



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

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

(11)



1-0041026

(51)⁸ B01D 53/22; B01D 53/90; C10L 3/10; (13) B
B01D 53/86

(21) 1-2017-04004

(22) 26/02/2016

(86) PCT/GB2016/050510 26/02/2016

(87) WO2016/142649 15/09/2016

(30) 1504130.4 11/03/2015 GB

(45) 25/09/2024 438

(43) 25/01/2018 358A

(73) JOHNSON MATTHEY DAVY TECHNOLOGIES LIMITED (GB)

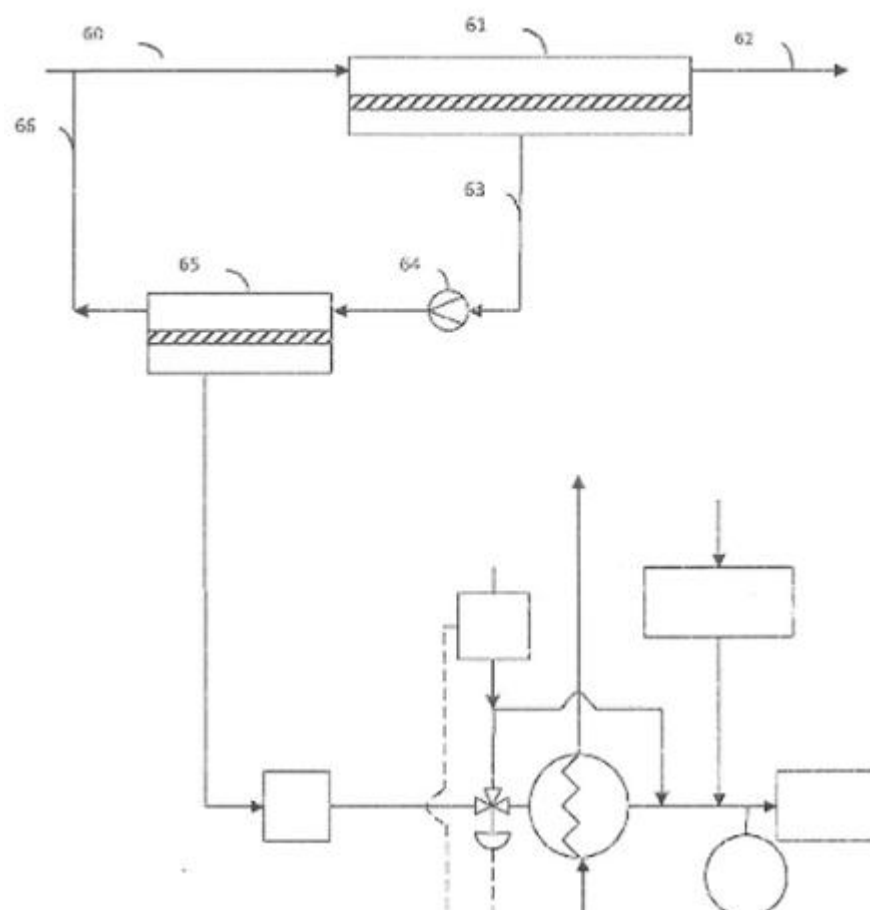
5th Floor, 25 Farringdon Street, London EC4A 4AB, United Kingdom

(72) TILLEY, Simon Nicholas (GB); SWINNEY, John (GB); WATSON, David J. (GB).

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

(54) QUY TRÌNH XỬ LÝ DÒNG CẤP KHÍ TỰ NHIÊN

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình xử lý dòng cấp khí tự nhiên thô chứa metan và có hàm lượng cacbon đioxit thứ nhất bao gồm các bước: (a) tách dòng cấp khí tự nhiên thô để thu được: dòng khí tự nhiên đã được làm sạch có hàm lượng cacbon đioxit thứ hai thấp hơn hàm lượng cacbon đioxit thứ nhất trong dòng khí tự nhiên thô nêu trên; và dòng cacbon đioxit chứa thành phần chính là cacbon đioxit và metan; (b) thu hồi dòng khí tự nhiên đã được làm sạch; (c) tùy ý, trộn dòng cacbon đioxit với metan bổ sung và/hoặc không khí bổ sung; (d) cho dòng cacbon đioxit và metan hoặc không khí bổ sung tùy ý đi qua thiết bị trao đổi nhiệt để làm tăng nhiệt độ của dòng này đến nhiệt độ vào T_1 mong muốn của thiết bị phản ứng oxy hóa; (e) tùy ý, trộn dòng cacbon đioxit với metan bổ sung và/hoặc không khí bổ sung; (f) cho dòng đã được làm nóng thu được từ bước (d) và metan và/hoặc không khí bổ sung tùy ý bất kỳ đi đến thiết bị phản ứng oxy hóa chứa chất xúc tác oxy hóa, trong đó metan được oxy hóa; (g) lấy dòng khí chứa các sản phẩm của phản ứng oxy hóa ra khỏi thiết bị phản ứng, dòng khí này ở nhiệt độ ra T_2 cao hơn nhiệt độ vào T_1 ; (h) cho dòng khí được lấy ra ở bước (g) đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều với dòng cacbon đioxit thu được từ bước (a) để cho phép thu hồi nhiệt từ dòng khí được lấy ra ở bước (g) và được sử dụng để làm nóng dòng cacbon đioxit ở bước (d); và (i) đo nhiệt độ ra T_2 và kiểm soát nhiệt độ vào T_1 bằng cách điều chỉnh lượng metan và/hoặc không khí bổ sung được bổ sung vào ở bước (c) và/hoặc bước (e).



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình xử lý dòng cấp khí tự nhiên để làm giảm đến mức tối thiểu metan được đốt cháy và/hoặc được xả vào môi trường.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Khí tự nhiên là nhiên liệu hóa thạch bao gồm hỗn hợp khí hydrocarbon chứa chủ yếu là khí metan. Tuy nhiên, nói chung nó cũng bao gồm cả nước, cacbon đioxit, nitơ và hydro sulphua. Khí tự nhiên được tìm thấy trong các vỉa đá dưới lòng đất và thường nằm kết hợp với, hoặc gần với, nhiên liệu hydrocarbon khác như than hoặc dầu mỏ.

Hàng năm, thế giới sử dụng gần 100 nghìn tỷ scf (fít khối tiêu chuẩn) khí tự nhiên. Tất cả các khí này đều cần phải được xử lý trước khi đi vào đường ống dẫn. Việc xử lý cần thiết sẽ phụ thuộc vào nguồn khí tự nhiên và do đó phụ thuộc vào các tạp chất có mặt. Một số nguồn khí đơn giản chỉ cần loại bỏ nước. Tuy nhiên, hơn 20% nguồn khí cần xử lý toàn diện, khiến cho việc xử lý khí tự nhiên trở thành thị trường lớn nhất đối với các quy trình và thiết bị tách khí công nghiệp.

Cacbon đioxit là tạp chất chung của khí tự nhiên và cần phải loại bỏ đến mức nhỏ hơn khoảng 8%mol, thường nhỏ hơn khoảng 2% mol, để giảm đến mức tối thiểu sự ăn mòn của đường ống dẫn.

Về mặt này, kỹ thuật tiêu chuẩn để loại bỏ cacbon đioxit ra khỏi khí tự nhiên là hấp thụ bằng amin. Mặc dù điều này đạt được việc loại bỏ cacbon đioxit gần như hoàn toàn, nhưng nói chung khoảng 1% metan trong khí đã được xử lý bị mất đi cùng với dòng khí thoát cacbon đioxit và khoảng 1% đến khoảng 4% lượng khí metan khác cần phải được sử dụng làm nhiên liệu để làm nóng nồi hơi của thiết bị tách dùng amin. Do vậy, tổng tổn thất hydrocarbon nằm trong khoảng từ 2 đến 5%. Các thiết bị tách dùng amin có thể vẫn được sử dụng để xử lý khí tự nhiên có nồng độ cacbon đioxit thấp.

Tuy nhiên, trong những năm gần đây, việc sử dụng thiết bị tách kiểu màng để loại bỏ cacbon đioxit ngày càng được chấp nhận. Hiện nay, các thiết bị xử lý dùng màng chiếm khoảng dưới 5% các quy trình xử lý; phần lớn chúng được dùng để loại bỏ cacbon đioxit. Tuy nhiên, việc loại bỏ các tạp chất của khí tự nhiên dùng màng đang phát triển nhanh hơn bất kỳ một lĩnh vực tách khí bằng màng khác.

Nói chung thiết bị tách kiểu màng được sử dụng để xử lý các dòng khí tự nhiên có nồng độ cacbon đioxit cao. Mặc dù chúng có thể được sử dụng đối với các dòng có hàm

lượng cacbon đioxit thấp, nhưng nói chung chúng kém hiệu quả. Điều này có nghĩa là thiết bị kiểu màng được thiết kế để xử lý 5 triệu scfd khí chứa 20% cacbon đioxit sẽ nhỏ hơn một nửa kích thước của thiết bị kiểu màng được thiết kế để xử lý 20 triệu scfd khí chứa 5% cacbon đioxit.

