



(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)



1-0041550

(51)⁷ C01B 3/02; B01J 23/00; B01J 23/06; (13) B
C01C 1/04; C01B 3/38; C01B 3/48;
B01J 21/04; B01J 23/78

- (21) 1-2018-03880 (22) 02/02/2017
(86) PCT/EP2017/052247 02/02/2017 (87) WO 2017/134162 10/08/2017
(30) PA 2016 70056 02/02/2016 DK
(45) 25/11/2024 440 (43) 25/01/2019 370A
(73) HALDOR TOPSØE A/S (DK)
Haldor Topsøes Allé 1, 2800 Kgs. Lyngby, Denmark
(72) DAHL, Per Juul (DK); KRØLL JENSEN, Annette E. (DK); SCHJØDT, Niels Christian (DK).
(74) Công ty TNHH Tầm nhìn và Liên danh (VISION & ASSOCIATES CO.LTD.)

(54) QUY TRÌNH SẢN XUẤT KHÍ TỔNG HỢP AMONIAC SỬ DỤNG THIẾT BỊ TRỪNG CHỈNH TỰ NHIỆT (ATR)

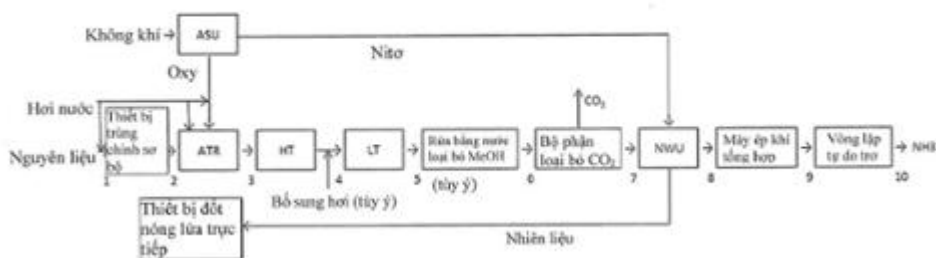
(57) Quy trình sản xuất khí tổng hợp amoniac, quy trình này bao gồm các bước sau:

trùng chỉnh nguyên liệu hydrocacbon được trộn với oxy trong thiết bị trùng chỉnh tự nhiệt (ATR), theo đó thu được khí tổng hợp bao gồm CH_4 , CO , CO_2 , H_2 và hơi nước; và

chuyển hóa khí tổng hợp này trong ít nhất một bước chuyển hóa nhiệt độ cao trên chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ cao trên cơ sở kẽm-nhôm oxit được hoạt hóa, trong đó, hơi nước có trong bước trùng chỉnh,

trong đó tỷ lệ hơi nước/cacbon trong bước trùng chỉnh là 1,4-0,3, và

- trong đó ít nhất lượng cần thiết của nitơ để tổng hợp amoniac sau được bổ sung vào khí tổng hợp trong bước rửa N_2 .



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất khí tổng hợp amoniac, trong đó khí tổng hợp amoniac được sản xuất bằng cách trùng chỉnh tự nhiệt bằng cách thổi oxy và bằng cách thêm nitơ vào khí tổng hợp amoniac trong quá trình rửa nitơ.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Theo nhu cầu ngày nay và khả năng cạnh tranh trong quá trình sản xuất amoniac, các nỗ lực đáng kể đã được đưa vào việc phát triển sản xuất tối ưu hóa đối với hệ thống thiết bị sản xuất amoniac, với mục đích cải thiện hiệu suất năng lượng tổng thể và giảm chi phí vốn. Nhu cầu sản xuất amoniac hiệu quả hơn về chi phí đã thúc đẩy sự phát triển công nghệ và chất xúc tác cho các đơn vị sản xuất amoniac quy mô lớn, nhằm hưởng lợi từ quy mô kinh tế.

Những cải tiến mới nhất của Topsøe trong công nghệ sản xuất amoniac và sự phát triển của một thế hệ chất xúc tác hiện đại mới đảm bảo sản xuất amoniac với chi phí hiệu quả cao và độ an toàn cao của hệ thống thiết bị sản xuất đối với dung lượng đường truyền đơn là 5000 MTPD amoniac hoặc cao hơn tiêu chuẩn ngày nay tối đa chỉ 3300 MTPD.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Theo khía cạnh thứ nhất, sáng chế đề cập đến quy trình kích hoạt sơ đồ quy trình sử dụng công nghệ trùng chỉnh đã xác định vận hành bằng hơi nước/cacbon thấp.

Theo khía cạnh thứ hai, sáng chế đề cập đến quy trình kích hoạt sự vận hành của việc chuyển hóa nhiệt độ cao (HT) sau bộ phận trùng chỉnh tại cùng thời điểm tỷ lệ hơi nước/cacbon thấp như bộ phận trùng chỉnh.

Theo khía cạnh thứ ba, sáng chế đề cập đến sơ đồ quy trình không cần bộ phận metan hóa để loại bỏ các thành phần cacbon dư trong khí tổng hợp bổ sung để tổng hợp amoniac.

Theo khía cạnh thứ tư, sáng chế đề cập đến toàn bộ bản thiết kế quy trình kích hoạt dung lượng đường truyền đơn tối đa.

