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở có thể được cấp vào thiết bị tách để tạo ra dòng hơi và dòng chất lỏng. Hơi được kết hợp với dòng đỉnh tháp và chất lỏng được cấp vào cột dưới dạng dòng nguyên liệu cấp vào đỉnh tháp.

Khi quy trình tách này vận hành một cách lý tưởng, khí dư ra khỏi quy trình sẽ chủ yếu chứa toàn bộ metan của khí nguyên liệu và hầu như không chứa các thành phần hydrocacbon nặng hơn, và phân đoạn đáy ra khỏi thiết bị tách metan sẽ chủ yếu chứa toàn bộ các thành phần hydrocacbon nặng hơn và hầu như không chứa metan hoặc các thành phần dễ bay hơi hơn. Tuy nhiên, trong thực tế tình huống lý tưởng này không xảy ra vì thiết bị tách metan thông thường thường chủ yếu được vận hành như cột cất. Do đó, sản phẩm metan của quy trình này thường chứa hơi khi ra khỏi giai đoạn cất phân đoạn đỉnh tháp, cùng với hơi không tham gia vào bước tinh cất. Sự hao hụt đáng kể các thành phần có hai nguyên tử cacbon, có ba nguyên tử cacbon và có bốn nguyên tử cacbon xảy ra vì chất lỏng cấp vào đỉnh tháp chứa lượng đáng kể của các thành phần này và các thành phần hydrocacbon nặng hơn, làm cân bằng lượng tương ứng của các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, các thành phần có bốn nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn trong hơi ra khỏi giai đoạn cất phân đoạn đỉnh tháp của thiết bị tách metan. Mức hao hụt các thành

phần mong muốn này có thể được làm giảm đáng kể nếu hơi bay lên có thể được cho tiếp xúc với lượng đáng kể chất lỏng (hồi lưu) có khả năng hấp thụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, các thành phần có bốn nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn ra khỏi hơi này.

Trong những năm gần đây, các quy trình được ưu tiên để tách hydrocacbon sử dụng vùng hấp thụ trên để tinh cất bổ sung hơi bay lên. Nguồn dòng hồi lưu đối với vùng tinh cất trên thường là dòng khí dư tuần hoàn được cấp dưới áp suất. Dòng khí dư tuần hoàn thường được làm lạnh đến mức ngưng tụ đáng kể bằng cách trao đổi nhiệt với các dòng khác của quy trình, ví dụ, dòng lạnh đỉnh tháp của tháp cất phân đoạn. Sau đó, dòng đã được ngưng tụ đáng kể thu được sẽ được làm giãn nở bằng cơ cấu làm giãn nở thích hợp, như van làm giãn nở, đến áp suất vận hành của thiết bị tách metan. Trong quá trình làm giãn nở, một phần của chất lỏng thường sẽ bay hơi, làm giảm nhiệt độ của dòng tổng này. Sau đó, dòng đã được làm giãn nở nhanh này được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu vào đỉnh tháp của thiết bị tách metan. Thông thường, phần hơi của dòng đã được làm giãn nở kết hợp với hơi đỉnh tháp của thiết bị tách metan trong vùng tách trên trong tháp cất phân đoạn làm sản phẩm khí metan dư. Theo cách khác, dòng đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở có thể được cấp vào thiết bị tách để tạo ra dòng hơi và dòng chất lỏng, sao cho sau đó hơi được kết hợp với dòng đỉnh tháp còn chất lỏng được cấp vào cột dưới dạng dòng nguyên liệu vào đỉnh tháp. Các sơ đồ của quy trình điển hình thuộc loại này được bộc lộ trong các patent Mỹ số 4,889,545; 5,568,737; và 5,881,569, đơn đang được thẩm định của Người nộp đơn này số 12/717,394, và trong ấn phẩm Mowrey, E. Ross, "Efficient, High Recovery of Liquids from Natural gas Utilizing a High Pressure Absorber", Proceedings of the Eighty-First Annual Convention of the Gas Processors Association, Dallas, Texas, March 11-13, 2002. Tuy nhiên, các quy trình này cần sử dụng thiết bị nén để tạo ra lực chuyển động để tuần hoàn dòng hồi lưu đến thiết bị tách metan, làm tăng cả chi phí đầu tư lẫn chi phí vận hành của thiết bị khi áp dụng các quy trình này.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Nói chung, sáng chế đề cập đến việc thu hồi etylen, etan, propylen, propan và các hydrocacbon nặng từ các dòng khí này. Số liệu phân tích thông thường dòng khí được xử lý theo sáng chế, theo tỷ lệ phần trăm mol, gồm 80,8% metan, 9,4% etan và

các thành phần có hai nguyên tử cacbon khác, 4,7% propan và các thành phần có ba nguyên tử cacbon khác, 1,2% isobutan, 2,1% butan mạch thẳng, và 1,1% pentan và các thành phần có số nguyên tử cacbon nhiều hơn, và phần còn lại là nitơ và cacbon đioxit. Các khí chứa lưu huỳnh đôi khi cũng có mặt.

Sáng chế cũng sử dụng phần tinh cất trên (hoặc cột tinh cất riêng nếu quy mô của thiết bị hoặc các yếu tố khác là thuận lợi cho việc sử dụng cột tinh cất và cột cất phần nhẹ). Tuy nhiên, dòng hồi lưu đối với phần tinh cất này được tạo ra bằng cách sử dụng phần cất của hơi bay lên trong phần dưới của tháp này. Do nồng độ tương đối cao của các thành phần có hai nguyên tử cacbon trong các hơi trong phần dưới của tháp, mà lượng đáng kể chất lỏng có thể được ngưng tụ ra khỏi dòng phần cất này mà không làm tăng áp suất của nó, thường chỉ cần làm lạnh bằng cách sử dụng chất làm lạnh có sẵn trong hơi lạnh thoát ra khỏi vùng tinh cất trên và dòng đã được ngưng tụ đáng kể đã được làm giãn nở nhanh. Tiếp đó, chất lỏng đã được ngưng tụ này, mà chủ yếu là metan lỏng, có thể được sử dụng để hấp thụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, các thành phần có bốn nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn ra khỏi hơi bay lên qua vùng tinh cất trên và nhờ đó thu được các thành phần có giá trị này trong sản phẩm lỏng ở đáy từ thiết bị tách metan.

Trước đây, dấu hiệu phần cất này đã được sử dụng trong các hệ thu hồi phân đoạn hydrocacbon có nhiều hơn ba nguyên tử cacbon, như được minh họa trong patent Mỹ của Người nộp đơn này số 5,799,507, cũng như trong các hệ thu hồi các phân đoạn có nhiều hơn hai nguyên tử cacbon như được minh họa trong patent Mỹ của Người nộp đơn này số 7,191,617 và các đơn yêu cầu cấp bằng độc quyền sáng chế đang được thẩm định số 12/206,230 và 12/781,259. Người nộp đơn đã ngạc nhiên phát hiện ra rằng việc sử dụng dòng đã được ngưng tụ đáng kể đã được làm giãn nở nhanh để làm nguội một phần dấu hiệu phần cất đã được bộc lộ trong các quy trình theo các đơn yêu cầu cấp bằng độc quyền sáng chế đang được thẩm định của Người nộp đơn này số 12/206,230 và 12/781,259 nâng cao được mức thu hồi các thành phần có nhiều hơn hai nguyên tử cacbon và hiệu quả của hệ thống mà không làm tăng chi phí vận hành.

Theo sáng chế, đã phát hiện ra rằng có thể đạt được mức thu hồi các thành phần có hai nguyên tử cacbon lớn hơn 87% và mức thu hồi các thành phần có ba nguyên tử cacbon và có nhiều hơn bốn nguyên tử cacbon lớn hơn 99% mà không cần nén dòng hồi lưu cho thiết bị tách metan. Sáng chế còn có ưu điểm khác nữa là có thể duy trì mức thu

hồi các thành phần có ba nguyên tử cacbon và có nhiều hơn bốn nguyên tử cacbon lớn hơn 99% khi việc thu hồi các thành phần có hai nguyên tử cacbon được điều chỉnh từ trị số cao xuống trị số thấp. Ngoài ra, sáng chế cho phép tách gần như 100% metan và các thành phần nhẹ hơn ra khỏi các thành phần có hai nguyên tử cacbon và các thành phần nặng hơn với cùng mức tiêu thụ năng lượng cần thiết như giải pháp kỹ thuật đã biết trong khi làm tăng mức thu hồi. Mặc dù có thể được áp dụng trong điều kiện áp suất thấp hơn và nhiệt độ cao hơn, việc áp dụng giải pháp do sáng chế đề xuất là đặc biệt có lợi khi các khí nguyên liệu cấp vào quy trình xử lý có áp suất nằm trong khoảng từ 400 đến 1500 psia [từ 2.758 đến 10.342 kPa(a)] hoặc cao hơn trong các điều kiện đòi hỏi nhiệt độ đỉnh thấp của cột thu hồi NGL là -50°F [-46°C] hoặc thấp hơn nữa.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Sáng chế được hiểu rõ dựa vào các ví dụ và các hình vẽ sau, trong đó:

Hình 1 là sơ đồ thể hiện thiết bị xử lý khí tự nhiên đã biết theo patent Mỹ số 5,890,378;
 Hình 2 là sơ đồ thể hiện thiết bị xử lý khí tự nhiên đã biết theo patent Mỹ số 7,191,617;
 Hình 3 là sơ đồ thể hiện thiết bị xử lý khí tự nhiên đã biết theo đơn đang được thẩm định của Người nộp đơn này số 12/206,230;
 Hình 4 là sơ đồ thể hiện thiết bị xử lý khí tự nhiên theo sáng chế; và

Các Hình vẽ từ 5 đến 8 là các sơ đồ thể hiện các cách khác để áp dụng sáng chế đối với dòng khí tự nhiên.

Trong phần giải thích sau về các Hình vẽ nêu trên, các bảng được đưa ra để mô tả vắn tắt tốc độ được tính cho các điều kiện tiêu biểu của quy trình này. Trong các bảng đó, các trị số tốc độ (tính theo mol/giờ) đã được làm tròn đến số nguyên gần nhất để tiện theo dõi. Tốc độ của dòng tổng được thể hiện trong các bảng này bao gồm tất cả các thành phần không là hydrocacbon và do đó thường lớn hơn tổng của tốc độ dòng của các thành phần hydrocacbon. Nhiệt độ được thể hiện là các trị số gần đúng đã được làm tròn đến nhiệt độ gần nhất. Cũng cần lưu ý rằng việc tính toán thiết kế cho quy trình này được thực hiện nhằm mục đích so sánh các quy trình thể hiện trên các Hình vẽ là dựa trên giả thiết rằng nhiệt không truyền từ (hoặc đến) môi trường đến (hoặc từ) quy trình này. Chất lượng của các vật liệu cách nhiệt có bán trên thị trường làm cho giả thiết này trở nên hợp lý và cũng là giả thiết thường được chuyên gia trong lĩnh vực kỹ thuật này đưa ra.

Để thuận tiện, các thông số của quy trình được thể hiện theo cả hệ đơn vị truyền thống của Anh và cả hệ đơn vị của Hệ thống Đo lường Quốc tế (SI). Tốc độ tính theo mol thể hiện trong các bảng có thể được hiểu là pao mol/giờ hoặc kgmol/giờ. Mức tiêu thụ năng lượng được thể hiện theo sức ngựa (HP) và/hoặc nghìn đơn vị nhiệt Anh/giờ (MBTU/Hr) tương ứng với tốc độ mol đã nêu theo pao mol/giờ. Mức tiêu thụ năng lượng được thể hiện theo kilowatt (kW) tương ứng với tốc độ mol đã nêu theo kgmol/giờ.

Mô tả chi tiết sáng chế

Hình 1 là sơ đồ quy trình thể hiện thiết kế của thiết bị xử lý để thu hồi các thành phần có nhiều hơn hai nguyên tử cacbon từ khí tự nhiên bằng cách áp dụng quy trình đã biết theo patent Mỹ số 5,890,378. Trong sơ đồ mô phỏng quy trình này, khí nguyên liệu đi vào thiết bị ở nhiệt độ 85°F [29°C] và áp suất 970 psia [6.688 kPa(a)] dưới dạng dòng **31**. Nếu khí nguyên liệu chứa hợp chất lưu huỳnh ở nồng độ làm cho các dòng sản phẩm không đáp ứng được yêu cầu kỹ thuật, thì các hợp chất lưu huỳnh này được loại bỏ bằng cách xử lý sơ bộ khí nguyên liệu một cách thích hợp (không được minh họa). Ngoài ra, dòng nguyên liệu thường được loại nước để tránh tạo ra hydrat (nước đá) trong điều kiện nhiệt độ thấp. Chất làm khô ở thể rắn thường được sử dụng nhằm mục đích loại nước này.

Dòng nguyên liệu **31** được làm lạnh trong bộ trao đổi nhiệt **10** bằng cách trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45b**), chất lỏng trong nồi đun lại phụ ở phía dưới của thiết bị tách metan ở nhiệt độ 32°F [0°C] (dòng **40**), và chất làm lạnh propan. Lưu ý rằng trong mọi trường hợp bộ trao đổi nhiệt **10** là đại diện cho nhiều bộ trao đổi nhiệt riêng rẽ hoặc một bộ trao đổi nhiệt nhiều đường, hoặc tổ hợp bất kỳ của chúng. (quyết định về việc liệu có sử dụng nhiều hơn một bộ trao đổi nhiệt nhằm mục đích giảm nhiệt độ nhất định sẽ phụ thuộc vào nhiều yếu tố bao gồm, nhưng không chỉ giới hạn ở, tốc độ của khí nguyên liệu, kích thước của bộ trao đổi nhiệt, nhiệt độ dòng, v.v.). Dòng đã được làm lạnh **31a** đi vào thiết bị tách **11** ở nhiệt độ 0°F [-18°C] và áp suất 955 psia [6.584 kPa(a)] ở đó hơi (dòng **32**) được tách ra khỏi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **33**). Chất lỏng của thiết bị tách (dòng **33**) được làm giãn nở đến áp suất vận hành (khoảng 444 psia [3.061 kPa(a)]) của tháp cất phân đoạn **20** bằng van làm giãn nở **12**,

làm giảm nhiệt độ dòng **33a** đến -27°F [-33°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn **20** tại vị trí cấp thứ nhất cho nửa dưới của cột.

Hơi (dòng **32**) ra khỏi thiết bị tách **11** được tiếp tục làm lạnh trong bộ trao đổi nhiệt **13** bằng cách trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45a**) và chất lỏng trong nồi đun lại phụ ở phía trên của thiết bị tách metan ở nhiệt độ -39°F [-39°C] (dòng **39**). Dòng đã được làm lạnh **32a** đi vào thiết bị tách **14** ở nhiệt độ -31°F [-35°C] và áp suất 950 psia [6.550 kPa(a)] ở đó hơi (dòng **34**) được tách ra khỏi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **37**). Chất lỏng ra khỏi thiết bị tách (dòng **37**) được làm giãn nở đến áp suất vận hành của tháp bằng van làm giãn nở **19**, làm giảm nhiệt độ dòng **37a** đến nhiệt độ -66°F [-54°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn **20** tại vị trí cấp thứ hai cho nửa dưới của cột.

Hơi (dòng **34**) ra khỏi thiết bị tách **14** được tách thành dòng **35** và dòng **36**. Dòng **35**, chứa khoảng 39% toàn bộ hơi, đi qua bộ trao đổi nhiệt **15** và trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45**) ở đó nó được làm lạnh để ngưng tụ đáng kể. Sau đó, dòng đã được ngưng tụ đáng kể thu được **35a** ở nhiệt độ -123°F [-86°C] được làm giãn nở nhanh nhờ van làm giãn nở **16** đến áp suất cao hơn một chút so với áp suất vận hành của tháp cất phân đoạn **20**. Trong quá trình làm giãn nở, một phần của dòng này được làm bay hơi, làm giảm nhiệt độ của dòng tổng. Theo quy trình được minh họa trên Hình 1, dòng đã được làm giãn nở **35b** ra khỏi van làm giãn nở **16** đạt được nhiệt độ -130°F [-90°C]. Dòng đã được làm giãn nở **35b** được gia nhiệt lên đến -126°F [-88°C] và được làm bay hơi tiếp trong bộ trao đổi nhiệt **22** vì nó làm giảm nhiệt độ và ngưng tụ không hoàn toàn dòng hơi chung cất **42** ra khỏi vùng cất nhẹ **20b** của tháp cất phân đoạn **20**. Sau đó, dòng đã được gia nhiệt **35c** được cấp tại vị trí cấp cho nửa trên của cột, trong vùng hấp thụ **20a** của tháp cất phân đoạn **20**.