Các thiết kế khác nhau của thiết bị kiểu màng đã và đang được xem xét. Vị trí dự định của thiết bị sẽ quyết định các yếu tố quan trọng nhất nào được cân nhắc trong thiết kế. Khi được bố trí trên giàn khoan ngoài khơi, trọng lượng và chân đế của thiết bị là quan trọng. Ngoài ra, điều cũng quan trọng là thiết bị này phải đơn giản cho việc vận hành. Trái lại, mặc dù các yếu tố này có thể đóng một phần vai trò vào thiết kế của thiết bị trên bờ, chi phí kết cấu và vận hành là quan trọng hơn khi đưa ra quyết định về thiết kế.

Hai thiết bị loại bỏ cacbon đioxit dùng màng thông thường để xử lý khí tự nhiên với hàm lượng cacbon đioxit thấp được minh họa bằng hình vẽ trên Fig.1 và Fig.2. Cả hai thiết bị này đều được thiết kế để xử lý 10 triệu scfd khí chứa khoảng 10% cacbon đioxit.

Thiết bị một giai đoạn được minh họa trên Fig.1. Các thiết bị thuộc loại này đơn giản, không bao gồm thiết bị quay và chỉ cần mức độ bảo trì tối thiểu. Do đó, các thiết bị thuộc loại này là được ưu tiên đối với các lưu lượng khí nhỏ, như đối với các giếng khí cho sản lượng dưới 1 MMscfd, vì chúng cần chi phí cơ bản và vận hành thấp. Trong một ví dụ, dòng khí tự nhiên có nồng độ cacbon đioxit khoảng 10% có thể được cấp vào đường 1 đến thiết bị tách kiểu màng 2. Theo cách bố trí được minh họa trên Fig.1, thiết bị tách kiểu màng có thể là màng có diện tích là 1800 m². Khí này có thể được cấp ở tốc độ dòng khoảng $2,8 \times 10^5$ m³/ngày và áp suất khoảng 800 psia. Dòng khí tự nhiên được thu hồi trong đường 3 sẽ còn chứa một số cacbon đioxit nhưng nó sẽ được giảm đến mức 2%. Dòng thấm qua 4 từ thiết bị tách kiểu màng 2 sẽ chứa khoảng 44% cacbon đioxit. Dòng này sẽ có áp suất khoảng 25 psia. Metan trong dòng thấm qua 4, là thành phần tổn thất của dòng khí tự nhiên 3, với lượng khoảng 11,5% và như vậy là đáng kể.

Nói chung, lượng metan tổn thất sẽ phụ thuộc vào màng được sử dụng, dòng khí ban đầu v.v., nhưng nói chung sẽ nằm trong khoảng từ 10 đến 15%. Nếu khí này không được sử dụng làm nhiên liệu, thì nó phải được đốt cháy, điều này là một tổn thất đáng kể về doanh thu. Khi lượng khí tự nhiên tăng, thì tổn thất metan từ hệ thống một giai đoạn và tổn thất về doanh thu thu được khiến cho hệ thống này không hấp dẫn.

Để giảm nhẹ tổn thất này, một quy trình cụ thể khác được xem xét được minh họa bằng sơ đồ trên Fig.2. Với phương án này, dòng cấp 1 được cấp vào thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 2. Dòng giữ lại được thu hồi trong đường 3 sẽ chứa khoảng 2% cacbon đioxit. Dòng thấm qua 4 từ thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 2 được nén trong máy nén 5 và

được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ hai 6. Thiết bị tách kiểu màng thứ hai 6 có thể có kích thước nhỏ hơn thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 2. Theo một phương án, thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 2 là thiết bị tách loại 2000 m² và thiết bị tách kiểu màng thứ hai 6 là thiết bị tách loại 300 m². Dòng giữ lại được thu hồi trong đường 7 có thể được quay đưa trở lại cửa vào của thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 2. Dòng thấm qua 8 nói chung sẽ chứa khoảng 86% cacbon đioxit và tổn thất metan sẽ được giảm đến 1,5%, lượng này có thể so sánh với tổn thất của thiết bị dùng amin.

Một phương án khác được thể hiện trên Fig.3, minh họa một quy trình có thể được sử dụng để xử lý khí có hàm lượng cacbon đioxit cao trên giàn khoan ngoài khơi. Thiết kế này kết hợp các nguyên lý của các hệ thống một giai đoạn và hai giai đoạn được mô tả trên đây. Trong một ví dụ, dòng chứa 30% cacbon đioxit được cấp trong đường 10 đến thiết bị tách kiểu màng thứ nhất loại 7500 m² 11 ở áp suất 500 psia và tốc độ dòng 14×10^5 Nm³/ngày. Dòng thấm qua có hàm lượng cacbon đioxit 1,5% được loại ra trong đường 12. Dòng khí tự nhiên giữ lại 13 được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng loại 7500 m² thứ hai 14. Dòng khí tự nhiên giữ lại được thu hồi trong đường 15 sẽ ở áp suất 500 psia và sẽ được thu hồi ở mức độ khoảng $9,9 \times 10^5$ Nm³/ngày. Dòng này sẽ chứa khoảng 81,5% cacbon đioxit.

Dòng thấm qua 16 từ thiết bị tách kiểu màng thứ hai 14 sẽ chứa khoảng 56% cacbon đioxit. Dòng này được nén trong máy nén 17 trước khi được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ ba 18. Thiết bị tách kiểu màng thứ ba 18 này nói chung sẽ nhỏ hơn các thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 11 và thứ hai 14, và theo một phương án có thể là màng loại 730 m². Dòng giữ lại 19, sẽ chứa khoảng 30% cacbon đioxit, được quay đưa trở lại thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 11. Dòng thấm qua đi ra khỏi thiết bị tách kiểu màng thứ ba 18 được loại ra trong đường 20. Dòng này chứa khoảng 93,1% cacbon đioxit. Cả hai dòng 12 và 19 có thể đều được xả hoặc dòng 12 có thể được đốt cháy.

Do vậy, quy trình này làm giảm hàm lượng cacbon đioxit trong khí tự nhiên từ 15% đến 8%. Hàm lượng này vẫn cao hơn yêu cầu kỹ thuật về đường ống dẫn khí của Mỹ, nhưng đủ thấp để kiểm soát mức độ ăn mòn của khí khô. Điều này có nghĩa là khí có thể được dẫn bằng đường ống vào bờ, để có thể được loại ra cacbon đioxit vẫn còn.

Thiết kế của quy trình này được thể hiện trên Fig.3 sẽ cho tổn thất metan với các dòng cacbon đioxit khoảng 7%. Tổn thất này có thể được giảm bằng cách tăng kích thước của máy nén 17 và thiết bị tách kiểu màng 18. Mặc dù điều này có thể là sự tùy chọn đối với các thiết bị trên bờ, nhưng sự tăng về trọng lượng, chân đế, mức tiêu thụ năng lượng và các yếu tố về chi phí của thiết bị khác đối với các thiết bị ngoài khơi có thể không bù đắp được bằng giá trị của khí được thu hồi thêm.

Tuy nhiên, khi được tạo ra, (các) dòng thấm qua mà đã được tách ra khỏi nguyên liệu khí tự nhiên, và thường chứa cacbon đioxit với tỷ lệ phần trăm cao, cần phải được kiểm soát. Các vấn đề tương tự nảy sinh nếu các tạp chất của dòng khí tự nhiên được loại ra bằng các phương pháp khác.

Nói chung, khí thải được giải phóng vào bầu khí quyển bằng cách đốt cháy và xả. Việc đốt cháy là việc đốt cháy có kiểm soát khí tự nhiên được tạo ra đồng hành với dầu trong các hoạt động sản xuất dầu và khí thông thường. Việc xả là việc giải phóng có kiểm soát các chất khí chưa được đốt cháy một cách trực tiếp vào bầu khí quyển. Tính khả dụng của việc đốt cháy hoặc việc xả bảo đảm rằng khí này có thể được loại bỏ một cách an toàn trong các tình huống khẩn cấp và ngừng hoạt động. Hơn thế, nếu khí không thể được lưu giữ hoặc được sử dụng thương mại, thì nguy cơ về cháy và nổ phải được giảm bằng cách đốt cháy hoặc xả.

Theo Chương trình cắt giảm đốt cháy khí toàn cầu của ngân hàng thế giới, 150 tỷ mét khối (5,3 nghìn tỷ fit khối) khí tự nhiên được đốt cháy và được xả hằng năm. Nói chung, điều này là tương đương với việc sử dụng khí ở tất cả các hộ dân ở Mỹ trong 1 năm và chiếm khoảng 5% việc sản xuất khí tự nhiên toàn cầu trong năm. Do đó, cần phải hiểu rằng tổn thất này của metan thông qua việc xả và/hoặc đốt cháy các chất khí là tổn thất của các thành phần có giá trị và do đó mỗi quan tâm của công ty dầu khí là phải làm giảm đến mức tối thiểu lượng khí được đốt cháy để thu được giá trị cao nhất từ hydrocacbon được tạo ra.

