



(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)



1-0041557

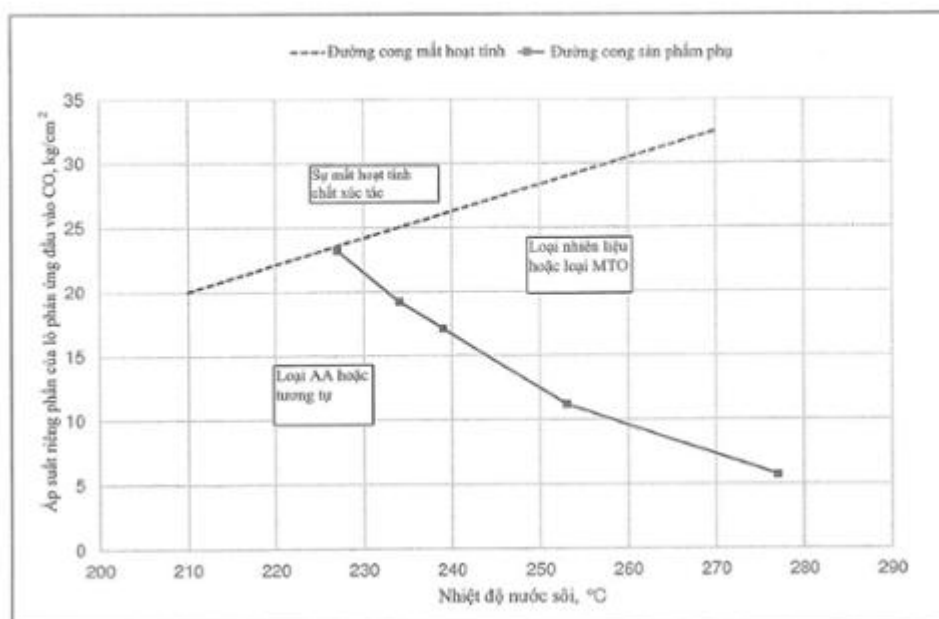
(51)^{2020.01} C07C 29/154; C07C 29/152; B01J
19/00; B01J 23/80

(13) B

- (21) 1-2020-06671 (22) 11/06/2019
(86) PCT/EP2019/065133 11/06/2019 (87) WO 2019/238635 19/12/2019
(30) PA 2018 00267 12/06/2018 DK
(45) 25/11/2024 440 (43) 25/03/2021 396
(73) HALDOR TOPSØE A/S (DK)
Haldor Topsøes Allé 1, 2800 Kgs. Lyngby, Denmark
(72) ESKESEN, Søren Grønberg (DK); DAHL, Per Juul (DK); TJÄRNEHOV, Emil
Andreas (SE); THORHAUGE, Max (DK).
(74) Công ty TNHH Tầm nhìn và Liên danh (VISION & ASSOCIATES CO.LTD.)

(54) QUY TRÌNH VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT METANOL

(57) Quy trình sản xuất metanol từ khí tổng hợp thông qua phản ứng cân bằng được tiến hành trong bộ tiền chuyển hóa metanol trong cửa sổ vận hành nhất định, cửa sổ vận hành này được xác định bởi diện tích dưới đường cong gần như tuyến tính của áp suất riêng phần của cacbon monoxit theo nhiệt độ nước sôi đối với nhiệt độ nước nằm trong khoảng từ 210°C đến 270°C. Metanol của các loại sản phẩm khác nhau có thể thu được bằng cách vận hành trong các vùng cụ thể của cửa sổ vận hành.



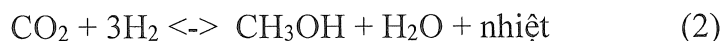
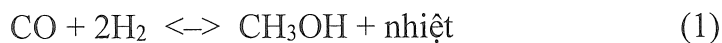
Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình và thiết bị sản xuất metanol. Sáng chế đặc biệt tập trung vào quá trình hoạt động của lò phản ứng metanol. Cụ thể hơn, trọng tâm chính là tập trung vào cửa sổ vận hành trong lò phản ứng metanol.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Các phương pháp sản xuất metanol bằng quá trình chuyển hóa xúc tác khí tổng hợp chứa hydro và cacbon oxit đã được biết đến từ lâu bởi những người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này. Do đó, metanol chủ yếu được sản xuất kiểu xúc tác từ hỗn hợp cacbon monoxit, cacbon dioxit và hydro, tức là khí tổng hợp metanol, dưới nhiệt độ và áp suất cao, thường sử dụng nhất là chất xúc tác đồng-kẽm oxit-nhôm oxit ($\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$).