Còn lại 61% hơi ra khỏi thiết bị tách **14** (dòng **36**) đi vào máy làm giãn nở công tác **17** trong đó năng lượng cơ học được lấy ra khỏi phần nạp áp suất cao này. Máy **17** làm giãn nở đáng kể hơi đẳng entropi đến áp suất vận hành của tháp, và việc làm giãn nở làm giảm nhiệt độ dòng đã được làm giãn nở **36a** đến nhiệt độ khoảng -86°F [-66°C]. Các thiết bị làm giãn nở thông thường có bán trên thị trường có khả năng thu hồi khoảng từ 80% đến 85% hiệu suất công tác theo lý thuyết trong điều kiện làm giãn nở đẳng entropi lý tưởng. Công thu hồi được thường được sử dụng để dẫn động thiết bị nén ly tâm (như bộ phận có số chỉ dẫn **18**) mà nó có thể được sử dụng để nén lại khí dư

(dòng 45c), chẳng hạn. Sau đó, dòng đã được làm giãn nở không hoàn toàn 36a được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu vào tháp cất phân đoạn 20 ở vị trí cấp giữa cột.

Thiết bị tách metan dạng tháp 20 là cột chưng cất thông thường chứa nhiều khay nằm cách nhau theo phương thẳng đứng, một hoặc nhiều tầng đóng kiện, hoặc tổ hợp nào đó của các khay và kiện. Tháp tách metan bao gồm hai vùng: vùng hấp thụ (tinh cất) bên trên 20a chứa các khay và/hoặc kiện để tạo ra sự tiếp xúc cần thiết giữa các phần hơi của các dòng đã được làm giãn nở 35c và 36a bay từ dưới lên và chất lỏng nguội đi từ trên xuống để ngưng tụ và hấp thụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần nặng hơn; và vùng cất nhẹ bên dưới 20b chứa các khay và/hoặc kiện để tạo ra sự tiếp xúc cần thiết giữa chất lỏng đi từ trên xuống và hơi bay từ dưới lên. Vùng loại metan 20b còn bao gồm một hoặc nhiều nồi đun lại (như nồi đun lại 21 và các nồi đun lại phụ đã mô tả trên đây) mà làm nóng và làm bay hơi một phần chất lỏng chảy xuống theo cột để tạo ra hơi cất nhẹ bay lên theo cột để cất nhẹ sản phẩm lỏng, dòng 41, chứa metan và các thành phần nhẹ hơn. Dòng 36a đi vào thiết bị tách metan 20 ở vị trí cấp trung gian nằm trong vùng dưới của vùng hấp thụ 20a của thiết bị tách metan 20. Phần chất lỏng của dòng đã được làm giãn nở 36a trộn lẫn với chất lỏng đi từ trên xuống từ vùng hấp thụ 20a và chất lỏng hỗn hợp tiếp tục đi xuống vào vùng cất nhẹ 20b của thiết bị tách metan 20. Phần hơi của dòng đã được làm giãn nở 36a bay lên qua vùng hấp thụ 20a và được cho tiếp xúc với chất lỏng nguội đi từ trên xuống để ngưng tụ và hấp thụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần nặng hơn.

Một phần của hơi chưng cất (dòng 42) được rút ra khỏi vùng trên của vùng cất nhẹ 20b. Sau đó, dòng này được làm lạnh và được ngưng tụ không hoàn toàn (dòng 42a) trong bộ trao đổi nhiệt 22 bằng cách trao đổi nhiệt với dòng đã được ngưng tụ đáng kể đã được làm giãn nở 35b như đã nhằm làm giảm nhiệt độ dòng 42 từ -96°F [-71°C] đến khoảng -128°F [-89°C] (dòng 42a). Áp suất vận hành (441 psia [3.038 kPa(a)]) trong thiết bị tách hồi lưu 23 được giữ ở mức độ thấp hơn một chút so với áp suất vận hành của thiết bị tách metan 20. Điều đó tạo ra lực dẫn động làm cho dòng hơi chưng cất 42 chảy qua bộ trao đổi nhiệt 22 và tiếp theo vào thiết bị tách hồi lưu 23 ở đó chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng 44) được tách ra khỏi hơi chưa ngưng tụ bất kỳ (dòng 43).

Dòng chất lỏng **44** ra khỏi thiết bị tách hồi lưu **23** được bơm bằng bơm **24** đến áp suất cao hơn một chút so với áp suất vận hành của thiết bị tách metan **20**, và sau đó dòng **44a** được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu nguội vào đỉnh cột (hồi lưu) vào thiết bị tách metan **20** ở nhiệt độ -128°F [-89°C]. Chất lỏng nguội hồi lưu này hấp thụ và làm ngưng tụ các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần nặng hơn bay lên trong vùng tinh cất trên của vùng hấp thụ **20a** của thiết bị tách metan **20**.

Dòng sản phẩm lỏng **41** đi ra khỏi đáy của tháp ở nhiệt độ 112°F [44°C], dựa trên yêu cầu kỹ thuật thông thường về tỷ lệ metan:etan là 0,025:1 tính theo mol trong sản phẩm đáy. Dòng nguội đỉnh tháp của thiết bị tách metan **38** đi ra khỏi đỉnh của thiết bị tách metan **20** ở nhiệt độ -128°F [-89°C] và kết hợp với dòng hơi **43** để tạo ra dòng khí dư nguội **45** ở nhiệt độ -128°F [-89°C]. Dòng khí dư nguội **45** đi ngược chiều với khí nguyên liệu vào trong bộ trao đổi nhiệt **15** nơi nó được tăng nhiệt độ đến -37°F [-38°C] (dòng **45a**), trong bộ trao đổi nhiệt **13** nơi nó được tăng nhiệt độ đến -5°F [-21°C] (dòng **45b**), và trong bộ trao đổi nhiệt **10** nơi nó được tăng nhiệt độ đến 80°F [27°C] (dòng **45c**). Sau đó, khí dư lại được nén theo hai giai đoạn. Giai đoạn thứ nhất là thiết bị nén **18** được dẫn động bằng máy làm giãn nở **17**. Giai đoạn thứ hai là thiết bị nén **25** được dẫn động bằng nguồn lực bổ sung nén khí dư (dòng **45d**) đến áp suất đường ống thương phẩm. Sau khi làm giảm nhiệt độ đến 120°F [49°C] trong thiết bị làm nguội xả **26**, sản phẩm khí dư (dòng **45f**) chảy đến đường ống khí thương phẩm ở áp suất 1015 psia [6.998 kPa(a)], đủ để đáp ứng các yêu cầu của đường ống (thường là về áp suất nạp).

Tóm tắt về tốc độ của dòng và mức tiêu thụ năng lượng cho quy trình được minh họa trên Hình 1 được thể hiện trong bảng sau:

Bảng I
(HÌNH 1)

Tóm tắt tốc độ của dòng - pao mol/giờ [kgmol/giờ]					
Dòng	Metan	Etan	Propan	Butan+	Tổng
31	53,228	6,192	3,070	2,912	65,876
32	49,244	4,670	1,650	815	56,795
33	3,984	1,522	1,420	2,097	9,081
34	47,282	4,037	1,178	405	53,293
37	1,962	633	472	410	3,502
35	18,582	1,587	463	159	20,944
36	28,700	2,450	715	246	32,349
38	44,854	790	11	0	45,920
42	12,398	720	42	3	13,270
43	8,242	135	2	0	8,421
44	4,156	585	40	3	4,849
45	53,096	925	13	0	54,341
41	132	5,267	3,057	2,912	11,535

Mức thu hồi*

Etan	85,05%
Propan	99,57%
Butan+	99,99%

Lực

Nén khí dư	24,134	sức ngựa	[39,676	kW]
Nén làm lạnh	7,743	sức ngựa	[12,729	kW]
Tổng nén	31,877	sức ngựa	[52,405	kW]

* (Dựa trên tốc độ của dòng chưa được làm tròn)

Hình 2 là quy trình theo giải pháp kỹ thuật đã biết khác nêu trong patent Mỹ số 7,191,617. Quy trình được thể hiện trên Hình 2 được áp dụng cho cùng thành phần khí nguyên liệu và các điều kiện như được mô tả cho quy trình thể hiện trên Hình 1. Theo sơ đồ mô phỏng quy trình này, như trong sơ đồ mô phỏng quy trình thể hiện trên Hình 1, các điều kiện vận hành được lựa chọn để giảm đến tối thiểu mức tiêu thụ năng lượng đối với cùng mức thu hồi đã định.

Trong quy trình mô phỏng trên Hình 2, khí nguyên liệu đi vào thiết bị là dòng **31** và được làm lạnh trong bộ trao đổi nhiệt **10** bằng cách trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45b**), chất lỏng trong nồi đun lại phụ ở phía dưới của thiết bị tách metan ở nhiệt độ 33°F [0°C] (dòng **40**), và chất làm lạnh propan. Dòng đã được làm lạnh **31a** đi vào thiết bị tách **11** ở nhiệt độ 0°F [-18°C] và áp suất 955 psia [6.584 kPa(a)] ở đó hơi (dòng **32**) được tách ra khỏi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **33**). Chất lỏng của thiết bị tách (dòng **33**) được làm giãn nở đến áp suất vận hành (khoảng 450 psia [3.103 kPa(a)]) trong tháp cất phân đoạn **20** nhờ van làm giãn nở **12** nhằm làm giảm nhiệt độ dòng **33a** đến -27°F [-33°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn **20** tại vị trí cấp thứ nhất ở nửa dưới của cột.

Hơi (dòng **32**) ra khỏi thiết bị tách **11** được tiếp tục làm lạnh trong bộ trao đổi nhiệt **13** bằng cách trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45a**) và chất lỏng trong nồi đun lại phụ ở phía trên của thiết bị tách metan ở nhiệt độ -38°F [-39°C] (dòng **39**). Dòng đã được làm lạnh **32a** đi vào thiết bị tách **14** ở nhiệt độ -29°F [-34°C] và 950 psia [6.550 kPa(a)] ở đó hơi (dòng **34**) được tách ra khỏi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **37**). Chất lỏng của thiết bị tách (dòng **37**) được làm giãn nở đến áp suất vận hành của tháp bằng van làm giãn nở **19**, làm giảm nhiệt độ dòng **37a** đến nhiệt độ -64°F [-53°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn **20** tại vị trí cấp thứ hai ở nửa dưới của cột.

Hơi (dòng **34**) ra khỏi thiết bị tách **14** được tách thành dòng **35** và dòng **36**. Dòng **35**, chứa khoảng 37% toàn bộ hơi, đi qua bộ trao đổi nhiệt **15** và trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45**) ở đó nó được làm lạnh để ngưng tụ đáng kể. Sau đó, dòng đã được ngưng tụ đáng kể thu được **35a** ở nhiệt độ -115°F [-82°C] được làm giãn nở nhanh nhờ van làm giãn nở **16** đến áp suất vận hành của tháp cất phân đoạn **20**. Trong quá trình làm giãn nở, một phần của dòng này được làm bay hơi nhằm làm giảm nhiệt độ của dòng **35b** đến -129°F [-89°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn **20** tại vị trí cấp ở nửa trên của cột.

Còn lại 63% hơi ra khỏi thiết bị tách **14** (dòng **36**) đi vào máy làm giãn nở công tác **17** trong đó năng lượng cơ học được lấy ra khỏi phần nạp áp suất cao này. Máy **17** làm giãn nở đáng kể hơi đẳng entropi đến áp suất vận hành của tháp, và việc làm giãn nở làm giảm nhiệt độ dòng đã được làm giãn nở **36a** đến nhiệt độ khoảng -84°F

[-65°C]. Sau đó, dòng đã được làm giãn nở không hoàn toàn **36a** được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu vào tháp cất phân đoạn **20** ở vị trí cấp giữa cột.

Một phần của hơi chung cất (dòng **42**) được rút ra khỏi vùng trên của vùng cất nhẹ trong tháp cất phân đoạn **20**. Tiếp đó, dòng này được làm lạnh từ -91°F [-68°C] đến -122°F [-86°C] và được ngưng tụ không hoàn toàn (dòng **42a**) trong bộ trao đổi nhiệt **22** bằng cách trao đổi nhiệt với dòng nguội đỉnh tháp của thiết bị tách metan **38** đi ra khỏi đỉnh của thiết bị tách metan **20** ở nhiệt độ -127°F [-88°C]. Dòng nguội đỉnh tháp của thiết bị tách metan được gia nhiệt hơn một chút đến -120°F [-84°C] (dòng **38a**) khi nó làm nguội và làm ngưng tụ ít nhất một phần của dòng **42**.

Áp suất vận hành (447 psia [3.079 kPa(a)]) trong thiết bị tách hồi lưu **23** được giữ ở mức độ thấp hơn một chút so với áp suất vận hành của thiết bị tách metan **20**. Điều đó tạo ra lực dẫn động làm cho dòng hơi chung cất **42** chảy qua bộ trao đổi nhiệt **22** và vào thiết bị tách hồi lưu **23** ở đó chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **44**) được tách ra khỏi hơi chưa ngưng tụ bất kỳ (dòng **43**). Sau đó, dòng **43** được kết hợp với dòng đỉnh tháp đã được gia nhiệt trong thiết bị tách metan **38a** từ bộ trao đổi nhiệt **22** để tạo ra dòng khí dư nguội **45** ở nhiệt độ -120°F [-84°C].

Dòng chất lỏng **44** ra khỏi thiết bị tách hồi lưu **23** được bơm bằng bơm **24** đến áp suất cao hơn một chút so với áp suất vận hành của thiết bị tách metan **20**, và sau đó dòng **44a** được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu nguội vào đỉnh cột (hồi lưu) vào thiết bị tách metan **20** ở nhiệt độ -121°F [-85°C]. Chất lỏng nguội hồi lưu này hấp thụ và làm ngưng tụ các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần nặng hơn bay lên trong vùng tinh cất trên của vùng hấp thụ của thiết bị tách metan **20**.

Dòng sản phẩm lỏng **41** đi ra khỏi đáy tháp **20** ở nhiệt độ 114°F [45°C]. Dòng khí dư nguội **45** đi ngược chiều với khí nguyên liệu vào trong bộ trao đổi nhiệt **15** nơi nó được tăng nhiệt độ đến -36°F [-38°C] (dòng **45a**), trong bộ trao đổi nhiệt **13** nơi nó được tăng nhiệt độ đến -5°F [-20°C] (dòng **45b**), và trong bộ trao đổi nhiệt **10** nơi nó được tăng nhiệt độ đến 80°F [27°C] (dòng **45c**) khi nó thực hiện việc làm giảm nhiệt độ như đã mô tả trên đây. Sau đó, khí dư lại được nén theo hai giai đoạn, thiết bị nén **18** được dẫn động bằng máy làm giãn nở **17** và thiết bị nén **25** được dẫn động bằng nguồn lực bổ sung. Sau khi dòng **45e** được làm lạnh đến 120°F [49°C] trong thiết bị làm nguội xả **26**, sản phẩm khí dư (dòng **45f**) chảy đến đường ống khí thương phẩm ở áp suất 1015 psia [6.998 kPa(a)].