Nhiều đề xuất khác đã được thực hiện để sử dụng khí này bao gồm việc sản xuất điện trong khu vực, bơm lại vào giếng hoặc vi khí vào các phản ứng Fischer-Tropsch hóa lỏng. Tuy nhiên, các phương pháp này không phải lúc nào cũng dễ dàng thực hiện, đặc biệt khi không gian bị hạn chế. Cụ thể, có thể không khả thi về mặt kỹ thuật hoặc kinh tế để bán một phần hoặc toàn bộ khí, sở dĩ như vậy là vì đó thường là sự kết hợp về mặt địa lý, tính khả dụng của khách hàng và chính sách năng lượng của chính phủ. Tương tự, có thể không khả thi về mặt kỹ thuật hoặc kinh tế để bơm lại khí vào các bể chứa ngầm. Do đó, khí có thể phải được đốt cháy dưới dạng chất thải. Trong một số trường hợp, việc xả có thể được ưu tiên hơn so với việc đốt cháy, tùy thuộc vào các cân nhắc như như tác động tiếng ồn cục bộ, độc tính của các chất khí được tạo ra và hàm lượng hydrocacbon trong khí. Nếu khí này cần phải được đốt cháy, nó cũng nằm trong mối quan tâm của công ty là phía làm tăng hàm lượng cacbon đioxit và do đó làm giảm hàm lượng metan trong khí thải để có được giá trị lớn nhất có thể từ khí tự nhiên.

Việc đốt cháy và xả không chỉ có tác động kinh tế, mà chúng còn có tác động đến môi trường ở địa phương vì chúng tạo ra lượng khí thải được cho là có tiềm năng đóng góp vào sự nóng lên của toàn cầu. Dữ liệu sẵn có cho thấy rằng tính trên toàn thế giới, khí đốt cháy chiếm 1% lượng khí thải cacbon đioxit do con người gây ra, trong khi việc đốt

cháy và xả chiếm 4% lượng khí thải metan do con người gây ra. Do đó, ngành công nghiệp đã tìm cách làm giảm việc đốt cháy và/hoặc làm giảm đến mức tối thiểu tác động của nó thông qua việc thương mại hóa trừ lượng khí đốt cháy, cải thiện trong quá trình vận hành, bảo trì và thiết kế các hệ thống đốt cháy, cũng như các cách mới để lưu trữ khí đồng hành.

Do đó, rõ ràng là mặc dù đã có một số đề xuất giải quyết các vấn đề liên quan đến khí thải từ việc xử lý khí tự nhiên, nhưng lại không có giải pháp nào có thể chấp nhận được trong tất cả các trường hợp. Do đó, mong muốn có được một phương pháp thay thế khác có thể mang lại lợi ích trong ít nhất một số trường hợp là các dòng phải được xử lý.

Đã có một số đề xuất liên quan đến khí thoát ra từ các mỏ mà khí thoát này cần phải được oxy hoá với sự có mặt hoặc không có mặt của chất xúc tác thích hợp sao cho metan có mặt trong khí được oxy hóa thành cacbon dioxit và nước trước khi nó được xả vào môi trường. Ví dụ, các hệ thống oxy hoá đã được mô tả trong CN102230393, CN102225321, CN102218286, CN102205207, CN101418702, CN101906986, CN201301726, CN201650343, và CN101206027.

Trong các quy trình oxy hoá, nói chung cần phải làm nóng khí trước khi cho nó tiếp xúc với chất xúc tác. Tuy nhiên, các quy trình này có thể là khó vận hành. Một vấn đề là nhiệt độ trong thiết bị phản ứng phải được kiểm soát sao cho nó đủ cao để phản ứng sẽ xảy ra nhưng lại không quá cao, vì nhiệt độ cao có thể làm tổn hại và thậm chí khử hoạt tính của chất xúc tác.

Nhu cầu kiểm soát nhiệt độ trong quá trình oxy hoá có thể là phức tạp khi nồng độ của khí trong dòng khí đang được xử lý dao động.

Một quy trình được đề xuất để giải quyết việc sử dụng các dòng khí có hàm lượng khí metan thấp nhưng dao động trong khí thoát ra từ mỏ than được mô tả trong US2012/0189523. Theo phương án thứ nhất, phương pháp được đề xuất bao gồm việc cấp khí qua thiết bị trao đổi nhiệt, trong đó nó được làm nóng sơ bộ. Sau đó, khí đã được làm nóng sơ bộ này được cấp vào thiết bị phản ứng, ở đó nó được cho tiếp xúc với chất xúc tác oxy hoá sao cho phản ứng oxy hóa xảy ra. Sau đó, khí đã được phản ứng được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt sao cho nhiệt được thu hồi bằng cách trao đổi nhiệt với khí không phản ứng. Phương pháp cũng bao gồm việc thay đổi lượng khí được cấp cho chất xúc tác oxy hoá tùy thuộc vào nồng độ của metan trong khí cần được xử lý sao cho tốc độ dòng khí được tăng lên khi nồng độ metan cao và được giảm khi nồng độ metan thấp.

Theo phương án thứ hai được mô tả trong US2012/0189523, khí cần được xử lý được cho đi qua đường dẫn có nhiệt độ thấp đến thiết bị trao đổi nhiệt sao cho nó được làm nóng. Sau đó, khí đã được làm nóng sơ bộ được cấp vào thiết bị phản ứng, ở đó nó được cho tiếp xúc với chất xúc tác oxy hoá, nơi mà phản ứng oxy hóa mong muốn xảy ra. Sau đó, khí đã được phản ứng được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt để cho phép trao đổi nhiệt với khí cấp này. Theo phương án này, một số dòng đến phía có nhiệt độ thấp hoặc phía có nhiệt độ cao của thiết bị trao đổi nhiệt có thể được cho đi qua đường tắt sao cho một phần của khí có thể được không được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt. Tỷ lệ khí cấp cần được cấp qua đường tắt so với lượng cần được cấp vào thiết bị trao đổi nhiệt là được phép để làm thay đổi sao cho tỷ lệ này càng giảm thì nồng độ của metan trong khí cấp càng thấp và tỷ lệ này càng cao thì nồng độ của metan trong khí cấp càng tăng.

Mặc dù quy trình này cung cấp một số quy trình xử lý metan trong dòng khí, nhưng nó không đề cập đến việc xử lý dòng được tách ra từ dòng khí tự nhiên và có nồng độ cacbon đioxit cao.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Do đó, mong muốn đề xuất quy trình khác và có thể áp dụng để xử lý dòng khí tự nhiên.

Do vậy theo khía cạnh thứ nhất, sáng chế đề xuất quy trình xử lý dòng cấp khí tự nhiên thô chứa metan và có hàm lượng cacbon đioxit thứ nhất, bao gồm các bước:

- (a) tách dòng cấp khí tự nhiên thô để thu được: dòng khí tự nhiên đã được làm sạch có hàm lượng cacbon đioxit thứ hai thấp hơn hàm lượng cacbon đioxit thứ nhất trong dòng khí tự nhiên thô nêu trên; và dòng cacbon đioxit chứa thành phần chính là cacbon đioxit và metan;
- (b) thu hồi dòng khí tự nhiên đã được làm sạch;
- (c) tùy ý, trộn dòng cacbon đioxit với metan bổ sung và/hoặc không khí bổ sung;
- (d) cho dòng cacbon đioxit và metan hoặc không khí bổ sung tùy ý đi qua thiết bị trao đổi nhiệt để làm tăng nhiệt độ của dòng này đến nhiệt độ mong muốn của vào T_1 của thiết bị phản ứng oxy hoá;
- (e) tùy ý, trộn dòng cacbon đioxit với metan bổ sung và/hoặc không khí bổ sung;
- (f) cho dòng đã được làm nóng thu được từ bước (d) và metan và/hoặc không khí bổ sung tùy ý bất kỳ đi đến thiết bị phản ứng oxy hoá chứa chất xúc tác oxy hoá, trong đó metan được oxy hóa;
- (g) lấy dòng khí chứa các sản phẩm của phản ứng oxy hóa ra khỏi thiết bị phản ứng, dòng khí này ở nhiệt độ ra T_2 cao hơn nhiệt độ vào T_1 ;
- (h) cho dòng khí được lấy ra ở bước (g) đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều với dòng cacbon đioxit thu được từ bước (a) để cho phép thu hồi nhiệt từ

dòng khí được lấy ra ở bước (g) và được sử dụng để làm nóng dòng cacbon đioxit ở bước (d); và

- (i) đo nhiệt độ ra T_2 và kiểm soát nhiệt độ vào T_1 bằng cách điều chỉnh lượng metan và/hoặc không khí bổ sung được bổ sung vào ở bước (c) và/hoặc bước (e).

Mô tả chi tiết sáng chế

Dòng khí được thu hồi từ thiết bị phản ứng oxy hoá sẽ có nồng độ metan giảm khi nó được chuyển hóa thành cacbon đioxit và nước. Do vậy, sau khi dòng này được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ở bước (h), nó có thể được xả. Do dòng này có nồng độ của metan giảm đáng kể, nên việc xả của nó không có tác động đến môi trường mà đã được lưu ý với các giải pháp kỹ thuật đã biết.

