



(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) 
1-0022220

(51)⁷ B01D 53/14

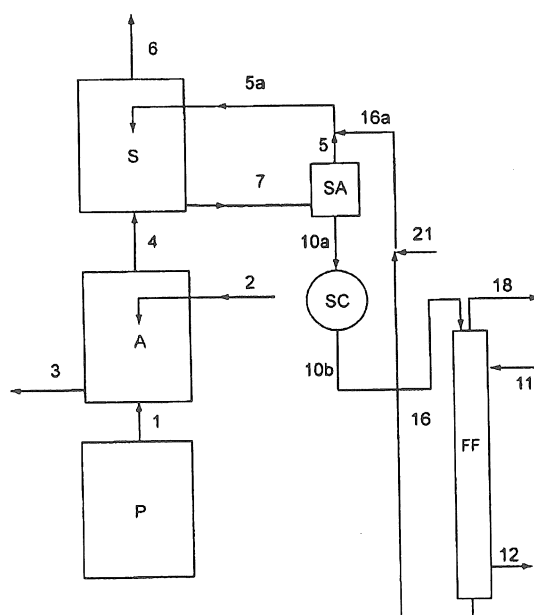
(13) B

(21) 1-2012-00467 (22) 27.07.2010
(86) PCT/EP2010/004765 27.07.2010 (87) WO2011/012324 03.02.2011
(30) MI2009A 001372 30.07.2009 IT
(45) 25.11.2019 380 (43) 25.06.2012 291
(73) SAIPEM S.P.A. (IT)
Via Martiri di Cefalonia, 67 I-20097 San Donato Milanese (Milan), Italy
(72) CASARA, Paolo (IT)
(74) Công ty Cổ phần Sở hữu công nghiệp INVESTIP (INVESTIP)

(54) QUY TRÌNH VÀ THIẾT BỊ THU HỒI AMONIAC TỪ DÒNG KHÍ

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình thu hồi amoniac chứa trong dòng khí, quy trình nêu trên bao gồm các giai đoạn sau: (a) đưa dòng khí chứa amoniac vào quy trình rửa bằng dung dịch rửa dạng nước có độ pH thấp hơn 7,0 với việc tạo dòng khí được tinh chế và dung dịch nước chứa muối amoni; (b) xử lý dung dịch nước chứa muối amoni hình thành từ giai đoạn (a) trong thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng ở nhiệt độ từ 50 đến 250°C và áp suất tuyệt đối nằm trong khoảng từ 50KPa đến 4MPa với việc tạo dung dịch rửa được tái tạo và dòng khí chứa NH_3 và H_2O ; (c) tuần hoàn dung dịch rửa được tái tạo nêu trên lại giai đoạn (a).

Sáng chế còn đề cập đến thiết bị dùng để thực hiện quy trình trên đây.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình thu hồi amoniac từ dòng khí.

Quy trình này, mục đích của sáng chế, đặc biệt thích hợp cho việc thu hồi amoniac từ dòng khí hình thành từ quy trình tổng hợp ure.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

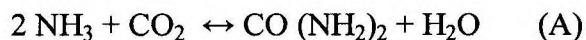
Các lượng thải amoniac dạng khí vào khí quyển được sản xuất bằng nhiều hoạt động công nghiệp khác nhau gây ra vấn đề môi trường thực sự đáng kể.

Để hạn chế tác động môi trường gắn liền với tác nhân gây ô nhiễm này, các quy định quốc gia và quốc tế về môi trường đang ngày càng áp đặt những hạn chế nghiêm ngặt cho lượng khí thải vào khí quyển hình thành từ các quy trình công nghiệp. Do đó, cảm thấy bức thiết phải tìm ra những giải pháp kỹ thuật mới để giảm bớt amoniac trong khí thải công nghiệp hoặc để thu hồi amoniac từ những dòng này, xem xét đến giá trị thương mại cao của chất này trong vai trò là nguyên liệu thô trong nhiều quy trình công nghiệp khác nhau.

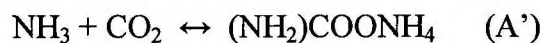
Cụ thể, quy trình tổng hợp ure là quy trình công nghiệp tạo ra những thể tích lớn của các dòng khí chứa amoniac.

Phép tổng hợp ure được thực hiện bằng phản ứng của amoniac và carbon dioxid ở nhiệt độ và áp suất cao, bước tách ure kế tiếp từ hỗn hợp chứa các sản phẩm không phản ứng và thu hồi nó vào bình phản ứng.

Do đó, tất cả các quy trình công nghiệp dùng để điều chế ure là trên cơ sở phép tổng hợp trực tiếp theo phản ứng dưới đây:



Quá trình tổng hợp này xảy ra trong hai bước phản ứng phân biệt:



Ở bước thứ nhất (A'), phản ứng cân bằng tỏa nhiệt xảy ra có tốc độ phản ứng cao ở nhiệt độ trong phòng, tuy nhiên, cần có áp suất cao để đạt đến mức cân bằng thuận lợi ở nhiệt độ cao do bước (A'') đòi hỏi.

Ở bước thứ hai (A’'), phản ứng thu nhiệt xảy ra, phản ứng này đạt đến tốc độ đáng kể chỉ ở nhiệt độ cao ($>150^{\circ}\text{C}$), với trạng thái cân bằng mà, ở 185°C , khởi đầu từ hỗn hợp gồm các chất phản ứng theo tỷ lệ tỷ lệ lượng, dẫn đến mức chuyển hóa CO_2 cao hơn 50% một chút. Có thể làm tăng mức chuyển hóa không như ý này một cách thuận tiện bằng cách tăng tỷ lệ NH_3/CO_2 .

Các quy trình sản xuất ure bằng phép tổng hợp trực tiếp khởi đầu từ amoniac và carbon dioxit đã được minh họa và mô tả rộng rãi trong tài liệu chuyên ngành cụ thể của lĩnh vực này. Sự xem xét khái quát về các quy trình phổ dụng nhất dùng cho việc sản xuất ure thì có thể được tìm thấy, ví dụ, trong “Encyclopedia of Chemical Technology” do Kirk-Othmer, Wiley Interscience biên tập, ấn bản thứ 4, (1998), Supplement, các trang 597-621.

Các quy trình công nghiệp dùng để sản xuất ure thường thực hiện phép tổng hợp trong bình phản ứng được nạp NH_3 , CO_2 và các dung dịch amoni carbonat và/hoặc carbamat nước có được từ các dòng được tuần hoàn lại gồm các chất phản ứng không được chuyển hóa, ở các nhiệt độ nằm trong khoảng từ 150 đến 215°C , ở áp suất là ít nhất bằng 130atm , với tỷ lệ mol NH_3/CO_2 là từ 2,5 và 5, được tính theo tổng của các dòng nguyên liệu nạp, trong đó có amoniac ở dạng muối amoni. Ngoài lượng nước được tạo thành và NH_3 dư được nạp ra, dòng chảy ra từ bình phản ứng vẫn còn chứa những lượng đáng kể của CO_2 , chủ yếu ở dạng amoni carbamat không được chuyển hóa.

Ure nóng chảy được hóa rắn trong bộ phận cuối cùng của nhà máy, thành dạng hạt, trong các thiết bị tạo hạt hoặc tháp tạo hạt bằng phun lạnh thích hợp, bằng cách làm lạnh bằng không khí.

Nhiều vấn đề môi trường gắn liền với nhà máy sản xuất ure thì liên quan cách riêng đến bộ phận tạo hạt hoặc bộ phận tạo hạt bằng phun lạnh được đề cập trên đây.

Thực tế, quy trình mà được thực hiện trong bộ phận này hiện đang làm cho khí thải vào khí quyển gồm các lượng lớn không khí bị nhiễm bẩn bởi amoniac ($50\text{--}250\text{ mg/Nm}^3$ không khí), ure ($20\text{--}200\text{ mg/Nm}^3$ không khí) và vi lượng formaldehyt.