Tóm tắt về tốc độ của dòng và mức tiêu thụ năng lượng cho quy trình được minh họa trên Hình 2 được thể hiện trong bảng sau:

Bảng II
(HÌNH 2)

Tóm tắt tốc độ của dòng - pao mol/giờ [kgmol/giờ]					
Dòng	Metan	Etan	Propan	Butan+	Tổng
31	53,228	6,192	3,070	2,912	65,876
32	49,244	4,670	1,650	815	56,795
33	3,984	1,522	1,420	2,097	9,081
34	47,440	4,081	1,204	420	53,536
37	1,804	589	446	395	3,259
35	17,553	1,510	445	155	19,808
36	29,887	2,571	759	265	33,728
38	48,675	811	23	1	49,805
42	5,555	373	22	2	6,000
43	4,421	113	2	0	4,562
44	1,134	260	20	2	1,438
45	53,096	924	25	1	54,367
41	132	5,268	3,045	2,911	11,509

Mức thu hồi*

Etan	85,08%
Propan	99,20%
Butan+	99,98%

Năng lượng

Nén khí dư	23,636	sức ngựa	[	38,857	kW]
Nén làm lạnh	7,561	sức ngựa	[	12,430	kW]
Tổng nén	31,197	sức ngựa	[	51,287	kW]

* (Dựa trên tốc độ chưa được làm tròn)

Việc so sánh các Bảng I và II cho thấy rằng, so với quy trình được thể hiện trên Hình 1, quy trình được thể hiện trên Hình 2 giữ mức thu hồi etan tương đương (85,08% so với 85,05%) và mức thu hồi butan tương đương (99,98% so với 99,99%), nhưng mức thu hồi propan giảm từ 99,57% xuống 99,20%. Tuy nhiên, việc so sánh các Bảng I

và II còn cho thấy rằng nhu cầu năng lượng đối với quy trình được thể hiện trên Hình 2 thấp hơn khoảng 2% so với quy trình được thể hiện trên Hình 1.

Hình 3 thể hiện quy trình theo giải pháp kỹ thuật đã biết khác nêu trong đơn yêu cầu cấp patent đang được xử lý số 12/206,230. Quy trình được thể hiện trên Hình 3 được áp dụng cho cùng thành phần khí nguyên liệu và các điều kiện như đã được bộc lộ cho các Hình vẽ 1 và 2. Theo sơ đồ mô phỏng quy trình này, như sơ đồ mô phỏng quy trình thể hiện trên các Hình vẽ 1 và 2, các điều kiện vận hành được lựa chọn để giảm đến tối thiểu mức tiêu thụ năng lượng đối với cùng mức thu hồi đã định.

Trong sơ đồ mô phỏng quy trình được thể hiện trên Hình 3, khí nguyên liệu đi vào thiết bị dưới dạng dòng **31** và được làm lạnh trong bộ trao đổi nhiệt **10** bằng cách trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45b**), chất lỏng trong nồi đun lại phụ ở phía dưới của thiết bị tách metan ở nhiệt độ 36°F [2°C] (dòng **40**), và chất làm lạnh propan. Dòng đã được làm lạnh **31a** đi vào thiết bị tách **11** ở nhiệt độ 1°F [-17°C] và áp suất 955 psia [6.584 kPa(a)] ở đó hơi (dòng **32**) được tách ra khỏi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **33**). Chất lỏng của thiết bị tách (dòng **33**) được làm giãn nở đến áp suất vận hành (khoảng 452 psia [3.116 kPa(a)]) của tháp cất phân đoạn **20** bằng van làm giãn nở **12** nhằm làm giảm nhiệt độ dòng **33a** đến -25°F [-32°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn **20** tại vị trí cấp thứ nhất ở nửa dưới của cột.

Hơi (dòng **32**) ra khỏi thiết bị tách **11** được tiếp tục làm lạnh trong bộ trao đổi nhiệt **13** bằng cách trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45a**) và chất lỏng trong nồi đun lại phụ ở phía trên của thiết bị tách metan ở nhiệt độ -37°F [-38°C] (dòng **39**). Dòng đã được làm lạnh **32a** đi vào thiết bị tách **14** ở nhiệt độ -31°F [-35°C] và áp suất 950 psia [6.550 kPa(a)] ở đó hơi (dòng **34**) được tách ra khỏi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **37**). Chất lỏng của thiết bị tách (dòng **37**) được làm giãn nở đến áp suất vận hành của tháp bằng van làm giãn nở **19** nhằm làm giảm nhiệt độ dòng **37a** đến -65°F [-54°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn **20** tại vị trí cấp thứ hai ở nửa dưới của cột.

Hơi (dòng **34**) ra khỏi thiết bị tách **14** được tách thành dòng **35** và dòng **36**. Dòng **35**, chứa khoảng 38% toàn bộ hơi, đi qua bộ trao đổi nhiệt **15** và trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45**) ở đó nó được làm lạnh để ngưng tụ đáng kể. Sau đó, dòng đã được ngưng tụ đáng kể thu được **35a** ở -119°F [-84°C] được làm giãn nở nhanh nhờ van làm

giãn nở 16 đến áp suất vận hành của tháp cất phân đoạn 20. Trong quá trình làm giãn nở, một phần của dòng này được làm bay hơi, làm giảm nhiệt độ của dòng 35b đến -129°F [-90°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn 20 tại vị trí cấp trong nửa trên của cột.

Còn lại 62% hơi ra khỏi thiết bị tách 14 (dòng 36) đi vào máy làm giãn nở công tác 17 trong đó năng lượng cơ học được lấy ra khỏi phần nạp áp suất cao này. Máy 17 làm giãn nở đáng kể hơi đẳng entropi đến áp suất vận hành của tháp, và việc làm giãn nở làm giảm nhiệt độ dòng đã được làm giãn nở 36a đến nhiệt độ khoảng -85°F [-65°C]. Sau đó, dòng đã được làm giãn nở không hoàn toàn 36a được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu vào tháp cất phân đoạn 20 ở vị trí cấp giữa cột.

Một phần của hơi chưng cất (dòng 42) được rút ra khỏi vùng giữa của vùng hấp thụ trong cột cất phân đoạn 20, bên trên vị trí cấp dòng đã được làm giãn nở 36a trong vùng dưới của vùng hấp thụ. Sau đó, dòng hơi chưng cất 42 này được làm lạnh từ -101°F [-74°C] đến -124°F [-86°C] và được ngưng tụ không hoàn toàn (dòng 42a) trong bộ trao đổi nhiệt 22 bằng cách trao đổi nhiệt với dòng nguội đỉnh tháp của thiết bị tách metan 38 đi ra khỏi đỉnh của thiết bị tách metan 20 ở nhiệt độ -128°F [-89°C]. Dòng nguội đỉnh tháp của thiết bị tách metan được gia nhiệt hơn một chút đến -124°F [-86°C] (dòng 38a) khi nó làm nguội và làm ngưng tụ ít nhất một phần của dòng 42.

Áp suất vận hành (448 psia [3.090 kPa(a)]) trong thiết bị tách hồi lưu 23 được giữ ở mức độ thấp hơn một chút so với áp suất vận hành của thiết bị tách metan 20. Điều đó tạo ra lực dẫn động làm cho dòng hơi chưng cất 42 chảy qua bộ trao đổi nhiệt 22 và từ đó vào thiết bị tách hồi lưu 23 nơi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng 44) được tách ra khỏi hơi chưa ngưng tụ bất kỳ (dòng 43). Sau đó, dòng 43 kết hợp với dòng đỉnh tháp đã được gia nhiệt trong thiết bị tách metan 38a ra khỏi bộ trao đổi nhiệt 22 để tạo ra dòng khí dư nguội 45 ở nhiệt độ -124°F [-86°C].

Dòng chất lỏng 44 ra khỏi thiết bị tách hồi lưu 23 được bơm bằng bơm 24 đến áp suất cao hơn một chút so với áp suất vận hành của thiết bị tách metan 20, và sau đó dòng 44a được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu đỉnh tháp nguội (hồi lưu) vào thiết bị tách metan 20 ở nhiệt độ -123°F [-86°C]. Chất lỏng nguội hồi lưu này hấp thụ và làm ngưng tụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần nặng hơn bay lên trong vùng tinh cất trên của vùng hấp thụ của thiết bị tách metan 20.

Dòng sản phẩm lỏng **41** đi ra khỏi đáy tháp **20** ở nhiệt độ 113°F [45°C]. Dòng khí dư nguội **45** đi ngược chiều với khí nguyên liệu vào trong bộ trao đổi nhiệt **15** nơi nó được tăng nhiệt độ đến -38°F [-39°C] (dòng **45a**), trong bộ trao đổi nhiệt **13** nơi nó được tăng nhiệt độ đến -4°F [-20°C] (dòng **45b**), và trong bộ trao đổi nhiệt **10** nơi nó được tăng nhiệt độ đến 80°F [27°C] (dòng **45c**) khi nó thực hiện việc làm giảm nhiệt độ như đã mô tả trên đây. Sau đó, khí dư lại được nén theo hai giai đoạn, thiết bị nén **18** được dẫn động bằng máy làm giãn nở **17** và thiết bị nén **25** được dẫn động bằng nguồn lực bổ sung. Sau khi dòng **45e** được làm lạnh đến 120°F [49°C] trong thiết bị làm nguội xả **26**, sản phẩm khí dư (dòng **45f**) chảy đến đường ống khí thương phẩm ở áp suất 1015 psia [6.998 kPa(a)].

Tóm tắt về tốc độ của dòng và mức tiêu thụ năng lượng cho quy trình được minh họa trên Hình 3 được thể hiện trong bảng sau:

Bảng III

(HÌNH 3)

Tóm tắt tốc độ của dòng - pao mol/giờ [kgmol/giờ]					
Dòng	Metan	Etan	Propan	Butan+	Tổng
31	53,228	6,192	3,070	2,912	65,876
32	49,340	4,702	1,672	831	56,962
33	3,888	1,490	1,398	2,081	8,914
34	47,289	4,040	1,179	404	53,301
37	2,051	662	493	427	3,661
35	17,828	1,523	444	152	20,094
36	29,461	2,517	735	252	33,207
38	49,103	691	19	0	50,103
42	4,946	285	8	0	5,300
43	3,990	93	1	0	4,119
44	956	192	7	0	1,181
45	53,093	784	20	0	54,222
41	135	5,408	3,050	2,912	11,654

Mức thu hồi*

Etan	87,33%
Propan	99,36%
Butan+	99,99%

Năng lượng

Nén khí dư	23,518	sức ngựa	[	38,663	kW]
Nén làm lạnh	7,554	sức ngựa	[	12,419	kW]
Tổng nén	31,072	sức ngựa	[	51,082	kW]

* (Dựa trên tốc độ chưa được làm tròn)

Việc so sánh các Bảng I, II và III cho thấy rằng quy trình được thể hiện trên Hình 3 nâng mức thu hồi etan từ 85,05% (quy trình trên Hình 1) và 85,08% (quy trình trên Hình 2) đến 87,33%. Mức thu hồi propan theo quy trình được thể hiện trên Hình 3 (99,36%) là thấp hơn so với quy trình được thể hiện trên Hình 1 (99,57%) nhưng cao hơn so với quy trình được thể hiện trên Hình 2 (99,20%). Mức thu hồi butan về cơ bản là tương đương trong cả ba quy trình theo các giải pháp kỹ thuật đã biết. Việc so sánh các Bảng I, II, và III còn cho thấy rằng quy trình được thể hiện trên Hình 3 tiêu thụ năng lượng ít hơn một chút so với cả hai quy trình theo các giải pháp kỹ thuật đã biết còn lại (thấp hơn 2% so với quy trình được thể hiện trên Hình 1 và thấp hơn 0,4% so với quy trình được thể hiện trên Hình 2).

Hình 4 là sơ đồ minh họa quy trình theo sáng chế. Thành phần của khí nguyên liệu và các điều kiện được xem xét trong quy trình được thể hiện trên Hình 4 là giống như trên các Hình vẽ 1, 2, và 3. Do đó, quy trình được thể hiện trên Hình 4 có thể được so sánh với các quy trình thể hiện trên các Hình vẽ 1, 2, và 3 để minh họa các ưu điểm của sáng chế.

Trong quy trình mô phỏng trên Hình 4, khí nguyên liệu đi vào thiết bị ở nhiệt độ 85°F [29°C] và áp suất 970 psia [6.688 kPa(a)] dưới dạng dòng **31** và được làm lạnh trong bộ trao đổi nhiệt **10** bằng cách trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng **45b**), chất lỏng trong nồi đun lại phụ ở phía dưới của thiết bị tách metan ở nhiệt độ 32°F [0°C] (dòng **40**), và chất làm lạnh propan. Dòng đã được làm lạnh **31a** đi vào thiết bị tách **11** ở nhiệt độ 1°F [-17°C] và áp suất 955 psia [6.584 kPa(a)] ở đó hơi (dòng **32**) được tách ra khỏi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **33**). Chất lỏng của thiết bị tách (dòng **33**) được làm giãn nở đến áp suất vận hành (khoảng 452 psia [3.116 kPa(a)]) của tháp cất

phân đoạn 20 bằng van làm giãn nở 12 nhằm làm giảm nhiệt độ dòng 33a đến -25°F [-32°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn 20 tại vị trí cấp thứ nhất ở nửa dưới của cột (nằm bên dưới vị trí cấp của dòng 36a được mô tả trong đoạn dưới đây 0).

Hơi (dòng 32) ra khỏi thiết bị tách 11 được tiếp tục làm lạnh trong bộ trao đổi nhiệt 13 bằng cách trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng 45a) và chất lỏng trong nồi đun lại phụ ở phía trên của thiết bị tách metan ở nhiệt độ -38°F [-39°C] (dòng 39). Dòng đã được làm lạnh 32a đi vào thiết bị tách 14 ở nhiệt độ -31°F [-35°C] và áp suất 950 psia [6.550 kPa(a)] ở đó hơi (dòng 34) được tách ra khỏi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng 37). Chất lỏng của thiết bị tách (dòng 37) được làm giãn nở đến áp suất vận hành của tháp bằng van làm giãn nở 19 nhằm làm giảm nhiệt độ dòng 37a đến -66°F [-54°C] trước khi nó được cấp vào tháp cất phân đoạn 20 tại vị trí cấp thứ hai ở nửa dưới của cột (cũng nằm bên dưới vị trí cấp dòng 36a).

Hơi (dòng 34) ra khỏi thiết bị tách 14 được tách thành dòng 35 và dòng 36. Dòng 35, chứa khoảng 38% toàn bộ hơi, đi qua bộ trao đổi nhiệt 15 và trao đổi nhiệt với khí dư nguội (dòng 45) ở đó nó được làm lạnh để ngưng tụ đáng kể. Sau đó, dòng đã được ngưng tụ đáng kể thu được 35a ở nhiệt độ -122°F [-86°C] được làm giãn nở nhanh nhờ van làm giãn nở 16 đến áp suất cao hơn một chút so với áp suất vận hành của tháp cất phân đoạn 20. Trong quá trình làm giãn nở, một phần của dòng này được làm bay hơi, làm giảm nhiệt độ của dòng tổng. Theo quy trình được minh họa trên Hình 4, dòng đã được làm giãn nở 35b ra khỏi van làm giãn nở 16 đạt được nhiệt độ -130°F [-90°C]. Dòng đã được làm giãn nở 35b được gia nhiệt hơn một chút đến -129°F [-89°C] và được làm bay hơi tiếp trong bộ trao đổi nhiệt 22 khi nó làm giảm nhiệt độ một phần cho dòng hơi chung cất 42. Sau đó, dòng đã được gia nhiệt 35c được cấp tại vị trí cấp ở nửa trên của cột, trong vùng hấp thụ 20a của tháp cất phân đoạn 20.

Còn lại 62% hơi ra khỏi thiết bị tách 14 (dòng 36) đi vào máy làm giãn nở công tác 17 trong đó năng lượng cơ học được lấy ra khỏi phần nạp áp suất cao này. Máy 17 làm giãn nở đáng kể hơi đẳng entropi đến áp suất vận hành của tháp, và việc làm giãn nở làm giảm nhiệt độ dòng đã được làm giãn nở 36a đến nhiệt độ khoảng -86°F [-65°C]. Sau đó, dòng đã được làm giãn nở không hoàn toàn 36a được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu vào tháp cất phân đoạn 20 ở vị trí cấp giữa cột (nằm bên dưới vị trí cấp của dòng 35c).

