



(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)



1-0027200

(51)⁸ C10G 70/06; F25J 3/00; C10G 7/02;
C10G 70/04

(13) B

(21) 1-2017-02446

(22) 29/12/2015

(86) PCT/EP2015/081371 29/12/2015

(87) WO2016/107880 07/07/2016

(30) 14307211.4 30/12/2014 EP

(45) 25/01/2021 394

(43) 25/09/2017 354A

(73) TECHNIP FRANCE (FR)

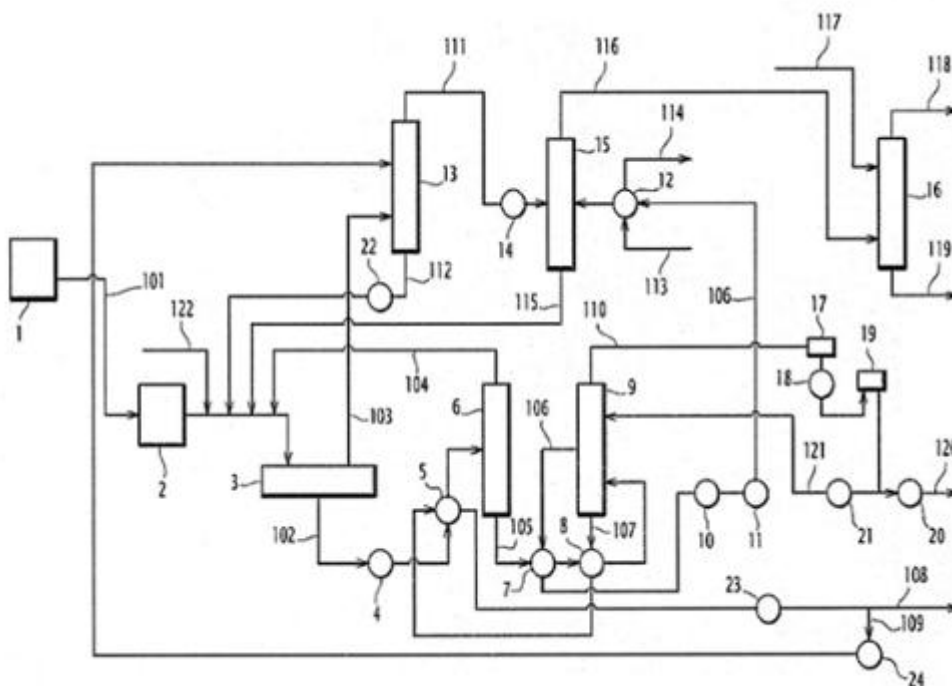
6-8 Allée de l'Arche Faubourg de l'Arche, ZAC Danton, 92400 Courbevoie, France

(72) TARAPHDAR, Tanmay (IN); BABU, N. Sharath (IN).

(74) Công ty Luật TNHH Phạm và Liên danh (PHAM & ASSOCIATES)

(54) PHƯƠNG PHÁP VÀ HỆ THỐNG XỬ LÝ DÒNG ĐÃ CRACKING THOÁT RA
TỪ THIẾT BỊ CRACKING XÚC TÁC TẦNG SÔI ĐỂ TĂNG CƯỜNG THU HỒI
PROPYLEN

(57) Sáng chế đề cập đến phương pháp và hệ thống xử lý dòng đã cracking thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi để tăng cường thu hồi propylen.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến phương pháp xử lý dòng khí đã cracking thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi, cụ thể hơn sáng chế đề cập đến phương pháp tăng cường thu hồi propylen trong dòng khí thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Propylen là nguyên liệu để sản xuất nhiều hợp chất. Propylen chủ yếu được sử dụng làm monome để sản xuất polypropylen. Do đó, nhu cầu về propylen là rất lớn.

Thiết bị cracking xúc tác tầng sôi sản xuất propylen dưới dạng một trong số nhiều hợp chất. Hệ thống phân tách khí không bão hòa nằm sau thiết bị cracking xúc tác tầng sôi thu hồi propylen dưới dạng một phần khí dầu mỏ hóa lỏng. Phương pháp thu hồi propylen trong khí thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi đã biết có hiệu suất thu hồi propylen đáng kể. Thông thường, hiệu suất thu hồi propylen từ hệ thống phân tách khí không bão hòa bằng khoảng 94%. Tuy nhiên, các phương pháp này cũng làm thất thoát đáng kể propylen trong khí đốt. Mặc dù khí đốt có thể được tái sử dụng trong hệ thống, nhưng cần tăng cường thu hồi propylen để vận hành hệ thống này hiệu quả hơn.

WO2011/056712 đề cập đến phương pháp và thiết bị cracking xúc tác chất lỏng. Cụ thể hơn, WO2011/056712 đề cập đến phương pháp cracking xúc tác chất lỏng trong đó nguyên liệu hydrocacbon được cho tiếp xúc với chất xúc tác để tạo ra các sản phẩm và một phần của các sản phẩm được cấp vào tháp tách chiết. Phân đoạn ở đỉnh của các sản phẩm từ tháp tách chiết được phân tách trong bể chứa sản phẩm đỉnh và hơi lỏng từ bể chứa sản phẩm đỉnh được phân chia trong cột phân chia naptà để tạo ra dòng naptà nhẹ.

Do đó, cần tăng cường thu hồi propylen trong dòng thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Do đó, theo một mục đích, sáng chế đề cập đến phương pháp tăng cường thu hồi propylen trong các dòng thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi, ví dụ ở hàm lượng propylen cao hơn từ 2% đến 3% khối lượng so với các phương pháp thông thường.

Sáng chế cũng đề cập đến hệ thống để thực hiện phương pháp này.

