



(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)



1-0024138

(51)⁷ C07C 7/08; B01J 19/24; C07C 11/167

(13) B

(21) 1-2015-01892

(22) 15/10/2013

(86) PCT/US2013/065056 15/10/2013

(87) WO2014/070447 08/05/2014

(30) 61/720,038 30/10/2012 US

(45) 25/06/2020 387

(43) 25/08/2015 329A

(73) LUMMUS TECHNOLOGY INC. (US)

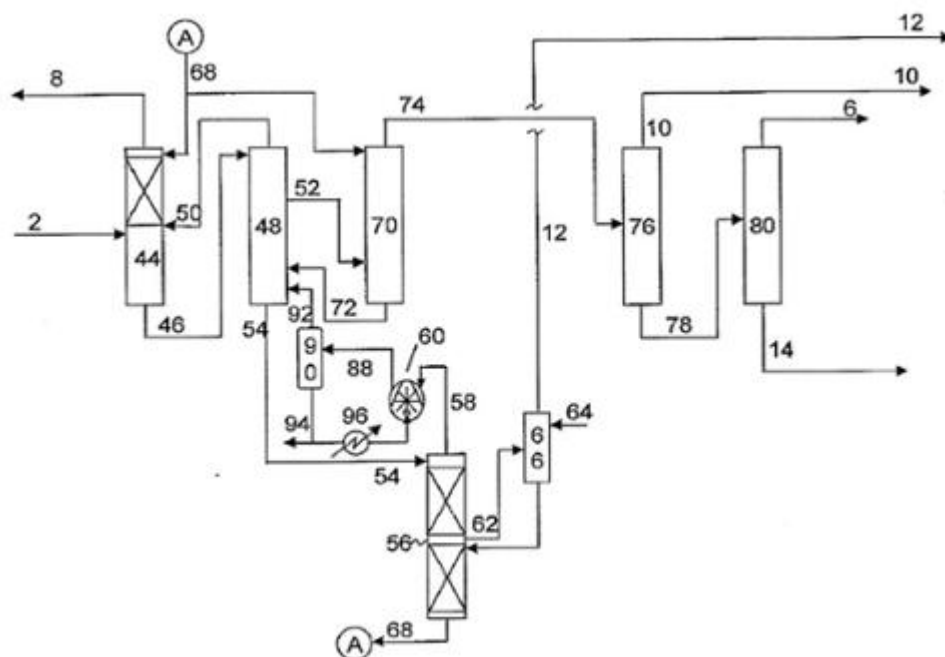
1515 Broad Street, Bloomfield, NJ 07003-3096, United States of America

(72) SCHWINT, Kevin, John (US); BRUMMER, Robert, J. (US).

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

(54) QUY TRÌNH VÀ HỆ THỐNG THU HỒI 1,3-BUTADIEN TỪ PHÂN ĐOẠN C₄

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình và hệ thống để thu hồi 1,3-butadien từ phân đoạn C₄, trong đó quy trình chiết butadien có thể vận hành ở áp suất trung gian bằng cách sử dụng máy nén kiểu vòng. Việc sử dụng máy nén kiểu vòng, trong số các phương án quy trình được thực hiện ở đây, có thể giảm một cách có lợi vốn đầu tư cơ bản và chi phí sản xuất, tương tự với phương án không sử dụng máy nén, trong lúc đó làm giảm được các rủi ro đi kèm với nhiệt độ và áp suất vận hành cao hơn đi kèm với phương án không sử dụng máy nén. Do đó, các phương án về quy trình và hệ thống được bộc lộ ở đây bao gồm các dấu hiệu tốt nhất của thiết kế thông thường (áp suất thấp, có máy nén) cùng với các lợi ích của thiết kế không sử dụng máy nén (vốn đầu tư cơ bản và chi phí sản xuất thấp), cũng như các lợi ích khác duy nhất của hệ thống được bộc lộ ở đây.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình thu hồi butadien từ dòng hydrocacbon hỗn hợp. Cụ thể hơn, sáng chế đề cập đến quy trình chiết butadien cải tiến, trong đó thiết bị tách khí vận hành ở áp suất trung gian. Ngoài ra, sáng chế còn đề cập đến hệ thống thu hồi butadien từ dòng hydrocacbon hỗn hợp.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Butadien là một hóa chất cơ bản quan trọng và được sử dụng, ví dụ, để điều chế cao su tổng hợp (polyme đồng nhất butadien, cao su styren-butadien hoặc cao su nitril) hoặc để điều chế trime nhiệt dẻo (copolyme acrylonitril-butadien-styren). Butadien còn được chuyển hóa thành sulfolan, cloropren và 1,4-hexametylendiamin (qua 1,4-diclobuten và adiponitril). Quá trình dime hóa butadien còn tạo ra vinylxyclohexen mà có thể được tách hydro để tạo ra styren.

Butadien có thể được điều chế từ hydrocacbon no bằng quy trình tinh chế hoặc bằng quy trình cracking nhiệt (cracking bằng hơi nước), trong trường hợp này naphta thường được sử dụng làm nguyên liệu thô. Trong quá trình tinh chế hoặc cracking naphta bằng hơi nước, thu được hỗn hợp bao gồm metan, etan, eten, axetylen, propan, propen, propyn, alen, buten, butadien, butyn, metylalen, hydrocacbon có 4 nguyên tử cacbon (C_4 hydrocacbon) và hydrocacbon có nhiều hơn 4 nguyên tử cacbon.

Vì có sự chênh lệch nhỏ về độ bay hơi tương đối của thành phần phần cất C_4 , việc thu được 1,3-butadien từ phần cất C_4 là một vấn đề phức tạp trong quá trình chưng cất. Do đó, quy trình tách được thực hiện bằng cách cất chiết, nghĩa là tiến hành chưng cất kết hợp bổ sung dung môi chiết có điểm sôi sao hơn điểm sôi của hỗn hợp cần được tách và làm tăng sự chênh lệch về độ bay hơi tương đối của các thành phần cần được tách. Việc sử dụng dung môi chiết thích hợp cho phép thu được phân đoạn 1,3-butadien thô từ phần cất C_4 nhờ phương pháp cất chiết, và sau đó phân đoạn này được tinh chế tiếp trong cột chưng cất tinh chế.

Các quy trình thu hồi butadien thường sử dụng hệ cất chiết có 3 hoặc 4 cột để tách dòng C_4 hỗn hợp thành các phân đoạn sản phẩm, ví dụ, bao gồm dòng sản phẩm

nhẹ/butan/buten (Raffinat-1), sản phẩm butadien thô, mà có thể được đưa đến hệ thống chưng cất thông thường để tinh chế tiếp, và dòng C₃ axetylen (propyn) và C₄ axetylen, mà có thể được đưa đến thiết bị hydro hóa chọn lọc.

Trong trường hợp này, cụm từ “1,3-butadien thô” được dùng để chỉ hỗn hợp hydrocacbon thu được từ phần cất C₄ từ đó ít nhất 90% tổng trọng lượng butan và buten, tốt hơn là ít nhất 98% tổng trọng lượng butan và buten, tốt hơn nữa là ít nhất 99% tổng trọng lượng butan và buten, và đồng thời ít nhất 90% trọng lượng C₄ axetylen, tốt hơn là ít nhất 96% trọng lượng C₄ axetylen, tốt hơn nữa là ít nhất 99% trọng lượng C₄ axetylen, được tách ra. Thông thường, 1,3-butadien thô chứa sản phẩm 1,3-butadien với lượng bằng ít nhất 80% trọng lượng, tốt hơn là 90% trọng lượng, tốt hơn nữa là lớn hơn 95% trọng lượng, còn lại là tạp chất. Do đó, cụm từ “1,3-butadien tinh khiết” được dùng để chỉ hỗn hợp hydrocacbon chứa sản phẩm 1,3-butadien có mặt với lượng bằng ít nhất 98% trọng lượng, tốt hơn là ít nhất 99,5% trọng lượng, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 99,7 đến 99,9% trọng lượng, còn lại là tạp chất.

Các quy trình thông thường để thu hồi butadien từ dòng C₄ hỗn hợp bao gồm quy trình cất chiết có thể sử dụng dung môi chọn lọc. Ví dụ về quy trình cất chiết đã biết là các quy trình được mô tả trong các patent Mỹ số 7,692,053, 7,393,992, 7,482,500, 7,226,527, 4,310,388, và 7,132,038.

Quy trình cất chiết được mô tả trong các patent nêu trên thường thuộc một trong hai loại, quy trình vận hành ở áp suất thấp thông thường có sử dụng máy nén hoặc quy trình “không sử dụng máy nén” vận hành ở áp suất cao, như được bộc lộ trong patent Mỹ số 7,692,053.

Thiết kế không sử dụng máy nén có lợi ở chỗ vốn đầu tư cơ bản thấp, phương án thiết kế này hoàn toàn không sử dụng máy nén khí tái tuần hoàn. Tuy nhiên, phương án này lại có một số bất lợi. Ví dụ, đối với thiết kế không sử dụng máy nén, thiết bị tách khí có thể được vận hành ở áp suất đỉnh thấp bằng khoảng 4,21kg/cm², hơi cao hơn áp suất của hệ cất chiết (bao gồm tháp rửa khí chính, thiết bị tinh cất và thiết bị rửa sau). Do đó, thiết bị tách khí vận hành nhiệt độ cao hơn tương ứng: khoảng 148°C ở đỉnh của thiết bị tách khí và khoảng 193°C ở đáy của thiết bị tách khí. Ngược lại, thiết bị tách khí theo thiết kế thông thường có thể được vận hành ở áp suất đỉnh

thấp chỉ bằng $0,7\text{kg/cm}^2$, và ở nhiệt độ thấp hơn nhiều: khoảng 105°C ở đỉnh của thiết bị tách khí và khoảng 149°C ở đáy của thiết bị tách khí.

Ở thiết kế không sử dụng máy nén, nhiệt độ của thiết bị tách khí cao hơn khoảng 44°C gây ra hai bất lợi khác biệt. Thứ nhất, vinyl xyclohexen (VCH, hoặc butadien dime) tăng cùng với sự tăng nhiệt độ và dime cao hơn làm giảm hiệu suất và mức độ đóng cấu trong thiết bị có thể cao hơn. Thứ hai, khả năng có rủi ro lớn hơn do có nồng độ C_4 axetylen cao ở nhiệt độ và áp suất vận hành cao hơn. Để làm giảm rủi ro này, nồng độ vinyl axetylen trong thiết bị tách khí phải được duy trì ở mức thấp hơn (dưới 20% mol). Tuy nhiên, việc giới hạn nồng độ vinyl axetylen có thể dẫn đến thất thoát thêm nữa 1,3-butadien, và do đó đạt hiệu suất thấp hơn.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Hiện nay, đã nhận thấy rằng các quy trình chiết butadien có thể được vận hành ở áp suất trung gian bằng cách sử dụng máy nén kiểu vòng (ring type compressor). Việc sử dụng máy nén kiểu vòng, trong số các phương án quy trình khác ở đây, có thể giảm một cách có lợi vốn đầu tư cơ bản và chi phí sản xuất, tương tự với phương án không sử dụng máy nén, trong lúc đó làm giảm được các rủi ro đi kèm với nhiệt độ và áp suất vận hành cao hơn đi kèm với phương án không sử dụng máy nén. Do đó, các phương án về quy trình được bộc lộ ở đây bao gồm các đặc điểm tốt nhất của thiết kế thông thường (áp suất thấp, có máy nén) cùng với các ích lợi của thiết kế không sử dụng máy nén (vốn đầu tư cơ bản và chi phí sản xuất), cũng như các ích lợi khác duy nhất đối với các hệ thống thiết bị được bộc lộ ở đây.