Metanol được sản xuất từ khí tổng hợp (syngas) thông qua phản ứng cân bằng, mà tiến hành ở nhiệt độ tăng dưới áp suất tăng. Các phản ứng tổng hợp là:



Vì các phản ứng (1) đến (3) tỏa nhiệt, nên hằng số cân bằng hóa học giảm khi nhiệt độ tăng. Do đó, nhiệt độ lò phản ứng thấp sẽ cải thiện quá trình chuyển hóa, với điều kiện là nhiệt độ này không quá thấp đến mức tốc độ phản ứng cụ thể quá nhỏ. Đối với kích thước lò phản ứng nhất định và quá trình chuyển hóa mong muốn cụ thể, tốc độ dòng tuần hoàn tăng khi nhiệt độ lò phản ứng giảm xuống, nghĩa là công máy nén cao hơn.

Điều này chỉ ra rằng sẽ là thuận lợi nếu thực hiện các phản ứng tổng hợp metanol trong cửa sổ vận hành mà được giới hạn bởi đường cong mô tả mối quan hệ giữa áp suất riêng phần của CO và nhiệt độ lò phản ứng. Cụ thể hơn, việc vận hành trong các tổ hợp nhất định của nhiệt độ và áp suất riêng phần của CO sẽ dẫn đến sự mất hoạt tính nhanh chóng của chất xúc tác. Điều này áp dụng cho cách bố trí bất kỳ xung quanh lò phản

ứng metanol, chẳng hạn như vòng metanol có hoặc không có bộ tiền chuyển hóa và bất kể cách bố trí này là thiết kế mới hay cải tiến.

Tùy theo tổ hợp cụ thể của áp suất riêng phần của CO và nhiệt độ nước sôi, các loại metanol khác nhau, chẳng hạn như metanol loại AA hoặc metanol loại nhiên liệu, có thể thu được trong cửa sổ vận hành.

Thiết bị metanol điển hình hoạt động với nguồn cấp khí tự nhiên được chia thành ba phần chính. Trong phần thứ nhất của thiết bị, khí tự nhiên được chuyển hóa thành khí tổng hợp. Khí tổng hợp phản ứng để tạo ra metanol trong phần thứ hai, và sau đó metanol được tinh chế đến độ tinh khiết mong muốn trong phần cuối của thiết bị. Trong vòng tổng hợp tiêu chuẩn, lò phản ứng metanol, thường là lò phản ứng nước sôi (BWR), được sử dụng để chuyển hóa hỗn hợp khí tổng hợp từ bộ khí hóa/sửa đổi và khí tuần hoàn, tức là khí tổng hợp chưa được chuyển hóa, thành metanol.

Đã phát hiện ra là vùng các tổ hợp cụ thể của áp suất riêng phần của CO và nhiệt độ lò phản ứng (trong thực tế là nhiệt độ nước sôi) có thể được thiết lập, trong vùng này việc vận hành được coi là “an toàn” theo nghĩa là thu được kết quả thuận lợi. Cụ thể hơn, đường cong gần như tuyến tính có thể được vẽ đối với nhiệt độ nước sôi nằm trong khoảng từ 210°C đến 270°C. Trong khoảng nhiệt độ cụ thể này, áp suất riêng phần của CO tương ứng với nhiệt độ nhất định thể hiện sự gia tăng gần như tuyến tính từ 20 kg/cm² ở 210°C đến 32,5 kg/cm² ở 270°C. Vùng dưới đường cong này xác định vùng vận hành “an toàn”.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Vì vậy sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất metanol từ khí tổng hợp thông qua phản ứng cân bằng tiến hành ở nhiệt độ tăng dưới áp suất tăng theo các phản ứng tổng hợp (1) đến (3) trên đây, quy trình này được tiến hành trong bộ tiền chuyển hóa metanol trong cửa sổ vận hành, trong đó cửa sổ vận hành này

- được xác định bởi diện tích dưới đường cong gần như tuyến tính của áp suất riêng phần của cacbon monoxit theo nhiệt độ nước sôi đối với nhiệt độ nước từ 210°C đến 270°C, tại đó áp suất riêng phần của cacbon monoxit tăng từ 20 kg/cm² ở 210°C đến 32,5 kg/cm² ở 270°C, và

- được chia thành hai vùng bởi đường cong sản phẩm phụ được ước tính của áp suất riêng phần của cacbon monoxit theo nhiệt độ nước sôi, các vùng này dẫn đến sự sản xuất metanol với các chất lượng sản phẩm khác nhau.

Quy trình này tốt hơn là được tiến hành ở vùng trong cửa sổ vận hành ở bên trái và ở dưới đường cong sản phẩm phụ ước tính, cho biết giới hạn trên để thu được metanol loại AA hoặc metanol có chất lượng tương tự. Đường cong sản phẩm phụ ước tính được thể hiện trong Fig. 1 xác định cửa sổ vận hành được sử dụng trong quy trình theo sáng chế.

Đã được biết rõ trong lĩnh vực này là khí tổng hợp thu được từ khí tự nhiên hoặc hydrocacbon nặng hơn và than đá phản ứng cao đối với quá trình tổng hợp metanol trực tiếp và có hại cho chất xúc tác. Ngoài ra, việc sử dụng khí tổng hợp phản ứng cao này dẫn đến việc hình thành lượng lớn các sản phẩm phụ.