Amoniacc còn được chứa, cũng theo các nồng độ tương đối cao, lên đến 10 g/Nm^3 , trong dòng khí công nghiệp như những loại được tạo ra trong phương pháp chung cất than cốc, từ phương pháp này nó có thể được chiết một cách thuận tiện và được sử dụng làm nguyên liệu thô trong công nghiệp.

Giải pháp kỹ thuật hiện có trong lĩnh vực kỹ thuật này mô tả các quy trình giảm bớt khác nhau đối với amoniac chứa trong các dòng khí. Các quy trình công nghiệp khác nhau cũng đã được phát triển, những quy trình này giúp cho không chỉ việc tách mà còn cả việc thu hồi amoniac tinh khiết. Đối với việc thu hồi amoniac từ khí cốc hóa, ví dụ, patent US 3,024,090 mô tả quy trình trong đó các khí được rửa bằng một dung dịch axit của amoni phosphat (hỗn hợp của monoaxit phosphat và diaxit phosphat), sau đó là sự cất tách dung dịch. Tuy nhiên, phương pháp này không đạt đến tỷ lệ hiệu suất cao và không thể áp dụng được cho các dòng khí có hàm lượng amoniac thấp.

US 4,424,072 mô tả quy trình giảm bớt amoniac mà được chứa theo nồng độ thấp trong dòng khí bằng phương tiện là rửa bằng axit, ví dụ, bằng axit nitric, để thu được muối amoni trong dung dịch nước.

Cụ thể, khi dòng khí chứa amoniac mà được rửa bằng axit, là dòng khí đi ra từ bộ phận tạo hạt hoặc bộ phận tạo hạt bằng phun lạnh cuối cùng của quy trình tổng hợp ure, dung dịch nước chứa muối amoni cũng chứa ure và vi lượng formaldehyt.

Dung dịch nước chứa muối amoni không thể được tuần hoàn lại nguyên như thế vào bộ phận tổng hợp và/hoặc bộ phận cô ure, vì như vậy, bộ phận sau có thể bị nhiễm bẩn bởi muối amoni, điều này hoàn toàn không thích hợp cho các mục đích của việc sử dụng nhất định sau đó đối với ure, ví dụ, cho việc tổng hợp melamin.

Ngoài ra, muối amoni thu được như vậy sẽ có tính năng kỹ thuật làm cho nó không sử dụng được, khi mà nó không thích hợp chút nào cho mục đích lợi ích trên thị trường.

Để tạo thuận lợi cho việc thu hồi amoniac, dung dịch được xử lý bằng các kỹ thuật của công nghệ đã biết trong lĩnh vực này được mô tả trên đây được gia nhiệt để tạo thuận lợi cho việc tạo dòng khí giàu NH_3 . Trong US 3,024,090, việc gia nhiệt thường được thực hiện bằng cách đưa hơi vào dung dịch nước chứa amoniac sẽ được tách. Tuy nhiên, phương pháp đưa hơi vào có nhược điểm là gây ra hiện tượng pha loãng amoniac được thu hồi và do vậy nên làm giảm tính hiệu quả chung của quy trình tách. Ngoài ra, phương pháp gia nhiệt bằng cách đưa hơi vào dòng cấp liệu không cho phép một sự kiểm soát dễ dàng đối với nhiệt độ mà tại đó quy trình cất tách được thực hiện.

Giải pháp kỹ thuật đã biết trong lĩnh vực này cho thấy rằng việc thu hồi amoniac bị ảnh hưởng lớn bởi độ pH của dung dịch, tỏ ra là hữu hiệu chỉ khi áp dụng cho những dung dịch chứa amoniac mà trong đó độ pH được nâng lên đến trị số là khoảng 11 bằng cách bổ sung các tác nhân bazơ hóa. Ở quy mô công nghiệp, việc tách amoniac được thực hiện dưới các điều kiện trên đây, có nhược điểm rõ rệt là sử dụng hết các lượng tác nhân bazơ hóa lớn, mà hậu quả là giá thành của quy trình thu hồi amoniac tăng lên.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Giờ đây, người nộp đơn đã tìm ra quy trình cho phép khắc phục những bất cập của công nghệ đã biết trong lĩnh vực này được mô tả trên đây, cải tiến thêm quy trình thu hồi amoniac từ dòng khí.

Do đó, mục tiêu của sáng chế liên quan đến quy trình thu hồi amoniac chứa trong dòng khí, quy trình nêu trên bao gồm các giai đoạn dưới đây:

- (a) đưa dòng khí chứa amoniac vào quy trình rửa bằng dung dịch rửa dạng nước có độ pH thấp hơn 7,0, với việc tạo dòng khí được tinh chế và dung dịch nước chứa muối amoni;
- (b) xử lý dung dịch nước chứa muối amoni hình thành từ giai đoạn (a) trong thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng ở nhiệt độ từ 50 đến 250°C và áp suất tuyệt đối nằm trong khoảng từ 50KPa đến 4MPa với việc tạo dung dịch rửa được tái tạo và dòng khí chứa NH_3 và H_2O ;
- (c) tuần hoàn dung dịch rửa được tái tạo nêu trên lại giai đoạn (a).

Theo một phương án ưu tiên của quy trình trên đây, dòng khí chứa NH_3 và H_2O rời khỏi giai đoạn (b) được tuần hoàn lại vào quy trình tổng hợp ure.

Một mục tiêu của sáng chế còn liên quan đến thiết bị dùng để thực hiện quy trình trên đây, bao gồm:

bộ phận rửa (thiết bị rửa khí) mà trong đó dòng khí chứa amoniac được đặt tiếp xúc với dung dịch rửa dạng nước,

thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng dùng để xử lý dòng muối amoni nước với việc tạo dòng khí chứa NH_3 và H_2O và dung dịch rửa được tái tạo, thiết bị trao đổi nhiệt nêu trên được nối với bộ phận rửa mà từ đó nó tiếp nhận dòng nước chứa muối amoni.

Mô tả vắn tắt hình vẽ

Fig. 1 là sơ đồ minh họa một phương án ưu tiên của quy trình theo sáng chế.

Mô tả chi tiết sáng chế

Dòng khí được xử lý theo quy trình của sáng chế có thể được lấy từ các quy trình công nghiệp khác nhau, và tốt hơn, nếu dòng xả lọc khí hình thành từ quy trình tổng hợp ure.

Dòng xả lọc khí có thể lấy từ các bộ phận khác nhau và thiết bị của quy trình tổng hợp ure. Trong trường hợp ưu tiên và có liên quan nhất, vì thường là do liên quan đến thể tích khí, nên nó hình thành từ bộ phận hóa rắn ure mà, như đã được biết đến, nó là một phần của nhà máy tổng hợp trong đó ure, nóng chảy hoặc ở dạng dung dịch được cô đặc, được làm lạnh và thường được hóa rắn thành dạng hạt, thích hợp cho việc vận chuyển và sử dụng trong ngành nông nghiệp. Có thể sử dụng các công nghệ hóa rắn khác nhau, ưu tiên và phổ dụng nhất, như được mô tả trên đây, được biết đến với tên gọi là phương pháp tạo hạt hoặc tạo hạt bằng phun lạnh, phương pháp này sử dụng dòng khí theo những thể tích lớn làm tác nhân làm lạnh.

Tuy nhiên, cũng có các nguồn khác của dòng khí thông hơi hoặc xả lọc chứa amoniac trong vai trò là tác nhân gây ô nhiễm trong nhà máy ure, chất này không thể xả được nếu không có sự xử lý bằng thu hồi thích hợp, như dòng trong các ống hút này nằm ở các khu vực khác nhau của nhà máy, ở các khu vực bảo quản, hoặc các dòng dùng để xả lọc những sản phẩm trơ. Tất cả các dòng này có thể được xử lý theo sáng chế, đạt được ưu điểm kép là sự cải thiện về tác động môi trường và sự thu hồi thêm amoniac để tuần hoàn trở lại nhà máy này.