Mục đích của sáng chế là đề cập đến quy trình thu hồi 1,3-butadien từ phân đoạn C_4 . Quy trình này có thể bao gồm các bước: nạp phân đoạn hydrocacbon chứa butan, buten, 1,2-butadien, 1,3-butadien, C_4 axetylen, C_3 axetylen, và C_{5+} hydrocacbon vào hệ cất chiết; cho phân đoạn hydrocacbon này tiếp xúc với dung môi trong hệ cất chiết để hòa tan chọn lọc một phần phân đoạn hydrocacbon; thu hồi phân đoạn hơi chứa phần thứ nhất của butan và buten từ hệ cất chiết; thu hồi phân đoạn dung môi giàu chứa 1,3-butadien, 1,2-butadien, C_4 axetylen, C_3 axetylen, C_{5+} hydrocacbon, và phần thứ hai của butan và buten; nạp phân đoạn dung môi giàu vào thiết bị tinh cất để ít nhất tách khí một phần dung môi giàu; thu hồi phần thứ hai của butan và buten ra

khởi thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn đỉnh; thu hồi C_3 và C_4 axetylen, 1,3-butadien, 1,2-butadien, và C_{5+} hydrocacbon ra khỏi thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn cất phụ; thu hồi dung môi đã tách khí một phần chứa 1,2-butadien và C_4 axetylen ra khỏi thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn đáy; nạp ít nhất một phần dung môi đã tách khí một phần vào thiết bị tách khí để tiếp tục tách khí dung môi; thu hồi phân đoạn đỉnh chứa ít nhất một trong số các hợp chất C_4 axetylen và 1,2-butadien ra khỏi thiết bị tách khí; thu hồi phân đoạn cất phụ chứa C_4 axetylen ra khỏi thiết bị tách khí; thu hồi phân đoạn đáy chứa dung môi đã tách khí ra khỏi thiết bị tách khí; nén phân đoạn đỉnh của thiết bị tách khí bằng cách sử dụng máy nén kiểu vòng; và tái tuần hoàn ít nhất một phần phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí vào thiết bị tinh cất.

Theo khía cạnh khác, các phương án được bộc lộ ở đây đề cập đến hệ thống thu hồi 1,3-butadien từ phân đoạn C_4 . Hệ thống này có thể bao gồm: ống dẫn để nạp phân đoạn hydrocacbon chứa butan, buten, 1,2-butadien, 1,3-butadien, C_4 axetylen, C_3 axetylen, và C_{5+} hydrocacbon vào hệ cất chiết; hệ cất chiết để phân đoạn hydrocacbon tiếp xúc với dung môi trong hệ cất chiết để hòa tan chọn lọc một phần phân đoạn hydrocacbon; ống dẫn để thu hồi phân đoạn hơi chứa phần thứ nhất của butan và buten từ hệ cất chiết; ống dẫn để thu hồi phân đoạn dung môi giàu chứa 1,3-butadien, 1,2-butadien, C_4 axetylen, C_3 axetylen, C_{5+} hydrocacbon, và phần thứ hai của butan và buten; ống dẫn để nạp phân đoạn dung môi giàu vào thiết bị tinh cất; thiết bị tinh cất để ít nhất tách khí một phần dung môi giàu; ống dẫn để thu hồi phần thứ hai của butan và buten từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn đỉnh; ống dẫn để thu hồi C_3 và C_4 axetylen, 1,3-butadien, 1,2-butadien, và C_{5+} hydrocacbon từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn cất phụ; ống dẫn để thu hồi dung môi đã tách khí một phần chứa 1,2-butadien và C_4 axetylen từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn đáy; ống dẫn để nạp ít nhất một phần dung môi đã tách khí một phần vào thiết bị tách khí; thiết bị tách khí để tiếp tục tách khí dung môi; ống dẫn để thu hồi phân đoạn đỉnh chứa ít nhất một trong số các hợp chất C_4 axetylen và 1,2-butadien từ thiết bị tách khí; ống dẫn để thu hồi phân đoạn cất phụ chứa C_4 axetylen từ thiết bị tách khí; ống dẫn để thu hồi phân đoạn đáy chứa dung môi đã tách khí từ thiết bị tách khí; máy nén kiểu vòng để nén phân đoạn đỉnh của thiết bị tách khí; và ống dẫn để tái tuần hoàn ít nhất một phần phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí vào thiết bị tinh cất.

Các khía cạnh và lợi ích khác sẽ là hiển nhiên từ phần mô tả dưới đây và các yêu cầu bảo hộ đính kèm.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là sơ đồ khối đơn giản của quy trình để thu hồi butadien theo các phương án được mô tả ở đây.

Fig.2 là sơ đồ khối đơn giản của quy trình để thu hồi butadien theo các phương án được mô tả ở đây.

Fig.3 là sơ đồ khối đơn giản của quy trình để thu hồi butadien theo các phương án được mô tả ở đây.

Fig.4 là sơ đồ khối đơn giản của quy trình để thu hồi butadien theo các phương án được mô tả ở đây.

Như đã nêu, các sơ đồ khối từ Fig.1 đến Fig.4 trên đây đã được đơn giản hóa, và không minh họa bơm, van, van điều khiển, bộ lọc, nồi đun lại, thiết bị ngưng tụ, và thiết bị khác thường đi kèm với cột chưng cất và hệ thống vận hành khai thác hóa dầu nói chung, và người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này sẽ hiểu việc này dựa trên các hình và phần mô tả chi tiết dưới đây.

Fig.5 là sự so sánh phần trăm bay hơi so với năng suất nồi đun lại dưới dạng hàm của nhiệt độ ở hai giá trị áp suất khác nhau.

Mô tả chi tiết sáng chế

Sáng chế đề cập đến quy trình thu hồi butadien từ dòng C₄ hydrocacbon hỗn hợp. Cụ thể hơn, sáng chế đề cập đến việc cải thiện sự hoạt động và tính kinh tế của quy trình chiết butadien bằng cách sử dụng áp suất trung gian và máy nén kiểu vòng.

Phân đoạn C₄ được sử dụng làm hỗn hợp nguyên liệu ban đầu trong quy trình này là hỗn hợp bao gồm các hydrocacbon chủ yếu có 4 nguyên tử cacbon trong mỗi phân tử. Thu được phân đoạn C₄, ví dụ, trong quá trình điều chế etylen và/hoặc propylen bằng cách cracking nhiệt hoặc xúc tác phần cắt dầu mỏ, như khí dầu mỏ hóa

lỏng, naphta nhẹ hoặc dầu gazoin. Phân đoạn C_4 cũng có thể thu được bằng cách tách hydro xúc tác (tách hydro oxy hóa và/hoặc tách hydro không oxy hóa) n-butan và/hoặc n-buten. Phân đoạn C_4 tạo ra thường bao gồm butan, n-buten, isobuten, 1,3-butadien và các lượng nhỏ C_3 và C_5 hydrocacbon, bao gồm metylaxetylen, cũng như butyn, cụ thể là 1-butyn (etylaxetylen) và butenyn (vinylaxetylen). Nói chung, hàm lượng 1,3-butadien nằm trong khoảng từ 5 đến 80% trọng lượng. Ví dụ, thiết bị cracking hoặc thiết bị CATADIENE có thể chứa butadien với lượng nằm trong khoảng từ 15 đến 17% trọng lượng. Các dòng nguyên liệu C_4 hỗn hợp khác có thể chứa lượng butadien lớn hơn hoặc nhỏ hơn. Khi có mặt trong dòng nguyên liệu hỗn hợp, vinylaxetylen có thể được hydro hóa chọn lọc thành sản phẩm 1,3-butadien mong muốn trước khi nạp dòng C_4 hỗn hợp vào thiết bị chiết butadien. Theo một số phương án, dòng C_4 hydrocacbon hỗn hợp có thể được tạo ra, ví dụ, bằng cách ít nhất sử dụng một trong số các quy trình cracking, tách hydro oxy hóa, và tách hydro không oxy hóa dòng hydrocacbon C_4 chứa butan trong một hoặc nhiều thiết bị phản ứng tách hydro để tạo ra sản phẩm dòng khí sản phẩm chứa butan, buten, và butadien.

Phân đoạn hydrocacbon được mô tả trên đây, chứa butan, buten, 1,2-butadien, 1,3-butadien, C_4 axetylen, C_3 axetylen, và C_{5+} hydrocacbon, được nạp vào thiết bị chiết butadien để tách và thu hồi các hydrocacbon khác nhau, bao gồm một hoặc nhiều phân đoạn nhẹ/butan/buten (thường được gọi là sản phẩm Raffinat-1), phân đoạn 1,3-butadien, phân đoạn C_3 axetylen (propyn), phân đoạn C_4 axetylen, mà có thể bao gồm một phần 1,2-butadien, và các phân đoạn nặng, mà có thể bao gồm một phần 1,2-butadien và C_{5+} hydrocacbon. Theo một số phương án, các dime của butadien có thể được tạo ngược dòng trong thiết bị chiết butadien hoặc trong quá trình xử lý phân đoạn hydrocacbon trong thiết bị chiết butadien. Thành phần vinylxyclohexen có thể được thu hồi cùng với phân đoạn nặng, hoặc có thể được thu hồi dưới dạng phân đoạn riêng rẽ chứa vinylxyclohexen.

Nhận thấy rằng quy trình chiết butadien có thể được cải thiện bằng cách sử dụng máy nén kiểu vòng để nén ít nhất một phần phân đoạn đỉnh từ thiết bị tách khí. Fig.1 minh họa sơ đồ khối của quy trình đã được đơn giản hóa để thu hồi butadien theo các phương án được mô tả ở đây. Nguyên liệu hydrocacbon hỗn hợp 2, bao gồm các hydrocacbon như butan, buten, 1,2-butadien, 1,3-butadien, metyl axetylen, vinyl

axetylen, và C_5+ hydrocacbon, có thể được nạp vào hệ làm bay hơi nguyên liệu (không thể hiện) để làm bay hơi nguyên liệu hydrocacbon hỗn hợp. Sau đó, nguyên liệu đã làm bay hơi được nạp vào cột rửa chính 44. Trong cột rửa chính 44, nguyên liệu đã làm bay hơi được tiếp xúc với dung môi, và butan và buten được tách ra khỏi 1,3-butadien, 1,2-butadien, metyl axetylen, vinyl axetylen, và C_5+ hydrocacbon dễ tan hơn.