Để đạt được mục đích nêu trên, sáng chế đề cập đến phương pháp xử lý dòng đã cracking thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi (dòng khí và dòng lỏng), phương pháp này bao gồm các bước:

- nén và ngưng tụ một phần dòng khí lấy từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi;

- phân tách dòng khí đã ngưng tụ một phần này để thu hồi dòng lỏng tiền lưu và dòng khí tiền lưu;

- gia nhiệt dòng lỏng tiền lưu;

- nạp dòng lỏng đã gia nhiệt này vào tháp cất tiền lưu để thu hồi ở đỉnh tháp cất này dòng chứa nhiều hợp chất C₂ và ở đáy tháp cất này dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C₃+

- nạp dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C₃+ vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất;

- nạp dòng lỏng được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất vào tháp cất ổn định để thu hồi ở đỉnh tháp cất ổn định này dòng chứa nhiều hydrocacbon C₃ và C₄ và ở thành tháp cất ổn định này dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C₅ và C₆, và ở đáy tháp cất ổn định này dòng chứa nhiều hydrocacbon C₅, C₆ và C₇+

- nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C₅ và C₆ vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất;

- nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C₅, C₆ và C₇+ từ đáy tháp cất ổn định này vào thiết bị hấp thụ sơ cấp và nạp dòng khí tiền lưu vào thiết bị hấp thụ sơ cấp để thu hồi ở đỉnh thiết bị hấp thụ sơ cấp này dòng khí thứ nhất; và ở đáy thiết bị hấp thụ sơ cấp này dòng lỏng thứ hai;

- nạp dầu hấp thụ vào thiết bị hấp thụ bọt;

- làm mát dòng khí thứ nhất từ thiết bị hấp thụ sơ cấp và nạp vào tháp hấp thụ propylen;

- làm mát dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C₅ và C₆ từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất;

- nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất vào tháp hấp thụ propylen;

- thu hồi dòng lỏng đáy chứa nhiều hydrocacbon C3 ở đáy tháp hấp thụ propylen và dòng khí đỉnh chứa ít hydrocacbon C3 ở đỉnh tháp hấp thụ propylen;

- nạp dòng khí đỉnh được thu hồi ở đỉnh tháp hấp thụ propylen vào thiết bị hấp thụ bọt, tốt hơn là thu hồi khí đốt và dầu giàu.

Dòng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 cũng chứa ít hydrocacbon C7+.

Các tác giả sáng chế đã phát hiện thấy rằng dòng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 và chứa ít hydrocacbon C7+ có khả năng hấp thụ mạnh propylen từ dòng khí thoát ra. Do đó, cho phép tăng cường thu hồi propylen trong tháp hấp thụ propylen.

Các tác giả sáng chế đã phát hiện thấy rằng việc giảm nhiệt độ của dòng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 đã tăng cường khả năng hấp thụ propylen từ dòng khí thoát ra. Do đó, cho phép tăng cường thu hồi propylen trong tháp hấp thụ propylen. Đặc biệt là, nhiệt độ của dòng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 được cấp vào tháp hấp thụ propylen nằm trong khoảng từ 20°C đến 40°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 28°C đến 32°C.

Các tác giả sáng chế đã phát hiện thấy rằng việc giảm nhiệt độ của dòng khí được thu hồi từ đỉnh thiết bị hấp thụ sơ cấp này trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen tăng cường hấp thụ propylen. Do đó, cho phép tăng cường thu hồi propylen trong tháp hấp thụ propylen. Đặc biệt là, nhiệt độ của dòng khí được thu hồi từ đỉnh thiết bị hấp thụ sơ cấp này trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen tăng cường thu hồi propylen là nhỏ hơn hoặc bằng 40°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 25°C đến 40°C, tốt hơn nữa nếu nằm trong khoảng từ 38°C đến 40°C.

Phương pháp theo sáng chế có thể còn bao gồm bước trộn dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3, đặc biệt là propylen, từ tháp hấp thụ propylen với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu và dòng khí tiền lưu. Bước trộn này cho phép tăng cường thu hồi hydrocacbon C3, đặc biệt là propylen, so với phương pháp thông thường.

Phương pháp theo sáng chế có thể còn bao gồm một hoặc nhiều dấu hiệu sau, được thực hiện riêng hoặc kết hợp:

- phương pháp bao gồm bước nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai để làm mát bằng nước, sau đó vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ ba trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen, tốt hơn nếu làm mát bằng dòng propylen lạnh từ thiết bị thu hồi propylen;

- phương pháp bao gồm các bước sau:

+ nạp dòng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 từ đỉnh tháp cất ổn định vào thiết bị ngưng tụ;

+ làm mát dòng thu được từ thiết bị ngưng tụ này;

+ phân tách dòng thu được thành dòng lỏng được nạp vào tháp cất ổn định này dưới dạng hồi lưu và dòng lỏng vào thiết bị xử lý khí dầu mỏ hoá lỏng để thu hồi khí dầu mỏ hoá lỏng;

- dòng chứa nhiều hợp chất C2 được trộn với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu và dòng khí tiền lưu;

- dòng lỏng thứ hai được thu hồi ở đáy thiết bị hấp thụ sơ cấp này được trộn với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu và dòng khí tiền lưu;

Tốt hơn nếu, dòng khí thứ nhất được làm mát trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen, điều này cho phép chuyển dịch cân bằng nhiệt động học hấp thụ nhiều hơn propylen vào pha lỏng. Tốt hơn nếu, nhiệt độ của dòng khí thứ nhất trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen nằm trong khoảng từ 35°C đến 50°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 38°C đến 43°C, tốt hơn nữa nếu nằm trong khoảng từ 38°C đến 40°C.

Tốt hơn nếu, thiết bị hấp thụ bọt cho phép hấp thụ nguyên liệu xăng, chủ yếu là hợp chất C5, có thể bị thất thoát trong khí thoát ra từ thiết bị hấp thụ sơ cấp này. Dòng thu được là dầu giàu có thể được cấp vào tháp tách chiết chính.