Dòng xả lọc khí hình thành từ quy trình tổng hợp ure, cụ thể là bộ phận hóa rắn, thường bao gồm khí bị nhiễm bẩn bởi amoniac ($50\text{-}250\text{ mg/Nm}^3$ khí), ure ($30\text{-}200\text{ mg/Nm}^3$ khí) và vi lượng formaldehyt.

Khí này thường bao gồm không khí, nhưng những quy trình mà sử dụng khí trơ khác với không khí thì cũng không bị loại trừ khỏi phạm vi của sáng chế; trong những trường hợp này, dòng xả lọc khí nêu trên chủ yếu bao gồm khí trơ nêu trên, tốt hơn, nếu được chọn từ nitơ, khí hiếm, metan hoặc hỗn hợp của chúng.

Tốt hơn, nếu dòng xả lọc khí hình thành từ quy trình tổng hợp ure ở nhiệt độ là $45\text{-}100^\circ\text{C}$ và được đưa vào quy trình rửa sơ bộ bằng nước để loại bỏ phần lớn ure và

formaldehyt có mặt. Tuy nhiên, đồng thời trong trường hợp này, dòng xả lọc khí mà được đưa vào giai đoạn a) của quy trình theo sáng chế, vẫn chứa ure và vi lượng formaldehyt.

Thông qua việc xử lý của giai đoạn b) kế tiếp, ure thủy phân ít nhất là một phần để cho ta CO_2 và NH_3 ; điều này tạo ra ưu điểm cụ thể so với các quy trình của giải pháp kỹ thuật hiện có trong lĩnh vực này, khi mà sự tích tụ ure trong dung dịch rửa, như là kết quả của quá trình tuần hoàn lại (giai đoạn (c)) dung dịch rửa được tái tạo có thể làm giảm dần tính hiệu quả của thiết bị rửa khí. Ngoài ra, nhờ sự thủy phân một phần của ure, có thể thu hồi thêm amoniac từ ure, đồng thời tránh việc xả nó vào môi trường.

Tốt hơn, nếu thực hiện giai đoạn (a) bằng dung dịch rửa dạng nước có độ pH nằm trong khoảng từ 5 đến 6,5, bất kể sự có mặt hoặc sự vắng mặt của ure trong dòng khí cần được xử lý. Nhiệt độ của dung dịch rửa được duy trì một cách thuận tiện ở 15 đến 70°C.

Tốt hơn, nếu dung dịch rửa dạng nước được sử dụng trong giai đoạn (a) là dung dịch đệm chứa cặp axit-bazơ liên hợp mà độ pH của chúng rơi vào khoảng được định nghĩa trên đây. Các dung dịch đệm thông thường thích hợp cho mục đích này là, ví dụ, những loại bao gồm cặp axit-bazơ liên hợp lấy từ axit phtalic, axit oxalic, axit phosphoric, axit xitric, axit aryl-phosphonic và axit alkyl-phosphonic, axit carbonic (CO_2 trong nước). Tỷ lệ mol giữa axit và bazơ liên hợp được xác định trên cơ sở độ pH mong muốn theo luật cân bằng hóa học.

Càng tốt hơn, nếu việc rửa ở giai đoạn (a) được thực hiện bằng dung dịch đệm chứa cặp axit-bazơ liên hợp $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ (sau đây còn được ghi là “cặp diaxit phosphat/monoaxit phosphat”), ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 40 đến 60°C.

Trong trường hợp này, trong suốt quá trình xử lý dòng khí ở giai đoạn (a), các loại của cặp axit-bazơ liên hợp $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ phản ứng với amoniac dạng khí, chuyển trạng thái cân bằng về phía tạo $(\text{NH}_4)\text{HPO}_4$. Thậm chí càng tốt hơn, nếu dung dịch đệm bao gồm hỗn hợp ở trạng thái cân bằng của cùng loại muối amoni $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ và $(\text{NH}_4)\text{H}_2\text{PO}_4$, có mặt trong dung dịch nước của giai đoạn (a) ở dạng được phân ly. Tuy nhiên, quá trình hấp thụ amoniac tạo ra thêm $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ và do đó, dung dịch rời khỏi giai đoạn (a) được làm giàu bằng amoniac có mặt trong dòng khí được xử lý.

Tốt hơn, nếu toàn bộ nồng độ phân tử gam của cặp axit-bazơ liên hợp trong dung dịch rửa được sử dụng ở giai đoạn (a) nằm trong khoảng từ 0,5M đến 5M, càng tốt hơn, nếu là từ 1M đến 4M. Các dung dịch đệm thích hợp chứa cặp diaxit phosphat/monoaxit phosphat có tổng nồng độ của các loại H_2PO_4^- e HPO_4^{2-} nằm trong khoảng từ 20 đến 40% theo trọng lượng, tốt hơn, nếu là từ 30 đến 35% theo trọng lượng.

Khi quy trình theo sáng chế được áp dụng cho dòng khí chứa amoniac đi ra từ nhà máy tổng hợp ure, thì dung dịch nước chứa muối amoni rời khỏi giai đoạn (a) cũng chứa ure và vi lượng formaldehyt.

Dòng khí rời khỏi giai đoạn (a) của quy trình theo sáng chế là dòng hầu như không có amoniac. Dòng khí rời khỏi giai đoạn (a) bao gồm không khí hầu như tinh khiết hoặc một khí trơ khác (ví dụ, nitơ). Nếu dòng khí được xử lý ở giai đoạn (a) hình thành từ quy trình tổng hợp ure, ví dụ, dòng khí rời khỏi cùng một giai đoạn (a) thường có hàm lượng amoniac nằm trong khoảng từ 10 đến 25 mg/Nm³ khí và hàm lượng ure nằm trong khoảng từ 5 đến 30 mg/Nm³ khí. Nếu dòng khí đã được tinh chế bao gồm không khí hoặc nitơ, thì có thể xả nó vào khí quyển mà không phải xử lý gì thêm khi mà nó tuân thủ các quy định về môi trường hiện đang có hiệu lực.

Giai đoạn (b) của quy trình theo sáng chế diễn tiến là dung dịch nước chứa muối amoni hình thành từ giai đoạn (a) được xử lý trong thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50 đến 250°C và áp suất tuyệt đối nằm trong khoảng từ 50KPa đến 4MPa, với việc tạo dung dịch rửa được tái tạo và dòng khí chứa amoniac và nước ở dạng hơi.

Thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi là thiết bị trao đổi nhiệt dạng bó ống, được đặt thẳng đứng, được sử dụng trong lĩnh vực này để thực hiện quá trình trao đổi nhiệt giữa hai chất lỏng. Loại thiết bị này thì đặc biệt hữu hiệu khi hiện tượng biến đổi pha hoặc phản ứng hóa học xảy ra trên một hoặc cả hai bên của thành trao đổi nhiệt do dòng nhiệt.

Các thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi (sau đây còn được gọi bằng thuật ngữ “thiết bị làm bay hơi FF”), thiết bị này có thể được sử dụng cho các mục đích của sáng chế, thường bao gồm buồng hình trụ, được sắp xếp ở vị trí thẳng đứng, mà có một loạt ống xuyên dọc qua đó. Các ống được bịt kín cố định trên hai tấm ngang (gọi là tấm gắn ống), mỗi tấm hướng vào buồng thu gom hoặc buồng phân phối lần

lượt của khí hoặc chất lỏng, di chuyển bên trong các ống. Bên ngoài các ống này, ở không gian giữa thành trong của buồng và thành ngoài của các ống (được gọi là phía lớp áo gia nhiệt), chất lỏng của thiết bị trao đổi lưu thông, bao gồm dòng khí nóng, hình thành, ví dụ, từ quy trình đốt hoặc bao gồm dòng hơi nước bão hòa.