Theo một phương án, khi dòng này được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ở bước (h), nó có thể được cấp qua tuabin giãn nở, ở đó nó được giãn nở trước khi được xả. Tuabin giãn nở có thể cung cấp năng lượng cho máy phát điện để sản xuất điện năng mà có thể được sử dụng để cung cấp năng lượng cho quy trình này. Sự hóa lỏng một phần khí đã được giãn nở có thể xảy ra trong tuabin giãn nở. Tùy thuộc vào nhiệt độ của dòng đến tuabin giãn nở, có thể thu hồi thêm nhiệt từ khí thoát ra từ tuabin giãn nở trước khi nó được xả.

Dòng khí tự nhiên “thô” có thể là dòng khí tự nhiên chưa trải qua quy trình làm sạch bất kỳ hoặc có thể đã được xử lý để loại bỏ các tạp chất có thể bao gồm cả việc loại bỏ cacbon đioxit. Tuy nhiên, thuật ngữ “thô” được dùng để chỉ việc nó có hàm lượng cacbon đioxit cao hơn dòng khí tự nhiên đã được làm sạch.

Dòng khí tự nhiên thô có thể chứa lượng cacbon đioxit thích hợp bất kỳ. Theo một phương án, nó có thể chứa tối đa 25% cacbon đioxit. Quy trình này đặc biệt là thích hợp cho việc sử dụng dòng khí tự nhiên chứa khoảng 20% cacbon đioxit. Tuy nhiên, hàm lượng khoảng 15%, 12%, 10%, 8% có thể được sử dụng.

Bước tách thích hợp bất kỳ có thể được dùng để tách dòng khí tự nhiên thô để thu được dòng khí tự nhiên đã được làm sạch và dòng cacbon đioxit.

Theo phương án được ưu tiên, bước tách là bước tách bằng màng.

Theo một phương án, khí tự nhiên thô được xử lý trong thiết bị tách kiểu màng đơn. Theo phương án này, dòng giữ lại trên thiết bị tách kiểu màng là dòng khí tự nhiên đã được làm sạch và dòng thấm qua là dòng cacbon đioxit chứa metan.

Theo một phương án khác, khí tự nhiên thô có thể được xử lý trong thiết bị tách kiểu màng thứ nhất để tạo ra dòng giữ lại chứa dòng khí tự nhiên đã được làm sạch. Theo phương án này, dòng thấm qua đi ra khỏi thiết bị tách kiểu màng thứ nhất được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ hai. Dòng thấm qua có thể được nén trước khi được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ hai. Nó là dòng thấm qua từ thiết bị tách kiểu màng thứ hai này, là dòng cacbon đioxit mà được cho trải qua các bước từ (c) đến (i) trên đây. Dòng giữ lại từ thiết bị tách kiểu màng thứ hai có thể được quay đưa trở lại thiết bị tách kiểu màng thứ nhất. Các thiết bị tách kiểu màng thứ nhất và thứ hai có thể là giống nhau hoặc khác nhau.

Theo phương án thứ hai, khí tự nhiên thô có thể được xử lý trong các thiết bị tách kiểu màng thứ nhất và thứ hai được bố trí nối tiếp để tạo ra dòng giữ lại chứa dòng khí tự nhiên đã được làm sạch. Dòng thấm qua đi ra khỏi một hoặc cả hai thiết bị tách kiểu màng thứ nhất và thứ hai được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ ba. Dòng thấm qua có thể được nén trước khi được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ ba. Nếu một trong số các dòng dòng thấm qua không được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ ba, nó có thể được cho trải qua các bước từ (c) đến (i) trên đây hoặc nó có thể được đốt cháy hoặc được xả. Dòng giữ lại từ thiết bị tách kiểu màng thứ ba có thể được quay đưa trở lại thiết bị tách kiểu màng thứ nhất. Dòng thấm qua đi ra khỏi thiết bị tách kiểu màng thứ ba sẽ được cho trải qua các bước từ (c) đến (i) trên đây.

Cần phải hiểu rằng bằng cách kiểm soát nhiệt độ vào T_1 của thiết bị phản ứng oxy hoá, nhiệt độ ra T_2 được kiểm soát.

Khả năng kiểm soát nhiệt độ là quan trọng để tối đa hóa tuổi thọ của chất xúc tác. Không có điều này, có thể xảy ra sự thoái biến do nhiệt độ của chất xúc tác. T_1 nói chung sẽ được cố định nằm trong khoảng vận hành mà không cho phép T_2 tỏa nhiệt cao hơn nhiệt độ vận hành tối đa của chất xúc tác. Tuy nhiên, sự thay đổi nồng độ của metan trong dòng cacbon đioxit sẽ gây ra sự biến động tỏa nhiệt quan sát được và do đó có sự thay đổi về T_2 . Sự thay đổi này phải được kiểm soát ở mức thấp hơn mức tối đa cho phép đối với T_2 mà còn phải được kiểm soát để tạo ra nhiệt độ vào của lớp mong muốn T_1 .

Nhiệt độ ra T_2 được so sánh với nhiệt độ mong muốn định trước và lượng không khí bổ sung được bổ sung được điều chỉnh. Nếu không khí bổ sung được bổ sung, nhiệt độ vào T_1 được giảm. Tuy nhiên, T_1 sẽ không được điều chỉnh đến nhiệt độ mà thấp hơn nhiệt độ bắt đầu phản ứng tối thiểu. Việc bổ sung không khí bổ sung không chỉ làm giảm T_1 , mà còn có tác động làm giảm tiếp nồng độ của metan, sao cho phản ứng tỏa nhiệt trong thiết bị phản ứng xảy ra kém hơn và do đó sự tăng nhiệt độ trong thiết bị phản ứng được giảm.

Nếu metan bổ sung được bổ sung, khi nồng độ metan sự tăng, nhiệt độ ở cửa ra T_2 sẽ tăng. Do vậy, nếu nhiệt độ T_1 là quá thấp để cho phép chất xúc tác hoạt động được, thì việc bổ sung metan bổ sung để làm tăng nồng độ metan sẽ làm tăng T_2 sao cho dòng nóng hơn được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt, sẽ dẫn đến việc làm tăng nhiệt độ dòng cấp khi nó đi qua thiết bị trao đổi nhiệt, do đó làm tăng T_1 . Do đó, tốt hơn là việc bổ sung metan bổ sung được tiến hành ở bước (b), sao cho metan cũng được làm nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt ở bước (c).

Theo một phương án, cả không khí bổ sung lẫn metan bổ sung đều có thể được sử dụng. Nếu nhiệt độ T_2 tăng, thì không khí bổ sung có thể được trộn với dòng cacbon đioxit, do đó làm giảm nhiệt độ T_2 , như được bàn luận trên đây. Nếu nhiệt độ T_2 giảm, metan bổ sung có thể được trộn với dòng cacbon đioxit, do đó làm tăng T_2 , như được bàn luận trên đây.

Theo một phương án, một phần dòng cacbon đioxit có thể không được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ở bước (d). Không khí bổ sung có thể được bổ sung vào dòng không đi qua. Sau đó, dòng không đi qua này sẽ được cung cấp cho thiết bị phản ứng oxy hoá với dòng từ bước (b). Cần phải hiểu rằng theo cách khác hoặc ngoài ra không khí bổ sung có thể được bổ sung ở các điểm khác trên hệ thống.

Việc trộn dòng không đi qua không được làm nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt với dòng đã được làm nóng cacbon đioxit cho phép nhiệt độ T_1 được kiểm soát. Lượng dòng cacbon đioxit đi vòng qua thiết bị trao đổi nhiệt có thể được tăng lên khi nồng độ metan tăng, nếu không điều này sẽ dẫn đến việc làm tăng nhiệt độ ở cửa ra của thiết bị phản ứng. Nếu T_2 giảm đến điểm định trước, lượng dòng cacbon-đioxit không được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt có thể được giảm, sao cho nhiệt độ của chất xúc tác được duy trì nằm trong khoảng mong muốn.

Cấu hình của thiết bị phản ứng thích hợp bất kỳ có thể được sử dụng. Theo một phương án, thiết bị phản ứng có thể bao gồm hai hoặc nhiều thiết bị phản ứng phụ được bố trí nối tiếp. Có thể có ba thiết bị phản ứng phụ được bố trí nối tiếp. Nếu thiết bị phản ứng này có hai hoặc nhiều thiết bị phản ứng phụ được bố trí nối tiếp, thì thiết bị trao đổi nhiệt có thể được bố trí ở giữa một số hoặc tất cả các thiết bị phản ứng. Do vậy, thiết bị trao đổi nhiệt có thể được bố trí ở giữa thiết bị phản ứng phụ thứ nhất và thứ hai và/hoặc giữa thiết bị phản ứng phụ thứ hai và thứ ba.