Tốt hơn nếu, dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+ được thu hồi từ đáy tháp cất ổn định này có thể được phân tách thành hai dòng lỏng, xăng hóa rắn có thể được bảo quản và xăng tái chế có thể được cấp vào thiết bị hấp thụ sơ cấp này.

Phương pháp này cho phép tăng cường thu hồi propylen trong dòng khí thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi ở hàm lượng propylen cao hơn từ 2% đến 3% khối lượng so với các phương pháp thông thường.

Sáng chế cũng đề cập đến hệ thống xử lý dòng đã cracking thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi (dòng khí và dòng lỏng), hệ thống này bao gồm:

- thiết bị để nén và ngưng tụ một phần dòng khí lấy từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi;
- thiết bị để phân tách dòng khí đã ngưng tụ một phần này để thu hồi dòng lỏng tiền lưu và dòng khí tiền lưu;
- thiết bị để gia nhiệt dòng lỏng tiền lưu;
- tháp cất và thiết bị để nạp dòng lỏng tiền lưu đã gia nhiệt vào tháp cất để thu hồi ở đỉnh tháp cất này dòng chứa nhiều hợp chất C2 và ở đáy tháp cất dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C3+;
- thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất và thiết bị để nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất này dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C3+;
- tháp cất ổn định và thiết bị để nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3+ từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất vào tháp cất ổn định này để thu hồi ở thành tháp cất ổn định này dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6, ở đáy tháp cất ổn định này dòng lỏng thứ hai chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+ và ở đỉnh tháp cất ổn định này dòng khí chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4;
- thiết bị để nạp dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất;
- thiết bị để làm mát dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất;
- thiết bị hấp thụ sơ cấp và thiết bị để nạp vào thiết bị hấp thụ sơ cấp dòng chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+ từ tháp cất ổn định và dòng khí tiền lưu từ thiết bị phân tách để thu hồi ở đỉnh thiết bị hấp thụ sơ cấp này dòng khí thứ nhất và ở đáy thiết bị hấp thụ sơ cấp này dòng lỏng;

- tháp hấp thụ propylen và thiết bị để nạp vào tháp hấp thụ propylen dòng lỏng đã làm mát chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6;

- thiết bị hấp thụ bột và thiết bị để nạp vào thiết bị hấp thụ bột a dầu hấp thụ;

- thiết bị để làm mát dòng khí thứ nhất từ thiết bị hấp thụ sơ cấp này;

- thiết bị để nạp vào tháp hấp thụ propylen dòng khí thứ nhất từ thiết bị hấp thụ sơ cấp này để thu hồi ở đỉnh tháp hấp thụ propylen dòng khí chứa ít hydrocacbon C3 và ở đáy tháp hấp thụ propylen dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3;

- thiết bị để nạp vào thiết bị hấp thụ bột dòng khí chứa ít hydrocacbon C3 được thu hồi ở đỉnh tháp hấp thụ propylen, tốt hơn là thu hồi ở đỉnh thiết bị hấp thụ bột khí đốt và ở đáy dầu giàu.

Hệ thống theo sáng chế có thể còn bao gồm thiết bị để tái tuần hoàn và trộn dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3 từ tháp hấp thụ propylen với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu và dòng khí tiền lưu.

Hệ thống theo sáng chế có thể còn bao gồm một hoặc nhiều dấu hiệu sau, được thực hiện riêng hoặc kết hợp:

- thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai và thiết bị để nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất;

- thiết bị trao đổi nhiệt thứ ba và thiết bị để nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ ba dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai và tốt hơn nếu dòng propylen lạnh từ thiết bị thu hồi propylen;

- thiết bị trao đổi nhiệt thứ tư và thiết bị để nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ tư dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+ và dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3+ được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất trước khi nạp dòng thu được chứa nhiều hydrocacbon C3+ vào tháp cất ổn định này;

- thiết bị xử lý dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 từ tháp cất ổn định này, bao gồm:

- thiết bị ngưng tụ và thiết bị để nạp vào thiết bị ngưng tụ này dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 từ tháp cất ổn định;

- thiết bị trao đổi nhiệt và thiết bị để nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt này dòng thu được từ thiết bị ngưng tụ;

- thiết bị phân tách để phân tách dòng thu được thành dòng lỏng được nạp vào tháp cất ổn định này và dòng lỏng được nạp vào thiết bị xử lý khí dầu mỏ hoá lỏng để thu hồi khí dầu mỏ hoá lỏng;

- thiết bị để tái tuần hoàn và trộn dòng chứa nhiều hợp chất C2 với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu và dòng khí tiền lưu;

- thiết bị để tái tuần hoàn và trộn dòng lỏng từ thiết bị hấp thụ sơ cấp này với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu và dòng khí tiền lưu.

Áp suất theo sáng chế (bar, trong đó $1 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa}$) là áp suất tương đối bên trong được đo bằng áp kế.