Những ưu điểm này và ưu điểm khác đã đạt được bằng quy trình sản xuất khí tổng hợp amoniac, quy trình này bao gồm các bước sau:

- Trùng chỉnh hydrocacbon cấp vào ở bước trùng chỉnh theo đó thu được khí tổng hợp bao gồm CH₄, CO, CO₂, H₂ và H₂O
- Chuyển hóa khí tổng hợp này trong bước chuyển hóa nhiệt độ cao trên chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ cao trên cơ sở kẽm-nhôm oxit được hoạt hóa, trong đó
- Tỷ lệ hơi nước/cacbon trong bước trùng chỉnh nhỏ hơn 2,6.

Sự chuyển hóa nhiệt độ cao được đề cập là bước quy trình mà khí tổng hợp bao gồm CO, CO₂, H₂ và H₂O trải qua phản ứng chuyển hóa trong khoảng nhiệt độ nằm trong khoảng từ 300°C đến 600°C.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig. 1 cho thấy quy trình sơ đồ mẫu.

Fig. 2 cho thấy quy trình sơ đồ mẫu.

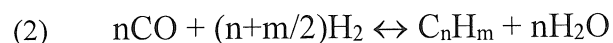
Mô tả chi tiết sáng chế

Trong hệ thống thiết bị sản xuất amoniac thông thường, việc sử dụng chuẩn chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ cao dựa trên sắt yêu cầu tỷ lệ hơi nước/cacbon là khoảng 3,0 để tránh việc tạo thành sắt cacbua.



Việc tạo thành sắt cacbua sẽ làm suy giảm các hạt xúc tác và có thể gây ra việc phân hủy chất xúc tác và mức giảm áp suất tăng.

Sắt cacbua sẽ xúc tác việc tạo thành sản phẩm phụ Fischer-Tropsch



Phản ứng Fischer-Tropsch sử dụng hydro, trong đó hiệu quả của bộ phận chuyển hóa bị giảm.

Tuy nhiên, theo sáng chế, chất xúc tác không Fe được sử dụng, như chất xúc tác trên cơ sở kẽm-nhôm oxit được hoạt hóa. Ví dụ chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ cao Topsøe SK-501 FlexTM mà kích hoạt quá trình vận hành của bộ phận trùng chỉnh và bộ phận chuyển hóa nhiệt độ cao tại tỷ lệ hơi nước/cacbon giảm xuống 0,3.

Do đó, quy trình này vận hành tại tỷ lệ hơi nước/cacbon giảm xuống 0,3 trái ngược với hệ thống thiết bị sản xuất amoniac truyền thống ngày nay dựa trên bộ phận trùng chỉnh và/hoặc chuyển hóa nhiệt độ cao vận hành tại tỷ lệ hơi nước/cacbon là 2,6 hoặc cao hơn. Theo các phương án ưu tiên của quy trình, chất xúc tác trên cơ sở kẽm-nhôm oxit ở dạng hoạt động của chúng bao gồm hỗn hợp chứa kẽm nhôm spinel và kẽm oxit trong tổ hợp với kim loại kiềm được chọn từ nhóm gồm Na, K, Rb, Cs và hỗn hợp của nó, và tùy ý trong tổ hợp với Cu. Chất xúc tác có thể có tỷ lệ phân tử Zn/Al nằm trong khoảng từ 0,5 đến 1,0, hàm lượng kim loại kiềm nằm trong khoảng từ 0,4 đến 8,0 % khối lượng và hàm lượng đồng nằm trong khoảng từ 0 đến 10% dựa trên khối lượng của chất xúc tác được oxy hóa.

Chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ cao được sử dụng theo quy trình này không bị giới hạn bởi các yêu cầu nghiêm ngặt đối với tỷ lệ hơi nước so với cacbon, làm giảm tỷ lệ hơi nước/cacbon trong bộ phận chuyển hóa cũng như bộ phận trùng chỉnh.

Tỷ lệ hơi nước/cacbon nhỏ hơn 2,6 có nhiều ưu điểm. Việc làm giảm tỷ lệ hơi nước/cacbon trên cơ sở chung dẫn đến giảm việc cấp cộng với dòng hơi nước thông qua bộ phận trùng chỉnh và bước làm mát sau và bộ phận sản xuất khí tổng hợp.

Tỷ lệ hơi nước/cacbon thấp trên bộ phận trùng chỉnh và bộ phận chuyển hóa cho phép lượng khí tổng hợp truyền vào cao hơn so với tỷ lệ hơi nước/cacbon cao. Nitơ bổ sung thông qua việc rửa nitơ cho phép lượng khí tổng hợp truyền vào cao hơn so với việc bổ sung nitơ trong bộ phận trùng chỉnh. Không có bộ phận metan hóa làm giảm áp suất tổn thất và sử dụng khí tự do tro trong bộ phận tổng hợp amoniac cho phép lượng truyền vào cao hơn trong bộ phận tổng hợp amoniac.

Lưu lượng giảm thông qua các bộ phận này có nghĩa là kích cỡ thiết bị và hệ thống ống dẫn nhỏ hơn. Lưu lượng giảm cũng dẫn đến việc tạo ra calo ở nhiệt độ thấp, thường không được sử dụng. Điều này có nghĩa là có tiềm năng đối với cả CAPEX và OPEX thấp hơn.