Theo một phương án, sau khi dòng cacbon đioxit và metan hoặc không khí bổ sung tùy ý được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt để làm tăng nhiệt độ của dòng đến nhiệt độ mong muốn cửa vào T_1 của thiết bị phản ứng, thì dòng này được cho đi đến thiết bị phản ứng phụ thứ nhất, nơi nó tiếp xúc với chất xúc tác và phản ứng xảy ra. Nhiệt độ sẽ được tăng lên khi phản ứng xảy ra. Dòng từ thiết bị phản ứng phụ thứ nhất có thể

được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai, nơi nó được làm lạnh trước khi được cho đi đến thiết bị phản ứng phụ thứ hai, ở đó các phản ứng tiếp theo xảy ra. Dòng nóng này được thu hồi từ thiết bị phản ứng phụ thứ hai, sau đó được lần lượt cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất và thứ hai. Khi nó được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất, thì nó được làm lạnh và làm nóng dòng cấp cho thiết bị phản ứng phụ thứ nhất. Sau đó, khi dòng này được cho đi qua thiết bị phản ứng làm nóng thứ hai, nó làm nóng cho dòng làm nguội từ thiết bị phản ứng phụ thứ nhất đến nhiệt độ thích hợp để được cho đi đến thiết bị phản ứng phụ thứ ba, nơi mà phản ứng tiếp theo có thể xảy ra.

Nếu có nhiều thiết bị phản ứng phụ được bố trí nối tiếp, không khí bổ sung có thể được bổ sung ở điểm thích hợp bất kỳ trong quy trình. Theo một phương án, nó có thể tùy ý được bổ sung vào dòng này trước mỗi thiết bị phản ứng phụ hoặc vào nơi mà chúng được lựa chọn.

Chất xúc tác thích hợp bất kỳ có thể được sử dụng trong thiết bị phản ứng oxy hoá. Theo một phương án, chất xúc tác có thể là iridi và platin được phân tán trên chất mang dưới dạng chất mang oxit. Ví dụ về chất mang thích hợp bao gồm zircon oxit, titan oxit, nhôm oxit hoặc hỗn hợp của chúng. Theo phương án khác, chất xúc tác có thể là paladi và/hoặc platin trên nền mang. Chất xúc tác có thể có mặt dưới dạng cấu hình thích hợp bất kỳ, nhưng theo một phương án, nó có thể có mặt dưới dạng chất nền được phủ, như cấu hình tổ ong bằng kim loại hoặc gốm. Nếu hai hoặc nhiều thiết bị phản ứng phụ được sử dụng để tạo nên thiết bị phản ứng, thì các chất xúc tác giống nhau hoặc khác nhau có thể được sử dụng trong các thiết bị phản ứng phụ này.

Nhiệt độ mong muốn sẽ phụ thuộc vào chất xúc tác được sử dụng. Nếu chất xúc tác chứa paladi và/hoặc platin trên nền mang, thì tốt hơn là T_1 ít nhất là 300°C và có thể ít nhất là 350°C . Nhiệt độ trên 650°C nói chung sẽ cần phải được tránh nhằm để làm tăng tối đa tuổi thọ của chất xúc tác và làm giảm đến mức tối thiểu chi phí của thiết bị phản ứng. T_2 có thể được kiểm soát đến nhiệt độ dưới khoảng 600°C và có thể dưới khoảng 580° . Tốt hơn nữa nếu T_1 trên khoảng 373°C và T_2 dưới khoảng 580°C .

Nếu thiết bị phản ứng này có hai hoặc nhiều thiết bị phản ứng phụ được bố trí nối tiếp, thì nhiệt độ trong mỗi thiết bị phản ứng phụ có thể là giống nhau hoặc khác nhau và có thể phụ thuộc vào chất xúc tác được chọn.

Khi dòng cacbon đioxit đã được làm nóng được cho đi qua chất xúc tác, thì metan được oxy hóa thành cacbon đioxit và nước.

Thiết bị phản ứng có thể có cấu hình thích hợp bất kỳ nhưng nói chung sẽ là thiết bị phản ứng đoạn nhiệt.

Theo một phương án, tốc độ dòng đến thiết bị phản ứng sẽ được duy trì không đổi.

Cần phải hiểu rằng metan bổ sung tùy ý được bổ sung vào ở bước (c) hoặc (e) có thể là metan hoặc dòng khí chứa metan. Theo phương án này, dòng giàu metan là được ưu tiên. Metan được tạo ra từ dòng cấp khí tự nhiên có thể được sử dụng.

Thiết bị trao đổi nhiệt hoặc mỗi thiết bị trao đổi nhiệt có thể có cấu hình thích hợp bất kỳ. Theo một phương án, thiết bị trao đổi nhiệt dạng tấm có thể được sử dụng.

Do vậy, sáng chế cho phép hệ thống có tính đến các biến động về nồng độ metan đến thiết bị phản ứng oxy hoá. Phương án này là đủ linh hoạt để làm thay đổi một cách nhanh chóng lượng metan bổ sung hoặc không khí bổ sung trong khi vẫn giữ được toàn bộ tổng lưu lượng đến lớp xúc tác cố định, do đó duy trì được nhiệt độ trong thiết bị phản ứng nằm trong khoảng mong muốn.

Bộ làm nóng khởi động được đốt hoặc phương pháp làm nóng thích hợp khác có thể được đề xuất để làm nóng thiết bị phản ứng ở các điều kiện vận hành.

Khi chất xúc tác bị khử hoạt tính, khí thoát ra từ thiết bị phản ứng sẽ bắt đầu chứa metan. Sự có mặt của metan trong dòng thoát có thể được phát hiện. Các phương pháp được nêu trong bản mô tả này có thể cho phép T_1 được tăng lên đến khi không có thêm metan trong dòng được loại ra khỏi thiết bị phản ứng. Khi T_2 đạt đến nhiệt độ tối đa của nó và sau đó việc chuyển hóa metan hoàn toàn sụt giảm, thì chất xúc tác sẽ cần phải được thay thế. Nói chung, tuổi thọ tối thiểu của chất xúc tác là một năm.

Nồng độ metan trong dòng thu được từ thiết bị phản ứng có thể được phát hiện bằng phương pháp thích hợp bất kỳ. Theo một phương án, có thể được đo bằng cách sử dụng máy phân tích hấp thụ hồng ngoại không phân tán mà sử dụng máy dò trạng thái rắn, cho phép theo dõi liên tục metan xuống 1 ppm hoặc thấp hơn.

Tốc độ dòng khí thích hợp bất kỳ có thể được sử dụng. Theo một phương án, có thể vận tốc không gian theo giờ của khí là khoảng 20.000 Lkhí/Lchất xúc tác/giờ với vận tốc tuyến tính ở mặt ngoài của chất xúc tác nhỏ hơn khoảng 20 m/giây, tốt hơn là nhỏ hơn 10m/giây.

Theo phương án bất kỳ nêu trên, khí đã được làm nóng được thu hồi từ thiết bị phản ứng oxy hoá có thể được sử dụng để tạo ra năng lượng. Hơi thông thường cho máy phát điện có thể được sử dụng. Dòng từ thiết bị phản ứng oxy hoá nói chung sẽ được sử dụng để tạo ra năng lượng trước khi nó được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ở bước (h). Tuy nhiên, đầu tiên nó có thể được đi qua thiết bị trao đổi nhiệt. Cần phải hiểu rằng khí đã được làm nóng được đưa vào sử dụng thay thế.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Dưới đây, sáng chế sẽ được mô tả bằng cách dựa vào các ví dụ thực hiện sáng chế có tham khảo các hình vẽ kèm theo, trong đó:

- Fig.1 là hình vẽ dạng sơ đồ minh họa quy trình loại bỏ cacbon đioxit một giai đoạn của một giải pháp kỹ thuật đã biết;
- Fig.2 là hình vẽ dạng sơ đồ minh họa quy trình loại bỏ cacbon đioxit hai giai đoạn của một giải pháp kỹ thuật đã biết;
- Fig.3 là hình vẽ dạng sơ đồ minh họa quy trình loại bỏ cacbon đioxit của một giải pháp kỹ thuật đã biết khác;
- Fig.4 là hình vẽ minh họa sơ đồ công nghệ theo một khía cạnh của sáng chế;
- Fig.5 là hình vẽ minh họa sơ đồ công nghệ theo khía cạnh thứ hai của sáng chế
- Fig.6 là hình vẽ minh họa sơ đồ công nghệ theo khía cạnh thứ hai của sáng chế kết hợp với thiết bị loại bỏ cacbon đioxit được thể hiện trên Fig.2; và
- Fig.7 là hình vẽ minh họa sơ đồ công nghệ theo khía cạnh thứ ba của sáng chế.

Chuyên gia trong lĩnh vực này có thể hiểu được rằng các hình vẽ là các hình vẽ dạng sơ đồ và các thiết bị khác như trống ngưng hồi lưu, máy bơm, máy bơm chân không, cảm biến nhiệt độ, cảm biến áp suất, van giảm áp, van điều khiển, bộ điều khiển dòng chảy, ống dẫn, bộ dập lửa, bộ điều khiển mức, thùng chứa, thùng lưu giữ và các thiết bị tương tự có thể là cần thiết trong một nhà máy thương mại. Việc cung cấp các thiết bị phụ trợ như vậy không phải là một phần của sáng chế và cần phù hợp với thực tiễn kỹ thuật hóa học thông thường.