Thiết bị tách metan dạng tháp **20** là cột chưng cất thông thường chứa nhiều khay nằm cách nhau theo phương thẳng đứng, một hoặc nhiều tầng đóng kiện, hoặc tổ hợp một số khay và kiện. Tháp tách metan bao gồm hai vùng: vùng hấp thụ (tinh cất) bên trên **20a** chứa các khay và/hoặc kiện để tạo ra sự tiếp xúc cần thiết giữa các phần hơi của các dòng đã được làm giãn nở **35c** và **36a** bay từ dưới lên và chất lỏng nguội đi từ trên xuống để ngưng tụ và hấp thụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần nặng hơn từ hơi bay từ dưới lên; và vùng cất nhẹ bên dưới **20b** chứa các khay và/hoặc kiện để tạo ra sự tiếp xúc cần thiết giữa chất lỏng đi từ trên xuống và hơi bay từ dưới lên. Vùng loại metan **20b** còn bao gồm một hoặc nhiều nồi đun lại (như nồi đun lại **21** và các nồi đun lại phụ đã được mô tả trên đây) mà làm nóng và làm bay hơi một phần chất lỏng chảy xuống theo cột để tạo ra hơi cất nhẹ bay lên theo cột để cất nhẹ sản phẩm lỏng, dòng **41**, chứa metan và các thành phần nhẹ hơn. Dòng **36a** đi vào thiết bị tách metan **20** ở vị trí cấp giữa nằm trong vùng dưới của vùng hấp thụ **20a** của thiết bị tách metan **20**. Phần chất lỏng của dòng đã được làm giãn nở **36a** trộn lẫn với chất lỏng đi từ trên xuống từ vùng hấp thụ **20a** và chất lỏng hỗn hợp này tiếp tục đi xuống vào vùng cất nhẹ **20b** của thiết bị tách metan **20**. Phần hơi của dòng đã được làm giãn nở **36a** bay lên qua vùng hấp thụ **20a** và được cho tiếp xúc với chất lỏng nguội đi từ trên xuống để ngưng tụ và hấp thụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần nặng hơn.

Một phần của hơi chưng cất (dòng **42**) được rút ra khỏi vùng giữa của vùng hấp thụ **20a** trong cột cất phân đoạn **20**, bên trên vị trí cấp dòng đã được làm giãn nở **36a** trong vùng dưới của vùng hấp thụ **20a**. Sau đó, dòng hơi chưng cất **42** này được làm lạnh từ -103°F [-75°C] đến -128°F [-89°C] và được ngưng tụ không hoàn toàn (dòng **42a**) trong bộ trao đổi nhiệt **22** bằng cách trao đổi nhiệt với dòng nguội đỉnh tháp của thiết bị tách metan **38** đi ra khỏi đỉnh của thiết bị tách metan **20** ở nhiệt độ -129°F [-89°C] và với dòng đã được ngưng tụ đáng kể đã được làm giãn nở **35b** như đã được mô tả trên đây. Dòng nguội đỉnh tháp của thiết bị tách metan được gia nhiệt hơn một chút đến -127°F [-88°C] (dòng **38a**) khi nó làm giảm nhiệt độ một phần cho dòng hơi chưng cất **42**.

Áp suất vận hành (448 psia [3.090 kPa(a)]) trong thiết bị tách hồi lưu **23** được giữ ở mức độ thấp hơn một chút so với áp suất vận hành của thiết bị tách metan **20**.

Điều đó tạo ra lực dẫn động làm cho dòng hơi chung cất **42** chảy qua bộ trao đổi nhiệt **22** và từ đó vào thiết bị tách hồi lưu **23** nơi chất lỏng đã được ngưng tụ (dòng **44**) được tách ra khỏi hơi chưa ngưng tụ bất kỳ (dòng **43**). Sau đó, dòng **43** kết hợp với dòng đỉnh tháp đã được gia nhiệt trong thiết bị tách metan **38a** từ bộ trao đổi nhiệt **22** để tạo ra dòng khí dư nguội **45** ở nhiệt độ -127°F [-88°C].

Dòng chất lỏng **44** ra khỏi thiết bị tách hồi lưu **23** được bơm bằng bơm **24** đến áp suất cao hơn một chút so với áp suất vận hành của thiết bị tách metan **20**, và sau đó dòng **44a** được cấp dưới dạng dòng nguyên liệu nguội đỉnh tháp (hồi lưu) vào thiết bị tách metan **20** ở nhiệt độ -127°F [-88°C]. Chất lỏng nguội hồi lưu này hấp thụ và làm ngưng tụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần nặng hơn bay lên trong vùng tinh cất trên của vùng hấp thụ **20a** của thiết bị tách metan **20**.

Trong vùng cất nhẹ **20b** của thiết bị tách metan **20**, các dòng nguyên liệu được cất nhẹ metan và các thành phần nhẹ hơn của chúng. Sản phẩm lỏng tạo ra (dòng **41**) đi ra khỏi đáy tháp **20** ở nhiệt độ 113°F [45°C] (dựa trên yêu cầu kỹ thuật thông thường về tỷ lệ metan:etan là 0,025:1 tính theo mol trong sản phẩm đáy). Dòng khí dư nguội **45** đi ngược chiều với khí nguyên liệu vào trong bộ trao đổi nhiệt **15** nơi nó được tăng nhiệt độ đến -40°F [-40°C] (dòng **45a**), trong bộ trao đổi nhiệt **13** nơi nó được tăng nhiệt độ đến -4°F [-20°C] (dòng **45b**), và trong bộ trao đổi nhiệt **10** nơi nó được tăng nhiệt độ đến 80°F [27°C] (dòng **45c**) khi nó thực hiện việc làm giảm nhiệt độ như đã mô tả trên đây. Sau đó, khí dư lại được nén theo hai giai đoạn, thiết bị nén **18** được dẫn động bằng máy làm giãn nở **17** và thiết bị nén **25** được dẫn động bằng nguồn lực bổ sung. Sau khi dòng **45e** được làm lạnh đến 120°F [49°C] trong thiết bị làm nguội xả **26**, sản phẩm khí dư (dòng **45f**) chảy đến đường ống khí thương phẩm ở áp suất 1015 psia [6.998 kPa(a)].

Tóm tắt về tốc độ của dòng và mức tiêu thụ năng lượng cho quy trình được thể hiện trên Hình 4 được thể hiện trong bảng sau:

Bảng IV
(HÌNH 4)

Tóm tắt tốc độ của dòng - pao mol/giờ [kgmol/giờ]					
Dòng	Metan	Etan	Propan	Butan+	Tổng
31	53,228	6,192	3,070	2,912	65,876
32	49,407	4,712	1,676	832	57,046
33	3,821	1,480	1,394	2,080	8,830
34	47,346	4,041	1,176	401	53,354
37	2,061	671	500	431	3,692
35	17,991	1,536	447	152	20,274
36	29,355	2,505	729	249	33,080
38	49,756	713	14	0	50,779
42	4,688	249	7	0	5,000
43	3,336	57	0	0	3,420
44	1,352	192	7	0	1,580
45	53,092	770	14	0	54,199
41	136	5,422	3,056	2,912	11,677

Mức thu hồi*

Etan	87,56%
Propan	99,55%
Butan+	99,99%

Năng lượng

Nén khí dư	23,552	sức ngựa	[38,719 kW]
Nén làm lạnh	7,520	sức ngựa	[12,363 kW]
Tổng nén	31,072	sức ngựa	[51,082 kW]

* (Dựa trên tốc độ chưa được làm tròn)

Việc so sánh các Bảng I, II, III, và IV cho thấy rằng, so với giải pháp kỹ thuật đã biết, sáng chế có mức thu hồi propan và butan+ tương đương hoặc cao hơn tất cả các quy trình đã biết trong khi cải thiện đáng kể mức thu hồi etan. Mức thu hồi etan theo sáng chế (87,56%) là cao hơn so với quy trình được thể hiện trên Hình 1 (85,05%), quy trình được thể hiện trên Hình 2 (85,08%), và quy trình được thể hiện trên Hình 3 (87,33%). Việc so sánh các Bảng I, II, III, và IV còn cho thấy rằng mức độ hiệu suất được nâng cao mà không tiêu thụ năng lượng nhiều hơn so với giải pháp kỹ thuật đã

biết, và trong một số trường hợp tiêu thụ năng lượng ít hơn đáng kể. Xét về hiệu quả thu hồi (được xác định theo lượng etan thu hồi tính theo mỗi đơn vị năng lượng), quy trình theo sáng chế cải thiện lần lượt 5%, 3%, và 0,3% so với các quy trình giải pháp theo kỹ thuật đã biết thể hiện trên Hình 1, Hình 2, và Hình 3. Mặc dù mức tiêu thụ năng lượng cần thiết cho sáng chế về cơ bản là tương đương với mức tiêu thụ năng lượng cần thiết cho quy trình theo giải pháp kỹ thuật đã biết được thể hiện trên Hình 3, song quy trình theo sáng chế nâng cả mức thu hồi etan và mức thu hồi propan ở mức 0,2% so với quy trình được thể hiện trên Hình 3 mà không tiêu thụ nhiều năng lượng hơn.

Giống như các quy trình theo giải pháp kỹ thuật đã biết được thể hiện trên các Hình vẽ 1, 2, và 3, quy trình theo sáng chế sử dụng dòng nguyên liệu đã được làm giãn nở đã được làm ngưng tụ đáng kể **35c** cấp vào vùng hấp thụ **20a** của thiết bị tách metan **20** cho phép thu hồi phần lớn các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn chứa trong dòng đã được làm giãn nở **36a** và hơi bay lên từ vùng cất nhẹ **20b**, và bước tinh cất bổ sung được thực hiện bởi dòng hồi lưu **44a** để làm giảm lượng các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần có nhiều hơn 4 nguyên tử cacbon chứa trong khí nguyên liệu nạp vào bị hao hụt vào khí dư. Tuy nhiên, sáng chế cải thiện mức tinh cất trong vùng hấp thụ **20a** so với các quy trình đã biết bằng cách sử dụng có hiệu quả hơn việc làm lạnh bởi các dòng của quy trình **38** và **35b** để nâng cao mức thu hồi và hiệu quả thu hồi.

Việc so sánh dòng hồi lưu **44** trong Bảng I cho quy trình đã biết được thể hiện trên Hình 1 với dòng hồi lưu trong Bảng IV cho sáng chế cho thấy rằng mặc dù thành phần của các dòng này là tương tự, nhưng quy trình được thể hiện trên Hình 1 có lượng hồi lưu bổ sung nhiều hơn gấp 3 lần so với quy trình theo sáng chế. Tuy nhiên, quy trình được thể hiện trên Hình 1 lại đạt được mức thu hồi etan thấp hơn một cách đáng ngạc nhiên so với quy trình theo sáng chế cho dù lượng hồi lưu lớn hơn rất nhiều. Mức thu hồi cao hơn đạt được theo sáng chế có thể được hiểu rõ bằng cách so sánh điều kiện của dòng đã được gia nhiệt đã được ngưng tụ đáng kể đã được làm giãn nở **35c** trên quy trình đã biết được thể hiện trên Hình 1 với điều kiện đó của dòng tương ứng theo phương án của sáng chế được thể hiện trên Hình 4. Mặc dù nhiệt độ của dòng này chỉ cao hơn một chút so với trên quy trình được thể hiện trên Hình 1, tỷ phần của dòng này đã bay hơi trước khi đi vào thiết bị tách metan **20** là cao hơn rất nhiều so với tỷ phần đó

theo sáng chế (42% so với 12%). Điều đó có nghĩa là không chỉ lượng chất lỏng ngưng trong dòng **35c** theo quy trình được thể hiện trên Hình 1 để tinh cất hơi bay lên trong vùng hấp thụ **20a** là ít hơn, mà lượng hơi trong vùng trên của vùng hấp thụ **20a** phải được tinh cất bởi dòng hồi lưu **44a** cũng là nhiều hơn. Kết quả cuối cùng là dòng hồi lưu **44a** theo quy trình được thể hiện trên Hình 1 cho nhiều thành phần có hai nguyên tử cacbon thoát vào dòng đỉnh thấp của thiết bị tách metan **38** hơn quy trình theo sáng chế, do đó làm giảm cả mức thu hồi và hiệu quả thu hồi theo quy trình được thể hiện trên Hình 1 so với quy trình sáng chế. Cải tiến then chốt của sáng chế so với quy trình đã biết được thể hiện trên Hình 1 là ở chỗ dòng hơi ngưng đỉnh thấp của thiết bị tách metan **38** được sử dụng để làm giảm một phần nhiệt độ của dòng hơi chưng cất **42** trong bộ trao đổi nhiệt **22** sao cho metan được ngưng tụ ở mức đủ để sử dụng dưới dạng dòng hồi lưu, mà không cần tinh cất thêm đáng kể trong vùng hấp thụ **20a** do mức độ bay hơi quá mức của dòng **35c** vốn có trong quy trình đã biết được thể hiện trên Hình 1.

Việc so sánh dòng hồi lưu **44** trong các Bảng II và III cho các quy trình theo giải pháp kỹ thuật đã biết được thể hiện trên các Hình vẽ 2 và 3 với dòng đó trong Bảng IV cho quy trình theo sáng chế cho thấy rằng quy trình theo sáng chế tạo ra dòng hồi lưu vừa nhiều hơn và vừa tốt hơn so với các quy trình theo các giải pháp kỹ thuật đã biết. Không chỉ lượng hồi lưu là nhiều hơn (nhiều hơn 10% so với quy trình được thể hiện trên Hình 2 và nhiều hơn 34% so với quy trình được thể hiện trên Hình 3), nồng độ của các thành phần có nhiều hơn 2 nguyên tử cacbon là thấp hơn đáng kể (12,6% đối với quy trình theo sáng chế, so với 19,6% đối với quy trình được thể hiện trên Hình 2 và 16,9% đối với quy trình được thể hiện trên Hình 3). Điều đó làm cho dòng hồi lưu **44a** ở quy trình theo sáng chế là hữu hiệu hơn trong quá trình tinh cất trong vùng hấp thụ **20a** của thiết bị tách metan **20**, cải thiện cả mức thu hồi và hiệu quả thu hồi của sáng chế so với các quy trình theo giải pháp kỹ thuật đã biết được thể hiện trên các Hình vẽ 2 và 3. Cải tiến then chốt của sáng chế so với các quy trình theo giải pháp kỹ thuật đã biết được thể hiện trên các Hình vẽ 2 và 3 là ở chỗ dòng đã được ngưng tụ đáng kể đã được làm giãn nở **35b** (chủ yếu là metan lỏng) là môi trường làm lạnh tốt hơn so với dòng hơi đỉnh thấp trong thiết bị tách metan **38** (cơ bản là hơi metan), nên việc sử dụng dòng **35b** để làm giảm một phần nhiệt độ cho dòng hơi chưng cất **42** trong bộ trao đổi nhiệt **22** cho phép nhiều metan ngưng tụ hơn và được sử dụng dưới dạng dòng hồi lưu trong quy trình theo sáng chế.

Các phương án thực hiện khác của sáng chế

Theo sáng chế, nói chung tốt hơn nếu thiết kế vùng hấp thụ (tinh cất) của thiết bị tách metan để có được nhiều giai đoạn tách theo lý thuyết. Tuy nhiên, hiệu quả của sáng chế có thể đạt được chỉ với hai giai đoạn tách theo lý thuyết. Ví dụ, toàn bộ hoặc một phần của chất lỏng đã được ngưng tụ đã được bơm (dòng 44a) ra khỏi thiết bị tách hồi lưu 23 và toàn bộ hoặc một phần của dòng đã được gia nhiệt đã được ngưng tụ đáng kể đã được làm giãn nở 35c ra khỏi bộ trao đổi nhiệt 22 có thể được kết hợp (như trong ống nối bơm và bộ trao đổi nhiệt vào thiết bị tách metan) và nếu được trộn lẫn hoàn toàn, hơi và chất lỏng sẽ trộn lẫn với nhau và tách theo độ bay hơi tương đối của các thành phần khác nhau của dòng hỗn hợp tổng. Việc trộn lẫn hai dòng này như vậy, kết hợp với việc cho tiếp xúc ít nhất một phần của dòng đã được làm giãn nở 36a, sẽ được xem là tạo ra một vùng hấp thụ nhằm các mục đích của sáng chế.