Quy trình này cũng có thể bao gồm một hoặc nhiều các bước sau:

- Chuyển hóa khí thải ra chuyển hóa nhiệt độ cao trong một hoặc nhiều bước chuyển hóa nhiệt độ trung bình (MT)/nhiệt độ thấp (LT). (Các) bước chuyển hóa nhiệt độ trung bình/nhiệt độ thấp có thể được tùy ý thực hiện tại tỷ lệ hơi

nước/cacbon cao hơn tại chuyển hóa nhiệt độ cao để giới hạn việc tạo thành sản phẩm phụ như metanol.

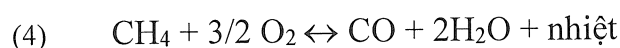
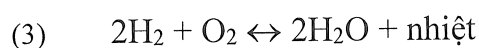
- Loại bỏ tùy ý metanol từ khí thải ra chuyển hóa nhiệt độ trung bình/nhiệt độ thấp bộ phận rửa bằng nước.
- Loại bỏ CO₂ từ khí thải ra chuyển hóa nhiệt độ trung bình/nhiệt độ thấp/khi thải ra rửa bằng nước xuống mức thấp hơn 500 ppm, tốt hơn là thấp hơn 20 ppm.
- Loại bỏ CO₂ và H₂O dư từ khí đi ra khỏi bộ phận loại bỏ CO₂ trong bộ phận máy sấy chọn lọc phân tử.
- Loại bỏ CH₄, CO và khí trơ như Ar và He từ khí đi ra khỏi bộ phận máy sấy chọn lọc phân tử trong bộ phận rửa nitơ và điều chỉnh tỷ lệ N₂/H₂ đến khoảng 3 khi cần đối với việc tổng hợp amoniac.
- Chuyển hóa khí thải ra được điều chỉnh từ việc rửa nitơ thành amoniac trong bộ phận tổng hợp amoniac tự do trơ.

Trong các phương án được ưu tiên, bước trùng chỉnh bao gồm ít nhất một thiết bị trùng chỉnh tự nhiệt (ATR).

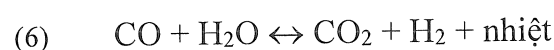
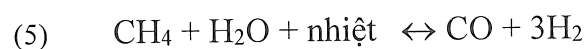
Như các yêu cầu đối với tỷ lệ hơi nước/cacbon trong bước chuyển hóa nhiệt độ cao bằng quy trình này bị giảm đáng kể so với các công nghệ đã biết, có thể bằng sáng chế để làm giảm tỷ lệ hơi nước/cacbon thông qua quy trình xử lý trước, ví dụ 0,6 hoặc càng thấp càng tốt phụ vào dung dịch chuyển hóa có thể. Ưu điểm của tỷ lệ hơi nước/cacbon thấp đối với ATR và trong toàn bộ quy trình là thiết bị nhỏ hơn được yêu cầu trong quy trình xử lý trước do toàn bộ lưu lượng thấp hơn thông qua hệ thống thiết bị sản xuất.

Nguyên liệu cacbon dùng cho ATR được trộn với oxy và bổ sung hơi trong ATR, và tổ hợp của ít nhất hai loại phản ứng diễn ra. Hai phản ứng này là sự đốt cháy và trùng chỉnh hơi.

Vùng đốt cháy:



Vùng nhiệt và xúc tác:



Việc đốt cháy metan đối với cacbon monoxit và nước (4) là quy trình phát nhiệt. Metan dư thừa có thể có trong vùng đốt cháy thoát ra sau khi toàn bộ oxy đã được chuyển hóa.

Vùng nhiệt là một phần của buồng đốt trong đó sự chuyển hóa tiếp hydrocacbon được tiến hành bằng phản ứng pha khí đồng thể, chủ yếu là (5) và (6). Bước trùng chỉnh hơi thu nhiệt của metan (5) đốt một phần lớn nhiệt phát triển trong vùng đốt cháy.

Sau buồng đốt có thể là lớp xúc tác cố định, vùng xúc tác, trong đó việc chuyển hóa hydrocacbon cuối cùng diễn ra thông qua phản ứng xúc tác đồng nhất. Tại đầu ra của vùng xúc tác, khí tổng hợp tốt hơn là gần để cân bằng với phản ứng (5) và (6).

Tỷ lệ hơi nước/cacbon trong bộ phận trùng chỉnh có thể là 2,6 đến 0,1, 2,4 đến 0,1, 2 đến 0,2, 1,5 đến 0,3, 1,4 đến 0,4, như 1,2, 1,0 hoặc 0,6.

Tỷ lệ hơi nước/cacbon được đề cập làm tỷ lệ của toàn bộ hơi được bổ sung vào bộ phận trùng chỉnh trước bộ phận chuyển hóa nhiệt độ cao tức là hơi có thể được bổ sung vào bộ phận trùng chỉnh thông qua khí tiếp liệu, nguyên liệu oxy, bằng cách bổ sung vào lò ví dụ và hydrocacbon trong khí tiếp liệu vào bộ phận trùng chỉnh trên cơ sở phân tử.

Do đó, theo sáng chế, có thể tiến hành quá trình không bổ sung thêm hơi giữa (các) bước trùng chỉnh và bước chuyển hóa nhiệt độ cao.