Trong thiết bị làm bay hơi FF, dung dịch sẽ được xử lý đi xuống nhờ trọng lực dọc theo thành trong của các ống ở dạng màng chất lỏng, bằng cách này, thì tạo ra được sự trao đổi nhiệt hữu hiệu với chất lỏng chảy trên phía lớp áo gia nhiệt, làm giảm thời gian tiếp xúc càng nhiều càng tốt. Trong suốt quá trình đi xuống của màng, có thể là hơi được tạo ra bằng quá trình bay hơi hoặc phản ứng hóa học (ví dụ, sự phân hủy do nhiệt) do quá trình gia nhiệt, được giải phóng một cách dễ dàng thông qua bề mặt cao của màng chất lỏng và có thể được loại bỏ dọc theo ống dẫn bên trong của ống này, hầu như không có chất lỏng. Theo một phương án ưu tiên, giai đoạn (b) của quy trình của sáng chế được thực hiện trong thiết bị làm bay hơi FF mà hầu như không có sự hồi lưu, để tránh sự trộn ngược lại bất kỳ và sự hấp thụ khí amoniac được tạo ra trong các ống thẳng đứng trong dung dịch nước hình thành từ giai đoạn (a).

Các thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng có thể có một vài hình thức và dạng hình học, cả bên trong và bên ngoài. Chúng được xây dựng một cách thích hợp theo các tiêu chí tiêu biểu cho các thiết bị trao đổi nhiệt dạng bó ống dùng cho nhà máy hoạt động với chất lỏng có áp suất cao.

Theo một phương án ưu tiên của quy trình này, đối tượng của sáng chế, thiết bị làm bay hơi FF có dạng hình trụ có hai chòm hình bán cầu nằm ở các đầu mút của hình trụ này, vì mục đích phân bố tốt hơn đối với sức đẩy của áp suất. Thành ngoài của thiết bị này, thành này chống đỡ hầu như toàn bộ sức đẩy của áp suất, bao gồm vỏ bọc, còn được gọi là thân lực, có độ dày được tính toán theo áp suất sẽ phải chống đỡ và thường giao động từ 10 đến 100mm. Thuận tiện là thành ngoài của thiết bị làm bay hơi FF có các độ dày khác nhau theo áp suất mà nó phải chống đỡ một cách hữu hiệu. Tốt hơn, nếu thành của các chòm và thành hình trụ gần với những chòm này có độ dày tiêu biểu nằm trong khoảng từ 10 đến 80mm, trong khi đó vùng trung tâm của hình trụ, tiếp xúc với chất lỏng của thiết bị trao đổi (thường là, hơi bão hòa), có độ dày thấp hơn, tốt hơn, nếu là từ 10 đến 40mm.

Bên trong thiết bị làm bay hơi FF, có ít nhất ba khoang riêng biệt (hay các buồng) được cách biệt với nhau bởi hai vách ngăn hoặc tấm được sắp xếp ngang

một cách thích hợp so với trục chính của thiết bị này, và đồng thời, bao gồm một phần tử phẳng (ví dụ, được làm từ thép carbon), có độ dày thường nằm trong khoảng từ 40 đến 400mm, thích hợp cho việc chống đỡ hiện tượng chệch lệch áp suất thường tồn tại giữa các khoang được định ranh giới bởi nó. Trong trường hợp phổ biến nhất, mỗi tấm trong số hai tấm này được đặt gần với một trong hai chỏm và định ranh giới thể tích trung tâm có dạng hình học về cơ bản là hình trụ. Mỗi tấm được bịt kín cố định trên thành vòng tròn bằng cách hàn, sao cho không thể có sự trao đổi bất kỳ nào của chất liệu giữa các khoang liền kề.

Con số các ống có mặt trong thiết bị làm bay hơi FF thay đổi từ mức tối thiểu là 2 đến 7.000, tốt hơn, nếu là từ 100 đến 4.000. Tốt hơn, nếu đường kính của các ống nằm trong khoảng từ 10 đến 100mm. Chiều dài của các ống thường trùng với chiều dài của thân trung tâm của thiết bị và tốt hơn, nếu nằm trong khoảng từ 1 đến 10m. Hình dạng của các ống thường là thẳng, ngay cả khi các ống chứa các phần cong hoặc hình xoắn, thì đôi khi cũng được sử dụng, và độ dày của thành có thể thay đổi, tùy thuộc vào tải trọng sẽ phải chống đỡ và đường kính, từ 1 đến 15mm. Tốt hơn, nếu mỗi ống có độ dày nằm trong khoảng từ 1 đến 10mm, càng tốt hơn, nếu là từ 1 đến 8mm. Vách ngăn giữa (còn được gọi là màng ngăn) có thể được đặt trong khoang giữa để đỡ các ống. Các vách này thường được làm từ thép carbon và có độ dày là một vài milimet, vì chúng không phải chống đỡ sức đẩy của áp suất.

Vì các mục đích của sáng chế, thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng có thể được sản xuất bằng cách sử dụng các chất liệu thường được sử dụng cho việc sản xuất các thành và các ống của các nhà máy hóa chất công nghiệp.

Xem xét các điều kiện vận hành được tiên lượng cho giai đoạn (b) của quy trình này, đối tượng của sáng chế, tốt hơn, nếu thành và ống của thiết bị làm bay hơi FF được làm từ thép hoặc thép không gỉ (ví dụ, thép không gỉ Austen, thép không gỉ thuộc loại 25/22/2 Cr/Ni/Mo, thép không gỉ Austen-ferit).

Theo quy trình, đối tượng của sáng chế này, dung dịch nước chứa muối amoni hình thành từ giai đoạn (a) được đưa vào thiết bị làm bay hơi màng rơi, tại đó, nó được duy trì ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50 đến 250°C, tốt hơn, nếu là từ 100 đến 220°C, và áp suất tuyệt đối nằm trong khoảng từ 50KPa đến 4MPa.

Trong suốt quá trình rơi xuống của màng chất lỏng, do nhiệt được dẫn truyền từ bề mặt của các ống đến màng chất lỏng, amoniac và một phần nước của dung dịch nước được làm bay hơi mà hậu quả là tạo dòng khí chứa amoniac và nước.

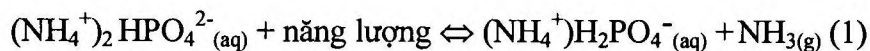
Dòng khí di chuyển lên, song song với hướng của màng chất lỏng rơi và ngược dòng so với màng chất lỏng rơi, và thoát ra khỏi đỉnh của thiết bị làm bay hơi.

Tốt hơn, nếu mỗi ống thẳng đứng được chất lượng dung dịch nước từ 24 đến 180 lít/giờ. Tốt hơn, nếu thời gian lưu lại trung bình của chất lỏng trong ống nằm trong khoảng từ 2 đến 40 giây. Đã phát hiện được rằng thời gian tiếp xúc ngắn như vậy trong mỗi ống thì đặc biệt thuận lợi để tránh mọi nguy hiểm bất kỳ là sự lắng đọng chất rắn từ dung dịch muối amoni đậm đặc, đặc biệt là khi giai đoạn (b) được thực hiện ở nhiệt độ cao để phân hủy ure dư.

Nếu dòng khí được cung cấp cho giai đoạn (a) là dòng xả lọc đi ra từ nhà máy tổng hợp ure, thì tốt hơn, nếu dòng khí rời khỏi giai đoạn (b) trên đây cũng chứa CO₂.

Ở giai đoạn (b), do các điều kiện xử lý được áp dụng, có sự dịch chuyển về các trạng thái cân bằng của cặp axit-bazơ liên hợp của dung dịch đệm, cùng với hiện tượng tạo amoniac trung tính mà, khi bay hơi, thì được tách khỏi dung dịch được xử lý trong thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng.