Các Hình vẽ từ 5 đến 8 thể hiện sáng chế theo các phương án khác. Các Hình vẽ từ 4 đến 6 thể hiện các tháp cất phân đoạn được tạo kết cấu trong một bình. Các Hình vẽ 7 và 8 thể hiện các tháp cất phân đoạn được tạo kết cấu trong hai bình, cột hấp thụ (tinh cất) 27 (thiết bị tiếp xúc và tách) và cột cất nhẹ (chưng cất) 20. Trong các trường hợp này, một phần của hơi chưng cất (dòng 54) được rút ra khỏi vùng dưới của cột hấp thụ 27 và được dẫn đến thiết bị ngưng tụ hồi lưu 22 để tạo hồi lưu cho cột hấp thụ 27. Dòng hơi đỉnh tháp 50 từ cột cất nhẹ 20 chảy đến vùng dưới của cột hấp thụ 27 (qua dòng 51) được cho tiếp xúc với dòng hồi lưu 52 và dòng đã được gia nhiệt đã được ngưng tụ đáng kể đã được làm giãn nở 35c. Bơm 28 được sử dụng để dẫn chất lỏng này (dòng 47) từ đáy của cột hấp thụ 27 đến đỉnh cột cất nhẹ 20 sao cho hai tháp này hoạt động một cách có hiệu quả như một hệ chưng cất. Quyết định về việc tạo kết cấu tháp cất phân đoạn thành một bình (như thiết bị tách metan 20 trên các Hình vẽ từ 4 đến 6) hoặc nhiều bình sẽ phụ thuộc vào nhiều yếu tố như kích thước nhà máy, khoảng cách đến các thiết bị sản xuất, v.v..

Một số trường hợp là thuận lợi cho việc rút dòng hơi chưng cất 42 trên các Hình vẽ 5 và 6 từ vùng trên của vùng cất nhẹ 20b trong thiết bị tách metan 20 (dòng 55). Trong các trường hợp khác, có thể là có lợi nếu rút dòng hơi chưng cất 54 từ vùng dưới của vùng hấp thụ 20a (bên trên vị trí cấp dòng đã được làm giãn nở 36a), rút dòng hơi chưng cất 55 từ vùng trên của vùng cất nhẹ 20b (bên dưới vị trí cấp dòng đã được làm giãn nở 36a), kết hợp các dòng 54 và 55 để tạo ra dòng hơi chưng cất hỗn hợp 42, và

đưa dòng hơi hỗn hợp chung cất **42** đến bộ trao đổi nhiệt **22** để được làm lạnh và được ngưng tụ không hoàn toàn. Tương tự, trên các Hình vẽ 7 và 8 một phần (dòng **55**) của dòng hơi đỉnh tháp **50** từ cột cất nhẹ **20** có thể được đưa đến bộ trao đổi nhiệt **22** (tùy ý kết hợp với dòng hơi chung cất **54** rút ra từ vùng dưới của cột hấp thụ **27**), và phần còn lại (dòng **51**) chảy đến vùng dưới của cột hấp thụ **27**.

Một số trường hợp là thuận lợi cho việc trộn lẫn phần hơi còn sót lại (dòng **43**) của dòng hơi chung cất đã được làm lạnh **42a** với phân đoạn đỉnh tháp của cột cất phân đoạn (dòng **38**), sau đó đưa dòng hỗn hợp này đến bộ trao đổi nhiệt **22** để làm giảm một phần nhiệt độ cho dòng hơi chung cất **42** hoặc dòng hơi chung cất hỗn hợp **42**. Điều đó được thể hiện trên Hình 6 và Hình 8, khi dòng hỗn hợp **45** thu được từ việc kết hợp hơi trong thiết bị tách hồi lưu (dòng **43**) với dòng đỉnh tháp của cột (dòng **38**) được dẫn đến bộ trao đổi nhiệt **22**.

Như đã được bộc lộ trên đây, dòng hơi chung cất **42** hoặc dòng hơi chung cất hỗn hợp **42** được ngưng tụ không hoàn toàn và phần ngưng thu được được sử dụng để hấp thụ các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần nặng hơn ra khỏi hơi bay lên qua vùng hấp thụ **20a** của thiết bị tách metan **20** hoặc qua cột hấp thụ **27**. Tuy nhiên, sáng chế không chỉ bị giới hạn ở phương án này. Ví dụ, có lợi nếu chỉ xử lý một phần của các dòng hơi này theo cách này, hoặc chỉ sử dụng một phần của phần ngưng làm chất hấp thụ, trong các trường hợp khi các yếu tố về mặt thiết kế cho thấy rằng các phần hơi hoặc phần ngưng nên đi vòng tránh vùng hấp thụ **20a** của thiết bị tách metan **20** hoặc cột hấp thụ **27**. Một số trường hợp là thuận lợi cho việc ngưng tụ hoàn toàn, chứ không làm ngưng tụ không hoàn toàn, dòng hơi chung cất **42** hoặc dòng hơi chung cất hỗn hợp **42** trong bộ trao đổi nhiệt **22**. Các trường hợp khác có thể là thuận lợi cho việc dòng hơi chung cất **42** là tổng phần cất hơi ra khỏi cột cất phân đoạn **20** hoặc cột hấp thụ **27** chứ không phải phần cất hơi một phần. Cần lưu ý rằng, tùy thuộc vào thành phần của dòng khí nguyên liệu, có thể là có lợi nếu sử dụng chất làm lạnh bên ngoài để làm giảm một phần nhiệt độ của dòng hơi chung cất **42** hoặc dòng hơi chung cất hỗn hợp **42** trong bộ trao đổi nhiệt **22**.

Các điều kiện của khí nguyên liệu, quy mô nhà máy, thiết bị sẵn có, hoặc các yếu tố khác có thể cho thấy rằng việc loại bỏ máy làm giãn nở công tác **17**, hoặc thay thế bằng cơ cấu làm giãn nở thay thế khác (như van làm giãn nở), là khả thi. Mặc dù việc làm giãn nở dòng riêng lẻ được thể hiện trong các cơ cấu làm giãn nở cụ thể, song các

phương tiện làm giãn nở khác có thể được sử dụng, nếu thích hợp. Ví dụ, các điều kiện có thể cho phép làm giãn nở công tác phần đã được ngưng tụ đáng kể của dòng nguyên liệu (dòng **35a**).

Khi khí nguyên liệu là nghèo hơn, thiết bị tách **11** trên Hình 4 có thể không cần đến. Trong các trường hợp này, việc làm giảm nhiệt độ của khí nguyên liệu được thực hiện trong bộ trao đổi nhiệt **10** và bộ trao đổi nhiệt **13** trên Hình 4 có thể được thực hiện mà không cần có sự tham gia của thiết bị tách như được thể hiện trên các Hình vẽ từ 5 đến 8. Quyết định về việc giảm nhiệt độ và tách khí nguyên liệu trong nhiều bước sẽ phụ thuộc vào độ giàu của khí nguyên liệu, quy mô nhà máy, thiết bị sẵn có, v.v. Tùy thuộc vào lượng các hydrocacbon nặng trong khí nguyên liệu và áp suất của khí nguyên liệu, dòng nguyên liệu đã được làm lạnh **31a** ra khỏi bộ trao đổi nhiệt **10** trên các Hình vẽ từ 4 đến 8 và/hoặc dòng đã được làm lạnh **32a** ra khỏi bộ trao đổi nhiệt **13** trên Hình 4 có thể không chứa chất lỏng (vì nhiệt độ này cao hơn điểm sương của nó hoặc vì áp suất này là cao hơn áp suất tới hạn), khiến cho thiết bị tách **11** được thể hiện trên các Hình vẽ từ 4 đến 8 và/hoặc thiết bị tách **14** thể hiện trên Hình 4 có thể là không cần thiết.

Chất lỏng áp suất cao (dòng **37** trên Hình 4 và dòng **33** trên các Hình vẽ từ 5 đến 8) không cần được làm giãn nở và được cấp vào vị trí cấp ở nửa cột dưới của cột chưng cất. Thay vào đó, toàn bộ hoặc một phần của nó có thể được kết hợp với phần hơi của thiết bị tách (dòng **35** trên Hình 4 và dòng **34** trên các Hình vẽ từ 5 đến 8) chảy đến bộ trao đổi nhiệt **15**. (Được thể hiện bằng đường nét đứt **46** trên các Hình vẽ từ 5 đến 8.) Phần chất lỏng còn sót lại bất kỳ có thể được làm giãn nở bằng cơ cấu làm giãn nở thích hợp, như van làm giãn nở hoặc máy làm giãn nở, và được cấp vào vị trí cấp ở nửa cột dưới trên cột chưng cất (dòng **37a** trên các Hình vẽ từ 5 đến 8). Dòng **33** trên Hình 4 và dòng **37** trên các Hình vẽ từ 4 đến 8 cũng có thể được sử dụng để làm giảm nhiệt độ của khí nguyên liệu hoặc hoạt động trao đổi nhiệt khác trước hoặc sau bước làm giãn nở trước khi chảy đến thiết bị tách metan.

Theo sáng chế, việc sử dụng chất làm lạnh bên ngoài để bổ sung cho việc làm giảm nhiệt độ đối với khí nguyên liệu từ các dòng khác của quy trình có thể được thực hiện, đặc biệt trong trường hợp của khí nguyên liệu giàu. Việc sử dụng và phân phối chất lỏng ở thiết bị tách và chất lỏng phần cất ở thiết bị tách metan cho quy trình trao đổi nhiệt, và cách bố trí cụ thể các bộ trao đổi nhiệt để làm giảm nhiệt độ khí nguyên

liệu phải được đánh giá cho từng ứng dụng cụ thể, cũng như sự lựa chọn các dòng của quy trình cho việc trao đổi nhiệt theo cách cụ thể.

Một số trường hợp là thuận lợi cho việc sử dụng một phần của chất lỏng chung cất nguội rời khỏi vùng hấp thụ **20a** hoặc cột hấp thụ **27** để trao đổi nhiệt, như được thể hiện bằng đường nét đứt **49** trên các Hình vẽ từ 5 đến 8. Mặc dù chỉ một phần chất lỏng ra khỏi vùng hấp thụ **20a** hoặc cột hấp thụ **27** có thể được sử dụng cho quy trình trao đổi nhiệt mà không làm giảm mức thu hồi etan trong thiết bị tách metan **20** hoặc cột cất nhẹ **20**, đôi khi có thể đạt được công suất cao hơn từ chất lỏng này hơn là chất lỏng ra khỏi vùng cất nhẹ **20b** hoặc cột cất nhẹ **20**. Điều đó là do chất lỏng trong vùng hấp thụ **20a** của thiết bị tách metan **20** (hoặc cột hấp thụ **27**) ở nhiệt độ thấp hơn so với chất lỏng trong vùng cất nhẹ **20b** (hoặc cột cất nhẹ **20**).

Như được thể hiện bằng đường nét đứt **53** trên các Hình vẽ từ 5 đến 8, trong một số trường hợp có thể là có lợi nếu tách dòng chất lỏng ra khỏi bơm hồi lưu **24** (dòng **44a**) thành ít nhất hai dòng. Sau đó, một phần (dòng **53**) có thể được cấp vào vùng cất nhẹ của tháp cất phân đoạn **20** (Hình 5 và Hình 6) hoặc đỉnh của cột cất nhẹ **20** (Hình 7 và Hình 8) để làm tăng dòng chất lỏng trong vùng đó của hệ chưng cất và cải thiện mức độ tinh cất, nhờ đó làm giảm nồng độ của các thành phần có nhiều hơn 2 nguyên tử cacbon trong dòng **42**. Trong các trường hợp này, phần còn lại (dòng **52**) được cấp vào đỉnh của vùng hấp thụ **20a** (Hình 5 và Hình 6) hoặc cột hấp thụ **27** (Hình 7 và Hình 8).

Theo sáng chế, việc tách dòng hơi nguyên liệu có thể được thực hiện theo nhiều cách. Trong các quy trình được thể hiện trên các Hình vẽ từ 4 đến 8, việc tách hơi xảy ra sau khi làm giảm nhiệt độ và tách chất lỏng bất kỳ có thể đã thu được. Tuy nhiên, khí áp suất cao có thể được tách trước bước bất kỳ làm giảm nhiệt độ của khí nguyên liệu hoặc sau bước làm giảm nhiệt độ của khí và trước bước tách bất kỳ. Theo một số phương án, việc tách hơi có thể được thực hiện trong thiết bị tách.

Cũng cần phải nhận thấy rằng lượng nguyên liệu tương đối trong mỗi nhánh của dòng hơi nguyên liệu đã được tách sẽ phụ thuộc vào một vài yếu tố, kể cả áp suất khí, thành phần khí nguyên liệu, nhiệt lượng có thể được rút một cách kinh tế từ dòng nguyên liệu, và năng lượng sẵn có. Nguyên liệu cấp nhiều hơn đến đỉnh cột có thể làm tăng mức thu hồi trong khi làm giảm năng lượng thu được từ thiết bị làm giãn nở do đó làm tăng nhu cầu về năng lượng cho việc nén lại. Việc tăng nguyên liệu cấp vào bên dưới cột làm giảm mức tiêu thụ năng lượng nhưng cũng có thể làm giảm mức thu hồi

sản phẩm. Các vị trí tương đối của dòng nguyên liệu cấp vào giữa cột có thể thay đổi tùy thuộc vào thành phần nguyên liệu hoặc các yếu tố khác như mức thu hồi mong muốn và lượng chất lỏng được tạo ra trong khi làm giảm nhiệt độ của khí nguyên liệu. Hơn nữa, hai hoặc nhiều dòng nguyên liệu, hoặc các phần của chúng, có thể được kết hợp tùy thuộc vào nhiệt độ tương đối và lượng của từng dòng, và sau đó dòng hỗn hợp được cấp vào vị trí cấp giữa cột.

Quy trình theo sáng chế nâng cao hiệu suất thu hồi các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn hoặc các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần hydrocacbon nặng hơn cho mỗi đơn vị năng lượng tiêu thụ cần thiết để vận hành quy trình này. Việc cải thiện mức tiêu thụ năng lượng cần thiết để vận hành quy trình tách metan hoặc etan có thể được thể hiện dưới dạng giảm nhu cầu về năng lượng để nén hoặc nén lại, giảm nhu cầu về năng lượng để làm lạnh bằng cách sử dụng tác nhân bên ngoài, giảm nhu cầu về năng lượng cho các nồi đun lại trong tháp, hoặc tổ hợp của chúng.

Mặc dù sáng chế đã được mô tả theo các phương án thực hiện được ưu tiên, người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực kỹ thuật này cần phải nhận thấy rằng có thể thực hiện các biến đổi khác và tiếp nữa, ví dụ, để làm thích ứng quy trình theo sáng chế với các điều kiện, các loại nguyên liệu, hoặc các yêu cầu khác nhau mà không trệch khỏi phạm vi của sáng chế như được xác định trong các điểm yêu cầu bảo hộ sau.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình tách dòng khí chứa metan, các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn thành phân đoạn khí dư bay hơi và phân đoạn tương đối kém bay hơi chứa phần chủ yếu của các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn hoặc các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần hydrocacbon nặng hơn nêu trên, quy trình này bao gồm các bước:

- (a) dòng khí được làm lạnh dưới áp suất để tạo ra dòng đã được làm lạnh;
- (b) dòng khí đã được làm lạnh được giãn nở về áp suất thấp hơn, nhờ đó nó được tiếp tục làm lạnh; và
- (c) dòng khí đã được làm lạnh được đưa vào cột chưng cất và được cất phân đoạn ở áp suất thấp hơn, nhờ đó các thành phần của phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi;

trong đó quy trình này khác biệt ở chỗ, sau khi được làm lạnh, dòng khí đã được làm lạnh được tách thành dòng khí thứ nhất và dòng khí thứ hai; và

(1) dòng khí thứ nhất được làm lạnh để ngưng tụ nó gần như hoàn toàn và sau đó được giãn nở về áp suất thấp hơn, nhờ đó nó được tiếp tục làm lạnh;

(2) dòng khí thứ nhất đã được làm lạnh giãn nở được gia nhiệt và sau đó được cấp dòng này vào cột chưng cất ở vị trí cấp cho nửa cột trên;

(3) dòng khí thứ hai được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp giữa cột ở phía dưới vị trí cấp cho nửa cột trên;

(4) dòng hơi đỉnh tháp được rút ra khỏi vùng phía trên của cột chưng cất và được gia nhiệt, sau đó xả ít nhất một phần của dòng hơi đỉnh tháp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi;

(5) dòng hơi chưng cất được rút ra khỏi vùng của cột chưng cất ở bên dưới vị trí cấp giữa cột phía trên và ở bên trên vị trí cấp giữa cột và được đưa vào trao đổi nhiệt với dòng khí thứ nhất đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở và dòng hơi đỉnh tháp, nhờ đó dòng hơi chưng cất được làm lạnh đủ để ngưng tụ ít nhất một phần dòng này và nhờ đó tạo ra dòng hơi dư và dòng ngưng tụ, nhờ đó cấp ít nhất một phần nhiệt của các bước (2) và (4);

(6) ít nhất một phần của dòng đã được ngưng tụ được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp đỉnh thấp; và

(7) lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu cấp vào cột chưng cất là hữu hiệu để duy trì nhiệt độ đỉnh thấp của cột chưng cất ở nhiệt độ mà nhờ đó phần chủ yếu của các thành phần trong phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi.