Phản ứng của cacbon oxit và hydro thành metanol được giới hạn cân bằng, và quá trình chuyển hóa của khí tổng hợp thành metanol trên mỗi lần đi qua chất xúc tác metanol là tương đối thấp, kể cả khi sử dụng khí tổng hợp phản ứng cao.

Do hiệu suất sản xuất metanol thấp trong quy trình chuyển hóa qua một lần, thực hành chung trong lĩnh vực này là tuần hoàn khí tổng hợp chưa được chuyển hóa được tách ra từ chất thải phản ứng và làm loãng khí tổng hợp mới với khí tuần hoàn.

Điều này thường tạo ra vòng tổng hợp metanol có một hoặc nhiều lò phản ứng được mắc nối tiếp được vận hành trên khí tổng hợp mới được làm loãng với khí chưa chuyển hóa tuần hoàn được tách ra từ chất thải của lò phản ứng hoặc trên chất thải của lò phản ứng chứa metanol và khí tổng hợp chưa chuyển hóa. Tỷ lệ tuần hoàn (khí tuần hoàn so với khí tổng hợp mới được cấp vào) là từ 2:1 lên tới 7:1 trong thực hành thông thường.

Khi lò phản ứng metanol trong thiết bị metanol hiện tại trở thành sự trở ngại liên quan đến các dự án cải tiến năng suất, thì giải pháp tiêu chuẩn là lắp đặt thêm lò phản ứng nối tiếp hoặc song song hoặc điều chỉnh lò phản ứng hiện tại. Việc này thường được thực hiện bên trong vòng. Tuy nhiên, hóa ra là tốt hơn nếu lắp đặt bộ tiền chuyển hóa một lần giữa máy nén khí trộn và vòng metanol. Thiết kế này duy trì sự không thay đổi của vòng lặp hiện tại.

Vì vậy, theo phương án được ưu tiên của sáng chế, bộ tiền chuyển hóa một lần được lắp đặt giữa máy nén khí trộn và vòng metanol, bộ tiền chuyển hóa này hoạt động trong cửa sổ vận hành theo sáng chế được giới hạn bởi đường cong mô tả mối quan hệ giữa áp suất riêng phần của CO và nhiệt độ lò phản ứng.

Liên quan đến giải pháp đã biết, WO 2015/193440 A1 của Người nộp đơn mô tả quy trình sản xuất metanol trong lò phản ứng được mắc nối tiếp, trong đó một trong các khía cạnh là áp dụng quy trình như một phần của cải tiến, do đó cung cấp cách làm tăng hiệu suất sản xuất của thiết bị metanol hiện tại.

Trong WO 2014/012601 A1 của Người nộp đơn, hệ thống phản ứng cho quy trình điều chế metanol được mô tả, mà bao gồm hai đơn vị phản ứng, trong đó đơn vị thứ nhất được vận hành trên hỗn hợp khí tổng hợp mới và khí tổng hợp chưa được chuyển hóa trong khi đơn vị thứ hai được vận hành duy nhất trên khí tổng hợp chưa được chuyển hóa.

US 5.631.302 A mô tả quy trình sản xuất metanol trên chất xúc tác chứa đồng từ khí tổng hợp dưới áp suất nằm trong khoảng từ 2 đến 12 MPa (20 đến 120 bar) ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200°C đến 350°C. Khí tổng hợp được dẫn đoạn nhiệt qua lò phản ứng tổng hợp thứ nhất chứa lớp cố định của chất xúc tác chứa đồng mà không có sự tuần hoàn khí tổng hợp bất kỳ. Cùng với khí tuần hoàn, hỗn hợp khí không được phản ứng trong lò phản ứng tổng hợp thứ nhất được dẫn qua lò phản ứng tổng hợp thứ hai, mà chứa chất xúc tác chứa đồng được đặt trong các ống và được làm nguội gián tiếp bằng nước sôi.

Trong WO 2014/095978 A2, cũng của Người nộp đơn, quy trình sản xuất rượu có số nguyên tử cacbon cao hơn (C_{4+}) được mô tả, trong đó trước tiên, khí tổng hợp rượu được tùy ý phản ứng trong bộ tiền chuyển hóa rượu không đồng nhất, nhờ đó metanol được sản xuất, và sau đó chất thải từ bộ tiền chuyển hóa – hoặc khí tổng hợp khi không có bước tiền chuyển hóa – được phản ứng trong lò phản ứng để tổng hợp các rượu có số nguyên tử cacbon cao hơn.