Trong trường hợp không hạn chế mà trong đó dung dịch rửa dạng nước được sử dụng trong giai đoạn (a), bao gồm dung dịch đệm chứa cặp axit-bazơ liên hợp H₂PO₄⁻/HPO₄²⁻, thì phản ứng (1) dưới đây xảy ra ở giai đoạn (b):



trong đó thuật ngữ “năng lượng” thể hiện tổng năng lượng được cung cấp cho dung dịch chứa muối amoni được đưa vào quy trình xử lý trong thiết bị làm bay hơi FF, năng lượng nêu trên tùy thuộc vào các điều kiện vận hành về nhiệt độ, áp suất, v.v., điều kiện này góp phần vào việc chuyển trạng thái cân bằng về phía tạo ion diaxit phosphat và amoniac tự do.

Các điều kiện vận hành của giai đoạn (b) được chọn bởi chuyên gia trong lĩnh vực này để đảm bảo sự chuyển trạng thái cân bằng của phản ứng (1) về phía tạo ra amoniac tự do ở dạng khí.

Amoni tự do thu được do sự chuyển trạng thái cân bằng của ion phosphor và ion amoni trong dung dịch nước bay hơi từ màng của dung dịch được xử lý theo trạng thái cân bằng giai đoạn dưới các điều kiện áp suất và nhiệt độ của quy trình và được tách ở dạng dòng khí.

Tốt hơn, nếu giai đoạn (b) được thực hiện bằng cách gia nhiệt thiết bị làm bay hơi FF bằng việc đưa vào trong lớp áo gia nhiệt của chất lỏng của thiết bị trao đổi, bao gồm hơi nước bão hòa ở áp suất nằm trong khoảng từ 0,1 đến 7MPa.

Cần phải chọn các điều kiện nhiệt độ và áp suất ở giai đoạn (b) sao cho dẫn đến việc tạo dung dịch rửa được tái tạo và dòng khí chứa amoniac. Cụ thể, các điều kiện vận hành phải làm sao thu được lượng bay hơi của amoniac dạng khí từ bề mặt của màng rơi.

Nếu dòng khí mà từ đó amoniac được thu hồi không chứa ure, thì tốt hơn, nếu giai đoạn (b) được thực hiện ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 100 đến 140°C và áp suất nằm trong khoảng từ áp suất khí quyển đến áp suất tuyệt đối là 200KPa.

Nếu dòng khí được cung cấp cho giai đoạn (a) cũng chứa ure (ví dụ, dòng xả lọc đi ra từ nhà máy tổng hợp ure), thì tốt hơn, nếu giai đoạn (b) được thực hiện ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 100 đến 230°C, càng tốt hơn, nếu là từ 120 đến 210°C, và ở áp suất nằm trong khoảng từ áp suất khí quyển đến áp suất tuyệt đối là 2MPa, tốt hơn, nếu là áp suất tuyệt đối từ 0,15 đến 1,5MPa.

Theo một phương án ưu tiên của sáng chế, bằng cách xử lý ở giai đoạn (b) đối với dung dịch nước cũng chứa ure ở 0,7MPa và nhiệt độ là 180°C, có thể thu được dòng chứa NH_3 , H_2O và CO_2 được đặc trưng bởi nồng độ của amoniac nằm trong khoảng từ 5 đến 35% theo trọng lượng, càng tốt hơn, nếu là từ 10 đến 25% theo trọng lượng.

Tốt hơn, nếu việc xử lý trong thiết bị làm bay hơi FF được thực hiện theo hình thức tự cất tách, tức là, với sự vắng mặt của một dòng mang phụ thêm. Để đạt được mức chiết NH_3 lớn hơn, thì dòng mang dạng khí (ví dụ, dòng NH_3 , hơi nước, CO_2 hoặc khí trơ khác) có thể được đưa vào các ống của thiết bị làm bay hơi FF mà khi tiếp xúc với bề mặt của màng chất lỏng ngược dòng, thì loại amoniac đã chiết được ra, tạo thuận lợi cho việc làm bay hơi amoniac phụ thêm khỏi dung dịch được đưa vào xử lý.

Việc xử lý của giai đoạn (b) trong thiết bị làm bay hơi FF đem lại các sản phẩm dưới đây: tốt hơn, nếu dung dịch rửa được tái tạo có độ pH nằm trong khoảng từ 5 đến 6,5, và dòng khí chứa amoniac và có thể là CO_2 .

Tiếp đó, dung dịch rửa dạng nước đã được tái tạo được sử dụng để làm giảm thêm nữa lượng amoniac từ dòng khí khởi đầu ở giai đoạn (a) của quy trình theo sáng chế, tức là nó được tuần hoàn lại (giai đoạn c) vào cái gọi là giai đoạn ở thiết

bị rửa khí, sau quá trình thu hồi nhiệt có thể có được chứa trong đó và/hoặc cô, ví dụ, bằng cách làm bay hơi dưới điều kiện chân không. Trước khi được tuần hoàn lại giai đoạn (a), dung dịch rửa dạng nước đã được tái tạo có thể đòi hỏi bổ sung lượng nước và axit hoặc dung dịch đệm cần thiết cho việc duy trì nồng độ và độ pH mong muốn (dung dịch bù trừ).

Amoniac được chứa trong dòng khí rời khỏi giai đoạn (b) có thể được sử dụng theo các cách khác nhau. Theo một phương án được ưu tiên của quy trình trên đây, dòng khí chứa NH_3 , H_2O và có thể là CO_2 , rời khỏi giai đoạn (b), được tuần hoàn lại quy trình tổng hợp ure. Theo cách khác, dòng khí trên đây có thể được cung cấp cho quy trình tổng hợp amoniac. Trong cả hai trường hợp, trước khi được cung cấp vào những nhà máy này, có thể tùy ý đưa dòng khí chứa amoniac vào quy trình thu hồi nhiệt được chứa trong đó bằng phương tiện là thiết bị trao đổi nhiệt thích hợp. Dòng khí chứa amoniac rời khỏi giai đoạn (b) cũng có thể được ngưng tụ để tạo dung dịch nước của amoniac mà có thể được tuần hoàn lại các quy trình công nghiệp khác.

Theo một phương án ưu tiên mà tiên lượng cách sử dụng ở giai đoạn (a) của dung dịch rửa bao gồm dung dịch đệm mà trong đó cặp axit-bazơ liên hợp là $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$, dung dịch gồm $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ và $(\text{NH}_4)\text{H}_2\text{PO}_4$ hình thành từ giai đoạn (a) và được chuyển sang quá trình điều trị trong thiết bị làm bay hơi FF có nồng độ ion NH_4^+ thay đổi từ 3 đến 12% theo trọng lượng.

Theo một phương án, thiết bị làm bay hơi FF được sử dụng cho việc xử lý của giai đoạn (b) đem lại các sản phẩm chính dưới đây:

- dung dịch rửa dạng nước được tái tạo bao gồm dung dịch đệm chứa các loại HPO_4^{2-} và H_2PO_4^- , theo lượng nằm trong khoảng từ 20 đến 40% theo trọng lượng, tốt hơn, nếu là từ 30 đến 35% theo trọng lượng, dung dịch này được tuần hoàn lại cái gọi là giai đoạn rửa khí (rửa), sau quá trình bổ sung có thể có đối với lượng nước cần thiết và dung dịch bù trừ;
- dòng khí chứa từ 5 đến 35%, tốt hơn, nếu là từ 10 đến 25%, theo trọng lượng của amoniac.

Do đó, quy trình cải tiến theo sáng chế cho phép thu hồi các sản phẩm gây ô nhiễm như amoniac và ure được chứa trong dòng khí, cho phép thu được dung dịch amoniac đậm đặc một cách thuận lợi. Do vậy, những dung dịch này không đòi hỏi quá trình xử lý nhiệt cụ thể trước khi được tuần hoàn lại các quy trình công nghiệp

thêm nữa, như, ví dụ, phép tổng hợp ure. Do đó, quy trình này có tính hiệu quả cao về năng lượng.