Áp suất hoặc áp suất tương đối (bar) = Áp suất tuyệt đối (bar) – áp suất khí quyển (bar)

Phương pháp và hệ thống theo sáng chế có thể còn bao gồm một hoặc nhiều dấu hiệu ưu tiên sau, được thực hiện riêng hoặc kết hợp:

- tốt hơn nếu dòng khí từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 30°C đến 50°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 38°C đến 43°C;

- tốt hơn nếu dòng khí từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi ở áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 2 bar;

- tốt hơn nếu nồng độ mol của propylen trong dòng khí từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi nằm trong khoảng từ 15 đến 50% mol, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 25 đến 45% mol;

- dòng từ thiết bị nén/thiết bị ngưng tụ ở áp suất nằm trong khoảng từ 14 đến 16 bar;

- tỷ lệ mol chất lỏng của dòng từ thiết bị nén/thiết bị ngưng tụ cao hơn 70% mol, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 70 đến 80% mol;
- dòng đã gia nhiệt được nạp vào tháp cất ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50°C đến 70°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 55°C đến 65°C;
- tốt hơn nếu tháp cất vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 14 đến 17 bar, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 15 đến 16 bar;
- nồng độ mol của hydrocacbon C3+ trong dòng chứa nhiều hydrocacbon C2 từ đỉnh tháp cất nhỏ hơn 45% mol;
- nồng độ mol của hydrocacbon C1 và C2 trong dòng chứa nhiều hydrocacbon C2 từ đỉnh tháp cất nằm trong khoảng từ 20 đến 50% mol, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 30 đến 40% mol;
- dòng chứa nhiều hợp chất C2 hydrocacbon từ đỉnh tháp cất ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50°C đến 70°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 60°C đến 65°C;
- dòng chứa nhiều hydrocacbon C3+ từ đáy tháp cất ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 85°C đến 110°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 95°C đến 100°C;
- nồng độ mol của hydrocacbon C3+ từ dòng chứa nhiều hydrocacbon C3+ từ đáy tháp cất cao hơn 95% mol, tốt hơn nếu cao hơn 99% mol;
- dòng chứa nhiều hydrocacbon C3+ từ đáy tháp cất sau khi ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất và thứ hai ở nhiệt độ cao hơn 105°C;
- tháp cất ổn định vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 10,5 đến 12,5 bar, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 11 đến 12 bar;
- nồng độ mol của hydrocacbon C5 và C6 từ tháp cất ổn định cao hơn 93% mol;
- nồng độ mol của hydrocacbon C7+ từ dòng thoát ra từ thành tháp cất ổn định nhỏ hơn 22% mol;
- nồng độ mol của hydrocacbon C5+ trong dòng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 từ đỉnh tháp cất ổn định nhỏ hơn 1% mol;
- nồng độ mol của hydrocacbon C3 và C4 trong dòng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 từ đỉnh tháp cất ổn định cao hơn 98% mol;

- dòng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 được làm mát thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai ở nhiệt độ nhỏ hơn 50°C, tốt hơn nếu nhỏ hơn 42°C;

- dòng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 được làm mát thiết bị trao đổi nhiệt thứ ba ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 20°C đến 40°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 28°C đến 32°C;

- dòng nóng chứa propylen ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 25°C đến 35°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 28°C đến 30°C;

- dòng khí từ thiết bị hấp thụ sơ cấp này được làm mát ở nhiệt độ nhỏ hơn 40°C;

- tháp hấp thụ propylen vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 12,5 đến 14 bar; tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 12,9 đến 13,5 bar;

- nồng độ mol của hydrocacbon C3 và C4 trong dòng từ đáy tháp hấp thụ propylen cao hơn 10% mol, tốt hơn nếu cao hơn 13% mol;

- nồng độ mol của C3 hydrocacbon trong dòng từ đỉnh tháp hấp thụ propylen nhỏ hơn 10% mol, tốt hơn nếu nhỏ hơn 7% mol;

- thiết bị hấp thụ bọt vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 12,5 đến 14 bar, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 13 đến 13,6 bar;

- nồng độ mol của hydrocacbon C3 và C4 trong dòng từ đỉnh tháp cất ổn định cao hơn 98% mol.

Mô tả vắn tắt hình vẽ

Sáng chế sẽ được mô tả chi tiết dưới đây cùng hình vẽ kèm theo.

Fig.1 là hình vẽ thể hiện hệ thống và phương pháp theo sáng chế.

Mô tả chi tiết sáng chế

Trong toàn bộ phần mô tả dưới đây, chữ số tham chiếu tương tự thể hiện dòng chảy trong trong đường ống và đường ống vận chuyển dòng này. Hơn nữa, trừ khi có quy định khác, áp suất là áp suất tương đối (bar).

Hệ thống theo sáng chế được thể hiện trên Fig.1. Hệ thống này bao gồm thiết bị nén/ngưng tụ 2, thiết bị phân tách 3, tháp cất 6 để thu được dòng chứa nhiều hợp chất C2 104 và dòng chứa nhiều hydrocacbon C3+ 105. Hệ thống còn bao gồm tháp cất ổn định 9 để thu được dòng 110 chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4, dòng thu được từ thành thiết bị

106 chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 và dòng đáy 107 chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+. Hệ thống cũng bao gồm thiết bị hấp thụ sơ cấp 13 và tháp hấp thụ propylen 15 cho phép thu hồi dòng lỏng 115 chứa nhiều hydrocacbon C3, đặc biệt là propylen. Thiết bị hấp thụ bọt 16 cho phép hấp thụ trong dầu hấp thụ 117 nguyên liệu xăng (hợp chất C5+) để thu được dầu giàu 119 và khí đốt 118. Hệ thống tùy ý bao gồm thiết bị xử lý dòng 110 chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4. Thiết bị xử lý này bao gồm thiết bị ngưng tụ 17 và thiết bị thu nhận ổn định 19 để thu được khí dầu mỏ hóa lỏng 120 chứa hydrocacbon C3 và C4 và dòng 121 được hồi lưu vào tháp cất ổn định (9), bao gồm hydrocacbon C3 và C4.