Trong WO 2017/121981 A1, quy trình tổng hợp metanol được mô tả, bao gồm các bước (i) dẫn hỗn hợp khí tổng hợp thứ nhất bao gồm khí trộn qua lò phản ứng tổng hợp thứ nhất để tạo thành dòng khí sản phẩm thứ nhất, (ii) thu lại metanol từ dòng khí sản phẩm thứ nhất, từ đó tạo thành hỗn hợp khí đã loại bỏ metanol thứ nhất, (iii) kết hợp

hỗn hợp khí đã loại bỏ metanol thứ nhất với dòng tuần hoàn vòng để tạo thành hỗn hợp khí tổng hợp thứ hai, (iv) đưa hỗn hợp khí tổng hợp thứ hai qua lò phản ứng tổng hợp thứ hai để tạo thành dòng khí sản phẩm thứ hai, (v) thu hồi metanol từ dòng khí sản phẩm thứ hai, từ đó tạo thành hỗn hợp khí đã loại bỏ metanol thứ hai, và (vi) sử dụng ít nhất một phần của hỗn hợp khí đã loại bỏ metanol thứ hai như dòng khí tuần hoàn vòng. Trong quy trình này, lò phản ứng tổng hợp thứ nhất có quá trình truyền nhiệt trên mỗi m³ chất xúc tác cao hơn so với lò phản ứng tổng hợp thứ hai, và không có dòng khí tuần hoàn vòng được đưa vào hỗn hợp khí tổng hợp thứ nhất, và tỷ lệ tuần hoàn của dòng khí tuần hoàn vòng để tạo thành hỗn hợp khí tổng hợp thứ hai nằm trong khoảng từ 1,1:1 đến 6:1. Hiệu quả của quá trình tổng hợp metanol nhiều giai đoạn được biết rằng có thể được cải thiện bằng cách sử dụng các tỷ lệ tuần hoàn khác nhau cho các loại lò phản ứng khác nhau.

Lựa chọn tốt nhất cho bộ tiền chuyển hóa được sử dụng theo sáng chế là lò phản ứng nước sôi vì khí tổng hợp rất dễ phản ứng. Để hạn chế sự hình thành các sản phẩm phụ, thường yêu cầu nhiệt độ nước sôi trong bộ tiền chuyển hóa thấp hơn trong lò phản ứng hiện tại, do đó cần có trống hơi riêng biệt.

Bộ tiền chuyển hóa theo sáng chế cung cấp chất xúc tác bổ sung cần thiết để xử lý khí trộn có nguồn gốc từ các bộ phận phía trước. Bản thân bộ tiền chuyển hóa hoạt động trên khí trộn mới. Loại lò phản ứng nước sôi (BWR) được ưu tiên hơn và sẽ cần có hệ thống làm mát bổ sung và cũng có thể làm mát riêng biệt và tách metanol ngưng tụ từ bộ tiền chuyển hóa. Khí trộn mới rất dễ phản ứng để tạo thành sản phẩm phụ. Do đó, nhiệt độ chất xúc tác dự kiến là thấp hơn so với lò phản ứng hiện tại, do đó thấp hơn so với hệ thống làm mát bổ sung.

Mô tả vắn tắt hình vẽ

Sáng chế được mô tả chi tiết hơn với tham chiếu tới các hình vẽ, trong đó:

Fig. 1 thể hiện cửa sổ vận hành được sử dụng trong quy trình theo sáng chế,

Fig. 2 thể hiện phương án của thiết kế bộ tiền chuyển hóa theo sáng chế, và

Fig. 3 thể hiện phương án thay thế của thiết kế của bộ tiền chuyển hóa theo sáng chế.

Mô tả chi tiết sáng chế

Trong Fig. 1, cửa sổ vận hành được sử dụng trong quy trình theo sáng chế được xác định bởi được xác định bởi diện tích dưới đường cong gần như tuyến tính, đường cong nét đứt (đường cong mất hoạt tính) của áp suất riêng phần của cacbon monoxit theo nhiệt độ nước sôi đối với nhiệt độ nước nằm trong khoảng từ 210°C đến 270°C, mà ở đó áp suất riêng phần của cacbon monoxit tăng từ 20 kg/cm² ở 210°C đến 32,5 kg/cm² ở 270°C.

Như đã được đề cập, có thể thu được các loại metanol khác nhau trong cửa sổ vận hành dựa trên sự kết hợp của áp suất riêng phần của CO và nhiệt độ nước sôi. Trong Fig. 1, đường cong liền (đường cong sản phẩm phụ) chỉ giới hạn trên để thu được metanol loại AA hoặc metanol có chất lượng cao tương tự. Việc vận hành trên đường cong sẽ chuyển sản phẩm metanol thành sản phẩm metanol chứa nhiều sản phẩm phụ hơn, tuy nhiên, đủ tinh khiết để được tính là metanol loại nhiên liệu hoặc metanol loại metanol thành olefin (MTO).

Ngoài ra, đường cong mất hoạt tính đứt quãng mô tả giới hạn đối với sự mất hoạt tính của chất xúc tác. Việc vận hành trên đường cong sẽ dẫn đến sự mất hoạt tính nhanh chóng của chất xúc tác.