Ngoài ra, liên quan đến các quy trình khác được sử dụng trong giải pháp kỹ thuật hiện có trong lĩnh vực này, việc sử dụng thiết bị làm bay hơi FF đem lại ưu điểm đáng kể là tránh được sự trộn lẫn amoniac được tách với chất lỏng gia nhiệt (hơi) và tránh được hậu quả là sự pha loãng dòng khí được thu hồi. Hơn nữa, cơ chế trao đổi nhiệt, mà hoạt động chức năng của thiết bị làm bay hơi FF dựa trên đó, cho phép có sự kiểm soát chính xác các điều kiện nhiệt độ của dung dịch nước được đưa vào quy trình xử lý thu hồi amoniac. Thiết bị làm bay hơi FF cũng hoạt động một cách hữu hiệu với sự có mặt của sự chênh lệch nhiệt độ nhỏ giữa chất lỏng gia nhiệt và dung dịch nước được đưa vào xử lý, mà kết quả là có sự giảm thêm về mức tiêu thụ năng lượng.

Ngoài ra, liên quan đến các quy trình tách đã biết theo giải pháp kỹ thuật hiện có trong lĩnh vực này, quy trình thu hồi amoniac theo sáng chế đem lại ưu điểm là có thể thực hiện được bằng dung dịch hầu như không bazơ, với kết quả là mức tiêu thụ các hợp chất bazơ hóa giảm.

Trong trường hợp áp dụng quy trình theo sáng chế cho việc thu hồi amoniac từ dòng khí cũng chứa ure, cũng có thể tìm thấy thêm ưu điểm về khả năng loại bỏ về cơ bản tất cả lượng ure có mặt: ở giai đoạn (b), thực tế, các điều kiện nhiệt độ và áp suất gây ra hiện tượng thủy phân phần ure, trong khi đó, khi mà phần còn lại được tuần hoàn lại vào giai đoạn (a), thì nó không được phân tán trong môi trường.

Một phương án ưu tiên của quy trình theo sáng chế được minh họa trong Fig.1 đi kèm, Fig. này trình bày bằng sơ đồ các bước xử lý dòng xả lọc khí rời khỏi bộ phận tạo hạt hoặc tạo hạt bằng phun lạnh của quy trình tổng hợp ure.

Các chi tiết chức năng, như bơm, van và các vật phẩm khác của thiết bị không quan trọng đối với việc hiểu một cách đầy đủ các quy trình đã được sơ đồ hóa, thì không được thể hiện trong Fig.1 được đề cập trên đây. Trong bất cứ trường hợp nào, không nên xem quy trình này, đối tượng của sáng chế, là bị giới hạn vào những gì được mô tả trong Fig. đi kèm, Fig. này đơn thuần chỉ có chức năng minh họa.

Ngoài ra, để đơn giản hóa bản mô tả này, thuật ngữ “chất lỏng” được sử dụng một cách nhất quán để đề cập đến các dòng hoặc các hỗn hợp bao gồm pha lỏng

riêng rẽ hoặc pha lỏng-hơi hỗn hợp. Mặt khác, thuật ngữ “dạng khí” được sử dụng cho các dòng hoặc các hỗn hợp mà trong đó pha lỏng hầu như vắng mặt.

Sơ đồ được biểu thị trong Fig.1 minh họa bộ phận tạo hạt hoặc tạo hạt bằng phun lạnh P, được nối thông qua đường 1 vào bộ phận rửa bằng nước A, có thể đi ra từ nhà máy ure và chứa tạp chất của amoniac và ure. Bộ phận A này bao gồm đường nước đầu vào 2, đường đầu ra 3, và được kết nối, thông qua đường 4, vào bộ phận thiết bị rửa khí S. Bộ phận thiết bị rửa khí S bao gồm đường đầu vào 5a, đường không khí đầu ra 6 và lại được nối với bồn tích trữ SA, thông qua đường 7. Bồn tích trữ SA được kết nối, thông qua các đường 5 và 5a, vào thiết bị rửa khí S và thông qua đường 10a vào thiết bị trao đổi nhiệt SC. Thiết bị trao đổi nhiệt SC lại được nối thông qua đường 10b vào thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng (được biểu thị trong Fig.1 bằng chữ viết tắt FF). Thiết bị làm bay hơi FF cũng được kết nối bằng phương tiện là các đường 16 và 16a và 5a vào bộ phận rửa khí S và còn bao gồm đường đầu ra 18 của hơi chứa amoniac được thu hồi từ dòng xả lọc khí bằng quy trình của sáng chế.

Đề cập đến Fig.1, một phương án có thể có của quy trình của sáng chế là được mô tả dưới đây, ngay cả khi phần mô tả này không hạn chế toàn bộ phạm vi của chính sáng chế.

Dòng xả lọc khí đi ra thông qua đường 1 từ bộ phận tạo hạt hoặc tạo hạt bằng phun lạnh P, bao gồm không khí bị nhiễm bẩn bởi amoniac ($50\text{-}150\text{ mg/Nm}^3$ không khí), ure ($100\text{-}200\text{ mg/Nm}^3$ không khí) và vi lượng formaldehyt. Dòng này được chuyển đến bộ phận rửa bằng nước A. Bộ phận A này có hai dòng nạp, một dòng bao gồm nước, dòng này được nạp thông qua đường 2 và dòng xả lọc khí đi ra từ bộ phận P, thông qua đường 1. Dòng khí ở cửa thoát của bộ phận rửa bằng nước A, thông qua đường 4, bao gồm không khí, amoniac, ure và vi lượng formaldehyt. Do đó, phần ure có mặt trong dòng khí ban đầu đã bị loại bỏ bằng phương pháp rửa bằng nước và có thể được tìm thấy trong dung dịch nước ở cửa thoát thông qua đường 3. Tốt hơn, nếu dung dịch này được chuyển đến bộ phận cô chân không (không được thể hiện trong hình vẽ) của nhà máy tổng hợp ure, để thu hồi ure.

Dòng khí ở cửa thoát của bộ phận rửa bằng nước A, thông qua đường 4, được chuyển đến bộ phận thiết bị rửa khí S, tại đây nó được rửa bằng một dung dịch axit nước của $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ và $(\text{NH}_4)\text{H}_2\text{PO}_4$ có tổng nồng độ của các ion phosphat nằm trong khoảng từ 30 đến 40% theo trọng lượng, độ pH nằm trong khoảng từ 5

đến 6 và nhiệt độ nằm trong khoảng từ 30 đến 50°C, với việc tạo dòng khí chứa không khí hầu như tinh khiết được xả vào khí quyển thông qua đường 6 và dung dịch nước giàu $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$, dung dịch này được nạp thông qua đường 7 vào bồn tích trữ SA. Trong bộ phận rửa bằng nước A, một lượng dung dịch rửa được sử dụng, lượng này đủ để làm giảm hàm lượng amoniac xuống đến trị số mong muốn, thông thường là đến trị số thấp hơn 20 mg/m³, và có thể là ure, thông thường là đến trị số thấp hơn 30 mg/m³, trong dòng khí. Tốt hơn, nếu thể tích của dung dịch rửa được sử dụng nằm trong khoảng từ 0,5 đến 3 lít trong mỗi Nm³ dòng khí.

Cũng có thể không cần đến bộ phận rửa bằng nước A và trong trường hợp này, thì dòng xả lọc khí 1 đi ra từ bộ phận P được chuyển một cách trực tiếp đến bộ phận thiết bị rửa khí S.