2. Quy trình tách dòng khí chứa metan, các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn thành phân đoạn khí dư bay hơi và phân đoạn tương đối kém bay hơi chứa phần chủ yếu của các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn hoặc các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần hydrocacbon nặng hơn, quy trình này gồm các bước:

(a) dòng khí được làm lạnh dưới áp suất để tạo ra dòng khí đã được làm lạnh;

(b) dòng khí đã được làm lạnh được giãn nở về áp suất thấp hơn, nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh; và

(c) dòng khí đã được làm lạnh được đưa vào cột chưng cất và được cất phân đoạn ở áp suất thấp hơn, nhờ đó các thành phần của phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi;

trong đó quy trình này khác biệt ở chỗ, dòng khí được làm lạnh đủ để ngưng tụ dòng này một cách không hoàn toàn; và

(1) dòng khí đã được ngưng tụ không hoàn toàn được tách, nhờ đó tạo ra dòng hơi và ít nhất một dòng chất lỏng;

(2) dòng hơi sau đó được chia thành dòng hơi thứ nhất và dòng hơi thứ hai;

(3) dòng hơi thứ nhất được làm lạnh để ngưng tụ dòng này gần như hoàn toàn và sau đó được giãn nở về áp suất thấp hơn, nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh;

(4) dòng hơi thứ nhất đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở được gia nhiệt và sau đó được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp cho nửa cột trên;

(5) dòng hơi thứ hai được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp trong nửa cột nằm bên dưới vị trí cấp cho nửa cột trên;

(6) ít nhất một phần của ít nhất một dòng chất lỏng được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp vào cột chung cất ở vị trí cấp ở giữa cột phía dưới bên dưới vị trí cấp cho nửa cột trên;

(7) dòng hơi đỉnh tháp được rút ra khỏi vùng trên của cột chung cất và được gia nhiệt, sau đó xả ít nhất một phần của dòng hơi đỉnh tháp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi;

(8) dòng hơi chung cất được rút ra khỏi vùng của cột chung cất ở phía dưới vị trí cấp cho nửa cột trên và ở phía trên vị trí cấp giữa cột và được dẫn vào trao đổi nhiệt với dòng thứ nhất đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở và dòng hơi đỉnh tháp, nhờ đó dòng hơi chung cất được làm lạnh đủ để ngưng tụ ít nhất một phần của nó và nhờ đó tạo ra dòng hơi dư và dòng ngưng tụ, nhờ đó cấp ít nhất một phần nhiệt của các bước (4) và (7);

(9) ít nhất một phần của dòng đã được ngưng tụ được cấp vào cột chung cất ở vị trí cấp đỉnh tháp; và

(10) lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu cấp vào cột chung cất là hữu hiệu để duy trì nhiệt độ đỉnh tháp của cột chung cất ở nhiệt độ mà nhờ đó phần chủ yếu của các thành phần trong phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi.

3. Quy trình tách dòng khí chứa metan, các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn thành phân đoạn khí dư bay hơi và phân đoạn tương đối kém bay hơi chứa phần chủ yếu của các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn hoặc các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần hydrocacbon nặng hơn nêu trên, trong đó quy trình này bao gồm các bước:

(a) dòng khí được làm lạnh dưới áp suất để tạo ra dòng đã được làm lạnh;

(b) dòng đã được làm lạnh được giãn nở về áp suất thấp hơn nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh; và

(c) dòng khí đã được tiếp tục làm lạnh được dẫn vào cột chung cất và được cất phân đoạn ở áp suất thấp hơn nhờ đó các thành phần của phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi;

trong đó quy trình này khác biệt ở chỗ, dòng khí được làm lạnh đủ để ngưng tụ dòng này một cách không hoàn toàn; và

(1) dòng khí đã được ngưng tụ không hoàn toàn được tách ra, nhờ đó tạo ra dòng hơi và ít nhất một dòng chất lỏng;

(2) dòng hơi sau đó được tách thành dòng hơi thứ nhất và dòng hơi thứ hai;

(3) dòng hơi thứ nhất được kết hợp với ít nhất một phần của ít nhất một dòng chất lỏng để tạo ra dòng hỗn hợp, sau đó dòng hỗn hợp được làm lạnh để ngưng tụ dòng này hầu như hoàn toàn và sau đó được giãn nở về áp suất thấp hơn nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh;

(4) dòng hỗn hợp đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở được gia nhiệt và sau đó được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp cho nửa cột trên;

(5) dòng hơi thứ hai được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp giữa cột nằm bên dưới vị trí cấp cho nửa cột trên;

(6) phần còn lại bất kỳ của ít nhất một dòng chất lỏng được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp cho nửa cột dưới ở phía dưới vị trí cấp cho nửa cột trên;

(7) dòng hơi đỉnh tháp được rút ra khỏi vùng trên của cột chưng cất và được gia nhiệt, sau đó xả ít nhất một phần của dòng hơi đỉnh tháp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi;

(8) dòng hơi chưng cất được rút ra khỏi vùng của cột chưng cất nằm bên dưới vị trí cấp cho nửa cột trên và nằm bên trên vị trí cấp giữa cột và được dẫn vào trao đổi nhiệt với dòng hỗn hợp đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở và dòng hơi đỉnh tháp, nhờ đó dòng hơi chưng cất được làm lạnh đủ để ngưng tụ ít nhất một phần của dòng này và nhờ đó tạo ra dòng hơi dư và dòng ngưng tụ, nhờ đó cấp ít nhất một phần nhiệt của các bước (4) và (7);

(9) ít nhất một phần của dòng đã được ngưng tụ được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp đỉnh tháp; và

(10) lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu cấp vào cột chưng cất là hữu hiệu để duy trì nhiệt độ đỉnh tháp của cột chưng cất ở nhiệt độ mà nhờ đó phần chủ yếu của các thành phần trong phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi.

4. Quy trình tách dòng khí chứa metan, các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn thành

phân đoạn khí dư bay hơi và phân đoạn tương đối kém bay hơi chứa phần chủ yếu của các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn hoặc các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần hydrocacbon nặng hơn nêu trên, quy trình này bao gồm các bước:

- (a) dòng khí được làm lạnh dưới áp suất để tạo ra dòng đã được làm lạnh;
- (b) dòng đã được làm lạnh được giãn nở về áp suất thấp hơn nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh; và
- (c) dòng khí đã được làm lạnh được dẫn vào cột chưng cất và được cất phân đoạn ở áp suất thấp hơn nhờ đó các thành phần của phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi;

trong đó quy trình này khác biệt ở chỗ, sau khi được làm lạnh, dòng đã được làm lạnh được tách thành dòng khí thứ nhất và dòng khí thứ hai; và

- (1) dòng khí thứ nhất được làm lạnh để ngưng tụ nó gần như hoàn toàn và sau đó được giãn nở về áp suất thấp hơn nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh;
- (2) dòng khí thứ nhất đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở được gia nhiệt và sau đó được cấp ở vị trí cấp giữa cột vào thiết bị tiếp xúc và tách để tạo ra dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất và dòng chất lỏng đáy, sau đó dòng chất lỏng đáy được cấp vào cột chưng cất;
- (3) dòng khí thứ hai được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp thứ nhất cho nửa cột dưới nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột;
- (4) dòng hơi đỉnh tháp thứ hai được rút ra khỏi vùng trên của cột chưng cất và được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp thứ hai cho nửa cột dưới nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột;
- (5) dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất được gia nhiệt, sau đó xả ít nhất một phần của dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất đã gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi;
- (6) dòng hơi chưng cất được rút ra khỏi vùng của thiết bị tiếp xúc và tách nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột và các vị trí cấp thứ nhất và thứ hai ở nửa cột dưới và được dẫn vào trao đổi nhiệt với dòng khí thứ nhất đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở và dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất, nhờ đó dòng hơi chưng cất được làm

lạnh đủ để ngưng tụ ít nhất một phần của nó và nhờ đó tạo ra dòng hơi dư và dòng ngưng tụ, nhờ đó cấp ít nhất một phần nhiệt của các bước (2) và (5);

(7) ít nhất một phần của dòng đã được ngưng tụ được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp đỉnh thấp; và

(8) lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách là hữu hiệu để duy trì nhiệt độ đỉnh thấp của thiết bị tiếp xúc và tách ở nhiệt độ mà nhờ đó phần chủ yếu của các thành phần trong phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi.

5. Quy trình tách dòng khí chứa metan, các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn thành phân đoạn khí dư bay hơi và phân đoạn tương đối kém bay hơi chứa phần chủ yếu của các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn hoặc các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần hydrocacbon nặng hơn nêu trên, quy trình này bao gồm các bước:

(a) dòng khí được làm lạnh dưới áp suất để tạo ra dòng đã được làm lạnh;

(b) dòng đã được làm lạnh được giãn nở về áp suất thấp hơn nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh; và

(c) dòng khí đã được làm lạnh được dẫn vào cột chưng cất và được cất phân đoạn ở áp suất thấp hơn nhờ đó các thành phần của phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi;

trong đó quy trình này khác biệt ở chỗ, dòng khí được làm lạnh đủ để ngưng tụ dòng này một cách không hoàn toàn; và

(1) dòng khí đã được ngưng tụ không hoàn toàn được tách nhờ đó tạo ra dòng hơi và ít nhất một dòng chất lỏng;

(2) sau đó dòng hơi được tách thành dòng hơi thứ nhất và dòng hơi thứ hai;

(3) dòng hơi thứ nhất được làm lạnh để ngưng tụ nó gần như hoàn toàn và sau đó được giãn nở về áp suất thấp hơn nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh;

(4) dòng hơi thứ nhất đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở được gia nhiệt và sau đó được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp giữa cột để tạo ra dòng hơi đỉnh thấp thứ nhất và dòng chất lỏng đáy, sau đó dòng chất lỏng đáy được cấp vào cột chưng cất;

(5) dòng hơi thứ hai được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp cho nửa cột dưới nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột;

(6) ít nhất một phần của ít nhất một dòng chất lỏng được giãn nở về áp suất thấp hơn và cấp dòng này vào cột chưng cất ở vị trí cấp giữa cột;

(7) dòng hơi đỉnh tháp thứ hai được rút ra khỏi vùng trên của cột chưng cất và được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp thứ hai cho nửa cột dưới nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột;

(8) dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất được gia nhiệt, sau đó xả ít nhất một phần của dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi;

(9) dòng hơi chưng cất được rút ra khỏi vùng của thiết bị tiếp xúc và tách nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột và các vị trí cấp thứ nhất và thứ hai cho nửa cột dưới và được dẫn vào trao đổi nhiệt với dòng khí thứ nhất đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở và dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất, nhờ đó dòng hơi chưng cất được làm lạnh đủ để ngưng tụ ít nhất một phần của nó và nhờ đó tạo ra dòng hơi dư và dòng ngưng tụ, nhờ đó cấp ít nhất một phần nhiệt của các bước (4) và (8);

(10) ít nhất một phần của dòng đã được ngưng tụ được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp đỉnh tháp; và

(11) lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách là hữu hiệu để duy trì nhiệt độ đỉnh tháp của thiết bị tiếp xúc và tách ở nhiệt độ nhờ đó phần chủ yếu của các thành phần trong phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi.

6. Quy trình tách dòng khí chứa metan, các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn thành phân đoạn khí dư bay hơi và phân đoạn tương đối kém bay hơi chứa phần chủ yếu của các thành phần có hai nguyên tử cacbon, các thành phần có ba nguyên tử cacbon, và các thành phần hydrocacbon nặng hơn hoặc các thành phần có ba nguyên tử cacbon và các thành phần hydrocacbon nặng hơn nêu trên, quy trình này bao gồm các bước:

(a) dòng khí được làm lạnh dưới áp suất để tạo ra dòng đã được làm lạnh;

(b) dòng đã được làm lạnh được giãn nở về áp suất thấp hơn nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh; và

(c) dòng khí đã được làm lạnh được dẫn vào cột chưng cất và được cất phân đoạn ở áp suất thấp hơn nhờ đó các thành phần của phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi;

trong đó quy trình này khác biệt ở chỗ, dòng khí được làm lạnh đủ để ngưng tụ dòng này một cách không hoàn toàn; và

(1) dòng khí đã được ngưng tụ không hoàn toàn được tách nhờ đó tạo ra dòng hơi và ít nhất một dòng chất lỏng;

(2) sau đó dòng hơi được tách thành dòng hơi thứ nhất và dòng hơi thứ hai;

(3) dòng hơi thứ nhất được kết hợp với ít nhất một phần của ít nhất một dòng chất lỏng để tạo ra dòng hỗn hợp, sau đó dòng hỗn hợp được làm lạnh để ngưng tụ nó gần như hoàn toàn và sau đó được giãn nở về áp suất thấp nhờ đó nó tiếp tục được làm lạnh;

(4) dòng hỗn hợp đã được làm lạnh và đã được làm giãn nở được gia nhiệt và sau đó được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp giữa cột để tạo ra dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất và dòng chất lỏng đáy, sau đó cấp dòng chất lỏng đáy này vào cột chưng cất;

(5) dòng khí thứ hai được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp cho nửa cột dưới nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột;

(6) phần còn lại bất kỳ của ít nhất một dòng chất lỏng được giãn nở về áp suất thấp hơn và được cấp dòng này vào cột chưng cất ở vị trí cấp giữa cột;

(7) dòng hơi đỉnh tháp thứ hai được rút ra khỏi vùng trên của cột chưng cất và được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp thứ hai cho nửa cột dưới nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột;

(8) dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất được gia nhiệt, sau đó xả ít nhất một phần của dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi;

(9) dòng hơi chưng cất được rút ra khỏi vùng của thiết bị tiếp xúc và tách nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột và các vị trí cấp thứ nhất và thứ hai ở nửa cột dưới và được dẫn vào trao đổi nhiệt với dòng hỗn hợp đã được làm lạnh và đã được

làm giãn nở và dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất, nhờ đó dòng hơi chung cất được làm lạnh đủ để ngưng tụ ít nhất một phần của nó và nhờ đó tạo ra dòng hơi dư và dòng ngưng tụ, nhờ đó cấp ít nhất một phần nhiệt của các bước (4) và (8);

(10) ít nhất một phần của dòng đã được ngưng tụ được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp đỉnh tháp; và

(11) lượng và nhiệt độ của các dòng nguyên liệu cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách là hữu hiệu để duy trì nhiệt độ đỉnh tháp của thiết bị tiếp xúc và tách ở nhiệt độ nhờ đó phần chủ yếu của các thành phần trong phân đoạn tương đối kém bay hơi được thu hồi.

7. Quy trình theo điểm 1, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng hơi đỉnh tháp được kết hợp với dòng hơi dư để tạo ra dòng hơi hỗn hợp; và

(2) dòng hơi hỗn hợp được đưa vào trao đổi nhiệt với dòng hơi chung cất và được gia nhiệt, nhờ đó cấp ít nhất một phần năng lượng làm giảm nhiệt độ của dòng hơi chung cất, và nhờ đó xả ít nhất một phần của dòng hơi hỗn hợp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi.

8. Quy trình theo điểm 2, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng hơi đỉnh tháp được kết hợp với dòng hơi dư để tạo ra dòng hơi hỗn hợp; và

(2) dòng hơi hỗn hợp được đưa vào trao đổi nhiệt với dòng hơi chung cất và được gia nhiệt, nhờ đó cấp ít nhất một phần năng lượng làm giảm nhiệt độ của dòng hơi chung cất, và nhờ đó xả ít nhất một phần của dòng hơi hỗn hợp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi.