Theo các phương án có lợi, tốc độ dòng chảy trong không gian trong ATR là thấp, như nhỏ hơn $20,000 \text{ Nm}^3 \text{ C/m}^3/\text{giờ}$, tốt hơn là nhỏ hơn $12,000 \text{ Nm}^3 \text{ C/m}^3/\text{giờ}$ và tốt nhất là nhỏ hơn $7000 \text{ Nm}^3 \text{ C/m}^3/\text{giờ}$. Tốc độ dòng chảy trong không gian có thể được đề cập làm dòng cacbon thể tích mỗi thể tích chất xúc tác và do đó độc lập trong việc chuyển hóa trong vùng xúc tác.

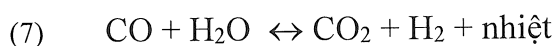
Trong các phương án được ưu tiên, nhiệt độ trong bước chuyển hóa HT nằm trong khoảng từ 300°C đến 600°C , như nằm trong khoảng từ 360°C đến 470°C . Điều này có nghĩa là theo quá trình này, có thể tiến hành phản ứng chuyển hóa nhiệt độ cao trên việc cấp với tỷ lệ hơi nước/cacbon thấp hơn nhiều so với tỷ lệ ở các quy trình đã biết. Ví dụ nhiệt độ đầu vào chuyển hóa nhiệt độ cao có thể nằm trong khoảng từ 300°C đến 400°C , như nằm trong khoảng từ 350°C đến 380°C .

Tốt hơn là, thiết bị trùng chỉnh sơ bộ được đề cập đến là một phần của bộ phận trùng chỉnh nằm trước, ví dụ là ATR. Trong thiết bị trùng chỉnh sơ bộ, không những toàn bộ hydrocacbon cao có thể được chuyển hóa thành cacbon oxit và metan, mà còn đối với hydrocacbon nhẹ cũng có thể được chuyển hóa trong thiết bị trùng chỉnh sơ bộ. Việc cung cấp thiết bị trùng chỉnh sơ bộ có thể có nhiều ưu điểm bao gồm việc làm giảm quá trình tiêu thụ O_2 cần trong ATR và cho phép nhiệt độ đầu vào cao hơn đối với ATR vì nguy cơ crackinh bằng cách đun nóng sơ bộ được thu giảm. Theo đó đạt được các điều kiện đốt cháy. Ngoài ra, thiết bị trùng chỉnh sơ bộ có thể cung cấp đảm bảo lưu huỳnh có hiệu quả dẫn đến khí nguyên liệu tự do lưu huỳnh thực tế đi vào ATR và hệ thống sau. Bước trùng chỉnh trước có thể được hiệu tại nhiệt độ nằm trong khoảng từ $300^\circ C$ đến $650^\circ C$, tốt hơn là nằm trong khoảng từ $390^\circ C$ đến $480^\circ C$.

Theo các phương án khác nhau, thiết bị đốt nóng lửa trực tiếp được sử dụng để gia nhiệt trước nguyên liệu khí tự nhiên, thiết bị trùng chỉnh sơ bộ và nguyên liệu ATR và để tăng nhiệt hơi nước. Nhiệt cần thiết có thể được tạo ra bằng cách đốt hỗn hợp chứa khí tự nhiên, khí thải (từ bước rửa N_2), khí loại bỏ (từ bộ phân ly khí trơ) và khí thăng hoa (từ bộ phận loại bỏ CO_2).

Tỷ lệ hơi nước/cacbon thấp có thể làm thấp hơn việc chuyển hóa tối ưu có nghĩa là trong một vài phương án có thể có ưu điểm để cung cấp một hoặc nhiều bước chuyển hóa bổ sung. Một hoặc nhiều bước chuyển hóa bổ sung có thể bao gồm chuyển hóa nhiệt độ trung bình và/hoặc nhiệt độ thấp và/hoặc nhiệt độ cao. Nói chung, càng nhiều CO được chuyển hóa trong bước chuyển hóa, càng nhiều H_2 thu được và quy trình xử lý trước được yêu cầu càng nhỏ.

Điều này cũng được nhìn từ phản ứng chuyển hóa phát nhiệt được cho dưới đây:



Hơi nước có thể tùy ý bổ sung sau bước chuyển hóa nhiệt độ cao như trước một hoặc bước chuyển hóa nhiệt độ trung bình hoặc nhiệt độ thấp và/hoặc nhiệt độ thấp để tối đa hóa hiệu suất của các bước chuyển hóa nhiệt độ cao, nhiệt độ trung bình và/hoặc nhiệt độ thấp sau này.

Có hai hoặc nhiều bước chuyển hóa nhiệt độ cao liên tiếp (như bước chuyển hóa nhiệt độ cao bao gồm hai hoặc nhiều lò phản ứng chuyển hóa liên tiếp ví dụ có khả năng làm mát và/hoặc bổ sung hơi nước giữa các bước) có thể có lợi vì có thể cung cấp việc chuyển hóa nhiệt độ tăng tại nhiệt độ cao có thể làm giảm thể tích chất xúc tác chuyển hóa cần và do đó có thể giảm capex. Ngoài ra, nhiệt độ cao làm giảm việc tạo thành metanol, sản phẩm phụ của bước chuyển hóa điển hình.