Như được minh họa trên Fig.4, dòng cacbon đioxit được thu hồi từ bước tách dòng cấp khí tự nhiên thô (không được thể hiện) được cấp trong đường 21 bằng cách sử dụng quạt 22, trong đó nó được trộn với metan bổ sung tùy ý, nói chung dưới dạng khí giàu metan, trong đường 23 và/hoặc tùy ý không khí bổ sung trong đường 24, được cung cấp bằng quạt 25. Sau đó, khí này được cấp vào thiết bị trao đổi nhiệt 26, ở đó nó được làm nóng đến nhiệt độ T_1 và sau đó được cấp trong đường 27 đến thiết bị phản ứng oxy hoá 28 chứa chất xúc tác. Trong thiết bị phản ứng oxy hoá này, metan được chuyển hóa thành cacbon đioxit và nước. Dòng khí, sẽ được làm nóng trong khi phản ứng tỏa nhiệt đến nhiệt độ T_2 , sau đó được lấy ra khỏi thiết bị phản ứng trong đường 29, nơi nó được

cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 26 ngược chiều với dòng cấp tới trong đường 21 sao cho nó được làm lạnh và dòng cấp được làm nóng. Sau đó, sản phẩm khí đã được làm lạnh được loại ra trong đường 30.

Bộ điều khiển 31 theo dõi nhiệt độ T_1 và T_2 được đo trong bộ dò 32 và 33 và kiểm soát các nguồn cấp metan bổ sung và không khí bổ sung khi thích hợp.

Theo phương án khác được minh họa trên Fig.5, dòng cacbon đioxit được thu hồi từ bước tách dòng cấp khí tự nhiên thô (không được thể hiện trên hình vẽ) được cấp vào quy trình trong đường 41 bằng cách sử dụng quạt chính 42 và sau đó được cho đi đến thiết bị trao đổi nhiệt 43, ở đó nó được làm nóng. Một phần của dòng cấp khí tự nhiên thô có thể được không được cho đi quanh thiết bị trao đổi nhiệt 43 trong đường 44 và sau đó được trộn với khí đã được làm nóng. Van 45 kiểm soát dòng nổi tắt này. Không khí bổ sung có thể được bổ sung vào dòng nổi tắt trong đường 46 bằng cách sử dụng quạt 47. Khi khởi động, metan có thể được bổ sung trong đường 58 được cho đi qua bộ đốt khởi động 51. Cũng có thể bổ sung metan qua đường 58 mà nổi tắt bộ đốt khởi động trong quá trình vận hành thông thường.

Sau đó, dòng này được cấp trong đường 48 đến thiết bị phản ứng 49, nơi phản ứng xảy ra. Sau đó, dòng khí được loại ra khỏi thiết bị phản ứng 49 trong đường 52 và được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 43, ở đó nó được làm lạnh trong khi làm nóng khí được hút vào. Sau đó, khí nguội được giải phóng trong đường 53.

Bộ điều khiển 54 theo dõi nhiệt độ T_1 và T_2 được đo trong các bộ dò 55 và 56 và máy phân tích khí metan thoát ra 57. Sau đó, bộ điều khiển điều chỉnh lượng khí thải đi vòng qua thiết bị trao đổi nhiệt 43 bằng cách sử dụng van 45 và lượng không khí bổ sung được bổ sung trong đường 46.

Fig.6 là hình vẽ dạng sơ đồ của sơ đồ công nghệ được thể hiện Fig.5 kết hợp với thiết bị loại bỏ cacbon đioxit của Fig.2. dòng cấp khí tự nhiên thô được cấp trong đường 60 đến thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 61. Theo một phương án, dòng này có thể có nồng độ bằng 10% cacbon đioxit. Dòng giữ lại bao gồm dòng khí tự nhiên đã được làm sạch có hàm lượng cacbon đioxit thấp hơn được thu hồi trong đường 62. Dòng này có thể có hàm lượng cacbon đioxit được giảm đến 2%.

Dòng thấm qua đi ra khỏi thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 61 sẽ có hàm lượng cacbon đioxit cao hơn so với trong dòng cấp đến màng, nói chung khoảng 44%. Dòng thấm qua 63 này được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ hai 65 qua máy nén 64. Cacbon đioxit tiếp theo được loại ra khỏi dòng 63 trong thiết bị tách kiểu màng thứ hai 65.

Dòng giữ lại từ thiết bị tách kiểu màng thứ hai 65 được cấp trở lại thiết bị tách kiểu màng thứ nhất 61. Dòng thấm qua 67 từ thiết bị tách kiểu màng thứ hai 65 chứa nồng

độ cacbon đioxit cao, nói chung khoảng 86%. Sau đó, dòng thấm qua này được cho đi vào đường 41 đến quy trình được minh họa trên Fig.5.

Như được minh họa trên Fig.6, tùy ý dòng thu hồi từ thiết bị phản ứng 49 trong đường 52 được cho đi đến bộ hóa hơi đến máy phát điện 68 trước khi được cho đi đến thiết bị trao đổi nhiệt 43.

Một phương án khác được minh họa trên Fig.7. Theo phương án này, dòng khí đã được làm sạch trong đường 70 được cho đi từ giai đoạn tách màng, không được thể hiện trên hình vẽ, đến thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 72. Trong khi khởi động, dòng khí đã được làm sạch có thể được cho đi qua bộ làm nóng khởi động như bộ đốt khởi động 71. Trong thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 72, dòng này được làm nóng đến nhiệt độ vào thích hợp trước khi nó được cho đi đến thiết bị phản ứng phụ thứ nhất 73 chứa chất xúc tác, ở đó một phần của metan được oxy hóa để tạo ra cacbon đioxit và nước. Quá trình oxy hoá này làm tăng nhiệt độ của dòng khí. Không khí bổ sung có thể được cấp trong đường 80 vào dòng này trước khi nó được cho đi đến thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 72. Lượng không khí bổ sung được bổ sung có thể được thay đổi để kiểm soát mức độ oxy hoá xảy ra trong thiết bị phản ứng phụ thứ nhất.

Dòng được thu hồi từ thiết bị phản ứng phụ thứ nhất 73 được cho đi đến thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 74, ở đó nó được làm lạnh trước khi được cho đi đến thiết bị phản ứng phụ thứ hai 75. Không khí bổ sung có thể được bổ sung vào dòng trong đường 80 trước khi nó được bổ sung vào thiết bị phản ứng phụ thứ hai 75. Việc oxy hóa tiếp metan trong dòng khí xảy ra trong thiết bị phản ứng thứ hai 75. Ngoài ra, mức độ oxy hoá có thể được kiểm soát bằng lượng không khí bổ sung được bổ sung.

Khí xả từ thiết bị phản ứng thứ hai 75 được thu hồi trong đường 76 và được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 72, ở đó nó được làm nguội trong khi làm nóng dòng được cấp trong đường 70 đến thiết bị phản ứng phụ thứ nhất 73.

Sau đó, khí xả đã được làm lạnh được cho đi trong đường 77 đến thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 74, ở đó chúng được làm nóng bởi các chất khí nóng thoát ra khỏi thiết bị phản ứng phụ thứ nhất 73. Sau khi được làm nóng, khí này được cho đi đến thiết bị phản ứng phụ thứ ba 79, nơi mà xảy ra các phản ứng oxy hoá tiếp theo. Không khí bổ sung có thể được bổ sung vào thiết bị phản ứng phụ thứ ba 79 để làm nguội và làm loãng khí nóng từ thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 75.

Khí xả từ thiết bị phản ứng phụ thứ ba 79 được thu hồi trong đường 81 và sau đó được cho đi đến tuabin giãn nở 82 trước khi được xả trong đường 83. Năng lượng được tạo ra trong tuabin giãn nở có thể được sử dụng trong quy trình theo sáng chế.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình xử lý dòng cấp khí tự nhiên thô chứa metan và có hàm lượng cacbon đioxit thứ nhất bao gồm các bước:

- (a) tách dòng cấp khí tự nhiên thô để thu được: dòng khí tự nhiên đã được làm sạch có hàm lượng cacbon đioxit thứ hai thấp hơn hàm lượng cacbon đioxit thứ nhất trong dòng khí tự nhiên thô nêu trên; và dòng cacbon đioxit chứa thành phần chính là cacbon đioxit và metan;
- (b) thu hồi dòng khí tự nhiên đã được làm sạch;
- (c) tùy ý, trộn dòng cacbon đioxit với metan bổ sung và/hoặc không khí bổ sung;
- (d) cho dòng cacbon đioxit và metan hoặc không khí bổ sung tùy ý đi qua thiết bị trao đổi nhiệt để làm tăng nhiệt độ của dòng này đến nhiệt độ vào T_1 mong muốn của thiết bị phản ứng oxy hoá;
- (e) tùy ý, trộn dòng cacbon đioxit với metan bổ sung và/hoặc không khí bổ sung;
- (f) cho dòng đã được làm nóng thu được từ bước (d) và metan và/hoặc không khí bổ sung tùy ý bất kỳ đi đến thiết bị phản ứng oxy hoá chứa chất xúc tác oxy hoá, trong đó metan được oxy hóa;
- (g) lấy dòng khí chứa các sản phẩm của phản ứng oxy hóa ra khỏi thiết bị phản ứng, dòng khí này ở nhiệt độ ra T_2 cao hơn nhiệt độ vào T_1 ;
- (h) cho dòng khí được lấy ra ở bước (g) đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều với dòng cacbon đioxit thu được từ bước (a) để cho phép thu hồi nhiệt từ dòng khí được lấy ra ở bước (g) và được sử dụng để làm nóng dòng cacbon đioxit ở bước (d); và
- (i) đo nhiệt độ ra T_2 và kiểm soát nhiệt độ vào T_1 bằng cách điều chỉnh lượng metan và/hoặc không khí bổ sung được bổ sung vào ở bước (c) và/hoặc bước (e).