9. Quy trình theo điểm 3, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng hơi đỉnh tháp được kết hợp với dòng hơi dư để tạo ra dòng hơi hỗn hợp; và

(2) dòng hơi hỗn hợp được đưa vào trao đổi nhiệt với dòng hơi chung cất và được gia nhiệt, nhờ đó cấp ít nhất một phần năng lượng làm giảm nhiệt độ của dòng hơi chung cất, và nhờ đó xả ít nhất một phần của dòng hơi hỗn hợp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi.

10. Quy trình theo điểm 4, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất được kết hợp với dòng hơi dư để tạo ra dòng hơi hỗn hợp; và

(2) dòng hơi hỗn hợp được đưa vào trao đổi nhiệt với dòng hơi chung cất và được gia nhiệt, nhờ đó cấp ít nhất một phần năng lượng làm giảm nhiệt độ của dòng hơi chung cất, và nhờ đó xả ít nhất một phần của dòng hơi hỗn hợp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi.

11. Quy trình theo điểm 5, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất được kết hợp với dòng hơi dư để tạo ra dòng hơi hỗn hợp; và

(2) dòng hơi hỗn hợp được đưa vào trao đổi nhiệt với dòng hơi chung cất và được gia nhiệt, nhờ đó cấp ít nhất một phần năng lượng làm giảm nhiệt độ của dòng hơi chung cất, và nhờ đó xả ít nhất một phần của dòng hơi hỗn hợp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi.

12. Quy trình theo điểm 6, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng hơi đỉnh tháp thứ nhất được kết hợp với dòng hơi dư để tạo ra dòng hơi hỗn hợp; và

(2) dòng hơi hỗn hợp được đưa vào trao đổi nhiệt với dòng hơi chung cất và được gia nhiệt, nhờ đó cấp ít nhất một phần năng lượng làm giảm nhiệt độ của dòng hơi chung cất, và nhờ đó xả ít nhất một phần của dòng hơi hỗn hợp đã được gia nhiệt dưới dạng phân đoạn khí dư bay hơi.

13. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 1, 2, 3, 7, 8, hoặc 9, khác biệt ở chỗ dòng hơi chung cất được rút ra khỏi vùng của cột chung cất nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột.

14. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 1, 2, 3, 7, 8, hoặc 9, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng hơi chung cất thứ nhất được rút ra khỏi vùng của cột chung cất nằm bên dưới vị trí cấp cho nửa cột trên và nằm bên trên vị trí cấp giữa cột;

(2) dòng hơi chung cất thứ hai được rút ra khỏi vùng của cột chung cất nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột; và

(3) dòng hơi chung cất thứ nhất được kết hợp với dòng hơi chung cất thứ hai để tạo ra dòng hơi chung cất.

15. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 4, 5, 6, 10, 11, hoặc 12, khác biệt ở chỗ dòng hơi đỉnh tháp thứ hai được tách thành dòng hơi chung cất và dòng hơi chung cất thứ hai, sau đó dòng hơi chung cất thứ hai được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp thứ hai cho nửa cột dưới.

16. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 4, 5, 6, 10, 11, hoặc 12, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng hơi chung cất thứ nhất được rút ra khỏi vùng của thiết bị tiếp xúc và tách nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột và các vị trí cấp thứ nhất và thứ hai cho nửa cột dưới;

(2) dòng hơi đỉnh tháp thứ hai được tách thành dòng hơi chung cất thứ hai và dòng hơi chung cất thứ ba, sau đó dòng hơi chung cất thứ hai được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp thứ hai cho nửa cột dưới;

(3) kết hợp dòng hơi chung cất thứ nhất với dòng hơi chung cất thứ ba để tạo ra dòng hơi chung cất.

17. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 1, 2, 3, 7, 8, hoặc 9, khác biệt ở chỗ:

(1) dòng ngưng tụ được tách ít nhất thành phần thứ nhất và phần thứ hai;

(2) phần thứ nhất được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp đỉnh tháp; và

(3) phần thứ hai được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp giữa cột thứ hai nằm bên dưới vị trí cấp giữa cột.

18. Quy trình theo điểm 13, trong đó quy trình này khác biệt ở chỗ:

(1) dòng ngưng tụ được tách ít nhất thành phần thứ nhất và phần thứ hai;

(2) phần thứ nhất được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp đỉnh tháp; và

(3) phần thứ hai được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp giữa cột thứ hai bên dưới vị trí cấp giữa cột.

19. Quy trình theo điểm 14, trong đó quy trình này khác biệt ở chỗ:

(1) dòng ngưng tụ được tách ít nhất thành phần thứ nhất và phần thứ hai;

(2) phần thứ nhất được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp đỉnh tháp; và

(3) phần thứ hai được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp giữa cột thứ hai bên dưới vị trí cấp giữa cột.

20. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 4, 5, 6, 10, 11, hoặc 12, khác biệt ở chỗ:

- (1) dòng ngưng tụ được tách ít nhất thành phần thứ nhất và phần thứ hai;
- (2) phần thứ nhất được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp đỉnh tháp;

và

- (3) phần thứ hai được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp đỉnh tháp.

21. Quy trình theo điểm 15, khác biệt ở chỗ:

- (1) dòng ngưng tụ được tách ít nhất thành phần thứ nhất và phần thứ hai;
- (2) phần thứ nhất được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp đỉnh tháp;

và

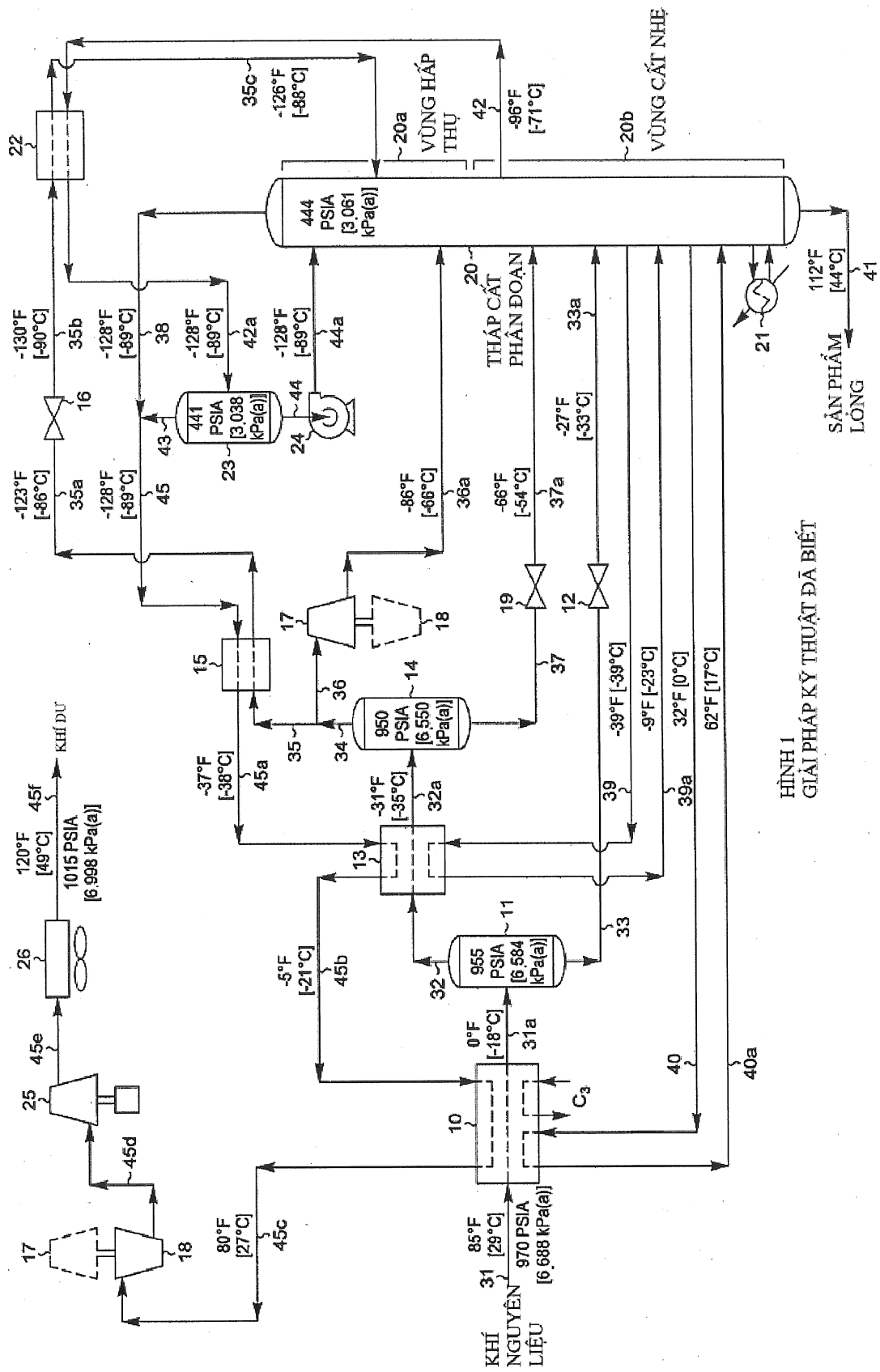
- (3) phần thứ hai được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp đỉnh tháp.

22. Quy trình theo điểm 16, khác biệt ở chỗ:

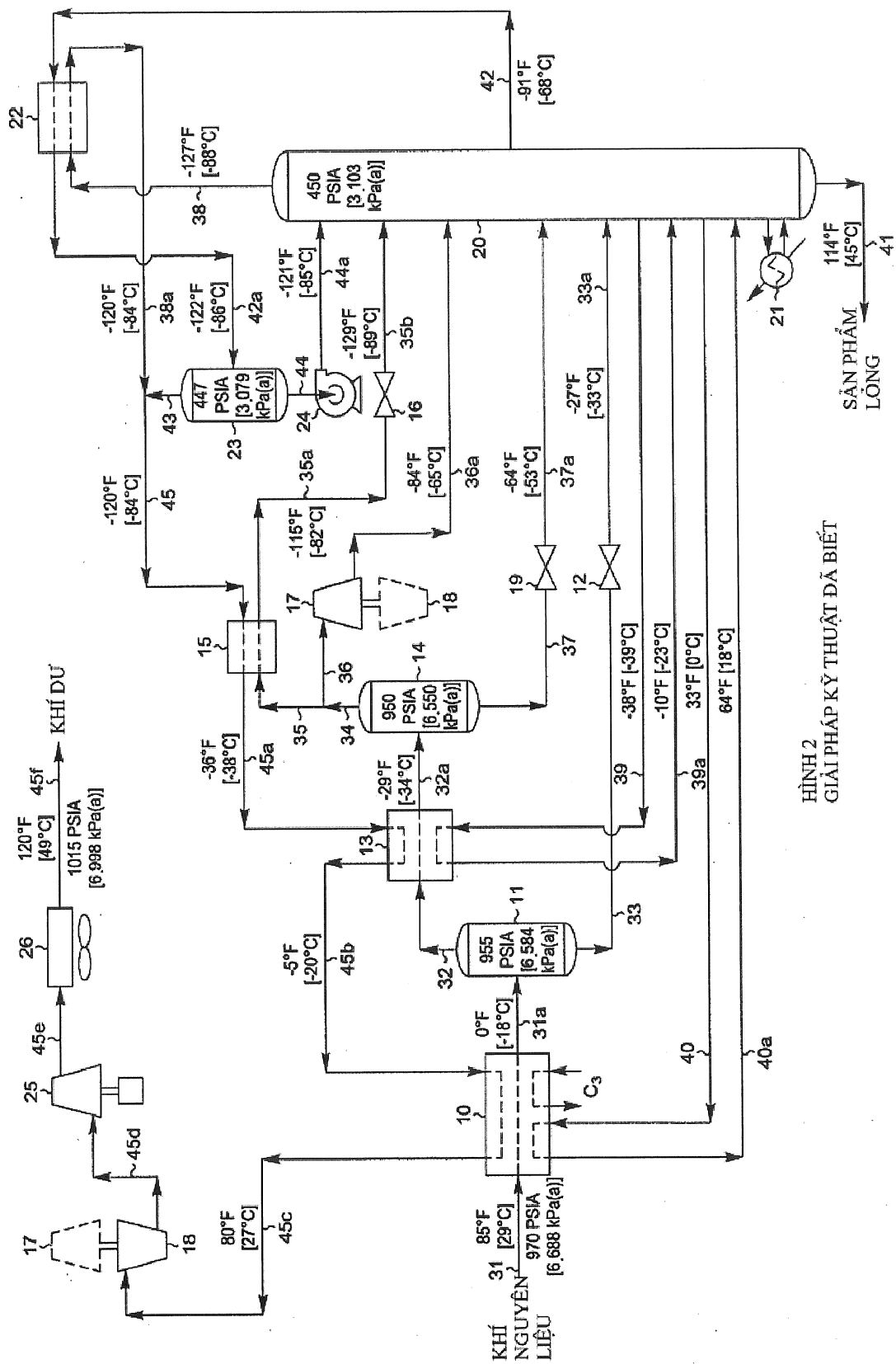
- (1) dòng ngưng tụ được tách ít nhất thành phần thứ nhất và phần thứ hai;
- (2) phần thứ nhất được cấp vào thiết bị tiếp xúc và tách ở vị trí cấp đỉnh tháp;

và

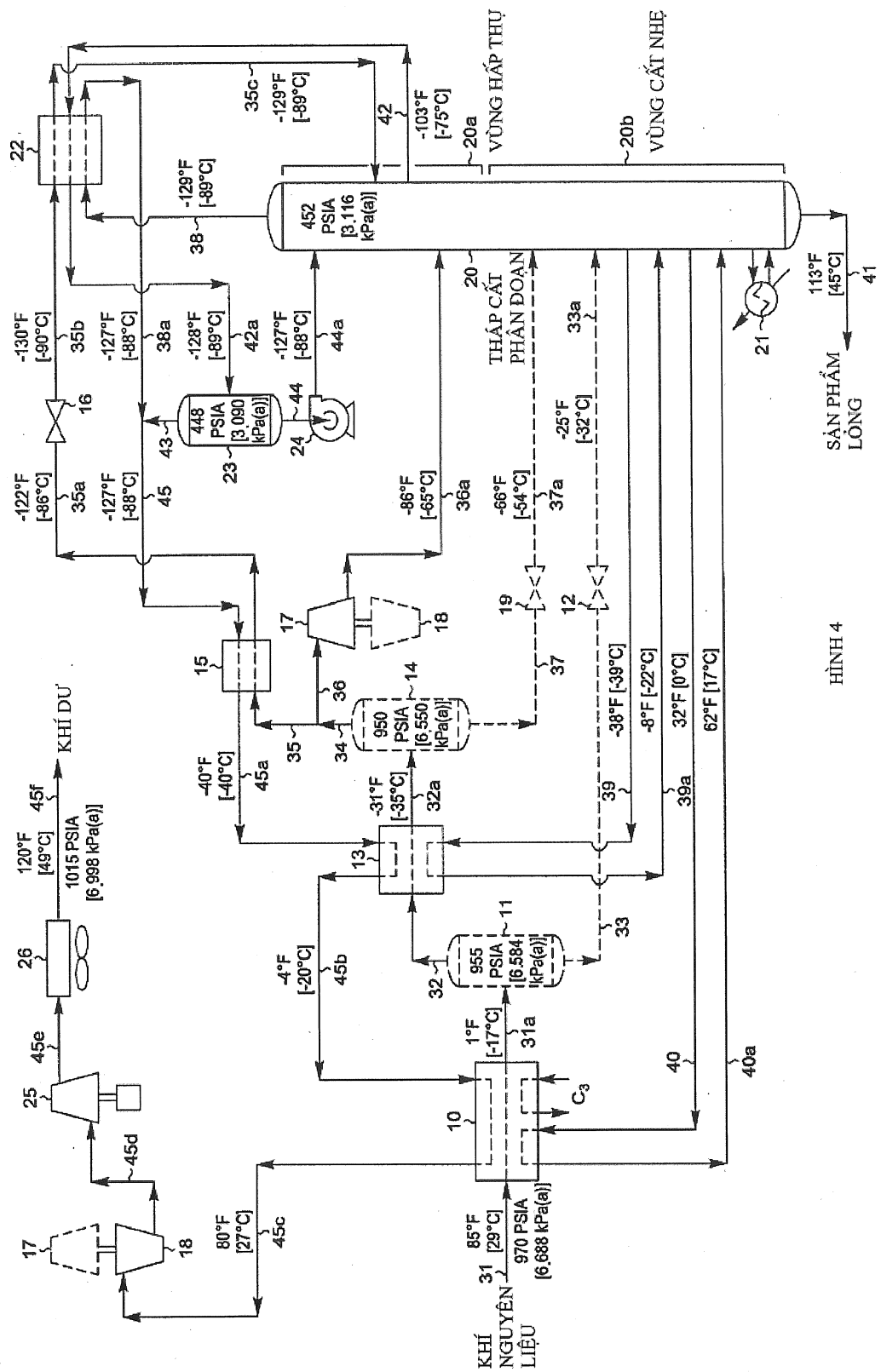
- (3) phần thứ hai được cấp vào cột chưng cất ở vị trí cấp đỉnh tháp.