Bồn tích trữ SA, khi có mặt, thì cho phép có thể tích dung dịch rửa lớn hơn được sẵn sàng để được tuần hoàn lại thông qua các đường 5 và 5a vào bộ phận thiết bị rửa khí S. Do đó, quy trình này có thể vận hành, theo các phương thức vận hành thông thường bằng tuần hoàn lại, bằng dung dịch đậm đặc hơn của cặp axit-bazơ liên hợp. Dung dịch nước đã được tái tạo đi ra từ thiết bị làm bay hơi FF thông qua các đường 16 và 16a, được bổ sung vào dung dịch rửa rời khỏi bồn tích trữ SA, thông qua đường 5, sau khi bổ sung nước, thông qua đường 21, để bù lượng được làm bay hơi trong thiết bị rửa khí và trong thiết bị làm bay hơi FF. Vì thế mà, các dòng 5 và 16a được nối kết, được tuần hoàn lại bằng đường 5a vào thiết bị rửa khí S.

Một phần, càng tốt hơn, nếu từ 0,2 đến 5% của dòng được sử dụng trong thiết bị rửa khí, của dung dịch axit nước chứa $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ và $(\text{NH}_4)\text{H}_2\text{PO}_4$, được chuyển, thông qua các đường 10a và 10b, từ bồn tích trữ SA đến thiết bị làm bay hơi FF, sau khi gia nhiệt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 80 đến 100°C trong thiết bị trao đổi nhiệt SC, ví dụ, bằng sự trao đổi nhiệt với dòng rời khỏi thiết bị làm bay hơi FF thông qua đường 16 (cách sử dụng dòng rời khỏi thiết bị làm bay hơi FF trong thiết bị trao đổi nhiệt SC thông qua đường 16 thì không được biểu thị trong Fig.1).

Trong thiết bị làm bay hơi FF, dung dịch nước chứa $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ và $(\text{NH}_4)\text{H}_2\text{PO}_4$ được xử lý ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 120 đến 210°C và áp suất nằm trong khoảng áp suất tuyệt đối từ 0,15 đến 1,5 MPa, với việc tạo dòng khí chứa NH_3 , H_2O và CO_2 dòng khí này được loại ra thông qua đường thoát 18 và có thể

được tuần hoàn lại quy trình tổng hợp ure hoặc theo cách khác, vào quy trình tổng hợp amoniac.

Trong trường hợp được ưu tiên này, hơi của nước, amoniac và có thể là carbon dioxit, được giải phóng khỏi bề mặt của màng chất lỏng rơi bên trong các ống của thiết bị làm bay hơi FF, và sau đó, được thu gom ở cửa thoát của đầu của cùng một thiết bị trong đường 18.

Chất lỏng của thiết bị trao đổi được sử dụng trong thiết bị làm bay hơi FF có thể là, ví dụ, hơi nước có áp suất cao, được đưa vào bằng đường 11. Hơi nước trên đây di chuyển qua thiết bị làm bay hơi FF truyền nhiệt của chính nó cho thành của các ống và sau đó, rời khỏi thiết bị làm bay hơi FF ở dạng chất ngưng tụ thông qua đường 12.

Thiết bị làm bay hơi FF cũng đem lại dung dịch rửa được tái tạo, có hàm lượng diaxit phosphat cao hơn so với dung dịch nước đầu vào, nhưng độ pH hầu như giống nhau, do tổng nồng độ cao của các loại HPO_4^{2-} và H_2PO_4^- và đem lại tác dụng đệm cao. Dung dịch này được tuần hoàn lại bộ phận thiết bị rửa khí bằng axit S, thông qua các đường 16, 16a và 5a. Nếu thấy cần thiết, axit phosphoric hoặc amoni phosphat có thể được bổ sung vào dung dịch này để bù cho lượng tổn hao có thể có của dung dịch đệm, ví dụ, do hiện tượng kéo theo của các hạt siêu nhỏ của chất lỏng trong giai đoạn rửa (a) của dòng khí.

Ví dụ về phương án dưới đây được đưa ra vì mục đích minh họa thuần túy của sáng chế và bằng bất cứ hình thức nào, không nên xem là làm giới hạn phạm vi bảo hộ được xác định bởi các điểm yêu cầu bảo hộ đi kèm.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Ví dụ 1

Dòng xả lọc khí đi ra từ nhà máy sản xuất ure, bao gồm không khí bị nhiễm bẩn bởi amoniac (94 mg/Nm^3 không khí), ure (185 mg/Nm^3 không khí) và vi lượng formaldehyt, được đưa vào quy trình theo sáng chế. Khi mà nhà máy này hoạt động dưới các điều kiện theo đúng chế độ, mức $1.490.000 \text{ Nm}^3/\text{giờ}$ của dòng trên đây được chuyển một cách trực tiếp vào thiết bị rửa khí hoạt động bằng dung dịch rửa bao gồm dung dịch đệm của $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ và $(\text{NH}_4)\text{H}_2\text{PO}_4$ có độ pH bằng 5,3.

Vì vậy, thu được các sản phẩm dưới đây từ thiết bị rửa khí:

- dòng khí được tinh chế ($1.490.000 \text{ Nm}^3/\text{giờ}$) có nồng độ amoniac bằng $9,4 \text{ mg/Nm}^3$ (hiệu suất về tác dụng giảm bớt của thiết bị rửa khí bằng 90%) và nồng độ ure bằng $18,5 \text{ mg/Nm}^3$ (hiệu suất về tác dụng giảm bớt của thiết bị rửa khí bằng 90%);

- dòng có mức $3.014.400 \text{ kg/giờ}$ của dung dịch nước chứa muối amoni bao gồm nước ($1.907.512 \text{ kg/giờ}$), các ion $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ (838.003 kg/giờ), amoniac ở dạng NH_3 và NH_4^+ (217.037 kg/giờ) và ure (51.848 kg/giờ).

Sau đó, dung dịch nước rời khỏi thiết bị rửa khí được nạp vào bồn tích trữ (SA) mà từ đó dòng có cùng thành phần được chiết liên tục, và sau đó, được nạp vào thiết bị làm bay hơi FF có tốc độ dòng chảy là $12,0 \text{ m}^3/\text{giờ}$, bằng $14.400,0 \text{ kg/giờ}$ (tỷ trọng của dung dịch là 1.200 kg/m^3). Dòng đi vào thiết bị làm bay hơi FF, có độ pH bằng 5,3, bao gồm nước ($9.112,3 \text{ kg/giờ}$), các ion $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ ($4.003,2 \text{ kg/giờ}$), amoniac ở dạng NH_3 và NH_4^+ ($1.036,8 \text{ kg/giờ}$) và ure ($247,7 \text{ kg/giờ}$).

Trong thiết bị làm bay hơi FF, dung dịch nước đi ra từ bồn tích trữ SA được duy trì ở mức nhiệt độ là 180°C và áp suất là $0,7 \text{ MPa}$. Vì thế mà, các sản phẩm dưới đây được tách trong thiết bị làm bay hơi FF:

- dòng khí ($1.860,2 \text{ kg/giờ}$), chứa amoniac và có thành phần dưới đây

nước (hơi nước)	=	$1.411,6 \text{ kg/giờ}$
NH_3	=	$266,6 \text{ kg/giờ}$
CO_2	=	$181,9 \text{ kg/giờ}$

- dung dịch rửa được tái tạo ($12.570,5 \text{ kg/giờ}$) có độ pH bằng 5,3 và thành phần dưới đây

nước (hơi nước)	=	$7.626,4 \text{ kg/giờ}$
$\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$	=	$4.003,2 \text{ kg/giờ}$
$\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$	=	$940,9 \text{ kg/giờ}$

Khi so sánh lượng amoniac có mặt trong dòng khí 18 rời khỏi thiết bị làm bay hơi FF ($266,6 \text{ kg/giờ}$) với hàm lượng amoniac ở dạng NH_3 và NH_4^+ trong dòng đi vào thiết bị làm bay hơi FF ($1.036,8 \text{ kg/giờ}$), hiệu suất tách của bước (b) của sáng chế được quan sát là bằng 22,7% mol của amoniac (tỷ lệ phần trăm tính đến phần amoniac lấy từ quá trình thủy phân ure $247,7 \text{ kg/giờ}$).