Trong hệ thống này, tháp hấp thụ propylen 15 nằm giữa thiết bị hấp thụ sơ cấp này 13 và thiết bị hấp thụ bọt 16. Phương pháp theo sáng chế bao gồm bước tạo ra dòng khí 101 chứa nhiều hydrocacbon từ C1 đến C7+ với các tạp chất, như nitơ, CO₂, H₂S, hơi nước v.v. từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi 1. Dòng khí 101 thường có nhiệt độ nằm trong khoảng từ 30°C đến 50°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 38°C đến 43°C, và áp suất thường nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2,5 bar, đặc biệt là nằm trong khoảng từ 1,0 đến 2,0 bar. Hàm lượng propylen trong dòng khí 101 thường nằm trong khoảng từ 15 đến 50% mol, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 25 đến 45% mol. Dòng khí 101 được nén và ngưng tụ một phần trong thiết bị nén/ngưng tụ 2. Áp suất của dòng khí đã nén nằm trong khoảng từ 14 bar đến 16 bar và tỷ lệ mol chất lỏng cao hơn 70% mol, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 70 đến 80% mol. Dòng thu được được nạp vào thiết bị phân tách 3 cho phép thu hồi dòng lỏng tiền lưu 102 và dòng khí tiền lưu 103. Tốt hơn nếu thiết bị phân tách 3 là thiết bị thu nhận áp suất cao, vận hành ví dụ ở áp suất cao hơn 14 bar. Dòng lỏng tiền lưu 102 được bơm, bằng bơm 4, và gia nhiệt vào thiết bị trao đổi nhiệt 5, tốt hơn là với dòng đáy tháp cất ổn định 107. Dòng đã gia nhiệt thu được, tốt hơn nếu ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50°C đến 70°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 55°C đến 65°C, được nạp vào tháp cất tiền lưu 6 để thu hồi ở đỉnh tháp cất này dòng 104 chứa nhiều hợp chất C2 và ở đáy tháp cất dòng lỏng 105 chứa nhiều hydrocacbon C3+. Tháp cất 6 vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 14 đến 17 bar, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 15 đến 16 bar. Nồng độ mol của hydrocacbon C3+ trong dòng 104 thường nhỏ hơn 45% mol. Nồng độ mol của C1, C2 hydrocacbon trong dòng 104 nằm trong khoảng từ 20 đến 50% mol, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 30 đến 40% mol. Dòng 104 thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50°C đến 70°C, tốt

hơn nếu nằm trong khoảng từ 60°C đến 65°C. Dòng 105 thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 85°C đến 110°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 95°C đến 100°C. Nồng độ mol của hydrocacbon C3+ trong dòng 105 thường cao hơn 95% mol, tốt hơn nếu cao hơn 99% mol. Dòng 104, chứa nhiều hợp chất C2, tùy ý được tái tuần hoàn và trộn với dòng từ thiết bị nén/thiết bị ngưng tụ 2. Dòng lỏng 105 chứa nhiều hydrocacbon C3+ hydrocacbon được nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 7 và tùy ý vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 8 được gia nhiệt ở nhiệt độ cao hơn 105°C, dòng thu được được nạp vào tháp cất ổn định ngược dòng 9 để thu hồi dòng lỏng từ thành tháp 106 chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 và dòng lỏng đáy thứ hai 108 chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+ và dòng khí 110 chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4. Tháp cất ổn định này vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 10,5 đến 12,5 bar, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 11 đến 12 bar. Nồng độ mol của C3 hydrocacbon trong dòng 106 và trong dòng 107 gần như bằng không (nhỏ hơn 10 ppm). Nồng độ mol của hydrocacbon C5 và C6 trong dòng 106 thường cao hơn 93% mol. Nồng độ mol của hydrocacbon C7+ trong dòng 106 thường nhỏ hơn 22% mol. Nồng độ mol của hydrocacbon C5 và C6 trong dòng 110 thường nhỏ hơn 1% mol. Nồng độ mol của hydrocacbon C3 và C4 trong dòng 110 thường cao hơn 98% mol. Dòng lỏng 107 được nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 8 được làm mát ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 90°C đến 120°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 100°C đến 110°C, và dòng thu được có thể được phân tách thành hai dòng, bao gồm dòng xăng hóa rắn 108 để bảo quản và dòng xăng tái chế 109 có thể được nạp vào thiết bị hấp thụ sơ cấp 13. Dòng 107 cũng có thể được sử dụng trong thiết bị trao đổi nhiệt 5 với dòng nhiệt 102. Dòng 106 được nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 7 và dòng thu được được nạp vào thiết bị làm mát 10 bằng bơm 11 với dòng đã làm mát thu được 106 ở nhiệt độ nhỏ hơn 50°C, tốt hơn nếu nhỏ hơn 42°C, được nạp vào thiết bị trao đổi nhiệt 12 được làm mát ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 20°C đến 40°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 28°C đến 32°C, với dòng propylen lạnh 113, tốt hơn nếu từ thiết bị thu hồi propylen. Dòng đã làm mát 106 được thu hồi; dòng này thường ở nhiệt độ nhỏ hơn 40°C, tốt hơn nếu nhỏ hơn 31°C. Dòng 106 được nạp vào tháp hấp thụ propylen 15 và dòng nóng chứa propylen 114, thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 20°C đến 35°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 28°C đến 30°C, có thể được cấp ngược trở lại vào thiết bị thu hồi propylen. Dòng xăng tái chế 109 từ đáy tháp cất ổn định này được nạp vào thiết bị hấp thụ sơ cấp 13 để thu hồi dòng khí thứ nhất 111 và dòng lỏng 112 có thể được tái tuần