Tốt hơn là, các bước chuyển hóa nhiệt độ trung bình và nhiệt độ thấp LT có thể được thực hiện trên chất xúc tác đồng/zinc/alumina được hoạt hóa. Ví dụ loại chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ thấp có thể là LK-821-2, được đặc trưng bởi hoạt tính cao, độ bền cao, và khả năng chịu ngộ độc lưu huỳnh cao. Lớp trên của chất xúc tác đặc hiệu có thể được lắp đặt để giữ lại clo có thể có trong khí và để ngăn chặn giọt nhỏ chất lỏng từ việc đạt được chất xúc tác chuyển hóa.

Bước chuyển hóa nhiệt độ trung bình có thể được thực hiện tại nhiệt độ nằm trong khoảng từ 190°C đến 360°C.

Bước chuyển hóa nhiệt độ thấp có thể được thực hiện tại nhiệt độ tại $T_{\text{surong}} + 15 - 290^\circ\text{C}$, như, nằm trong khoảng nhiệt độ từ 200°C đến 280°C. Ví dụ nhiệt độ đầu vào chuyển hóa nhiệt độ thấp là từ $T_{\text{surong}} + 15 - 250^\circ\text{C}$, như nằm trong khoảng nhiệt độ từ 190°C đến 210°C.

Việc làm giảm tỷ lệ hơi nước/cacbon dẫn tới làm giảm điểm sương của khí quá trình, có nghĩa là nhiệt độ đầu vào đối với bước chuyển hóa nhiệt độ trung bình và/hoặc nhiệt độ thấp có thể bị hạ thấp. Nhiệt độ đầu vào thấp hơn có thể là đầu ra trượt CO thấp hơn lò phản ứng chuyển hóa.

Được biết rằng chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ trung bình/nhiệt độ thấp có thể xảy ra để sản xuất metanol như sản phẩm phụ. Việc tạo thành sản phẩm phụ này có thể bị làm giảm bằng cách tăng hơi nước/cacbon. Việc rửa CO₂ sau việc chuyển hóa nhiệt độ trung bình/nhiệt độ thấp cần nhiệt để sự phục hồi của dung dịch hấp thụ CO₂. Nhiệt này thường được cung cấp dưới dạng nhiệt nhạy từ khí quá trình nhưng điều này không đủ. Điển hình nồi đun lại được đun hơi nước bổ sung được cung cấp nhiệt còn thiếu. Bổ sung hơi tùy ý vào khí quá trình có thể thay thế nồi đun lại được đun hơi nước bổ sung này và đồng thời đảm bảo giảm quá trình tạo thành sản phẩm phụ trong bộ phận chuyển hóa nhiệt độ trung bình/nhiệt độ thấp.

Metanol được tạo thành bằng chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ trung bình/nhiệt độ thấp có thể được loại bỏ tùy ý từ khí tổng hợp trong bước rửa bằng nước để thay thế hướng lên bước loại bỏ CO₂ hoặc trên dòng sản phẩm CO₂.

Trong nhiều phương án có lợi, bước loại bỏ CO₂ có thể được thực hiện sau khi/sau một hoặc nhiều bước chuyển hóa. Ở dạng tiêu chuẩn, hàm lượng CO₂ là 500 vppm trong khí được xử lý.

Trong các phương án được ưu tiên, bước loại bỏ CO₂ có thể được sử dụng để làm hàm lượng CO₂ giảm xuống thấp hơn 400 vppm CO₂, như dưới 100 vppm hoặc trong một vài phương án được ưu tiên giảm xuống 20 vppm hoặc thấp hơn.

Quy trình cũng có thể bao gồm bước rửa, tốt hơn là rửa bằng N₂. Việc rửa bằng N₂ có thể dùng cho nhiều mục đích như tinh chế khí tổng hợp cũng như để bổ sung hệ số tỷ lệ cần nitơ để tổng hợp amoniac sau.

Nitơ đối với đơn vị rửa N₂ (NWU) có thể được cung cấp bằng bộ tách không khí (ASU) mà tách không khí thành các thành phần chính nitơ và oxy. Oxy được sử dụng trong ATR và nitơ trong NWU.

Sau khi một hoặc nhiều bộ phận chuyển hóa và đơn vị loại bỏ CO₂, khí có thể chứa CO và CO₂ dư cùng với lượng nhỏ CH₄, Ar, He và H₂O.

CO₂ và H₂O tốt hơn là được loại bỏ trước khi rửa N₂ vì chúng sẽ đóng băng tại nhiệt độ vận hành thấp của quá trình rửa N₂. Điều này có thể ví dụ được hoàn thành bằng cách hấp thụ trong máy sấy chọn lọc phân tử gồm ít nhất hai bình, một bình trong quá trình vận hành, trong khi bình còn lại được phục hồi. Nitơ có thể được sử dụng làm khí khô để phục hồi.

Trong NWU, khí tổng hợp được rửa bằng nitơ lỏng trong cột trong đó CH₄, Ar, He và CO được loại bỏ. Khí tổng hợp được tinh chế tốt hơn là chứa chỉ ppm mức độ của Ar và CH₄.

Khí thải chứa tạp chất cùng với một vài khí nitơ tồn thất có thể được sử dụng có lợi làm nhiên liệu trong thiết bị đốt nóng lửa trực tiếp.

Sau khi NWU, khí nitơ có thể được bổ sung vào dòng quá trình để điều chỉnh hàm lượng N₂ đến tỷ lệ được ưu tiên, tỷ lệ H₂/N₂ là 3 trong dòng bổ sung đối với vòng lặp tổng hợp amoniac.