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước tách là bước tách bằng màng.

3. Quy trình theo điểm 2, trong đó khí tự nhiên thô được xử lý trong thiết bị tách kiểu màng đơn và dòng giữ lại từ thiết bị tách kiểu màng là dòng khí tự nhiên đã được làm sạch và dòng thấm qua là dòng cacbon đioxit chứa metan.

4. Quy trình theo điểm 2, trong đó khí tự nhiên thô được xử lý trong thiết bị tách kiểu màng thứ nhất để tạo ra dòng giữ lại chứa dòng khí tự nhiên đã được làm sạch và dòng thấm qua được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ hai, dòng thấm qua đi ra khỏi thiết bị tách kiểu màng thứ hai này là dòng cacbon đioxit chứa metan.

5. Quy trình theo điểm 4, trong đó dòng thấm qua được nén trước khi được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ hai.

6. Quy trình theo điểm 2, trong đó khí tự nhiên thô được xử lý trong các thiết bị tách kiểu màng thứ nhất và thứ hai được bố trí nối tiếp để tạo ra dòng giữ lại chứa dòng khí tự nhiên đã được làm sạch, dòng thấm qua từ một hoặc cả hai thiết bị tách kiểu màng thứ nhất và thứ hai được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ ba, dòng thấm qua đi ra khỏi thiết bị tách kiểu màng thứ ba là dòng cacbon đioxit chứa metan.

7. Quy trình theo điểm 6, trong đó dòng thấm qua được nén trước khi được cho đi đến thiết bị tách kiểu màng thứ ba.

8. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 7 hoặc theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 8, trong đó thiết bị phản ứng này có hai hoặc nhiều thiết bị phản ứng phụ.

9. Quy trình theo điểm 8, trong đó dòng sản phẩm từ thiết bị phản ứng phụ thứ nhất được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai trước khi được cho đi đến thiết bị phản ứng phụ thứ hai.

10. Quy trình theo điểm 9, trong đó dòng sản phẩm từ thiết bị phản ứng phụ thứ hai được cho đi qua một hoặc cả hai thiết bị trao đổi nhiệt trước khi được cho đi đến thiết bị phản ứng phụ thứ ba.

11. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 10, trong đó nhiệt độ ra T_2 được so sánh với nhiệt độ mong muốn định trước và nồng độ của metan và/hoặc không khí được điều chỉnh sao cho sau khi phản ứng trong thiết bị phản ứng oxy hoá làm tăng nhiệt độ, dẫn đến việc làm cho nhiệt độ ra T_2 đạt đến nhiệt độ mong muốn.
12. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 11, trong đó một phần của dòng cacbon đioxit không được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ở bước (d).
13. Quy trình theo điểm 12, trong đó không khí bổ sung được bổ sung vào dòng không đi qua.
14. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 13, trong đó chất xúc tác là iridi và platin được phân tán trên chất mang dưới dạng chất mang oxit hoặc paladi và/hoặc platin trên nền mang.
15. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 14, trong đó T_1 ít nhất là khoảng 300°C hoặc ít nhất là khoảng 350°C .
16. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 15, trong đó T_2 là khoảng 600°C hoặc nhỏ hơn.
17. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 16, trong đó T_1 là khoảng 373°C hoặc lớn hơn và T_2 là khoảng 580°C hoặc nhỏ hơn.
18. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 17, trong đó dòng được thu hồi từ thiết bị phản ứng được cho đi qua nồi hơi đến máy phát điện.
19. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 18, trong đó dòng sản phẩm này được cho đi qua tuabin giãn nở trước khi được xả.