Dung môi có thể được sử dụng trong quy trình như được minh họa trên Fig.1 có thể bao gồm butyrolacton, nitril như axetonitril, propionitril, metoxypropionitril, keton như axeton, furfural, amit béo thấp được thế N-alkyl như dimetylformamit, dietylformamit, dimetylaxetamit, dietylaxetamit, N-formylmorpholin, amit vòng được thế N-alkyl (lactam) như N-alkylpyrrolidon, đặc biệt là N-metylpyrrolidon (NMP). Theo một số phương án, amit béo thấp được thế alkyl hoặc amit vòng được thế N-alkyl, dimetylformamit, axetonitril, furfural hoặc NMP được sử dụng.

Theo một số phương án, cũng có thể sử dụng hỗn hợp bao gồm các dung môi chiết này với các dung môi chiết khác, ví dụ hỗn hợp bao gồm NMP và axetonitril, hỗn hợp bao gồm các dung môi chiết này với đồng dung môi và/hoặc tert-butyl ete, ví dụ metyl tert-butyl ete, etyl tert-butyl ete, propyl tert-butyl ete, n- hoặc isobutyl tert-butyl ete. Theo các phương án khác, NMP có thể trong dung dịch nước, với hàm lượng nước nằm trong khoảng từ 0 đến 20% trọng lượng, hoặc hàm lượng nước nằm trong khoảng từ 7 đến 10%, hoặc hàm lượng nước nằm trong khoảng từ 8 đến 8,5% theo các phương án khác.

Butan và buten được thu hồi từ cột rửa chính 44 dưới dạng phân đoạn đỉnh 8 (Raffinat 1). Dung môi giàu, chứa hydrocacbon hòa tan, được thu hồi từ cột rửa chính 44 dưới dạng phân đoạn đáy 46.

Sau đó, phân đoạn đáy 46 được nạp vào thiết bị tinh cất 48 để ít nhất tách khí một phần dung môi giàu. Butan và buten hòa tan bất kỳ, cũng như các thành phần nhẹ khác có thể được thu hồi từ thiết bị tinh cất 48 dưới dạng phân đoạn đỉnh 50, mà có thể được tái tuần hoàn để xử lý lại trong cột rửa chính 44. Metyl axetylen và butadien, bao gồm cả 1,2-butadien và 1,3-butadien, và C_5+ hydrocacbon có thể được thu hồi từ thiết bị tinh cất 48 dưới dạng dòng cất phụ 52, và dung môi đã tách khí, có thể chứa các thành phần C_4 khác bao gồm 1,2-butadien, 1-butylen, và vinyl axetylen, có thể được thu

hồi từ thiết bị tinh cất 48 dưới dạng phân đoạn đáy 54.

Phân đoạn đáy 54 có thể được nạp vào thiết bị tách khí 56, để tách dung môi, thành phần C_4 cuốn theo, và phân đoạn C_4 axetylen, mà có thể còn bao gồm 1,2-butadien. Hơi C_4 có thể được thu hồi từ thiết bị tách khí và cột làm nguội 56 dưới dạng phân đoạn đỉnh 58, mà có thể được nén nhờ máy nén kiểu vòng 60.

máy nén kiểu vòng 60 thực hiện hai chức năng: nén phân đoạn đỉnh của thiết bị tách khí và làm nguội khí đã nén trước khi tái tuần hoàn vào thiết bị tinh cất 48. Sau khi nén, một phần khí đã nén có thể được tái tuần hoàn vào thiết bị tinh cất 48. Theo một số phương án, phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí có thể được thu hồi qua dòng chảy 88 và nạp vào thiết bị tách 90 để tách khí ngưng tụ bất kỳ. Sau đó, phân đoạn hơi thu hồi từ thiết bị tách 90 có thể được tái tuần hoàn qua dòng chảy 92 vào thiết bị tinh cất 48. Phân đoạn ngưng tụ có thể được thu hồi từ thiết bị tách 90 qua dòng chảy 94, ít nhất một phần phân đoạn này có thể được làm nguội nhờ thiết bị trao đổi nhiệt 96 và tái tuần hoàn vào máy nén kiểu vòng 60.

Phân đoạn vinyl axetylen có thể được lấy ra khỏi thiết bị tách khí 56 dưới dạng phân đoạn cát phụ 62, rửa bằng nước đưa vào qua dòng 64 trong thiết bị rửa axetylen 66, và thu hồi dưới dạng phân đoạn vinyl axetylen 12. Dung môi đã tách khí có thể được thu hồi từ thiết bị tách khí 56 dưới dạng phân đoạn đáy 68 để tái tuần hoàn và nạp vào cột rửa chính 44 và cột rửa sau 70, tại đó hydrocacbon trong phân đoạn cát phụ 52 có thể được tách ra khỏi dung môi. Dung môi có thể được thu hồi từ cột rửa sau 70 dưới dạng phân đoạn đáy 72 và tái tuần hoàn vào thiết bị tinh cất 48, và dòng sản phẩm butadien thô có thể được thu hồi từ cột rửa sau 70 dưới dạng phân đoạn đỉnh 74.

Sản phẩm butadien thô (phân đoạn đỉnh 74) ra khỏi bộ phận cất chiết và sau đó được nạp vào cột chưng cất metyl axetylen 76, tại đó metyl axetylen được thu hồi dưới dạng phân đoạn đỉnh 10. Phân đoạn đỉnh 78 chứa 1,3-butadien, 1,2-butadien, và hydrocacbon nặng hơn, và được nạp vào tháp tách chiết butadien 80. 1,3-Butadien có độ tinh khiết lớn hơn 99,6% được thu hồi từ cột butadien 80 dưới dạng phân đoạn đỉnh 6, và 1,2-butadien và các chất nặng hơn được thu hồi dưới dạng phân đoạn đáy 14.

Theo một số phương án, có thể cần hydro hóa axetylen trong các phân đoạn 10, 12 để tạo ra thêm olefin và dien. Ngoài ra hoặc theo cách khác, có thể cần sử dụng cột tách dầu xanh để thu hồi oligome của butadien (vinyl xyclohexan) và oligome của thành phần olefin khác trong dòng nguyên liệu hydrocacbon có thể tạo ra trong các quá trình tách nêu trên.

Fig.2 minh họa sơ đồ khối được đơn giản hóa đối với quy trình thu hồi 1,3-butadien theo các phương án được mô tả ở đây, tại đó sự đánh số tương tự mô tả các phần tương tự. Trong phương án này, phân đoạn đáy được thu hồi từ thiết bị tinh cất 48 qua dòng chảy 54 có thể được gia nhiệt bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp trước khi nạp vào thiết bị tách khí 56, như nhờ thiết bị trao đổi nhiệt 98. Việc gia nhiệt phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất có thể làm bay hơi một phần khí hòa tan còn lại, như 1,2-butadien hoặc C_4 axetylen. Trước khi nạp phân đoạn đáy gia nhiệt của thiết bị tinh cất vào thiết bị tách khí, các phân đoạn đáy đã gia nhiệt này có thể được nạp vào trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí để tách pha phần bay hơi ra khỏi phần chất lỏng của dòng chảy thoát được thu hồi từ thiết bị gia nhiệt 98. Sau đó, pha lỏng có thể được thu hồi từ trống nguyên liệu 16 và nạp qua dòng chảy 18 vào thiết bị tách khí 56 và xử lý như được mô tả trên Fig.1 nêu trên. Sau đó, pha hơi thu hồi từ trống nguyên liệu 16 qua dòng chảy 40 có thể được phối hợp với phân đoạn hơi đã nén của dòng chảy 92 để tái tuần hoàn vào thiết bị tinh cất 48.

Trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí có thể vận hành ở áp suất hơi cao hơn áp suất lên mặt đáy của thiết bị tinh cất 48, cho phép pha hơi thu hồi từ trống nguyên liệu 16 chảy tự do ngược trở lại thiết bị tinh cất 48 mà không cần nén lại hơi. Một số dòng nhiệt cấp được thêm vào qua bộ trao đổi 98, do đó, được cho quay trở lại thiết bị tinh cất 48 ở dạng hơi bay hơi. Việc tái tuần hoàn khí từ trống 16 vào thiết bị tinh cất 48 ở nhiệt độ tăng nhẹ, do đó, có thể bổ sung nhiệt vào thiết bị tinh cất 48, và có thể tạo ra sự tách khí sơ bộ thêm nữa ở phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất 48, góp phần vào nhu cầu tách khí thấp hơn nói chung trong thiết bị tách khí 56.

Trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí có thể là bình tách, hoặc như được minh họa, có thể tích hợp với thiết bị tách khí 56, tạo ra kết cấu một bình duy nhất. Việc tích hợp trống nguyên liệu và thiết bị tách khí thành một bình duy nhất có thể làm giảm vốn đầu tư cơ bản. Bằng cách lắp đặt trống nguyên liệu 16 phía trên hoặc trên

đỉnh của thiết bị tách khí 56, pha lỏng trong trống nguyên liệu có thể dễ dàng chảy vào phần đỉnh của thiết bị tách khí mà không cần bơm bổ sung. Do đó, một phần dòng nhiệt cấp từ bộ trao đổi 98 cũng chảy vào thiết bị tách khí 56 ở dạng nhiệt cảm biến có mặt trong chất lỏng không bay hơi nạp vào thiết bị tách khí 56 qua dòng chảy 18.

Nói chung, việc sử dụng bộ trao đổi 98 và tách pha trong trống 16 có thể tạo ra hai giai đoạn bay hơi, trong trống nguyên liệu 16 và thiết bị tách khí 56, tại đó trống nguyên liệu 16 có thể được vận hành ở áp suất lớn hơn áp suất của thiết bị tách khí 56. Việc sử dụng quy trình tách hai giai đoạn có thể tách khí C_4 hiệu quả hơn, cải thiện quá trình tách hydrocacbon C_4 ra khỏi dung môi. Hơn nữa, khí hòa tan bị tách trong trống nguyên liệu 16 và được thu hồi qua dòng chảy 40 ở mức áp suất cao hơn, và không cần nén lại để tái tuần hoàn vào thiết bị tinh cất 48.