hoàn, bằng bơm 22, và trộn với dòng 101 từ thiết bị nén/thiết bị ngưng tụ 2. Tốt hơn nếu dòng khí 111 được làm mát đến nhiệt độ tốt hơn nếu nhỏ hơn 40°C trong thiết bị trao đổi nhiệt 14, tốt hơn nếu bằng nước, trước khi nạp vào đáy tháp hấp thụ propylen 15 để thu hồi ở đáy dòng lỏng 115 chứa nhiều hydrocacbon C3, tốt hơn nếu được tái tuần hoàn và trộn với dòng 101 từ thiết bị nén/thiết bị ngưng tụ 2, và ở dòng khí đỉnh 116. Tháp hấp thụ propylen vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 12,5 đến 14 bar, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 12,9 đến 13,5 bar. Nồng độ mol của hydrocacbon C3 và C4 trong dòng 115 thường cao hơn 10% mol, tốt hơn nếu cao hơn 13% mol. Nồng độ mol của C3 hydrocacbon trong dòng 116 thường nhỏ hơn 10% mol, tốt hơn nếu nhỏ hơn 7% mol. Sau đó dòng khí 116 được vào thiết bị hấp thụ bọt 16, vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 12,5 đến 14 bar, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 13 đến 13,6 bar, dầu hấp thụ cũng được nạp vào thiết bị hấp thụ bọt 16 để thu hồi khí đốt 118 có thể được cấp vào thiết bị khử lưu huỳnh và dầu giàu 119 có thể được tái tuần hoàn vào tháp tách chiết chính của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi. Dòng 110 chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 có thể được nạp vào thiết bị ngưng tụ ổn định 17, vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 10,5 đến 12 bar, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 11 đến 11,3 bar, dòng thu được được nạp vào thiết bị thu nhận ổn định, sau đó phân tách thành hai dòng, dòng khí dầu mỏ hóa lỏng 120 có thể được cấp, bằng bơm 20 vào thiết bị xử lý khí dầu mỏ hóa lỏng, và dòng lỏng 121 được tái tuần hoàn bằng bơm hồi lưu 21 vào tháp cất ổn định này 9. Tốt hơn nếu nồng độ mol của hydrocacbon C3 và C4 trong dòng 110 cao hơn 98% mol.

Ví dụ về nhiệt độ, áp suất và tốc độ dòng được thể hiện bảng sau:

Dòng	Nhiệt độ (°C)	Áp suất (bar)	Tốc độ dòng (kmol/giờ)
101	40	1,4	1778
101 sau 2	40	13,2	4480
102	40	13,1	3457
102 sau 4	40	20	3457
102 sau 5	60	19,5	3457
103	40	13,1	1023
104	62	14,9	833
105	98	15,3	2624
105 sau 7	92	11,6	2624
105 sau 8	109	11,4	2624
106	140	11,5	300
106 sau 7	93	11,3	300
106 sau 10	40	11	300
106 sau 11	40	13,1	300
106 sau 12	30	12,9	300
107	183	11,6	1018
107 sau 8	110	11,4	1018

107 sau 5	64	11,2	1018
107 sau 23	40	11	1018
108	40	11	695
109	40	11	323
109 sau 24	40	13,5	323
110	59	11,2	3130
110 sau 17	55	11,1	3130
110 sau 18	40	10,9	3130
110 sau 19	40	10,9	3130
111	55,5	13,4	519
111 sau 14	40	13,2	519
112	54,4	13,8	1529
113	21	22,4	575
114	29	22,2	575
115	38	13,2	364
116	43	12,9	455
117	40	12,9	85
118	51,6	12,7	405
119	60	12,9	135
120	40	10,9	1304
121	40	11,3	1825
122	38	32,5	23

Kết quả của phương pháp theo sáng chế được thể hiện trong bảng sau.

Các thông số vận hành tháp hấp thụ propylen			
Áp suất (đỉnh)	Hg/cm ² g	12,9	
Nhiệt độ (đỉnh/đáy)	°C	43/38	
Nhiệt độ cửa nạp hấp thụ	°C	30	
Nhiệt độ cửa nạp khí	°C	40	
		Phương pháp thông thường	Phương pháp theo sáng chế
Propylen từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi	kmol/giờ	591,03	591,03
Tổng propylen thất thoát	kmol/giờ	33,42	16,97
% thu hồi propylen tổng số	%	94,35	97,13
Tốc độ dòng propylen (độ tinh khiết = 99,8%)	kg/giờ	23493	24206

Tháp hấp thụ propylen tăng cường thu hồi đáng kể propylen gấp 2,5% với chi phí đầu tư thấp.

Phương pháp và hệ thống theo sáng chế đặc biệt hiệu quả và dễ vận hành, cho phép nâng cấp hệ thống đã biết và/hoặc phát triển hệ thống mới.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Phương pháp xử lý dòng đã cracking thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi, phương pháp này bao gồm các bước:

- nén và ngưng tụ một phần dòng khí (101) lấy từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết (1) của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi;

- phân tách dòng khí đã ngưng tụ một phần (101) để thu hồi dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103);

- gia nhiệt dòng lỏng tiền lưu (102);

- nạp dòng lỏng đã gia nhiệt này vào tháp cất tiền lưu (6) để thu hồi ở đỉnh tháp cất này dòng chứa nhiều hợp chất C2 (104) và ở đáy tháp cất này dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C3+ (105);

- nạp dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C3+ vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7), sau đó vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai (8);

- nạp dòng lỏng (105) được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai vào tháp cất ổn định (9) để thu hồi ở đỉnh tháp cất ổn định này dòng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 (110) và ở thành tháp cất ổn định này dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) và ở đáy tháp cất ổn định (9) dòng chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+ (107);

- nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7);

- nạp dòng lỏng (109) từ đáy tháp cất ổn định (9) vào thiết bị hấp thụ sơ cấp (13) và nạp dòng khí tiền lưu (103) vào thiết bị hấp thụ sơ cấp (13) để thu hồi ở đỉnh thiết bị hấp thụ sơ cấp này dòng khí thứ nhất (111); và ở đáy thiết bị hấp thụ sơ cấp này dòng lỏng thứ hai (112);

- nạp dầu hấp thụ (117) từ tháp tách chiết chính của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi vào thiết bị hấp thụ bọt (16);

- làm mát dòng khí thứ nhất (111) từ thiết bị hấp thụ sơ cấp (13) và nạp vào tháp hấp thụ propylen (15);

- làm mát dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7);

- nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7) vào tháp hấp thụ propylen (15);

- thu hồi dòng lỏng đáy chứa nhiều hydrocacbon C3 (115) ở đáy tháp hấp thụ propylen (15) và dòng khí đỉnh chứa ít hydrocacbon C3 (116) ở đỉnh tháp hấp thụ propylen (15);

- nạp dòng khí đỉnh (116) được thu hồi ở đỉnh tháp hấp thụ propylen (15) vào thiết bị hấp thụ bọt (16), tốt hơn là thu hồi khí đốt (118) và dầu giàu (119).