Vì khí tổng hợp được tinh chế hiện nay chỉ chứa H_2 và N_2 trong hệ số tỷ lệ chính xác đối với việc tổng hợp amoniac cộng với mức độ ppm của bộ phận tổng hợp amoniac Ar và CH_4 có thể được coi là khí tự do trôi.

Vòng lặp tổng hợp amoniac được đề cập đến là không có khí trơ khi không cần phải lọc sạch khí khỏi vòng lặp vì việc tích tụ các chất trơ là không đáng kể nếu không có quá trình lọc như vậy.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Vị trí	Vị trí 1	Vị trí 2	Vị trí 3	Vị trí 4	Vị trí 5	Vị trí 6	Vị trí 7/8	Vị trí 9
Nhiệt độ, °C	450	650	360	205	75	20	15	-32
Áp suất, kg/cm ² g	41,3	39,3	35,7	34,8	33,3	32,4	31,4/186	5,0
Dòng, Nm ³ /giờ	187.432	198.532	391.946	391.946	391.946	270.351	334.226	164.416

Bảng 1: Các dòng và điều kiện vận hành

Thành phần, phân tử %	Vị trí 1	Vị trí 2	Vị trí 3	Vị trí 4	Vị trí 5	Vị trí 6	Vị trí 7/8	Vị trí 9
Ar			0,07	0,07	0,07	0,10		
C ₃ +	2,23							
C ₂ H ₆	2,58							
CH ₄	40,02	47,47	0,95	0,95	0,95	1,37		
CO	0,38	0,09	20,08	10,07	3,49	5,04		
CO ₂	2,58	5,50	5,85	15,86	22,44	20 ppm		
H ₂	1,49	4,93	47,81	57,82	64,40	92,96	75,00	
N ₂	0,66	0,63	0,32	0,32	0,32	0,46	25,00	
NH ₃								100,00
H ₂ O	50,04	41,38	24,93	14,92	8,34	0,07		

Bảng 2: Thành phần hơi nước, vị trí đề cập đến hình

Trùng chỉnh trước: Nhiệt độ vào/Nhiệt độ ra: 450/449°C ($\Delta T = -1^\circ C$)

Tỷ lệ hơi nước/cacbon, S/C = 0,9 đầu ra thiết bị trùng chỉnh ATR:

Khí quá trình đưa vào ATR tại nhiệt độ 650°C và nhiệt độ oxy là khoảng 260°C.

Tỷ lệ hơi nước/cacbon, S/C=1,0 theo định nghĩa trong mô tả.

Khí quá trình đi ra khỏi bộ phận trùng chỉnh tại nhiệt độ khoảng 1025°C thông qua bộ phận xả được bọc chịu nhiệt và chuyển dòng đến nồi hơi nhiệt phế thải trong bộ phận làm mát khí quá trình.

Bộ phận chuyển hóa:

Nhiệt độ cao: Nhiệt độ vào/Nhiệt độ ra: 360/469°C ($\Delta T=109^{\circ}\text{C}$)

Nhiệt độ thấp: Nhiệt độ vào/Nhiệt độ ra: 205/280°C ($\Delta T=75^{\circ}\text{C}$)

Sau khi trùng chỉnh, khoảng 26,7% thể tích CO có trong khí (cơ sở). Trong nhiệt độ cao bộ chuyển đổi CO, hàm lượng CO bị giảm xuống 11,8 %thể tích, và nhiệt độ tăng từ 360°C đến 469°C. Hàm lượng nhiệt của dòng chảy ra từ bộ chuyển đổi CO nhiệt độ cao được khôi phục trong nồi hơi nhiệt phế thải và trong thiết bị đun nóng sơ bộ nước cấp vào nồi hơi.

Khí quá trình theo đó được làm mát xuống nhiệt độ 205°C và được chuyển sang bộ chuyển đổi CO nhiệt độ thấp trong đó hàm lượng CO bị giảm xuống khoảng 3,8% thể tích, trong đó nhiệt độ tăng lên đến 280°C.

Bộ phận loại bỏ CO₂

Hàm lượng CO₂ trong dòng thoát ra từ bộ phận chuyển hóa bị giảm xuống 20 ppm. Toàn bộ metanol trong khí tổng hợp đi đến bộ phận loại bỏ CO₂ sẽ đi ra khỏi bộ phận này bằng quy trình ngưng tụ và dòng sản phẩm CO₂. Việc rửa bằng nước trên khí tổng hợp đi đến bộ phận loại bỏ CO₂, xem Fig. 2, hoặc trên dòng sản phẩm CO₂ có thể giảm hàm lượng metanol trong dòng sản phẩm CO₂.

Bộ phận rửa N₂

Bước thứ nhất trong bộ phận này là loại bỏ định lượng CO₂ và H₂O trong máy sấy chọn lọc phân tử. Bước tiếp theo là rửa N₂ lỏng loại bỏ các thành phần không phải là H₂ và N₂ xuống mức ppm. Bước thứ ba là điều chỉnh tỷ lệ H₂/N₂ đến khoảng 3 sử dụng nitơ dạng khí.

Máy ép khí tổng hợp:

Khí tổng hợp được nén nằm trong khoảng từ 31,4 đến 185,5 kg/cm²g trong máy ép khí tổng hợp hai ống loại ly tâm. Phần ống cuối tạo ra việc quay vòng máy ép trong vòng lặp tổng hợp.