Thiết bị tách khí 56 có thể được vận hành ở áp suất thấp hơn áp suất của thiết bị tinh cất 56, nhưng chỉ khí được thu hồi qua dòng chảy 58 mới cần nén lại. Kết quả là, máy nén kiểu vòng 60 có thể được đánh giá để giải thích nguyên nhân dòng hơi giảm và yêu cầu nén giảm, làm giảm chi phí cơ bản và chi phí sản xuất. Ví dụ, theo một số phương án, tỷ lệ của năng suất dòng hơi của phân đoạn đỉnh đã tách khí của thiết bị tách khí (dòng 92) và năng suất dòng hơi của pha hơi được thu hồi từ trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí (dòng có thể nằm trong khoảng từ 0,1:1 đến 1:1; nằm trong khoảng từ 0,2:1 đến 0,8:1 theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ 0,25:1 đến 0,5:1 theo các phương án khác nữa.

Fig.3 minh họa sơ đồ khối được đơn giản hóa đối với quy trình thu hồi 1,3-butadien theo các phương án được mô tả ở đây, tại đó sự đánh số tương tự mô tả các phần tương tự. Trong phương án này, phân đoạn đáy được thu hồi từ thiết bị tinh cất 48 qua dòng chảy 54 có thể được gia nhiệt bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp trước khi nạp vào thiết bị tách khí 56, như nhờ các thiết bị trao đổi nhiệt 4, 98, để làm bay hơi một phần khí hòa tan còn lại, như 1,2-butadien hoặc C_4 axetylen. Bộ trao đổi nhiệt 4 có thể được sử dụng để thu hồi nhiệt từ phân đoạn đỉnh 68 thu hồi từ thiết bị tách khí 56. Sau đó, bộ trao đổi nhiệt 98 có thể được sử dụng để gia nhiệt thêm phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất trước khi xử lý phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất đã làm bay hơi một phần trong trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí và xử lý như được mô tả trên đây đối với Fig.2.

Về Fig.4 minh họa sơ đồ khối được đơn giản hóa đối với quy trình thu hồi 1,3-butadien theo các phương án được mô tả ở đây, tại đó sự đánh số tương tự mô tả các phần tương tự. Trong phương án này, phần chất lỏng được thu hồi từ trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí qua dòng chảy 18 được gia nhiệt bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ trao đổi nhiệt 30 để tạo ra nhiệt bổ sung cho nguyên liệu của thiết bị tách khí mà sau đó được xử lý như được mô tả trên đây.

Như được thảo luận trên đây trên Fig.2-4, phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất có thể được gia nhiệt bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp bằng cách sử dụng các bộ trao đổi 4, 98. Theo một số phương án, bộ trao đổi 98 có thể được sử dụng môi trường trao đổi nhiệt, như nước, hơi, hoặc chất lỏng trao đổi nhiệt hữu cơ tổng hợp, như DOWTHERM hoặc chất lỏng khác đã biết đối chuyên gia trong lĩnh vực này. Có thể cần thiết loại trừ sự bay hơi trong bộ trao đổi nhiệt và đường ống có liên quan, ưu tiên làm bay hơi trong trống nguyên liệu 16 hoặc thiết bị tách khí 56 để giảm thiểu hoặc ngăn ngừa sự đóng cáu. Do đó, theo một số phương án, các bộ trao đổi nhiệt 4, 98 có thể là thiết bị gia nhiệt không làm bay hơi.

Trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí có thể được vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ $3,5\text{kg/cm}^2$ đến $5,5\text{kg/cm}^2$ theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 4kg/cm^2 đến 5kg/cm^2 theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ $4,25\text{kg/cm}^2$ đến $4,75\text{kg/cm}^2$ theo các phương án khác nữa, như khoảng $4,5\text{kg/cm}^2$. Trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí có thể được vận hành ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 110°C đến 150°C theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 120°C đến 140°C theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ 125°C đến 135°C theo các phương án khác nữa, như khoảng 130°C .

Thiết bị tách khí 56 có thể được vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ $1,5\text{kg/cm}^2$ đến $3,5\text{kg/cm}^2$ theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 2kg/cm^2 đến 3kg/cm^2 theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ $2,25\text{kg/cm}^2$ đến $2,75\text{kg/cm}^2$ theo các phương án khác nữa, như nằm trong khoảng từ $2,3\text{kg/cm}^2$ đến $2,5\text{kg/cm}^2$. Thiết bị tách khí 56 có thể được vận hành ở nhiệt độ đỉnh thấp nằm trong khoảng từ 100°C đến 150°C theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 110°C đến 140°C theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ 120°C đến 130°C theo các phương án khác nữa, như khoảng 125°C . Thiết bị tách khí 56 có thể được vận hành ở nhiệt độ đáy

thấp nằm trong khoảng từ 150°C đến 200°C theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 160°C đến 190°C theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ 170°C đến 180°C theo các phương án khác nữa, như khoảng 175°C.

Thiết bị tinh cất 48 có thể được vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 3kg/cm² đến 5kg/cm² theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 3,5kg/cm² đến 4,5kg/cm² theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ 4kg/cm² đến 4,5kg/cm² theo các phương án khác nữa, như nằm trong khoảng từ 4,1kg/cm² đến 4,2kg/cm². Thiết bị tinh cất 48 có thể được vận hành ở nhiệt độ đỉnh thấp nằm trong khoảng từ 40°C đến 90°C theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 50°C đến 80°C theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ 60°C đến 70°C theo các phương án khác nữa, như nằm trong khoảng từ 63 đến 68°C. Thiết bị tinh cất 48 có thể được vận hành ở nhiệt độ đáy thấp nằm trong khoảng từ 60°C đến 120°C theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 70°C đến 110°C theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ 75°C đến 100°C theo các phương án khác nữa, như nằm trong khoảng từ 80°C đến 95°C.

Nhiệt có thể được cấp vào thiết bị tinh cất bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp trong nồi đun lại bằng cách sử dụng môi trường gia nhiệt có nhiệt độ dưới 130°C. Ví dụ, môi trường gia nhiệt được sử dụng để gia nhiệt nồi đun lại của thiết bị tinh cất có thể có nhiệt độ vận hành nằm trong khoảng từ 80°C đến 130°C theo một số phương án; nằm trong khoảng từ 90°C đến 125°C theo các phương án khác; và nằm trong khoảng từ 100°C đến 120°C theo các phương án khác nữa. Theo một số phương án, môi trường trao đổi nhiệt được sử dụng trong nồi đun lại của thiết bị tinh cất có thể được kiểm soát sao cho nhiệt độ phía xử lý tăng ngang qua nồi đun lại nằm trong khoảng từ 5°C đến 15°C; và nằm trong khoảng từ 8°C đến 12°C theo các phương án khác, như delta bằng khoảng 10°C.

Bước tách khí hai pha được tạo ra trong trống nguyên liệu 16 của thiết bị tách khí và thiết bị tách khí 56, cũng như nhiệt được đưa vào thiết bị tinh cất 56 qua dòng hơi 40, 92 có thể cho phép nồi đun lại của thiết bị tinh cất vận hành ở phần trăm bay hơi thấp. Ví dụ, theo một số phương án, nồi đun lại của thiết bị tinh cất có thể vận hành có phần trăm bay hơi ngang qua nồi đun lại nằm trong khoảng từ 3% trọng lượng đến 9% trọng lượng; nằm trong khoảng từ 4% trọng lượng đến 8% trọng lượng theo các

phương án khác; và nằm trong khoảng từ 5% trọng lượng đến 7% trọng lượng theo các phương án khác nữa, như nằm trong khoảng từ 6% trọng lượng đến 6,5% trọng lượng. Sự phối hợp của phần trăm bay hơi thấp và nhiệt độ thấp (cả bên nóng và bên lạnh) có thể giảm đáng kể sự đóng cáu trong nồi đun lại của thiết bị tinh cất. Ngoài ra, phần trăm bay hơi thấp và đóng cáu giảm có thể cho phép nồi đun lại của thiết bị tinh cất là bộ trao đổi nhiệt kiểu thông thường, bao gồm bộ trao đổi nhiệt một dòng, ngược lại với bộ trao đổi nhiệt kiểu sự bay hơi bị hạn chế.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Quy trình để thu hồi butadien theo các phương án được mô tả ở đây, tương tự với quy trình được minh họa trên Fig.3, được so sánh với quy trình thông thường để thu hồi butadien (bằng cách sử dụng máy nén kiểu trục vít hoặc máy nén ly tâm cũng như cột làm nguội) và quy trình không sử dụng máy nén (còn bao gồm cột làm nguội) để thu hồi butadien, bằng cách sử dụng các điều kiện sau đây.

Đối với thiết kế không sử dụng máy nén, thiết bị tách khí được vận hành ở áp suất đỉnh thấp bằng $4,21\text{kg/cm}^2$, hơi cao hơn áp suất hệ cất chiết (thiết bị rửa chính, thiết bị tinh cất và thiết bị rửa sau). Do đó, thiết bị tách khí vận hành ở nhiệt độ cao hơn tương ứng: 148°C ở đỉnh thấp và 193°C ở đáy thấp.

Đối với quy trình thông thường, thiết bị tách khí vận hành ở áp suất đỉnh thấp chỉ bằng $0,7\text{kg/cm}^2$, và ở nhiệt độ thấp hơn nhiều: 105°C ở đỉnh thấp và 149°C ở đáy thấp.

Đối với ví dụ này, phương án như được minh họa trên Fig.3 sử dụng nồi đun lại của thiết bị tinh cất một lần, dòng dòng sử dụng phân đoạn đỉnh của thiết bị tách khí đã làm nguội một phần (dung môi nghèo) trên một mặt vỏ. Việc làm bay hơi một phần (tách khí) xảy ra trong các ống của nồi đun lại, và hỗn hợp hơi/lỏng được gia nhiệt đến 90°C . Sau đó, dung môi giàu đã tách khí một phần ở 90°C được bơm bằng bơm nguyên liệu của thiết bị tách khí đến bộ trao đổi tiếp theo, tại đó nó được gia nhiệt tiếp trong bộ trao đổi không làm bay hơi. Bơm nguyên liệu của thiết bị tách khí tạo ra áp suất thoát đủ để đảm bảo rằng sự bay hơi (tách khí) không xảy ra trong bất kỳ bộ trao đổi nào. Bộ trao đổi thứ nhất là mặt ống của bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí, tại đó dung môi giàu được gia nhiệt đến khoảng 138°C trên mặt ống. Bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí là bộ trao đổi hai vỏ

do sự đổi ngược nhiệt độ lớn xảy ra trong bộ trao đổi này. Phân đoạn đáy của thiết bị tách khí (dung môi nghèo) ở 175°C được sử dụng làm môi trường nhiệt trên mặt vỏ của bộ trao đổi. Dung môi nghèo được làm nguội đến 120°C trong bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí trước khi được đưa đến mặt vỏ của nồi đun lại của thiết bị tinh cất và sau đó đến nồi đun lại của cột butadien, thiết bị làm bay hơi nguyên liệu, và thiết bị làm nguội dung môi.