Trong Fig. 2, khí tổng hợp trộn đã nén 1 (máy nén không được thể hiện) được gia nhiệt trong bộ trao đổi nhiệt (hex1) cấp/thải trước khi đi vào bộ tiền chuyển hóa (A). Sau khi đi qua bộ tiền chuyển hóa, khí 2 được làm mát trong bộ trao đổi nhiệt (hex1) cấp/thải và chuyển tới thiết bị ngưng tụ c1, tùy ý được chuyển tới một thiết bị ngưng tụ c2 khác dưới dạng dòng 9. Nhiều metanol nhất có thể được ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ c1 trước khi dòng hai pha được tách trong máy tách thứ nhất (s1). Khí 3 từ máy tách (s1) sau đó được trộn với khí 4 từ máy tách thứ hai (s2) hoặc tùy ý được đưa trực tiếp xuống máy tái tuần hoàn (R) dưới dạng dòng 5.

Sau khi trộn, khí được nén trong máy tái tuần hoàn (R) này. Khí cấp 6 tạo thành dẫn tới lò phản ứng (B) được gia nhiệt trước trong bộ trao đổi nhiệt (hex2) cấp/thải trước khi đi vào lò phản ứng (B).

Khí thoát ra 7 được làm mát trong bộ trao đổi nhiệt (hex2) cấp/thải trước khi được làm mát nhất có thể trong thiết bị ngưng tụ c2 để ngưng tụ nhiều metanol nhất có thể. Sau đó dòng hai pha được tách trong máy tách thứ hai (s2).

Một lượng nhỏ 8 của khí từ máy tách (s2) được đem lọc để tránh tích tụ các thành phần trơ. Phần còn lại của dòng khí từ máy tách (s2) được trộn với khí từ máy tách (s1). Cuối cùng, các chất lỏng từ hai máy tách (s1) và (s2) được trộn lẫn, và hỗn hợp này được chuyển tới máy tách có áp suất thấp trước khi được đưa ra khỏi phần metanol.

Fig. 3 thể hiện một phương án khác, khác với phương án được thể hiện trong Fig. 2. Ở đây, khí tổng hợp trộn (1') được nén (máy nén không được thể hiện), và khí nén được trộn với một phần của khí tuần hoàn từ máy tái tuần hoàn R' và được gia nhiệt trong bộ trao đổi nhiệt (hex1') cấp/thải trước khi đi vào bộ tiền chuyển hóa (A'). Sau khi đi qua bộ tiền chuyển hóa, khí 2' được làm mát trong bộ trao đổi nhiệt (hex1') cấp/thải. Sau đó khí được làm mát từ bộ tiền chuyển hóa (A') được trộn với khí được làm mát từ lò phản ứng (B'). Sau khi trộn, dòng hai pha được làm mát thêm trong thiết bị ngưng tụ c1' để ngưng tụ nhiều metanol nhất có thể.

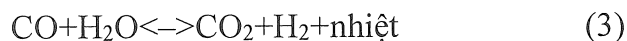
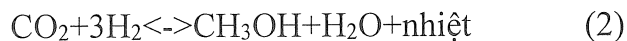
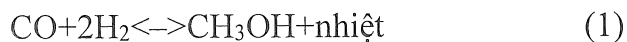
Khi khí đã được làm mát nhiều nhất có thể, dòng hai pha được tách ra trong máy tách (s1'). Một phần khí thoát ra từ máy tách được đem lọc để tránh tích tụ các thành phần trơ. Phần khí còn lại được đưa tới máy tái tuần hoàn R' và được dùng làm khí cấp cho lò phản ứng (B'). Khí cấp tới lò phản ứng (B') được gia nhiệt trong bộ trao đổi nhiệt (hex2') cấp/thải trước khi đi vào lò phản ứng. Sau lò phản ứng (B'), khí được làm mát trong bộ trao đổi nhiệt (hex2') cấp/thải và được trộn với khí đã làm mát từ bộ tiền chuyển hóa (A').

Tùy ý, khí đã làm mát từ bộ tiền chuyển hóa (A') được cấp cho một thiết bị ngưng tụ c2' khác để ngưng tụ nhiều metanol nhất có thể. Sau khi khí được làm mát, dòng hai pha được tách trong một máy tách (s2') khác, từ đó pha khí được chuyển tới đầu vào của máy tái tuần hoàn R', trong khi pha lỏng được trộn với pha lỏng từ máy tách s1'.

Khí trộn mới rất dễ phản ứng để tạo thành các sản phẩm phụ. Do đó nhiệt độ chất xúc tác có thể dự kiến là thấp hơn so với lò phản ứng hiện tại; do đó thấp hơn so với hệ thống làm mát bổ sung.