Vòng lặp tự do tro: vòng lặp có thể được đề cập là tro khi không có hệ thống khí làm sạch.

Lượng nhỏ khí tro đi vào vòng lặp với khí tổng hợp bổ sung sẽ gom lại trong vòng lặp cho tới khi lượng khí tro hòa tan trong amoniac lỏng thoát ra khỏi bình xả bằng lượng vào vòng lặp. Khí loại bỏ từ bình xả được tái tạo lại vào máy ép khí tổng hợp.

Mức độ tro được tái chế được phụ thuộc vào mức độ tro được hòa tan trong amoniac lỏng đi ra khỏi máy tách amoniac và bình xả.

Nếu mức độ của khí tro trong vòng lặp được yêu cầu có thể bị giảm xuống bằng cách làm sạch từng đợt dòng khí nhỏ.

Trong ví dụ này, mức tro trong khí được tinh chế đi ra khỏi việc rửa N_2 là 17 ppm Ar, trong khí bổ sung là 53 ppm Ar (sau khi bổ sung dòng khí thải ra từ bình xả) và 0,30% Ar bộ chuyển đổi vào.

Trong Fig. 2, ví dụ khác được thể hiện bao gồm bộ phận loại bỏ metanol.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình sản xuất khí tổng hợp amoniac, quy trình này bao gồm các bước sau:

trùng chỉnh nguyên liệu hydrocacbon được trộn với oxy trong thiết bị trùng chỉnh tự nhiệt (ATR), theo đó thu được khí tổng hợp bao gồm CH_4 , CO , CO_2 , H_2 và hơi nước; và

chuyển hóa khí tổng hợp này trong ít nhất một bước chuyển hóa nhiệt độ cao trên chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ cao trên cơ sở kẽm-nhôm oxit được hoạt hóa, trong đó, hơi nước có trong bước trùng chỉnh,

trong đó tỷ lệ hơi nước/cacbon trong bước trùng chỉnh là 1,4-0,3, và

trong đó ít nhất lượng cần thiết của nitơ để tổng hợp amoniac sau được bổ sung vào khí tổng hợp trong bước rửa N_2 .

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó nhiệt độ trong bước chuyển hóa nhiệt độ cao nằm trong khoảng từ 300°C đến 600°C .

3. Quy trình theo điểm 1, trong đó chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ cao trên cơ sở kẽm-nhôm oxit được hoạt hóa bao gồm, ở dạng hoạt động của chúng, tỷ lệ phân tử Zn/Al nằm trong khoảng từ 0,5 đến 1,0 và hàm lượng kim loại kiềm nằm trong khoảng từ 0,4 đến 8,0 % khối lượng và hàm lượng đồng nằm trong khoảng từ 0 đến 10% tính theo khối lượng của chất xúc tác được oxy hóa.

4. Quy trình theo điểm 1, trong đó tốc độ dòng chảy trong không gian trong thiết bị trùng chỉnh tự nhiệt (ATR) nhỏ hơn $20.000 \text{ Nm}^3 \text{ C}/\text{m}^3/\text{giờ}$.

5. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm bước trùng chỉnh trước.

6. Quy trình theo điểm 1, trong đó ít nhất một bước chuyển hóa nhiệt độ cao là hai hoặc nhiều bước chuyển hóa nhiệt độ cao liên tiếp.

7. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm một hoặc nhiều bước chuyển hóa bổ sung sau của bước chuyển hóa nhiệt độ cao.

8. Quy trình theo điểm 7, trong đó một hoặc nhiều bước chuyển hóa bổ sung là một hoặc nhiều bước chuyển hóa nhiệt độ trung bình và/hoặc một hoặc nhiều bước chuyển hóa nhiệt độ thấp.

9. Quy trình theo điểm 7, trong đó hơi nước được bổ sung vào khí tổng hợp trước một hoặc nhiều bước chuyển hóa bổ sung sau của bước chuyển hóa nhiệt độ cao.

10. Quy trình theo điểm 7, trong đó khí tổng hợp đi ra khỏi một hoặc nhiều bước chuyển hóa bổ sung sau của bước chuyển hóa nhiệt độ cao được rửa bằng nước để làm giảm hàm lượng của metanol được tạo thành dưới dạng sản phẩm phụ trong khi chuyển hóa khí tổng hợp.

11. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm bước loại bỏ CO_2 để loại bỏ CO_2 ra khỏi khí tổng hợp xuống mức nhỏ hơn 400 vppm CO_2 .

12. Quy trình theo điểm 1, trong đó không có việc thêm hơi nước bổ sung giữa bước trùng chỉnh và ít nhất một bước chuyển hóa nhiệt độ cao.