Sau đó, dung môi giàu đã gia nhiệt từ bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí được đưa đến bộ gia nhiệt nguyên liệu của thiết bị tách khí, tại đó dung môi giàu được gia nhiệt tiếp nhờ hơi áp suất thấp (150°C) đến nhiệt độ khoảng 138°C . Sau đó, dung môi giàu ở nhiệt độ cuối cùng của nó được làm bay hơi qua van điều khiển vào trống nguyên liệu của thiết bị tách khí, nằm ở phần đỉnh của thiết bị tách khí. Trống nguyên liệu làm giảm áp suất đáy thấp của thiết bị tinh cất, và dòng khí đã bay hơi chảy tự do trở lại thiết bị tinh cất, tại đó nó đi vào bên dưới lớp đáy. Sau đó, chất lỏng không bay hơi từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí chảy bởi sự chênh lệch áp suất/trọng lượng vào phần đỉnh của thiết bị tách khí tại đó hiện tượng bay hơi nguyên liệu bổ sung xảy ra. Sau đó, dung môi đã tách khí một phần được chảy xuống thiết bị tách khí nhiều tầng, tại đó gần như toàn bộ C_4 hydrocacbon còn lại được cất hoàn toàn ra khỏi dung môi. Nhiệt cất được cung cấp bởi nồi đun lại của thiết bị tách khí, có sử dụng dòng hơi áp suất trung bình. Thiết bị tách khí còn có tác dụng cô C_4 axetylen (vinyl- và ety-axetylen), 1,2-butadien và VCH. Các thành phần này được loại bỏ tại điểm có nồng độ cao nhất của chúng qua dòng cất phụ dạng lỏng.

So sánh tốc độ dòng và nhu cầu năng lượng đối với các quy trình này được thể hiện trong bảng 1.

Bảng 1

Bộ phận vận hành	Ví dụ 1			Thông thường			Không sử dụng máy nén		
	Tách khí kg/h	Năng suất mm kcal/h	Nhiệt độ °C	Tách khí kg/h	Năng suất mm kcal/h	Nhiệt độ °C	Tách khí kg/h	Năng suất mm kcal/h	Nhiệt độ °C
Nồi đun lại của thiết bị tinh cất	21797	4,361	90	39918	9,588	120/103,8	27834	7,917	120/108
Thiết bị tách khí nguyên liệu	26429	9,678	137,9/129	--	--	--	--	--	--
Trống làm bay hơi	26429	0,725		--	--	--	--	--	--
Đầu ra bay hơi của thiết bị tách khí	6326	--	129/124,6	22101	1,163	120/104,5	16980	9,861 + 0,730	160/147
Thiết bị tách khí	9945	10,757	175	6793	9,168	150	9835	11.053	193
Tổng cộng	64498	25,521		68812	19,919		54,649	29,561	
Dòng dung môi (kg/h)	290082			311433			316012		
Dòng máy nén (kg/h)	18703			31256			---		
Hệ số nén	1,61			3.42			---		
Điện năng (kw)	292,6			799,2			---		
Dung môi giàu khí hòa tan (kg/h)	64475			68783			54650		

Như được thể hiện trong Bảng trên đây, đối với quy trình theo Ví dụ 1, có lợi nếu nhiệt quá trình (phân đoạn đáy của thiết bị tách khí) được trao đổi để tách khí ở áp suất cao (phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất) và có lợi nếu nhiệt quá trình được trao đổi để tách khí ở áp suất thấp (nguyên liệu của thiết bị tách khí). Nhiệt quá trình được bổ sung vào phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất (mức áp suất cao) trong hai bước so với bổ sung nhiệt một bước theo thiết kế thông thường. Bước thứ nhất là dòng nhiệt

“thấp” cấp qua nồi đun lại của thiết bị tinh cất, là nồi đun lại dòng thẳng gia nhiệt dung môi giàu từ 80°C đến 90°C (ΔT chỉ bằng 10°C). Ở nhiệt độ đầu ra thấp này, nồi đun lại hạn chế bay hơi là không cần thiết, do đó bơm để bơm phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất là không cần thiết. Dù là điều kiện không khắc nghiệt, một phần ba lượng khí hòa tan được loại bỏ ra khỏi dung môi giàu trong bước tách khí thứ nhất này. Phần trăm bay hơi trong nồi đun lại của thiết bị tinh cất cũng hoàn toàn thấp (6,2% trọng lượng). Nhiệt độ đầu ra của môi trường gia nhiệt trên mặt nóng của nồi đun lại của thiết bị tinh cất được khống chế ở 120°C, môi trường gia nhiệt dưới 150°C được sử dụng theo thiết kế thông thường. Việc phối hợp nhiệt độ thấp (cả mặt nóng và mặt lạnh) và phần trăm bay hơi thấp tránh được sự đóng cặn trong nồi đun lại của thiết bị tinh cất.

Ngược lại, thiết kế thông thường gia nhiệt phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 76°C đến 120°C ($\Delta T = 44^\circ\text{C}$) ở bước tách khí thứ nhất. Quy trình theo Ví dụ 1 gần như đạt được hiệu suất tách bằng một nửa như theo thiết kế thông thường, nhưng chỉ ở mức tăng nhiệt độ là 10°C so với mức tăng nhiệt độ 44°C của thiết kế thông thường. Do đó, rõ ràng là hiệu suất giảm khi cố gắng thực hiện việc tách khí ở áp suất cao trong một bước duy nhất, như được thể hiện trên Fig.5.

Bước thứ hai là dòng nhiệt cấp “khắc nghiệt” hơn qua bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí, đòi hỏi nồi đun lại hạn chế bay hơi (tương tự với thiết kế thông thường). Theo quy trình của Ví dụ 1, dung môi giàu được gia nhiệt đến 140°C trong bộ gia nhiệt không làm bay hơi, bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí, và bay hơi vào trống nguyên liệu đặt ở đỉnh của (và là một phần của) thiết bị tách khí. Trống này vận hành ở áp suất hơi cao hơn áp suất của phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất, nên hơi chảy tự do ngược trở lại phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất mà không cần nén lại hơi. Dòng nhiệt cấp mức cao ở dạng hơi bay hơi quay trở lại thiết bị tinh cất. Sau đó, chất lỏng không bay hơi chảy bởi sự chênh lệch áp suất và trọng lượng vào phần đỉnh của thiết bị tách khí, tại đó sự bay hơi bổ sung xảy ra.

Đối với việc tách khí C_4 , thì việc tách khí ở áp suất cao xảy ra theo hai bước cũng hiệu quả hơn. Hai giai đoạn bay hơi này làm cho việc tách C_4 ra khỏi dung môi trở nên tốt hơn. Theo cách khác, nhiều C_4 hơn và ít dung môi hơn được làm bay hơi so với thiết kế thông thường.

Do áp suất vận hành của thiết bị tách khí cao hơn, nên khí tái tuần hoàn được cho quay trở lại thiết bị tinh cất ở nhiệt độ hơi cao hơn trong thiết kế thông thường và việc “tách khí sơ bộ” nhiều hơn xảy ra ở phần đáy của thiết bị tinh cất. Điều này góp phần vào yêu cầu tách khí toàn phần thấp hơn.

Nhiệt quy trình được thêm vào nguyên liệu của thiết bị tách khí (tách khí ở áp suất thấp) nhờ nhiệt cảm biến có trong chất lỏng chưa được bay hơi trong trống nguyên liệu của thiết bị tách khí. Nói theo cách khác, một phần dòng nhiệt cấp ra khỏi bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí kết thúc ở dòng nạp vào thiết bị tách khí.

Do gần như 75% khí hòa tan trong dung môi giàu được tách ra ở mức áp suất cao hơn (không cần nén lại) so với chỉ 58% ở thiết kế thông thường, dung lượng máy nén kiểu vòng theo Ví dụ 1 chỉ bằng 60% của dung lượng máy nén trục vít cần thiết cho thiết kế thông thường. Thiết bị tách khí vận hành ở áp suất thấp hơn 2kg/cm^2 một chút dưới áp suất của thiết bị tinh cất. Do đó, hệ số nén cần thiết giữa thiết bị tách khí và thiết bị tinh cất chỉ bằng 1,61 so với 3,42 đối với thiết kế thông thường. Việc phối hợp áp suất dòng thấp hơn và hệ số nén thấp hơn cho phép sử dụng máy nén kiểu vòng thay cho máy nén ly tâm hoặc trục vít đắt hơn theo thiết kế thông thường. Thậm chí, các giá trị thấp hơn (dòng và hệ số nén) của máy nén kiểu vòng làm cho đỡ tốn kém hơn.

Việc phối hợp áp suất dòng thấp hơn và hệ số nén thấp hơn làm cho mức tiêu thụ năng lượng chỉ bằng 37% năng lượng cần thiết theo thiết kế thông thường, thậm chí sau khi tính đến hiệu suất đoạn nhiệt thấp hơn mong muốn của máy nén kiểu vòng (50% so với 76%).

Cột làm nguội được sử dụng theo thiết kế thông thường được loại trừ trong quy trình của Ví dụ 1, và chức năng của nó phần lớn được thay bằng máy nén kiểu vòng. Do đó, máy nén kiểu vòng thực hiện hai hoạt động: nén phân đoạn đỉnh của thiết bị tách khí; và làm nguội khí đã nén.

Như nêu trên, theo một số phương án, bộ gia nhiệt nguyên liệu thứ hai của thiết bị tách khí có thể được thêm vào ở phần đáy của trống nguyên liệu của thiết bị tách khí để cung cấp nhiệt hữu dụng mức thấp bổ sung vào nguyên liệu của thiết bị tách khí. Trong trường hợp này, bộ gia nhiệt có thể được đặt ở mức và áp suất thủy tĩnh chất lỏng ở đầu vào của bộ trao đổi sẽ được sử dụng để loại trừ sự bay hơi. Dòng hơi áp

suất thấp được sử dụng sẽ thay thế lượng tương đương dòng hơi áp suất trung bình, điều này làm cho quy trình trở nên kinh tế hơn. Lựa chọn này cũng có thể phụ thuộc vào khả năng cụ thể của dòng hơi áp suất thấp và chi phí sử dụng tương đối.