Yêu cầu bảo hộ

1. Quy trình sản xuất metanol từ khí tổng hợp thông qua phản ứng cân bằng tiến hành ở nhiệt độ tăng dưới áp suất tăng theo các phản ứng tổng hợp



khi có mặt chất xúc tác, quy trình này được thực hiện trong bộ tiền chuyển hóa metanol trong cửa sổ vận hành, trong đó cửa sổ vận hành này

- được xác định bởi diện tích dưới đường cong gần như tuyến tính của áp suất riêng phần của cacbon monoxit theo nhiệt độ nước sôi đối với nhiệt độ nước nằm trong khoảng từ 210°C đến 270°C, tại đó áp suất riêng phần của cacbon monoxit tăng từ 20 kg/cm² ở 210°C đến 32,5 kg/cm² ở 270°C, và

- được chia thành hai vùng bởi đường cong sản phẩm phụ ước tính của áp suất riêng phần của cacbon monoxit theo nhiệt độ nước sôi, các vùng này dẫn đến sự sản xuất metanol với chất lượng sản phẩm khác nhau.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này được tiến hành ở vùng trong cửa sổ vận hành ở bên trái và dưới đường cong sản phẩm phụ, mà chỉ ra giới hạn trên để thu được metanol loại AA hoặc metanol có chất lượng tương tự.

3. Quy trình theo điểm 1, được tiến hành ở vùng trong cửa sổ vận hành phía bên phải và trên đường cong sản phẩm phụ, tại đó sản phẩm metanol là sản phẩm metanol chứa nhiều sản phẩm phụ hơn mà vẫn đủ tinh khiết để làm metanol loại nhiên liệu hoặc metanol loại metanol thành olefin (MTO).

4. Quy trình theo điểm 1, trong đó chất xúc tác là chất xúc tác gốc Cu/ZnO.

5. Thiết bị sản xuất metanol bằng quy trình theo điểm 1, thiết bị này bao gồm máy nén khí trộn và lò phản ứng tổng hợp trong vòng metanol,

trong đó bộ tiền chuyển hóa một lần được lắp đặt giữa máy nén khí trộn và vòng metanol, bộ tiền chuyển hóa này vận hành trong cửa sổ vận hành được xác định bởi diện tích dưới đường cong gần như tuyến tính, đường cong nét đứt của áp suất riêng phần của cacbon monoxit theo nhiệt độ nước sôi đối với nhiệt độ nước từ 210°C đến 270°C,

tại đó áp suất riêng phần của cacbon monoxit tăng từ 20 kg/cm^2 ở 210°C đến $32,5 \text{ kg/cm}^2$ ở 270°C .

6. Thiết bị sản xuất metanol bằng quy trình theo điểm 2, thiết bị này bao gồm máy nén khí trộn và lò phản ứng tổng hợp trong vòng metanol,

trong đó bộ tiền chuyển hóa một lần được lắp đặt giữa máy nén khí trộn và vòng metanol, bộ tiền chuyển hóa này vận hành trong cửa sổ vận hành được xác định bởi diện tích dưới đường cong gần như tuyến tính, đường cong nét đứt của áp suất riêng phần của cacbon monoxit theo nhiệt độ nước sôi đối với nhiệt độ nước từ 210°C đến 270°C , tại đó áp suất riêng phần của cacbon monoxit tăng từ 20 kg/cm^2 ở 210°C đến $32,5 \text{ kg/cm}^2$ ở 270°C .