2. Phương pháp theo điểm 1, trong đó phương pháp này còn bao gồm bước trộn dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3 (115), đặc biệt là propylen, từ tháp hấp thụ propylen (15) với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí (101) từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103).

3. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó phương pháp này còn bao gồm bước nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7) vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai (10) trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen (15), tốt hơn là với nước làm mát.

4. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó phương pháp này còn bao gồm bước nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ ba (12) trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen (15), tốt hơn là với dòng propylen lạnh (113) từ thiết bị thu hồi propylen .

5. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó phương pháp này bao gồm các bước:

- nạp dòng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 (110) vào thiết bị ngưng tụ (17);

- làm mát dòng thu được từ thiết bị ngưng tụ này;

- phân tách dòng thu được thành dòng lỏng (121) được nạp vào tháp cất ổn định (9) và dòng lỏng (120) được nạp vào thiết bị xử lý khí đầu mỏ hoá lỏng để thu hồi khí đầu mỏ hoá lỏng.

6. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó dòng chứa nhiều hợp chất C2 (104) được trộn với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng

khí (101) lấy từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết (1) trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103).

7. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó dòng lỏng thứ hai (112) được trộn với dòng (101) thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103).

8. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó dòng lỏng đáy chứa nhiều hydrocacbon C3 (115) từ tháp hấp thụ propylen (15) được trộn với dòng (101) thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103).

9. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó dòng khí (122) từ thiết bị thu hồi propylen chứa nhiều propylen được trộn với dòng (101) thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí thoát ra từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103).

10. Phương pháp theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 5 đến 9, trong đó dòng khí thứ nhất (111) được làm mát trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen.

11. Hệ thống xử lý dòng đã cracking thoát ra từ thiết bị cracking xúc tác tầng sôi, hệ thống này bao gồm:

- thiết bị (2) để nén và ngưng tụ một phần dòng khí (101) lấy từ bể chứa sản phẩm đỉnh của tháp tách chiết của thiết bị cracking xúc tác tầng sôi (1);

- thiết bị (3) để phân tách dòng khí đã ngưng tụ một phần (101) để thu hồi dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103);

- thiết bị (5) để gia nhiệt dòng lỏng tiền lưu (102);

- tháp cất (6) và thiết bị (4) để nạp dòng lỏng tiền lưu đã gia nhiệt (102) vào tháp cất (6) để thu hồi ở đỉnh tháp cất này dòng chứa nhiều hợp chất C2 (104) và ở đáy tháp cất này dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C3+ (105);

- thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7) và thiết bị để nạp dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C3+ (105) vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất này;

- tháp cất ổn định (9) và thiết bị để nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3+ (105) từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7) vào tháp cất ổn định (9) để thu hồi ở thành tháp cất ổn định này dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) và ở đỉnh tháp cất ổn định này dòng khí chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 (110);

- thiết bị để nạp dòng lỏng thứ nhất chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7);

- thiết bị để làm mát dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7);

- thiết bị hấp thụ sơ cấp (13) và thiết bị để nạp dòng chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+ (109) từ tháp cất ổn định (9) và dòng khí tiền lưu (103) từ thiết bị phân tách (3) vào thiết bị hấp thụ sơ cấp (13) để thu hồi ở đỉnh thiết bị hấp thụ sơ cấp (13) dòng khí thứ nhất (111) và ở đáy thiết bị hấp thụ sơ cấp này dòng lỏng (112);

- tháp hấp thụ propylen (15) và thiết bị để nạp dòng lỏng đã làm mát chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) vào tháp hấp thụ propylen (15);

- thiết bị hấp thụ bọt (16) và thiết bị để nạp dầu hấp thụ (117) vào thiết bị hấp thụ bọt (16);

- thiết bị để làm mát (14) dòng khí thứ nhất từ thiết bị hấp thụ sơ cấp (13);

- thiết bị để nạp dòng khí thứ nhất từ thiết bị hấp thụ sơ cấp (111) vào tháp hấp thụ propylen (15) để thu hồi ở đỉnh tháp hấp thụ propylen (15) dòng khí chứa ít hydrocacbon C3 (116) và ở đáy tháp hấp thụ propylen dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3 (115);

- thiết bị để nạp dòng khí chứa ít hydrocacbon C3 (116) được thu hồi ở đỉnh tháp hấp thụ propylen (15) vào thiết bị hấp thụ bọt (16), tốt hơn là thu hồi ở đỉnh thiết bị hấp thụ bọt (16) khí đốt (118) và ở đáy dầu giàu (119).

12. Hệ thống theo điểm 11, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai (10) và thiết bị để nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106) được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7) vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai (10), và tốt hơn là với nước làm mát.

13. Hệ thống theo điểm 11 hoặc 12, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị trao đổi nhiệt thứ ba (12) và thiết bị để nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5 và C6 (106)

được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai (10) vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ ba (12), và tốt hơn nếu dòng propylen lạnh (113) từ thiết bị thu hồi propylen.