Thiết kế trống nguyên liệu của thiết bị tách khí/thiết bị tách khí phối hợp không gây ra bất lợi đáng kể về chi phí. Ví dụ, bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí là nồi đun lại hạn chế bay hơi, có đủ áp suất chất lỏng để khắc phục áp suất thủy tĩnh nạp vào trống được đặt ở độ cao lớn hơn. Theo thiết kế thông thường, chất lỏng này đơn giản đi qua van kiểm soát. Do đó, không phát sinh chi phí phụ thêm đi kèm với việc bơm vào trống được gắn trên đỉnh của thiết bị tách khí. Ngoài ra, thiết bị tách khí được thiết kế để được điền đầy chất lỏng trong quá trình làm sạch và thụ động hóa hóa học. Việc lắp thêm trống trên phần đỉnh của thiết bị tách khí không làm tăng đáng kể chi phí của tháp. Hơn nữa, chỉ tới gần đây, tất cả các thiết kế trước đây của thiết bị tách khí đều có bộ phận rửa axetylen gắn trên cạnh của thiết bị tách khí. Bộ phận rửa axetylen lớn hơn và nặng hơn đáng kể so với trống nguyên liệu, và nó được lắp đặt ở vị trí không đối xứng. Không có chi phí phụ thêm hoặc chi phí phụ thêm thấp đi kèm với việc gắn trống trên đỉnh của thiết bị tách khí. Hơn nữa, chi phí lắp đặt trống trên đỉnh tháp nhỏ hơn khi trống đứng một mình: chỉ cần thêm một nắp máy; chi phí gia tăng do độ dài vỏ thêm vào là nhỏ; không có số lượng bộ phận thêm vào; không cần đến bề mặt bổ sung.

Thiết bị tách khí vận hành ở áp suất và nhiệt độ cao hơn thiết bị tách khí theo thiết kế thông thường. Mặc dù nhiệt độ phân đoạn đáy (175°C) cao hơn thiết kế thông thường (150°C), nhưng thấp hơn đáng kể so với nhiệt độ phân đoạn đáy của thiết bị tách khí trong thiết kế không sử dụng máy nén (193°C). Do đó, quy trình theo Ví dụ 1 có lợi từ bước tách khí sơ bộ trong phần đáy của thiết bị tinh cất và vùng tách khí và chịu nén. So sánh với thiết kế chiết butadien thông thường, các phương án được bộc lộ ở đây có thể có một hoặc nhiều lợi ích dưới đây.

Thiết bị tách khí vận hành ở áp suất và nhiệt độ cao hơn.

1. Thay thế máy nén khí tái tuần hoàn thông thường (kiểu ly tâm hoặc trục vít) bằng máy nén kiểu vòng nhỏ hơn và rẻ hơn.

2. Thay thế bộ trao đổi nhiệt sử dụng dung môi thông thường (thiết kế 3 vỏ) bằng cách như sau: a. nồi đun lại của thiết bị tinh cất (1 vỏ), b. thiết bị trao đổi nhiệt nguyên liệu/dòng chảy thoát (2 vỏ) của thiết bị tách khí.

3. Sử dụng trống làm bay hơi nguyên liệu lắp trên đỉnh của thiết bị tách khí. Điều này cho phép thu hồi hơi đã làm bay hơi mà không cần phải nén lại và còn không cần bộ máy bơm thứ hai giữa thiết bị tinh cất và thiết bị tách khí (xem mục 4).

4. Không cần sử dụng bơm để bơm phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất (dung tích lớn/áp suất lớn).

5. Không cần sử dụng cột làm nguội (việc làm nguội được thực hiện trong máy nén kiểu vòng).

6. Không cần sử dụng bơm để bơm phân đoạn đáy của cột làm nguội (dòng chất làm nguội nhỏ và bằng cách giảm áp suất).

7. Sử dụng máy làm nguội dung môi và nước nhỏ hơn (chỉ 1 vỏ).

8. Giảm được chi phí thiết bị.

9. Giảm được chi phí sản xuất.

10. So sánh với thiết kế chiết butadien không sử dụng máy nén, các phương án được bộc lộ ở đây có thể có một hoặc nhiều lợi ích dưới đây.

Thiết bị tách khí vận hành ở áp suất và nhiệt độ thấp hơn.

Thay thế bộ trao đổi dung môi (thiết kế 3 vỏ) bằng nồi đun lại của thiết bị tinh cất nhỏ hơn (thiết kế 1 vỏ).

Bộ trao đổi nguyên liệu/dòng chảy thoát của thiết bị tách khí nhỏ hơn.

Sử dụng thêm máy nén kiểu vòng, bộ làm nguội, và trống tách nhỏ, chi phí thấp.

Sử dụng thêm trống làm bay hơi nguyên liệu lắp đặt trên đỉnh của thiết bị tách khí.

Không phải sử dụng bơm để bơm phân đoạn đáy của thiết bị tinh cất (dung tích lớn/áp suất lớn).

Ít rủi ro đáng kể: nhiệt độ phân đoạn đáy của thiết bị tách khí bằng 175°C so với 193°C của phương án không sử dụng máy nén, ít đóng cặn hơn và giảm khá nhiều nồng độ C₄ axetylen ở đầu ra.

Hiệu suất cao hơn: nhiệt độ phân đoạn đáy của thiết bị tách khí bằng 175°C so với 193°C của phương án không sử dụng máy nén, ít đóng cặn hơn và giảm khá nhiều nồng độ C₄ axetylen ở đầu ra.

Kỳ vọng chi phí thiết bị thấp hơn.

Kỳ vọng chi phí sản xuất thấp hơn.

Như được thể hiện trên đây, quy trình chiết butadien theo các phương án được

mô tả ở đây có thể được vận hành ở áp suất trung gian tương đối bằng cách sử dụng máy nén kiểu vòng. Việc sử dụng máy nén kiểu vòng, trong số các phương án quy trình khác được thể hiện ở đây, có thể làm giảm một cách có lợi vốn đầu tư cơ bản và chi phí sản xuất, tương tự với phương án không sử dụng máy nén, trong lúc đó làm giảm được các rủi ro đi kèm với nhiệt độ và áp suất vận hành cao hơn của phương án không sử dụng máy nén. Do đó, các phương án được bộc lộ ở đây bao gồm các dấu hiệu tốt nhất của thiết kế thông thường (áp suất thấp, có máy nén) cùng với các lợi ích của thiết kế không sử dụng máy nén (vốn đầu tư cơ bản và chi phí sản xuất thấp), cũng như các lợi ích khác duy nhất của hệ thống được bộc lộ ở đây. Trong lúc bản mô tả bao gồm một số lượng giới hạn các phương án, người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này, có lợi từ bản mô tả, sẽ hiểu được rằng các phương án khác có thể được suy ra mà không đi trệch khỏi phạm vi của bản mô tả này. Do đó, phạm vi được giới hạn chỉ ở các yêu cầu bảo hộ đính kèm.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình để thu hồi 1,3-butadien từ phân đoạn C_4 bao gồm các bước:

 nạp phân đoạn hydrocacbon chứa butan, buten, 1,2-butadien, 1,3-butadien, C_4 axetylen, C_3 axetylen, và C_{5+} hydrocacbon vào hệ cất chiết;

 cho phân đoạn hydrocacbon tiếp xúc với dung môi trong hệ cất chiết để hòa tan chọn lọc một phần phân đoạn hydrocacbon;

 thu hồi phân đoạn hơi chứa phần thứ nhất của butan và buten từ hệ cất chiết;

 thu hồi phân đoạn dung môi giàu chứa 1,3-butadien, 1,2-butadien, C_4 axetylen, C_3 axetylen, C_{5+} hydrocacbon, và phần thứ hai của butan và buten;

 nạp phân đoạn dung môi giàu vào thiết bị tinh cất để ít nhất tách khí một phần dung môi giàu;

 thu hồi phần thứ hai của butan và buten từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn đỉnh;

 thu hồi C_3 và C_4 axetylen, 1,3-butadien, 1,2-butadien, và C_{5+} hydrocacbon từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn cất phụ;

 thu hồi dung môi đã tách khí một phần chứa 1,2-butadien và C_4 axetylen từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn đáy;

 nạp ít nhất một phần dung môi đã tách khí một phần vào thiết bị tách khí để tiếp tục tách khí dung môi;

 thu hồi phân đoạn đỉnh chứa ít nhất một trong số các hợp chất C_4 axetylen và 1,2-butadien từ thiết bị tách khí;

 thu hồi phân đoạn cất phụ chứa C_4 axetylen từ thiết bị tách khí;

 thu hồi phân đoạn đáy chứa dung môi đã tách khí từ thiết bị tách khí;

 nén phân đoạn đỉnh của thiết bị tách khí bằng cách sử dụng máy nén kiểu vòng;
và

 tái tuần hoàn ít nhất một phần phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí vào thiết bị tinh cất.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm bước tách pha phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí để thu hồi phân đoạn ngưng tụ và tái tuần hoàn ít nhất một phần phân đoạn ngưng tụ vào máy nén kiểu vòng.

3. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm các bước:

 gia nhiệt dung môi đã tách khí một phần bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp để

làm bay hơi ít nhất một phần 1,2-butadien và/hoặc C₄ axetylen hòa tan;

nạp dung môi đã tách khí đã gia nhiệt vào trống nguyên liệu của thiết bị tách khí để tách pha phân đoạn bay hơi bao gồm 1,2-butadien và/hoặc C₄ axetylen ra khỏi dung môi đã tách khí một phần đã gia nhiệt;

thu hồi pha hơi từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí chứa ít nhất một trong số các hợp chất 1,2-butadien và C₄ axetylen;

thu hồi pha lỏng từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí;

nạp pha lỏng từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí vào thiết bị tách khí dưới dạng ít nhất một phần dung môi đã tách khí một phần.

4. Quy trình theo điểm 3, trong đó trống nguyên liệu của thiết bị tách khí và thiết bị tách khí được tích hợp.

5. Quy trình theo điểm 3, trong đó quy trình này còn bao gồm bước trộn pha hơi thu hồi từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí và ít nhất một phần phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí và tái tuần hoàn phần hỗn hợp này vào thiết bị tinh cất.

6. Quy trình theo điểm 5, trong đó tỷ lệ của ít nhất một phần phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí và pha hơi nằm trong khoảng từ 0,1:1 đến 1:1.

7. Quy trình theo điểm 3, trong đó trống nguyên liệu của thiết bị tách khí vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 3,5 đến 5,5kg/cm² và nhiệt độ nằm trong khoảng từ 120°C đến 140°C.

8. Quy trình theo điểm 7, trong đó áp suất của thiết bị tách khí lớn hơn áp suất vận hành của thiết bị tinh cất.

9. Quy trình theo điểm 3, trong đó bước gia nhiệt dung môi đã tách khí một phần bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp bao gồm ít nhất một trong số các bước:

cho dung môi đã tách khí một phần tiếp xúc với phân đoạn đáy của thiết bị tách khí bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp; và

cho dung môi đã tách khí một phần tiếp xúc với môi trường trao đổi nhiệt chứa ít nhất một trong số các chất lỏng trao đổi nhiệt hữu cơ tổng hợp, nước, và hơi.