13. Quy trình sản xuất amoniac, trong đó khí tổng hợp amoniac thu được bằng quy trình theo điểm 1.

14. Quy trình sản xuất khí tổng hợp amoniac, quy trình này bao gồm các bước sau:

trùng chỉnh nguyên liệu hydrocacbon được trộn với oxy trong thiết bị trùng chỉnh tự nhiệt (ATR), theo đó thu được khí tổng hợp bao gồm CH_4 , CO , CO_2 , H_2 và hơi nước;

chuyển hóa khí tổng hợp này trong bước chuyển hóa nhiệt độ cao trên chất xúc tác chuyển hóa nhiệt độ cao trên cơ sở kẽm-nhôm oxit được hoạt hóa, và

tiến hành rửa N_2 của khí tổng hợp, bổ sung nitơ vào khí tổng hợp được rửa sao cho, sau khi bổ sung nitơ, khí tổng hợp chứa hydro và nitơ có tỷ lệ H_2/N_2 là khoảng 3;

trong đó hơi nước có trong bước trùng chỉnh; và

trong đó tỷ lệ hơi nước/cacbon trong bước trùng chỉnh là 1,4-0,3.

15. Quy trình theo điểm 14, trong đó không có việc thêm hơi nước bổ sung giữa bước trùng chỉnh và ít nhất một bước chuyển hóa nhiệt độ cao.

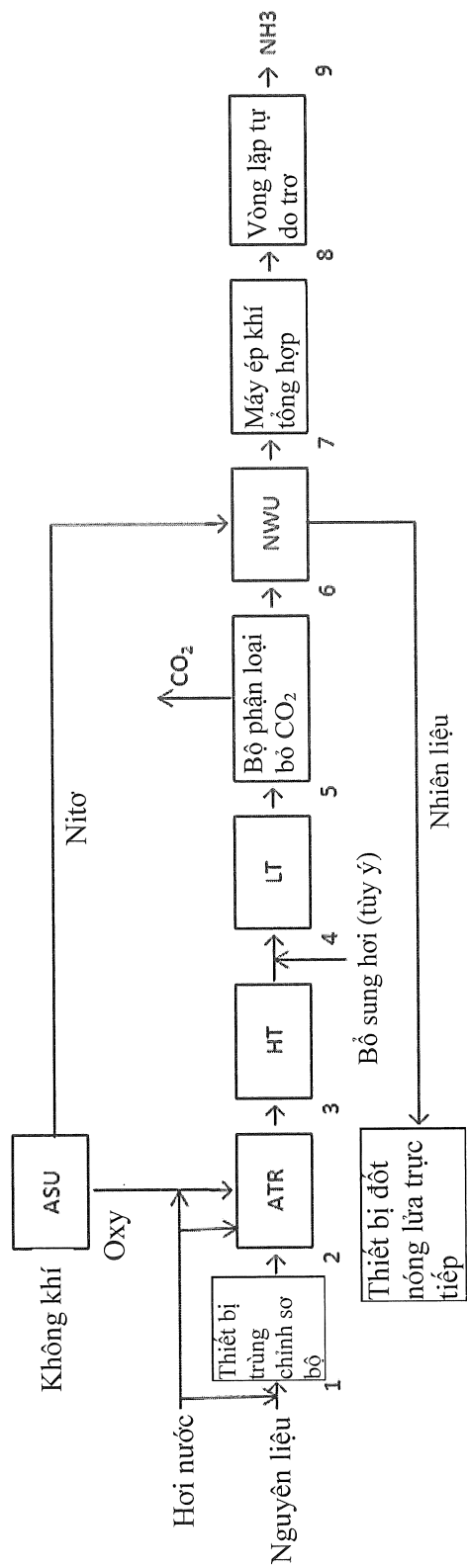


Fig. 1

2/2

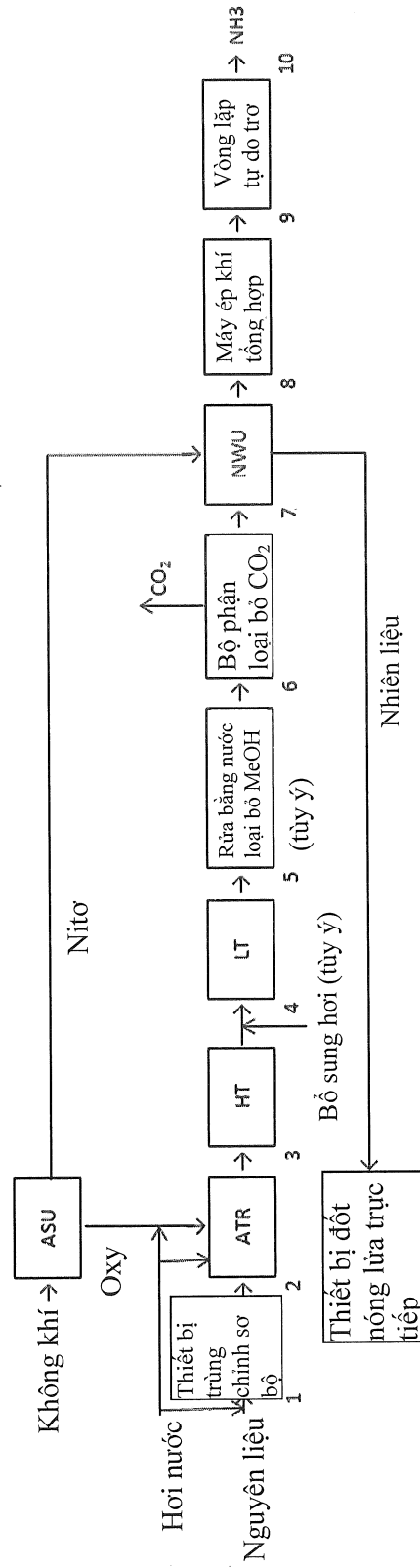


Fig. 2