14. Hệ thống theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 11 đến 13, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị trao đổi nhiệt thứ tư (8) và thiết bị để nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C5, C6 và C7+ (107) và dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3+ (105) được thu hồi từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (7) vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ tư (8) trước khi nạp dòng thu được chứa nhiều hydrocacbon C3+ (105) vào tháp cất ổn định này.

15. Hệ thống theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 11 đến 14, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị xử lý dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 (110) từ tháp cất ổn định (9), hệ thống này bao gồm:

- thiết bị ngưng tụ (17) và thiết bị để nạp dòng lỏng chứa nhiều hydrocacbon C3 và C4 (110) vào thiết bị ngưng tụ (17);

- thiết bị trao đổi nhiệt (18) và thiết bị để nạp dòng thu được từ thiết bị ngưng tụ vào thiết bị trao đổi nhiệt (18);

- thiết bị phân tách để phân tách dòng thu được thành dòng lỏng (121) được nạp vào tháp cất ổn định (9) và dòng lỏng (120) được nạp vào thiết bị xử lý khí dầu mỏ hoá lỏng để thu hồi khí dầu mỏ hoá lỏng.

16. Hệ thống theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 11 đến 15, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị để tái tuần hoàn và trộn dòng chứa nhiều hợp chất C2 (104) với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí (101) từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103).

17. Hệ thống theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 11 đến 15, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị để tái tuần hoàn và trộn dòng lỏng (112) từ thiết bị hấp thụ sơ cấp (13) với dòng thu được từ bước nén và ngưng tụ một phần dòng khí (101) từ tháp tách chiết chính trước khi phân tách dòng thu được thành dòng lỏng tiền lưu (102) và dòng khí tiền lưu (103).

18. Hệ thống theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 11 đến 16, trong đó hệ thống này còn bao gồm thiết bị trao đổi nhiệt (14) và thiết bị để nạp dòng khí (111) từ thiết bị hấp thụ sơ cấp (13) vào thiết bị trao đổi nhiệt (14) trước khi nạp vào tháp hấp thụ propylen (15).

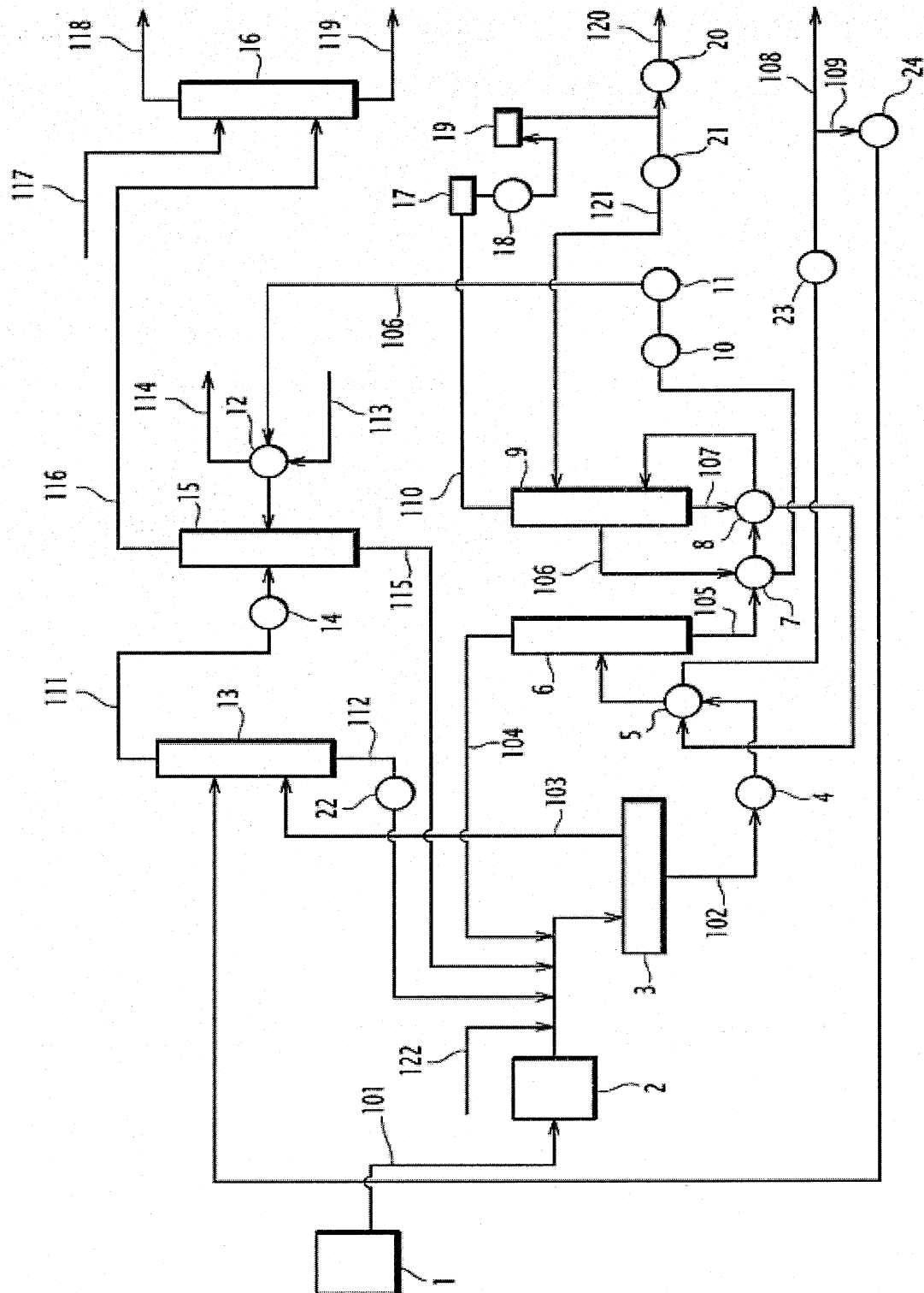


Fig. 1