10. Quy trình theo điểm 9, trong đó bộ trao đổi nhiệt để thực hiện việc tiếp xúc của dung môi đã tách khí một phần bao gồm thiết bị gia nhiệt không làm bay hơi.

11. Quy trình theo điểm 1, trong đó thiết bị tách khí vận hành ở áp suất đỉnh thấp nằm trong khoảng từ 1,5 đến 3,5kg/cm² và nhiệt độ đỉnh thấp nằm trong khoảng từ 110°C đến 140°C.

12. Quy trình theo điểm 11, trong đó thiết bị tách khí vận hành ở áp suất đáy tháp nằm trong khoảng từ 160°C đến 190°C.

13. Quy trình theo điểm 1, trong đó thiết bị tinh cất vận hành ở áp suất đỉnh tháp nằm trong khoảng từ 3 đến 5kg/cm² và nhiệt độ đỉnh tháp nằm trong khoảng từ 50°C đến 70°C.

14. Quy trình theo điểm 13, trong đó thiết bị tinh cất vận hành ở nhiệt độ đáy tháp nằm trong khoảng từ 70°C đến 100°C.

15. Quy trình theo điểm 14, trong đó nhiệt được cấp vào thiết bị tinh cất bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp trong nồi đun lại bằng cách sử dụng môi trường gia nhiệt có nhiệt độ dưới 130°C.

16. Quy trình theo điểm 15, trong đó nồi đun lại bao gồm thiết bị trao đổi nhiệt một chiều.

17. Quy trình theo điểm 16, trong đó nhiệt độ phía xử lý tăng ngang qua nồi đun lại nằm trong khoảng từ 5°C đến 15°C.

18. Quy trình theo điểm 17, trong đó phần trăm bay hơi ngang qua nồi đun lại nằm trong khoảng từ 3% trọng lượng đến 9% trọng lượng.

19. Hệ thống thu hồi 1,3-butadien từ phân đoạn C₄ bao gồm:

ống dẫn để nạp phân đoạn hydrocacbon chứa butan, buten, 1,2-butadien, 1,3-butadien, C₄ axetylen, C₃ axetylen, và C₅+ hydrocacbon vào hệ cất chiết;

hệ cất chiết để phân đoạn hydrocacbon tiếp xúc với dung môi trong hệ cất chiết để hòa tan chọn lọc một phần phân đoạn hydrocacbon;

ống dẫn để thu hồi phân đoạn hơi chứa phần thứ nhất của butan và buten từ hệ cất chiết;

ống dẫn để thu hồi phân đoạn dung môi giàu chứa 1,3-butadien, 1,2-butadien, C₄ axetylen, C₃ axetylen, C₅+ hydrocacbon, và phần thứ hai của butan và buten;

ống dẫn để nạp phân đoạn dung môi giàu vào thiết bị tinh cất; thiết bị tinh cất để ít nhất tách khí một phần dung môi giàu;

ống dẫn để thu hồi phần thứ hai của butan và buten từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn đỉnh;

ống dẫn để thu hồi C_3 và C_4 axetylen, 1,3-butadien, 1,2-butadien, và C_{5+} hydrocacbon từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn cất phụ;

ống dẫn để thu hồi dung môi đã tách khí một phần chứa 1,2-butadien và C_4 axetylen từ thiết bị tinh cất dưới dạng phân đoạn đáy;

ống dẫn để nạp ít nhất một phần dung môi đã tách khí một phần vào thiết bị tách khí;

thiết bị tách khí để tách khí thêm nữa dung môi;

ống dẫn để thu hồi phân đoạn đỉnh chứa ít nhất một trong số các hợp chất C_4 axetylen và 1,2-butadien từ thiết bị tách khí;

ống dẫn để thu hồi phân đoạn cất phụ chứa C_4 axetylen từ thiết bị tách khí;

ống dẫn để thu hồi phân đoạn đáy chứa dung môi đã tách khí từ thiết bị tách khí; máy nén kiểu vòng để nén phân đoạn đỉnh của thiết bị tách khí; và

ống dẫn để tái tuần hoàn ít nhất một phần phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí vào thiết bị tinh cất.

20. Hệ thống theo điểm 19, trong đó hệ thống này còn chứa:

thiết bị tách để tách pha phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí để thu hồi phân đoạn ngưng tụ; và

ống dẫn để tái tuần hoàn ít nhất một phần phân đoạn ngưng tụ vào máy nén kiểu vòng.

21. Hệ thống theo điểm 19, trong đó hệ thống này còn chứa:

bộ trao đổi nhiệt để gia nhiệt dung môi đã tách khí một phần bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp để làm bay hơi ít nhất một phần 1,2-butadien và/hoặc C_4 axetylen hòa tan;

ống dẫn để nạp dung môi đã tách khí được gia nhiệt một phần vào trống nguyên liệu của thiết bị tách khí;

trống nguyên liệu của thiết bị tách khí để tách pha phân đoạn bay hơi bao gồm 1,2-butadien và/hoặc C_4 axetylen ra khỏi dung môi đã tách khí được gia nhiệt một phần;

ống dẫn để thu hồi pha hơi từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí chứa ít nhất một trong số các hợp chất 1,2-butadien và C_4 axetylen;

ống dẫn để thu hồi pha lỏng từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí và nạp pha lỏng từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí vào thiết bị tách khí ở dạng ít nhất một phần dung môi đã tách khí một phần.

22. Hệ thống theo điểm 21, trong đó hệ thống này còn chứa thiết bị trộn để trộn pha hơi được thu hồi từ trống nguyên liệu của thiết bị tách khí và ít nhất một phần phân đoạn đỉnh đã nén của thiết bị tách khí và tái tuần hoàn phần hỗn hợp này vào thiết bị tinh cất.

23. Hệ thống theo điểm 21, trong đó bộ trao đổi nhiệt để gia nhiệt dung môi đã tách khí một phần bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp chứa ít nhất một trong số các thiết bị sau:

bộ trao đổi nhiệt để dung môi đã tách khí một phần tiếp xúc với phân đoạn đáy của thiết bị tách khí bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp; và

bộ trao đổi nhiệt để dung môi đã tách khí một phần tiếp xúc với môi trường trao đổi nhiệt chứa ít nhất một trong số các chất dầu, nước, và hơi.

24. Hệ thống theo điểm 23, trong đó bộ trao đổi nhiệt để tiếp xúc dung môi đã tách khí một phần chứa thiết bị gia nhiệt không làm bay hơi.

25. Hệ thống theo điểm 19, trong đó hệ thống này còn chứa nồi đun lại để cung cấp nhiệt cho thiết bị tinh cất bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp, trong đó nồi đun lại bao gồm bộ trao đổi nhiệt một chiều.