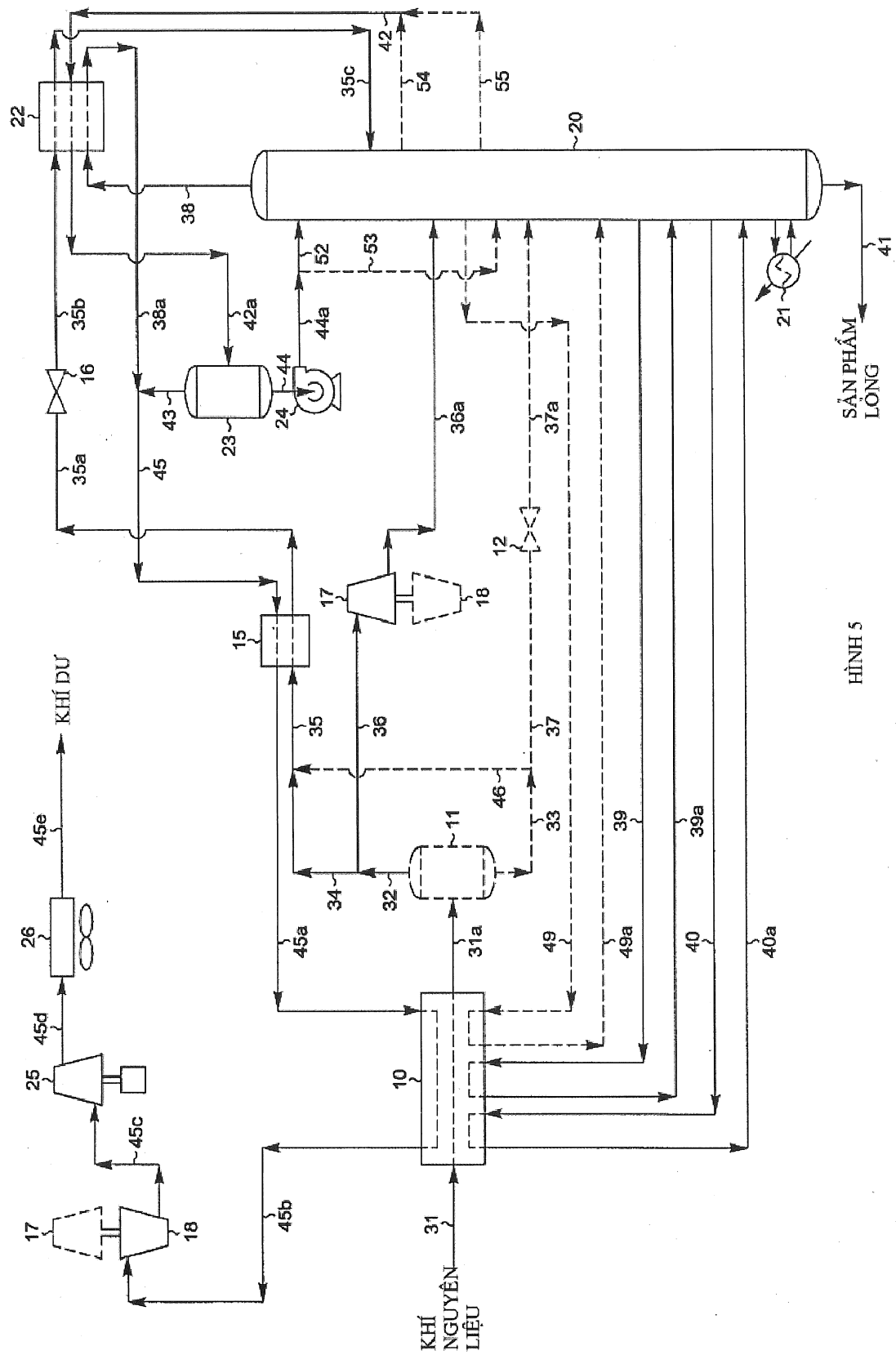
HÌNH 1
GIẢI PHÁP KỸ THUẬT ĐÃ BIẾT



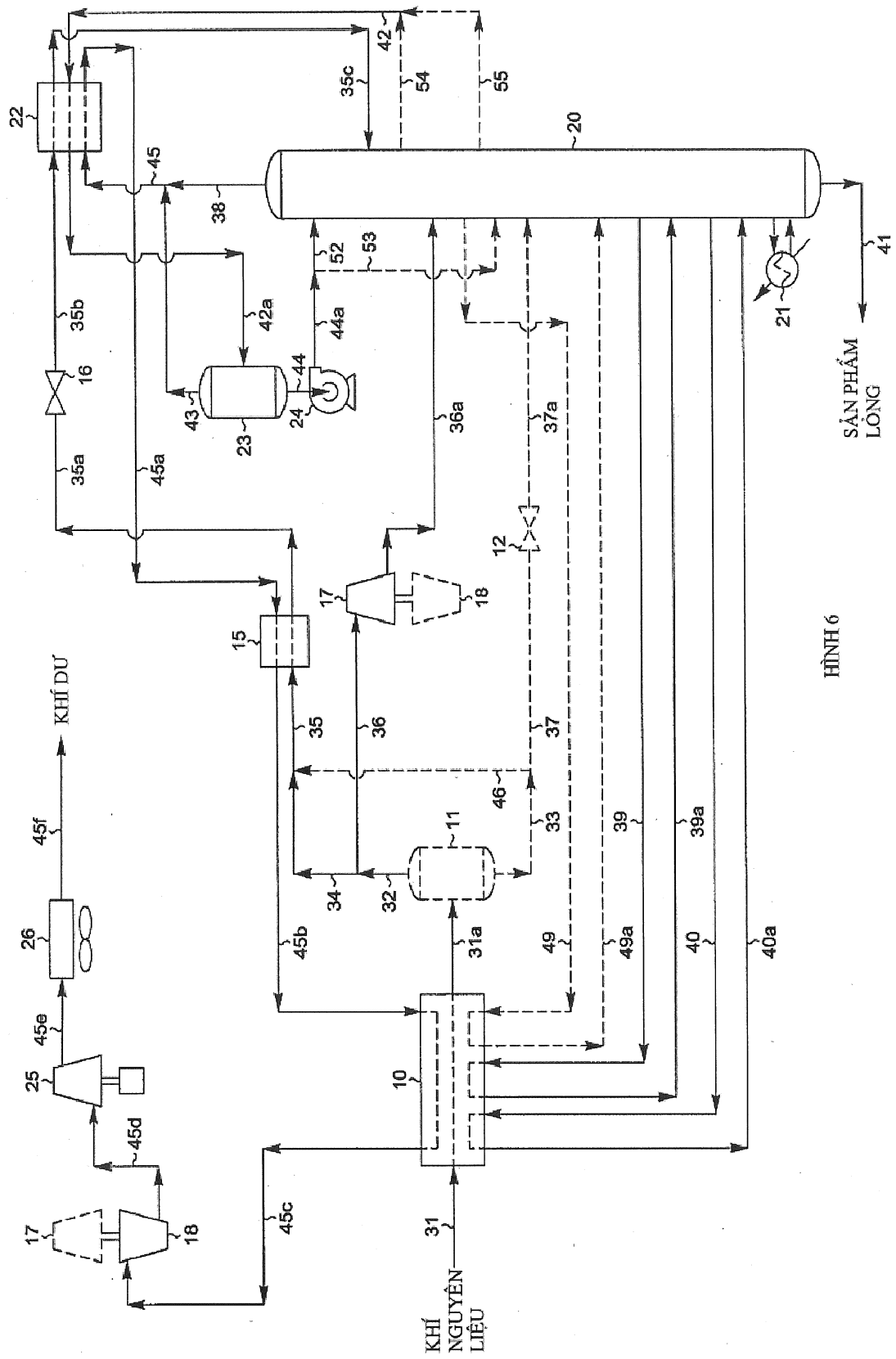




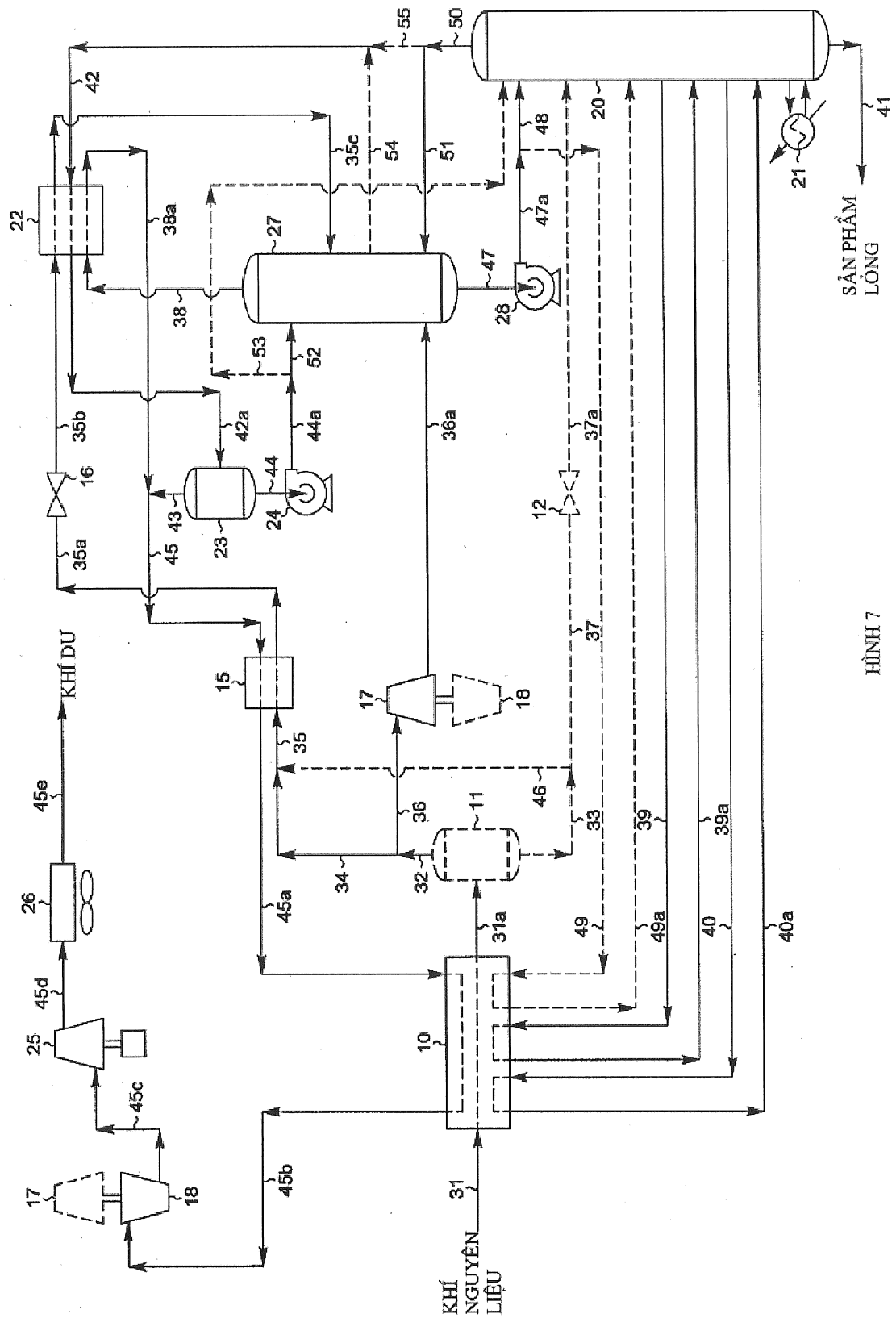
HÌNH 4



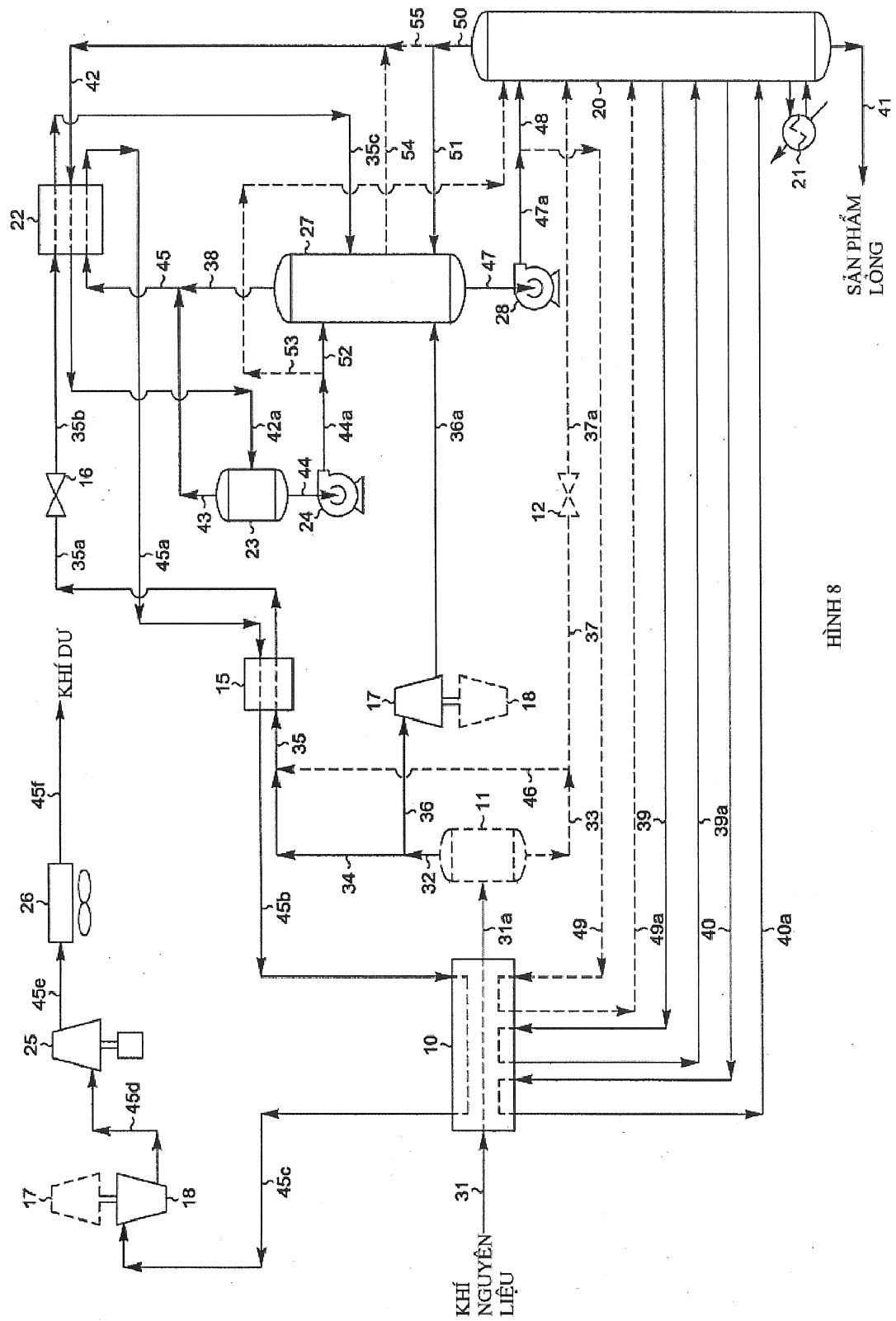
HÌNH 5



HÌNH 6



HÌNH 7



HÌNH 8