Dung dịch rửa được tái tạo trên đây được tuần hoàn lại thiết bị rửa khí để hợp nhất dòng của dung dịch đi ra từ bồn SA ($3.000.000 \text{ kg/giờ}$). Đối với việc tuần

hoàn lại này, cần thiết phải bổ sung dòng nước bù trừ là 6.411,6 kg/giờ vào dung dịch rửa được tái tạo, để bù cho lượng nước được chuyển đến dòng khí được tinh chế bằng quá trình bay hơi trong suốt bước rửa khí, và đồng thời, nước được làm bay hơi trong thiết bị làm bay hơi FF.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình thu hồi amoniac chứa trong dòng khí, quy trình này bao gồm các giai đoạn dưới đây:

(a) đưa dòng khí chứa amoniac vào quy trình rửa bằng dung dịch rửa dạng nước có độ pH thấp hơn 7,0, với việc tạo dòng khí được tinh chế và dung dịch nước chứa muối amoni;

(b) xử lý dung dịch nước chứa muối amoni hình thành từ giai đoạn (a) trong thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50 đến 250°C và áp suất tuyệt đối nằm trong khoảng từ 50KPa đến 4MPa với việc tạo dung dịch rửa được tái tạo và dòng khí chứa NH_3 và H_2O ;

(c) tuần hoàn dung dịch rửa được tái tạo nêu trên lại giai đoạn (a), trong đó thiết bị trao đổi nhiệt bao gồm các ống và, trong quá trình xử lý của giai đoạn (b), mỗi ống của thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng được nạp bằng dung dịch nước chứa muối amoni với lượng nằm trong khoảng từ 24 đến 180L/giờ và thời gian lưu trung bình của dung dịch nước chứa muối amoni nằm trong khoảng từ 2 đến 40 giây.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó giai đoạn (a) được thực hiện ở độ pH nằm trong khoảng từ 5 đến 6,5.

3. Quy trình theo điểm 1 hoặc 2, trong đó dòng khí được cung cấp cho giai đoạn (a) là dòng xả khí hình thành từ quy trình tổng hợp ure.

4. Quy trình theo điểm 3, trong đó dòng xả khí nêu trên là không khí bị nhiễm bẩn bởi amoniac và ure.

5. Quy trình theo điểm 4, trong đó dòng xả khí nêu trên chứa từ 50 đến 250 mg/Nm^3 không khí của amoniac và từ 30 đến 200 mg/Nm^3 không khí của ure.

6. Quy trình theo điểm 3, trong đó dòng xả khí nêu trên chứa amoniac bao gồm khí trơ được chọn từ nhóm gồm nitơ, khí hiếm, metan và hỗn hợp của chúng.

7. Quy trình theo điểm 3, trong đó dòng xả khí nêu trên là ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 45 đến 100°C, và được đưa vào quá trình rửa sơ bộ bằng nước.

8. Quy trình theo điểm 1, trong đó dung dịch rửa dạng nước của giai đoạn (a) là dung dịch đậm chứa cặp axit-bazơ liên hợp của ít nhất một axit được chọn từ nhóm bao gồm axit phthalic, axit oxalic, axit phosphoric, axit xitric, axit aryl-phosphonic, axit alkyl-phosphonic, và axit carbonic.

9. Quy trình theo điểm 8, trong đó dung dịch đệm nêu trên có độ pH nằm trong khoảng từ 5 đến 6,5 và tổng nồng độ phân tử gam của cặp axit-bazơ liên hợp là từ 0,5M đến 5M.
10. Quy trình theo điểm 7, trong đó dung dịch đệm chứa cặp $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$, trong đó tổng nồng độ của các loại $\text{H}_2\text{PO}_4^-/\text{HPO}_4^{2-}$ thay đổi từ 20 đến 40% theo trọng lượng.
11. Quy trình theo điểm 1, trong đó, khi dòng khí được cung cấp cho giai đoạn (a) không chứa ure, thì giai đoạn (b) được thực hiện ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 100 đến 140°C và ở áp suất nằm trong khoảng từ áp suất khí quyển đến 0,2MPa tuyệt đối.
12. Quy trình theo điểm 1, trong đó, khi dòng khí được cung cấp cho giai đoạn (a) cũng chứa ure, thì giai đoạn (b) được thực hiện ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 100 đến 230°C, tốt hơn, nếu là từ 120 đến 210°C, và ở áp suất nằm trong khoảng từ áp suất khí quyển đến 2,0MPa tuyệt đối.
13. Quy trình theo điểm 12, trong đó giai đoạn (b) được thực hiện ở 0,7MPa và ở nhiệt độ 180°C, dòng khí chứa NH_3 , H_2O và CO_2 có nồng độ của amoniac từ 5 đến 35% theo trọng lượng.
14. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm bước xả dòng khí được tinh chế nêu trên được tạo ra ở giai đoạn (a) vào khí quyển.
15. Quy trình theo điểm 1, trong đó dòng khí được tinh chế nêu trên mà được tạo ra ở giai đoạn (a) chứa không khí hoặc khí trơ khác có hàm lượng amoniac thay đổi từ 10 đến 25 mg/Nm³ không khí và, tùy ý, hàm lượng ure nằm trong khoảng từ 5 đến 30 mg/Nm³ không khí.
16. Quy trình theo điểm 1, trong đó dòng khí nêu trên chứa NH_3 , H_2O và tùy ý CO_2 nêu trên mà được tạo ra trong giai đoạn (b) được tuần hoàn lại quy trình tổng hợp ure hoặc quy trình tổng hợp amoniac.
17. Quy trình theo điểm 1, trong đó lượng nước hoặc axit, cần thiết để duy trì nồng độ và độ pH mong muốn, được bổ sung vào dung dịch rửa dạng nước đã được tái tạo hình thành từ giai đoạn (b).
18. Thiết bị dùng để thực hiện quy trình theo điểm 1, bao gồm:
bộ phận rửa mà tại đó dòng khí chứa amoniac được đặt tiếp xúc với dung dịch rửa dạng nước,

thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi thẳng đứng dùng để xử lý dòng nước chứa muối amoni với việc tạo dòng khí chứa NH_3 và H_2O và dung dịch rửa được tái tạo, trong đó thiết bị trao đổi nhiệt nêu trên không có hồi lưu và là thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm dạng hình trụ, có thân chính có chiều dài nằm trong khoảng từ 1 đến 10m, và hai chòm hình bán cầu được đặt ở các đầu của hình trụ, và được nối với bộ phận rửa mà từ đó thiết bị trao đổi nhiệt này tiếp nhận dòng nước chứa muối amoni.

19. Quy trình thu hồi ammoniac từ dòng khí chứa ammoniac, bao gồm:

(a) rửa dòng khí chứa ammoniac bằng dung dịch rửa dạng nước có độ pH thấp hơn 7,0 để tạo ra dòng khí được tinh chế và dung dịch nước chứa muối amoni;

(b) xử lý dung dịch nước chứa muối amoni trong thiết bị trao đổi nhiệt màng rơi kiểu đứng ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50 đến 250°C và ở áp suất tuyệt đối nằm trong khoảng từ 50KPa đến 4MPa để tạo ra dung dịch rửa được tái tạo và dòng khí chứa NH_3 và H_2O ; và

(c) tuần hoàn dung dịch rửa được tái tạo trở lại giai đoạn rửa (a); trong đó trong quá trình xử lý, độ pH của dung dịch nước chứa muối amoni là thấp hơn 7,0.

20. Quy trình theo điểm 19, trong đó trong quá trình xử lý (b), độ pH của dung dịch nước về cơ bản là bằng độ pH của dung dịch rửa dạng nước có độ pH thấp hơn 7,0 của giai đoạn rửa (a).

21. Quy trình theo điểm 19, trong đó trong giai đoạn xử lý (b), dung dịch nước chứa muối amoni có độ pH bằng với dung dịch rửa dạng nước có độ pH thấp hơn 7,0 của giai đoạn rửa (a).

Fig. 1