Fig.1

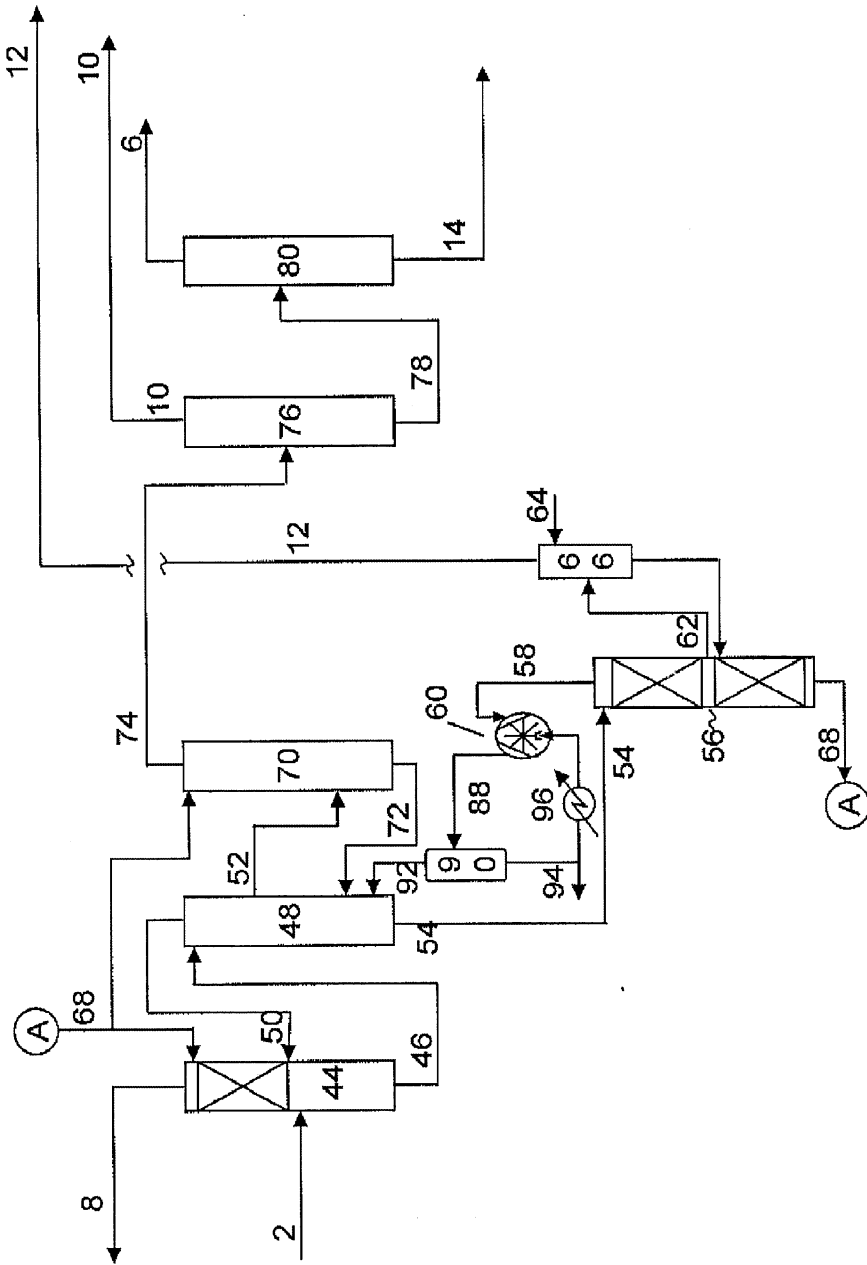


Fig.2

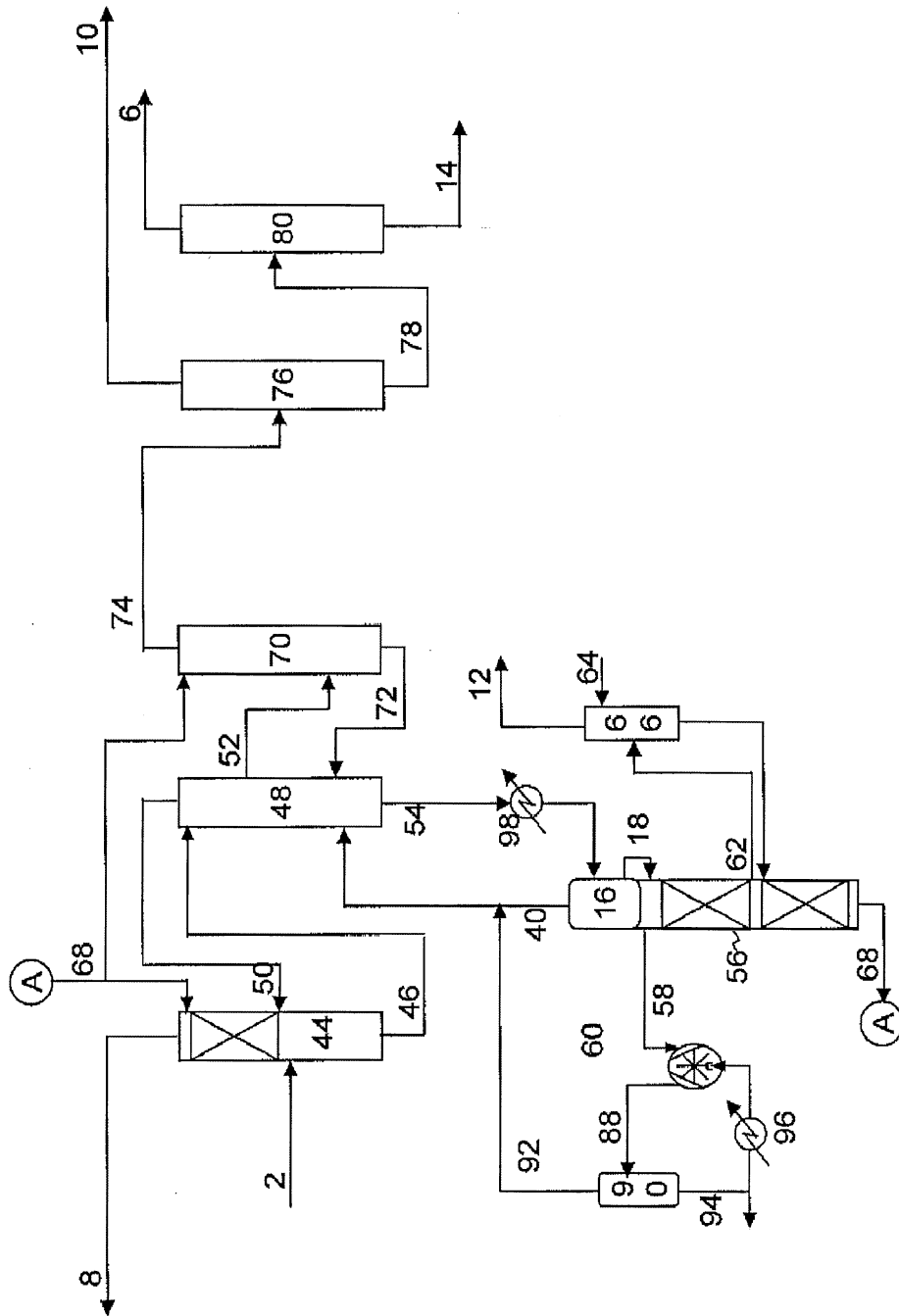


Fig.3

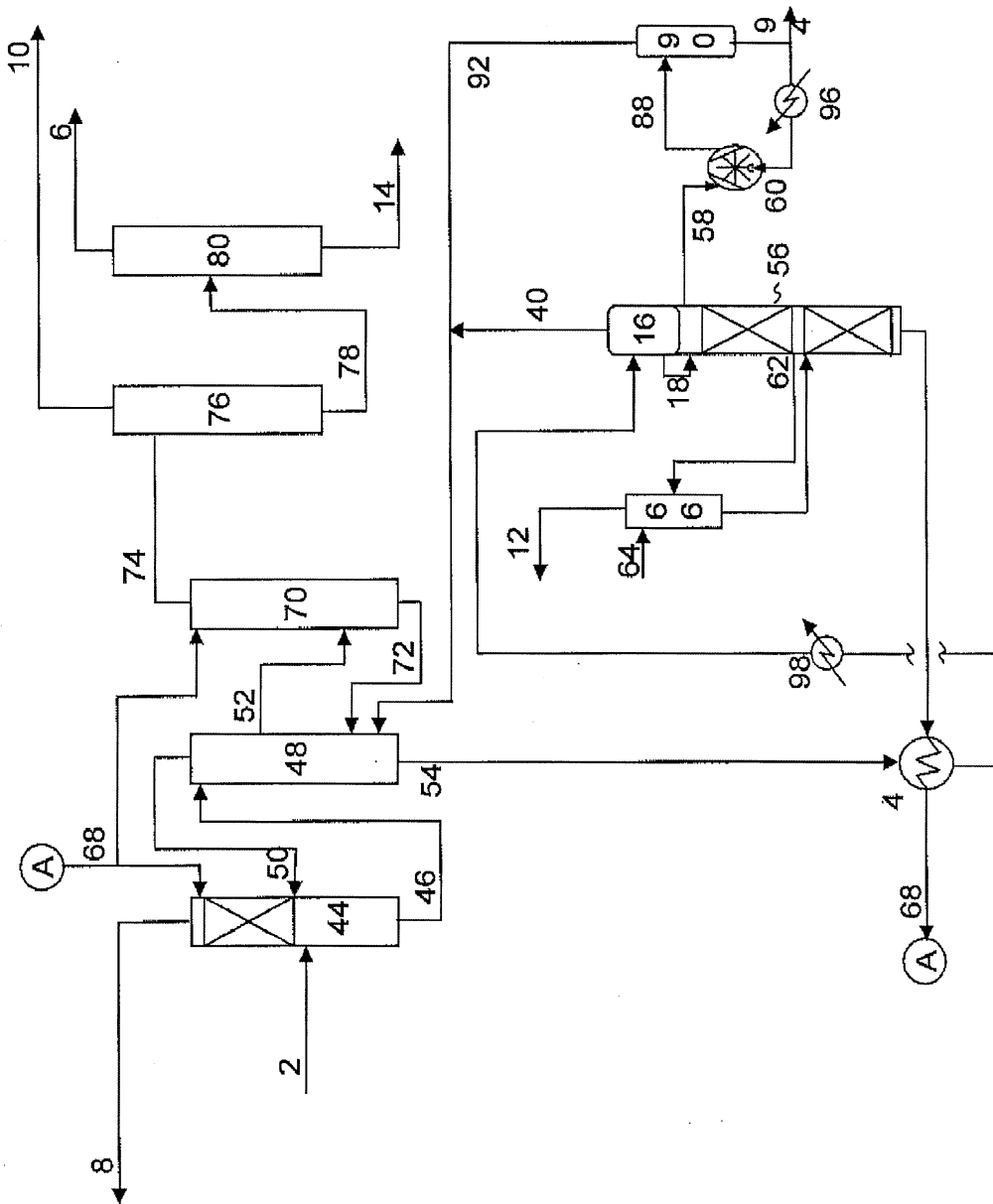


Fig.4

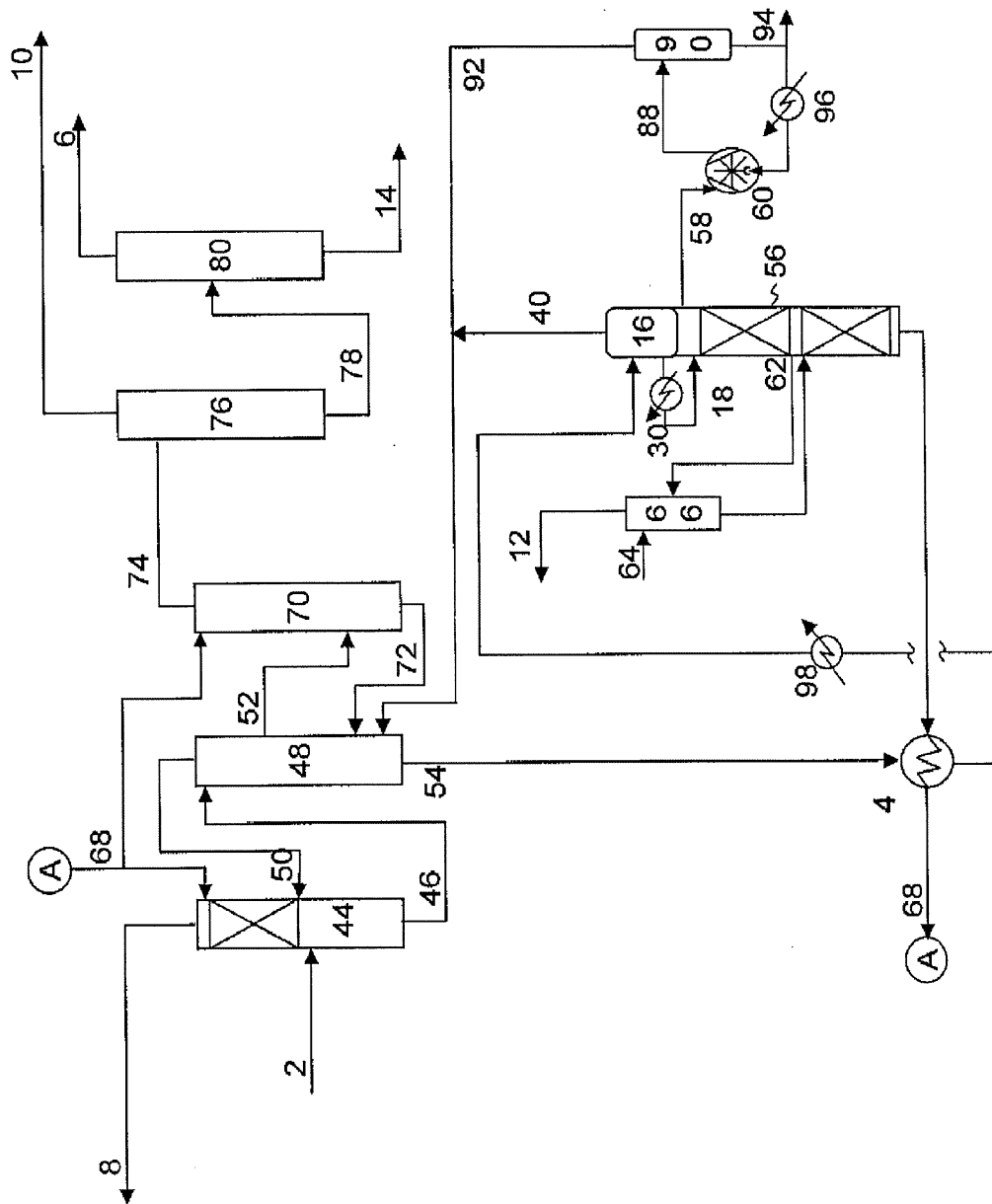


Fig.5