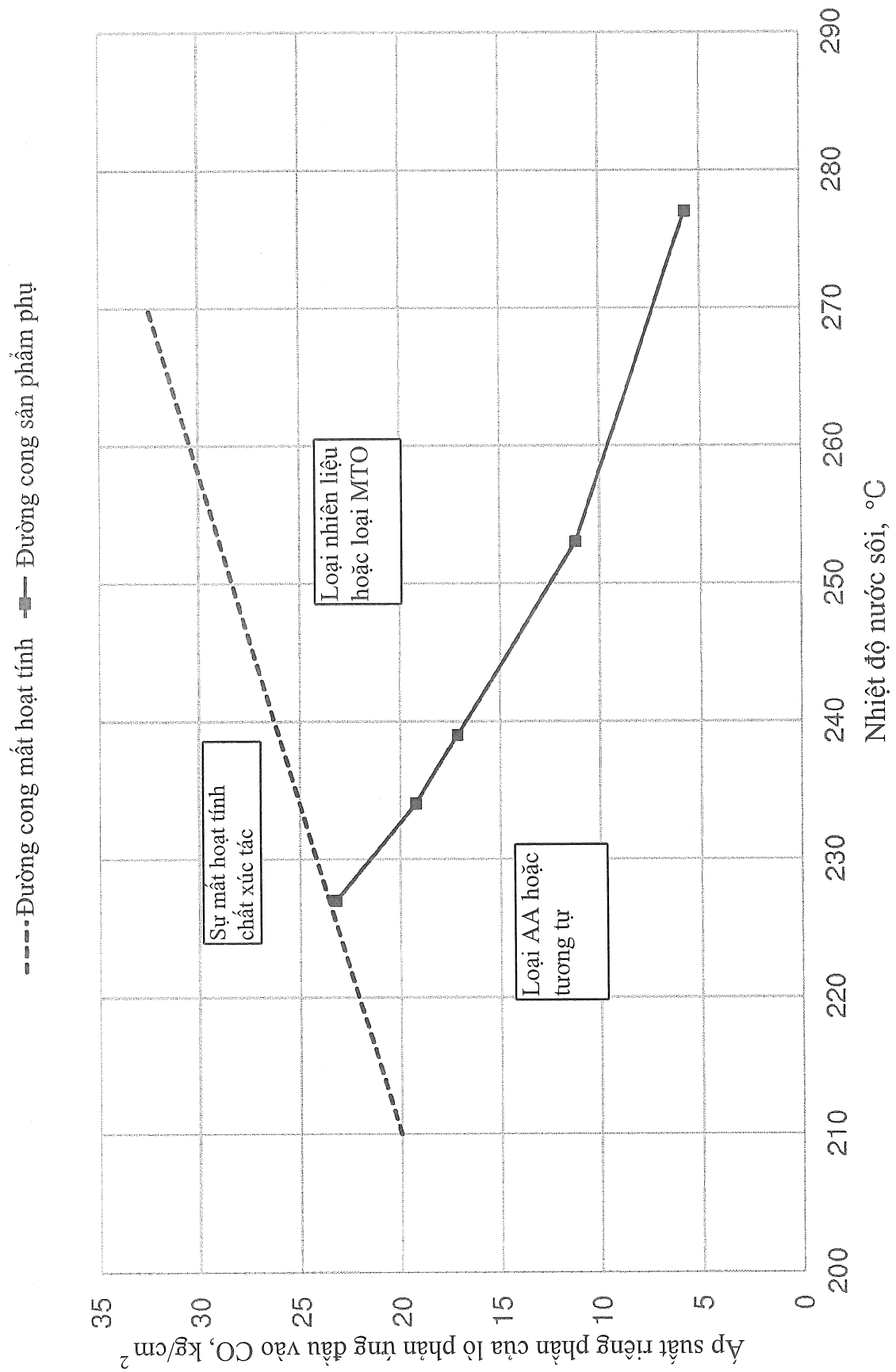


Fig. 1

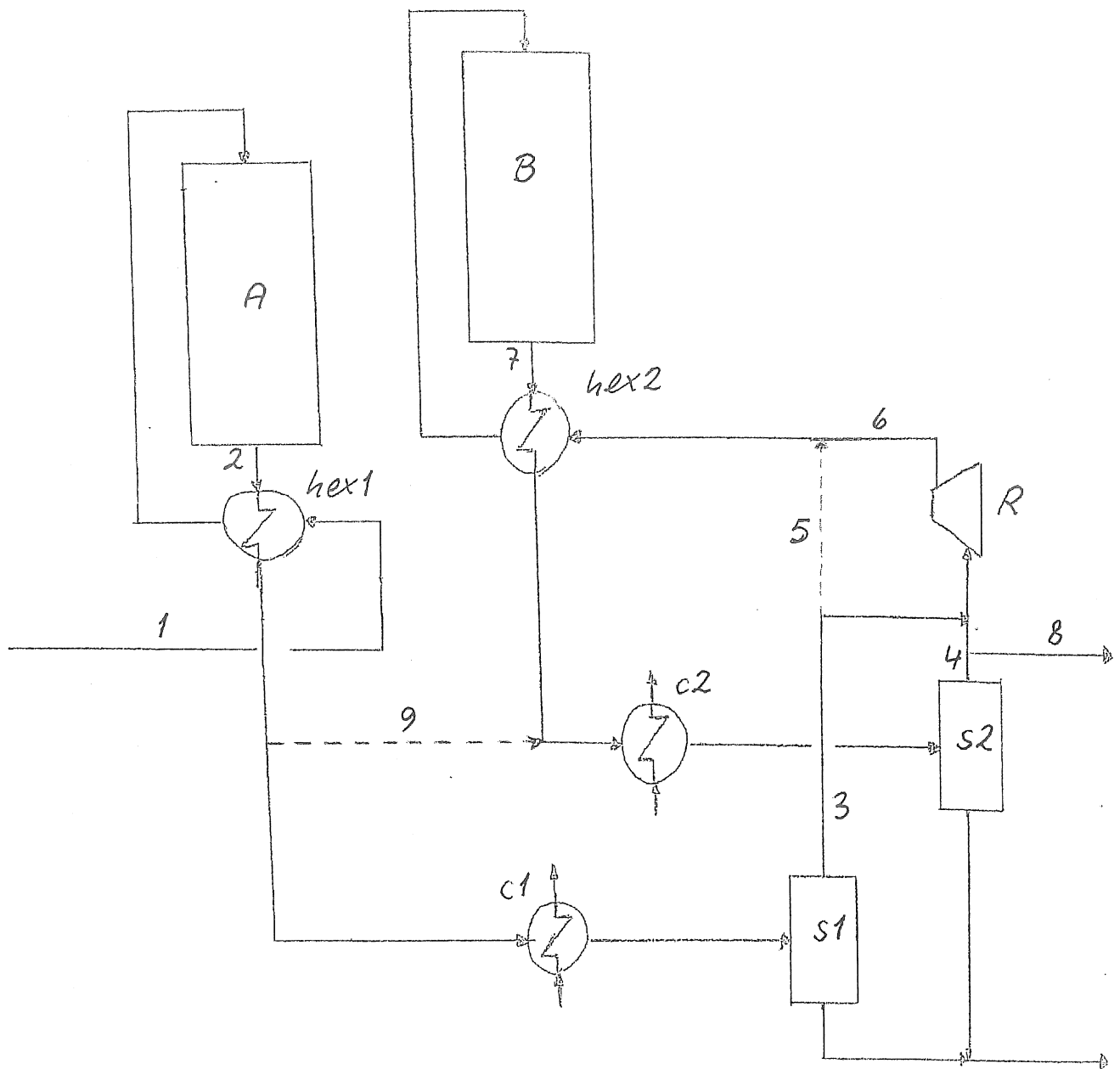