1/6

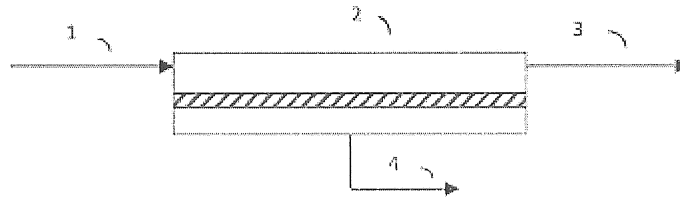


Fig.1

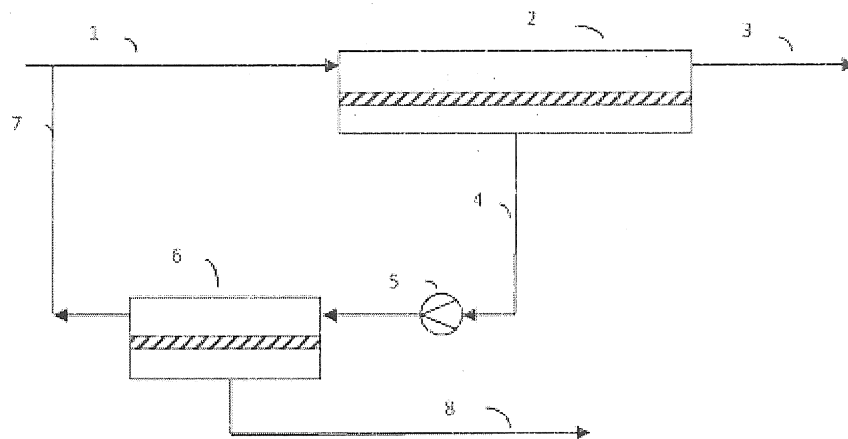


Fig.2

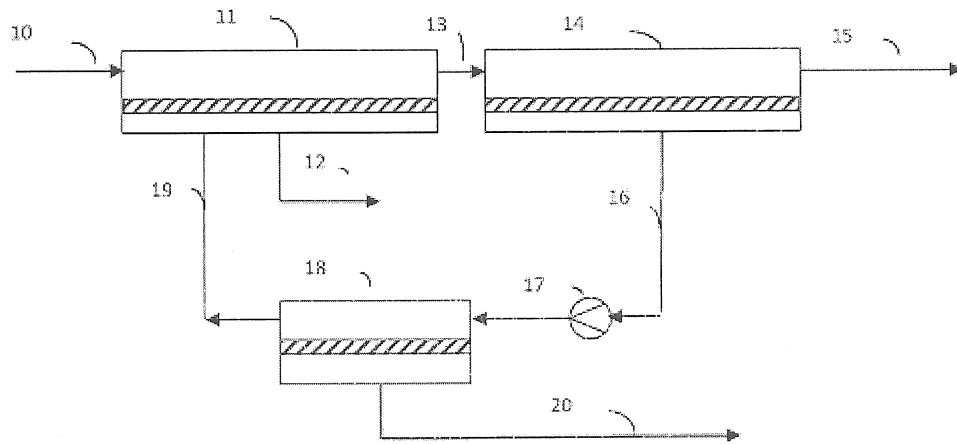


Fig.3

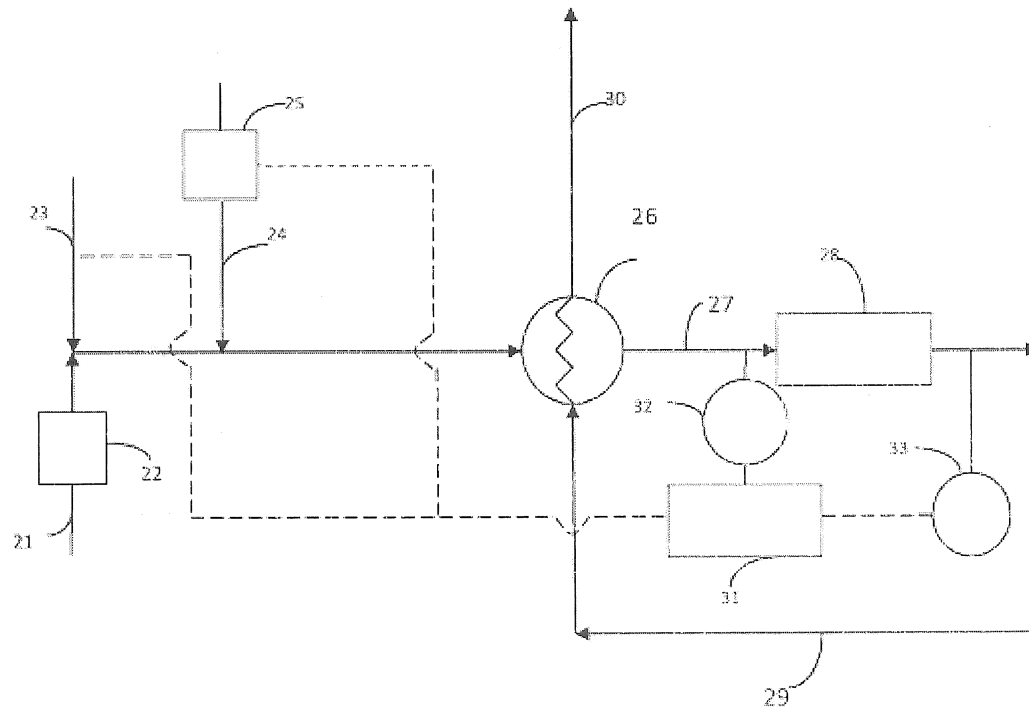


Fig.4

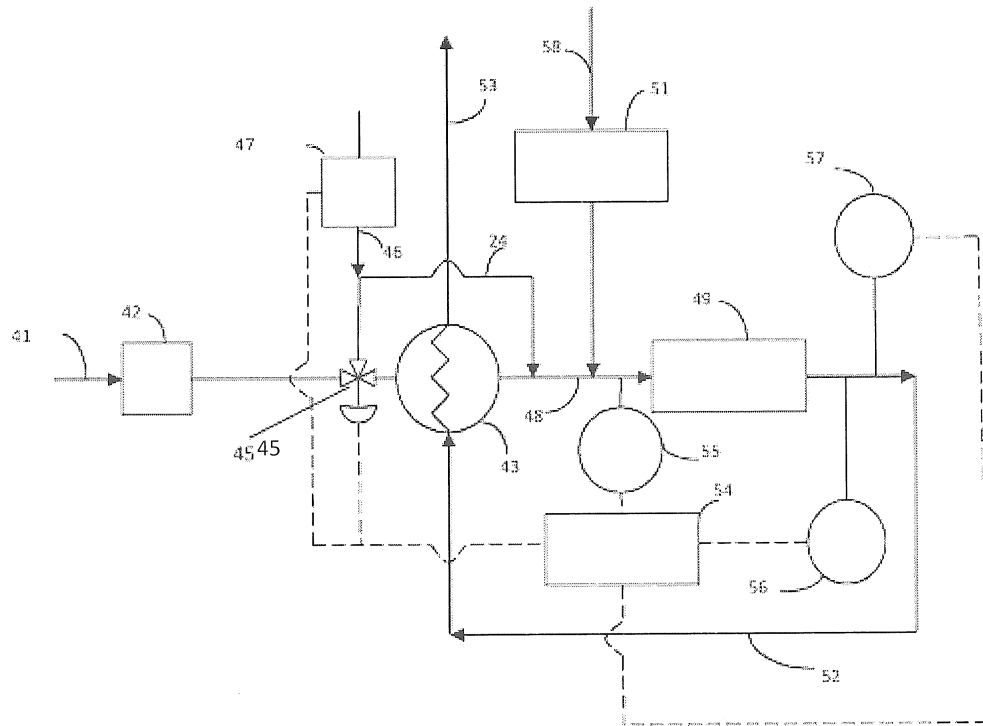


Fig.5

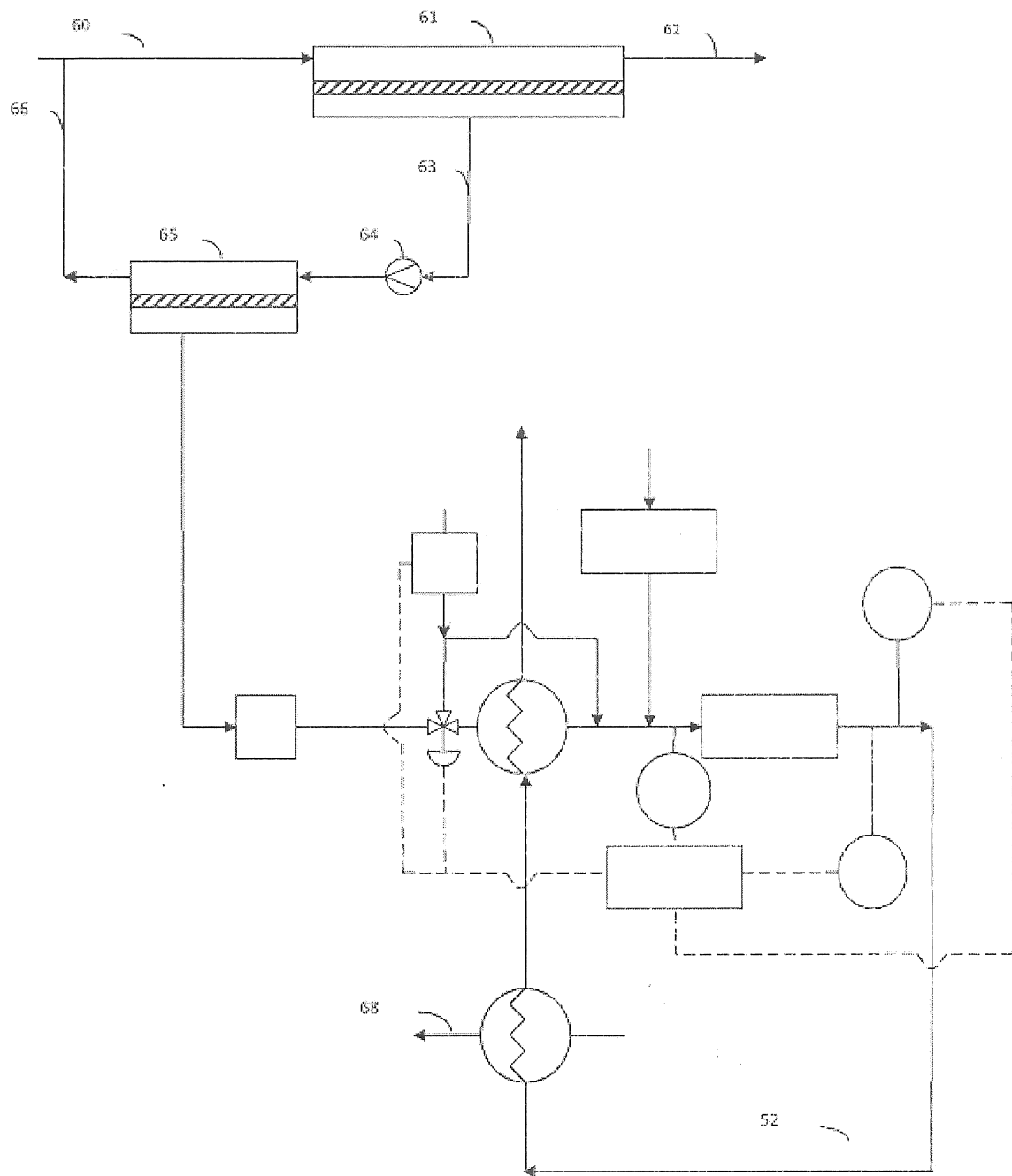


Fig.6

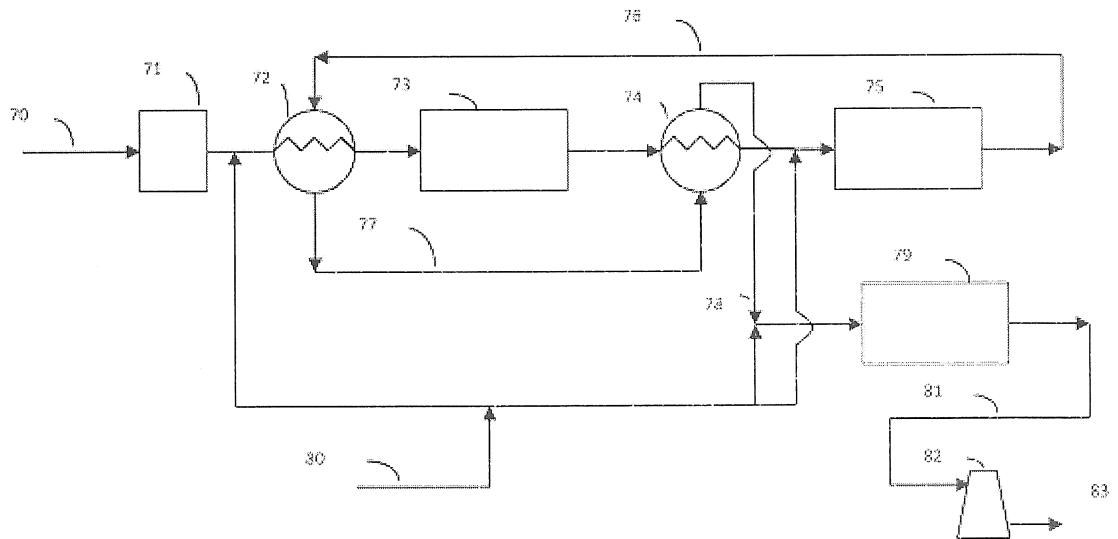


Fig.7