Fig. 2

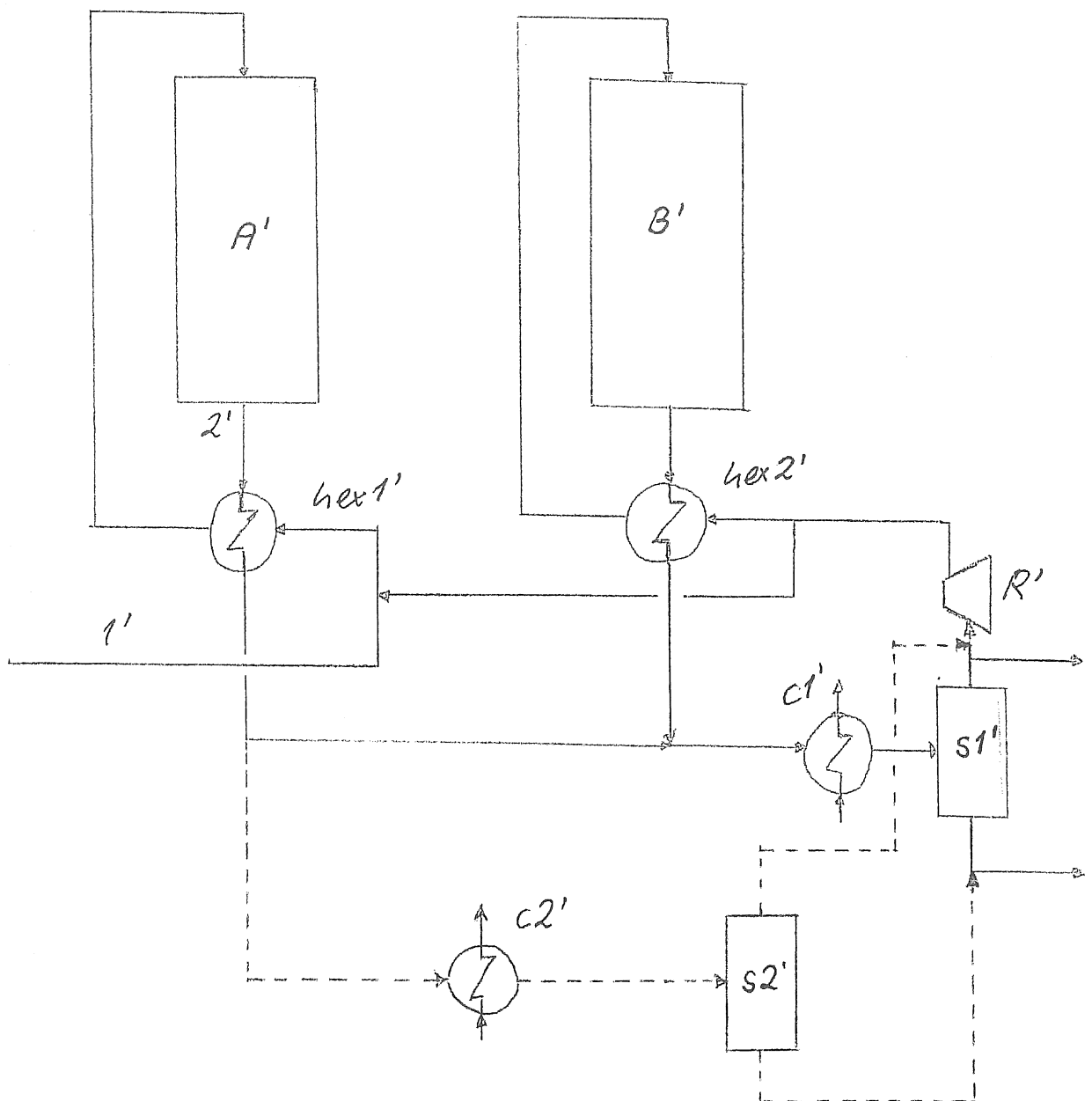


Fig. 3